

**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

ЗБІРНИК ПРАЦЬ

XVII Міжнародної наукової конференції
«УДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСІВ І
ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ТА
ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ»

3-8 вересня 2018 р.



**ОДЕСА
2018**

Публікуються доповіді, представлені на XVII Міжнародній науковій конференції «Удосконалення процесів і обладнання харчових та хімічних виробництв» (3 – 8 вересня 2018 р.) і присвячені актуальним проблемам підвищення енергоефективності в сфері АПК, харчових та хімічних виробництвах, розробки та впровадження ресурсо-та енергоефективних технологій та обладнання, альтернативних джерел енергії.

Редакційна колегія:

Доктор техн. наук, професор
Кандидат техн. наук

О.Г. Бурдо
Ю.О. Левтринська

МІЖНАРОДНИЙ НАУКОВИЙ ОРГКОМІТЕТ

Єгоров <i>Богдан Вікторович</i>	– голова, Одеська національна академія харчових технологій, ректор, д.т.н., професор
Бурдо <i>Олег Григорович</i>	– вчений секретар, Одеська національна академія харчових технологій, д.т.н., професор
Атаманюк <i>Володимир Михайлович</i>	– Національний університет «Львівська політехніка», д.т.н., професор
Васильєв <i>Леонард Леонідович</i>	– Інститут тепло- і масообміну ім. А.В. Ликова, Республіка Білорусь, д.т.н., професор
Гавва <i>Олександр Миколайович</i>	– Національний університет харчових технологій, д.т.н., професор
Гумницький <i>Ярослав Михайлович</i>	– Національний університет „Львівська політехніка”, д.т.н., професор
Долинський <i>Анатолій Андрійович</i>	– Інститут технічної теплофізики, почесний директор, д.т.н., академік НАН України
Зав’ялов <i>Владимир Леонідович</i>	– Національний університет харчових технологій, д.т.н., професор
Сукманов <i>Валерій Олександрович</i>	– Полтавський університет економіки і торгівлі, д.т.н., професор
Колтун <i>Павло Семенович</i>	– Technident Pty. Ltd., Australia, Dr.
Корнієнко <i>Ярослав Микитович</i>	– Національний технічний університет України „Київський політехнічний інститут”, д.т.н., професор
Малежик <i>Іван Федорович</i>	– Національний університет харчових технологій, д.т.н., професор
Михайлов <i>Валерій Михайлович</i>	– Харківський державний університет харчування та торгівлі, д.т.н., професор
Паламарчук <i>Ігор Павлович</i>	– Національний університет біоресурсів та природокористування України, д.т.н., професор
Снежкін <i>Юрій Федорович</i>	– Інститут технічної теплофізики, директор, д.т.н., академік. НАН України
Сорока <i>Петро Гнатович</i>	– Український державний хіміко-технологічний університет, д.т.н., почесний професор
Тасімов <i>Юрій Миколайович</i>	– Віце-президент союзу наукових та інженерних організацій України
Товажнянський <i>Леонід Леонідович</i>	– Національний технічний університет „Харківський політехнічний інститут”, д.т.н., професор, член-кореспондент НАН України
Ткаченко <i>Станіслав Йосифович</i>	– Вінницький національний технічний університет, г. Вінниця, д.т.н., професор
Черевко <i>Олександр Іванович</i>	– Харківський державний університет харчування та торгівлі, ректор, д.т.н., професор
Шит <i>Михайл Львович</i>	– Інститут енергетики Академії Наук Молдови, к.т.н., в.н.с.
Сухий <i>Константин Михайлович</i>	– ДВНЗ «Український державний хіміко-технологічний університет», д. хім. н., професор

СЕКЦІЯ 1.

**ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ
ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРАВЛІЧНИХ,
ТЕПЛОВИХ, МАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ**

УДК 536.2.083, 662.711

ВПЛИВ МЕТОДИКИ РОЗМІЩЕННЯ СИРОВИННИХ ПОЛІН ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ДЕРЕВНОГО ВУГІЛЛЯ ПІРОЛІЗНИМ СПОСОБОМ НА ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІСТЬ ПРОЦЕСУ

Товажнянский Л.Л., член-кор. НАНУ, д-р техн. наук, професор,
Ведь В.Є., д-р техн. наук, професор,
Миронов А.М., канд. техн. наук

THE INFLUENCE OF THE METHODS OF THE DISTRIBUTION OF RAW WELDINGS IN THE PRODUCTION OF PURPOSE CARBON BY THE PERIPHERAL METHOD FOR ENERGY EFFICIENCY OF THE PROCESS

Tovazhnyansky L. L., Dr. Sci., professor; Ved V. YE., Dr. Sci., professor,
Myronov A. M., Ph.D.

National Technical University «Kharkiv Polytechnic Institute», Kharkiv

Анотація. В роботі розглянуто низку питань, пов'язаних з теплообмінними процесами, які відбуваються у промислових вуглевипалювальних установках. Дослідження спрямоване на пошук розрахункового алгоритму, який здатен еквівалентно врахувати вплив структури композитно-пористого тіла на коефіцієнт теплопровідності масиву, сформованого деревними полінями у просторі вагонетки. Показано, що відома феноменологічна модель процесу теплопровідності, яка базується на концепції суцільності твердих тіл, не придатна до використання у контексті розрахунку внеску ступеню пористості матеріалу до його теплопровідної здатності. Вказано, що подібна модель ігнорує не тільки структурну будову реальних матеріалів, але й можливість формування анізотропних кластерних утворень в їх товщі. Виявлено, що для масиву деревини, який приймає участь у виробництві деревного вугілля піролізним способом, спрощення мікроскопічної структури не припускається. Проаналізовано кілька способів завантаження деревної сировини у вагонетку та відсоток об'єму, що може бути корисно використаний у кожному з них. Обрано найбільш технологічно та експлуатаційно доцільний спосіб завантаження деревної сировини. Розглянуто відому розрахункову модель, що базується на рівномірному розподілі твердої фази уздовж меж структурного елементу. Встановлено, що при межових значеннях подібна модель демонструє результати, що не відповідають фізичній дійсності. Виявлено причини неадекватності моделі реальним об'єктам на прикладі масиву деревних полін. Представлено вдосконалену розрахункову модель, що передбачає заміну лінійного контакту між елементами на поверхневий. Розглянуто штучні умови розрахункового припущення про те, що безкінечно тонкий прошарок матеріалу розташований уздовж меж структурного елементу, а уся маса матеріалу зосереджена у центрі в вигляді об'єкту квадратного перетину. Наведено детальний алгоритм розрахунку еквівалентного значення коефіцієнту теплопровідності деревного масиву. На основі зазначених досліджень підтверджено доцільність застосування нового підходу, який дозволяє врахувати величину впливу радіаційної складової на сукупне значення ефективної теплопровідності композитно-пористого матеріалу.

Abstract. The paper deals with a number of issues related to the heat exchange processes which occur in industrial charring plants. The research is aimed to finding a calculation algorithm that can equivalently take into account the influence of the composite-porous body structure on the thermal conductivity coefficient of a bundle formed by wood logs in a trolley's space. It is shown that the phenomenological model of the heat conductivity process, which is based on the concept of solids continuity, is not suitable for use in the context of calculating the degree of material porosity contribution to its thermal conductivity. It is specified that such a model ignores not only the structural content of real materials, but also the possibility of forming anisotropic cluster formations in their thickness. It is found that simplification of the microscopic structure is not allowed for a wooden bundle that takes part in the charcoal production using pyrolysis method. There are analyzed several methods of wooden raw materials loading into a trolley and a percentage of volume that can be usefully used in each of them. The most technologically and operationally expedient way of wooden raw materials loading is chosen. A well-known calculation model, which is based on the equable solid phase distribution along the boundaries of structural element, is considered. It is established that this model demonstrates results that do not correspond to physical reality for the boundary values. The reasons of model inadequacy to real objects are revealed on the example of a wooden log bundle. An improved calculation model, which involves replacing the linear contact between the elements to the surface one, is presented. There are considered the

artificial conditions of the calculated assumption that an infinitely thin material layer is located along the boundaries of a structural element, and the entire material mass is centered in the form of a square-section object. There is given a detailed algorithm for calculating the equivalent value of the wooden bundle thermal conductivity coefficient. The appropriateness of applying a new approach is confirmed based on these studies, which allows taking into account the magnitude of the radiation component effect on the total value of the effective thermal conductivity of composite-porous material.

Ключові слова: деревне вугілля, піроліз, конвекційний теплообмін, коефіцієнт теплопровідності, композитна пористість, газовий прошарок.

Keywords: charcoal, pyrolysis, convective heat transfer, coefficient of thermal conductivity, composite porosity, gas layer.

Вступ. Виробництво деревного вугілля піролізним способом в установках сучасних конструкцій потребує детального аналізу кожного з технологічних переділів та створення відповідного апаратурного забезпечення процесу. Це накладає певні обмеження з суто технічних та геометричних міркувань, що має бути неодмінно враховано при проектуванні більш нового обладнання або модернізації існуючого. Надалі комплексно розглядатиметься не тільки проблема завантаження деревинної сировини у вагонетки прямокутної конструкції, але й аналізуються показники явищ, що супроводжують та власне забезпечують процеси теплообміну в матеріалі при використанні раціонального способу розміщення деревних полінець.

При проведенні досліджень з оптимізації руху теплових потоків у вагонетках найбільша увага повинна приділятися принципам урахування геометричної складової масиву, сформованого сировинними полінями. У даному випадку нема можливості розглядати такий масив ані як цільне пористе тіло зі встановленим коефіцієнтом пористості, ані як сукупність окремих елементів із завчасно відомими характеристиками, придатними для узагальнення.

Перш за все необхідно визначити ключовий показник, спираючись на який можна оцінити вплив структури початкового матеріалу на теплові процеси у апараті піролізу та, як наслідок, й на якість кінцевої продукції. Таким показником є коефіцієнт теплопровідності масиву сировини, який визначає передумови для визначення швидкості передачі тепла та її рівномірності у товщі матеріалу.

Формулювання проблеми та аналіз останніх досліджень. Відома нині феноменологічна модель процесу теплопровідності, яка базується на концепції суцільності твердих тіл, здібних зберігати свої властивості в безкінечно малому об'ємі, ігнорує не тільки структурну будову реальних матеріалів, але й можливість формування анізотропних кластерних утворень в їх товщі. Якщо для деяких матеріалів інколи дійсно припускається спрощення мікроскопічної структури, то для деревини нехтувати цим явищем неможливо. Оскільки розмір будь-якої реальної сировини, яка використовується для виробництва деревного вугілля, на багато порядків перевищує діаметр волокнини та мікропор, навіть при виконанні оціночних розрахунків необхідно коректно враховувати пористість самої деревини [1, 2].

При цьому слід пам'ятати, що в контексті теплових процесів властивості, виражені коефіцієнтами, є величинами, які отримувались здебільшого емпіричним шляхом, а згодом підтверджувались розрахунково. Тобто найчастіше такі значення визначають, співставляючи результати експериментів, проведених на макрозразках, з результатами, які витікають з відомих раніше феноменологічних рівнянь, що автоматично забезпечує надійність отриманих значень для тіл з макроскопічними розмірами. Проте, за мірою наближення розмірів тіл до розмірів їх структурних елементів надійність знайдених в такий спосіб значень зменшується. Деревина, як будь-який інший волокнистий матеріал, має свою власну, природну, пористість. У вагонетках вона фактично формує нове фізичне тіло – щільний масив (пакет), завдяки чому матеріал набуває нової властивості – композитної пористості [1–4].

Навіть за умови відсутності у такому тілі анізотропії теплопровідних властивостей, для успішного застосування будь-якої з існуючих феноменологічних моделей до реальних тіл необхідно, аби їх розміри багатократно перевищували розміри відповідних структурних елементів. Очевидно, що в композитно-пористих тілах утворюється дворівнева ієрархія, де першу пару макрорівень-мікрорівень складають пакет дерев'яних полінець та проміжки між полінями в якості "пор", а другу – безпосередньо кожне одиничне поліно та його внутрішня волокниста будова [1, 5].

Найбільш природним рішенням для узагальнення особливостей верхнього рівня згаданої ієрархії буде поширення моделі суцільності твердих тіл на випадок деревних полінець як слабо неоднорідних матеріалів, які мають прийнятний порядок різниці між мікро- та макрорівнем. Розглядаючи спосіб завантаження сировини в вагонетку можна відзначити кількісно та якісно впорядковану структуру, геометричні параметри якої завжди відомі завчасно. Таким чином досягається можливість розрахувати феноменологічні коефіцієнти для масиву сировини, спираючись на встановлені значення цих коефіцієнтів для структурних елементів та їхньої геометрії.

Результати та їх обговорення. Найбільш природним рішенням для узагальнення особливостей верхнього рівня згаданої ієрархії буде поширення моделі суцільності твердих тіл на випадок деревних полінець як слабо неоднорідних матеріалів, які мають прийнятний порядок різниці між мікро- та макрорівнем. Розглядаючи спосіб завантаження сировини в вагонетку можна відзначити кількісно та якісно впорядковану структуру, геометричні параметри якої завжди відомі завчасно. Таким чином досягається можливість розрахувати

феноменологічні коефіцієнти для масиву сировини, спираючись на встановлені значення цих коефіцієнтів для структурних елементів та їхньої геометрії.

Застосування цього підходу до задач визначення супроводжуваних теплофізичних параметрів в контексті нагріву пористих тіл призвело до необхідності введення терміну «еквівалентна теплопровідність композитно-пористого масиву». Величина цього параметру дозволяє в рамках досить простої моделі аналізувати результат складного комплексу теплообмінних процесів, включаючи не тільки теплопровідність, але й конвекційний теплообмін крізь газові прошарки, які утворено полініцями. Фактично вона дозволяє на основі експериментальних даних розрахунковим шляхом визначити цільові теплофізичні характеристики як в поздовжньому, так і в поперечному напрямку відносно орієнтації волокнини матеріалу.

Під час розрахунків слід взяти до уваги наявність наступних п'яти аспектів:

- присутність теплового контактного опору на границях твердої і газової фаз;
- значної різниці в значеннях теплопровідності твердої та газової фаз (на кілька порядків);
- газові прошарки є досить великими і не вважаються оптично тонкими, а тверда фаза є фактично непрозорою для випромінювання;
- вплив наявного в прошарках газу конвективного теплообміну має бути коректно врахованим у загальних розрахунках;
- наявність припущення про те, що пакет полінець має відкриту пористість [2, 5].

Виходячи з положення про однакову направленість волокон в полінах та полінець в пакеті, обчислити еквівалентну теплопровідність для композитно-пористого матеріалу легше, якщо розглядати структуру як повторюваний кластер. Наприклад, для тіл з геометрією наближеною до циліндру (поліно) в пакеті існує декілька принципів укладання, два з яких зображено на рис. 1.

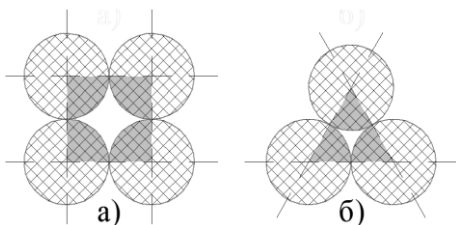


Рис. 1. Схема щільного укладання полінець в пакет.

Пористість варіанту а) складає приблизно 21,5% від загальної площі (а для циліндру, відповідно, й від об'єму). Варіант б) є найбільш економним з усіх фізично можливих, але тільки для структур з числом елементів, кратним трьом, та/або трикутних форм він забезпечує пористість біля 11%. Однак цілком зрозуміло, що вагонетка будь-якої конструкції для завантаження буде прямокутною, а в такому разі пористість складатиме щонайменше 26,7%. Це є неприйнятним не тільки з кількісної точки зору, але й з огляду на малу зручність експлуатації вагонеток в промислових масштабах. Таким чином, вибір робиться на користь варіанту а),

який визнано оптимальним для досягнення поставлених технологічних, виробничих та експлуатаційних цілей.

Необхідно обрати усереднений схемно-структурний варіант, який міг би утворитися за умови рівномірного розподілу матеріалу в перетині пакету. Для визначення еквівалентної теплопровідності подібний варіант являє собою достатньо складний об'єкт, тому його слід замінити придатною для розрахунків моделлю. Вибір цієї моделі визначатиме те, наскільки просто буде формулюватися сукупна задача, з одночасним збереженням ключових особливостей прототипу.

Для пакета типових циліндричних об'єктів відома структура, згідно якої тверда фаза є рівномірно розподіленою уздовж меж структурного елемента (рис. 2) [5]. При цьому розрахунок зводиться до сумування провідності ділянок 3–6, що відносяться до зони В, а потім до сумування теплових опорів послідовно розташованих ділянок А та В [5].

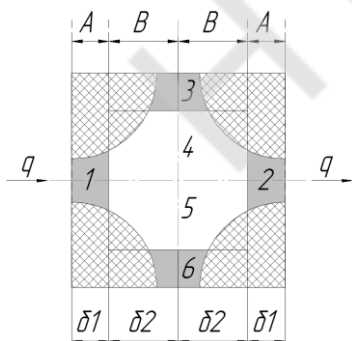


Рис. 2. Розрахункова модель структури рівномірного розподілу твердої фази за об'ємом.

В результаті отримується рівняння наступного виду:

$$\lambda_{\text{екв}} = \left[\frac{\delta_1}{\lambda_{\text{мат}} \cdot (\delta_1 + \delta_2)} + \frac{\delta_2}{\lambda_{\text{мат}} \cdot \delta_1 + \lambda_{\text{газ.пр}} \cdot \delta_2} \right]^{-1} \quad (1)$$

де $\lambda_{\text{екв}}$ – еквівалентна теплопровідність, Вт/(м·К);

δ_1 та δ_2 – товщина відповідних ділянок матеріалу, м;

$\lambda_{\text{мат}}$ – теплопровідність матеріалу, Вт/(м·К);

$\lambda_{\text{газ.пр}}$ – теплопровідність газового прошарку, Вт/(м·К).

Спираючись на рівняння теплового потоку, спрямованого нормально до поверхні елементів пакету за стаціонарних умов та без врахування конвективної складової величиною

$$q = \frac{\Delta t}{\frac{\delta_{\text{мат}}}{\lambda_{\text{мат}}} + \frac{S}{\alpha \cdot S + \lambda_{\text{газ}}}}, \quad (2)$$

де q – тепловий потік, Вт;

Δt – різниця температур в двох подібних співвіднесених точках сусідніх елементів матеріалу, К;

$\delta_{\text{мат}}$ – товщина матеріалу, м;

α – коефіцієнт тепловіддачі випромінюванням, Вт/м²·К;

S – товщина прошарку газу, м;

$\lambda_{\text{газ}}$ – теплопровідність газу, Вт/(м·К),

можна перейти до величини еквівалентної теплопровідності газового прошарку

$$\lambda_{\text{газ.пр}} = \alpha \cdot S + \lambda_{\text{газ}} \quad (3)$$

Для спрощення обрахунку та універсалізації результатів вводяться безрозмірні величини:

$$\psi = \lambda_{\text{екв}} / \lambda_{\text{мат}}, \quad (4)$$

$$\Lambda = \lambda_{\text{газ.пр}} / \lambda_{\text{мат}}, \quad (5)$$

$$\gamma = \delta_2 / (\delta_1 + \delta_2). \quad (6)$$

Звідси можна перейти до цільового співвідношення між значенням еквівалентної теплопровідності та власне теплопровідністю матеріалу такого вигляду [5]:

$$\psi = \frac{1 - \gamma \cdot (1 - \Lambda)}{1 - \gamma \cdot (1 - \gamma) \cdot (1 - \Lambda)}. \quad (7)$$

На жаль, для структури, подібної пакету деревних полінець, коли останні виступають «волоконнами» системи, ця формула може давати нелогічні результати. Наприклад, при межовому заданні ($\Lambda = 0$) – тобто при умовному вакуумі в проміжках та за відсутності випромінювання за формулою (5.18) отримуються значення ψ , які дорівнюють не нулю, як було б логічним, а різні величини для різної пористості, в тому числі, близькі

до одиниці (наче $\lambda_{\text{екв}} \approx \lambda_{\text{мат}}$). Причина в тому, що в [5] розрахункова модель не адекватна реальним об'єктам. Принциповою відмінністю є той факт, що на ділянках A розрахункової моделі (рис. 2) лінійний контакт між полінями в пакеті (коли поверхня контакту вздовж лінії дорівнює нулю) замінено на поверхневий контакт. Площа контактної поверхні складає від загальної площі, крізь яку проходить потік тепла частку, що дорівнює $1 - \rho$, де ρ – це пористість.

Для пакету дерев'яних полінець пропонується застосовувати розрахункову модель, яка зображена на рисунку 3. Пунктиром зображено структуру пакету, «волоконнами» якого виступають дерев'яні полінья. Загальна площа перетину структурного елемента розрахункової моделі дорівнює площі перетину структурного елемента реального тіла. Безкінечно тонкий прошарок матеріалу розташований уздовж меж структурного елемента, а уся маса матеріалу зосереджена в центрі в вигляді об'єкту квадратного перетину. Тепер для межового випадку коли

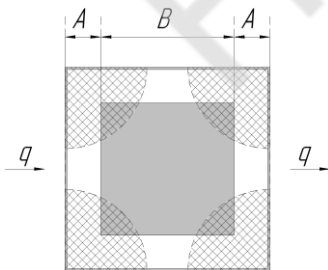


Рис. 3. Вдосконалена розрахункова модель структури розподілу твердої фази за об'ємом.

$\lambda_{\text{газ}} = 0$ та $\alpha = 0$, модель показує логічний результат: $\lambda_{\text{екв}} = 0$. З іншого боку, якщо умови теплопередачі крізь прошарки газу стануть сприятливими, наявність безкінечно тонких екранів вздовж границь структурних елементів розрахункової моделі буде запобігати похибці, яка пов'язана з некоректною оцінкою ролі радіаційного теплообміну.

Разом з тим необхідно відзначити: модель, яка зображена на рис. 3, має певну незручність через те, що товщина газових прошарків за напрямом теплового потоку на ділянках A та B неоднакова, і кожна з цих ділянок має своє власне значення $\lambda_{\text{газ.пр}}$. Розрахунок можна значно спростити, якщо еквівалентну теплопровідність для ділянок A та B визначити окремо, а потім просумувати отримані результати, буквально враховуючи коефіцієнти пропорційності, згідно виразу

$$\lambda_{\text{екв}} = \lambda_{\text{мат}} \cdot (1 - \rho) + \lambda_{\text{газ}} \cdot \rho, \quad (8)$$

де ρ – пористість пакету.

Повний алгоритм розрахунку буде таким, як наведено далі.

1. Пористість для ділянки A приймається $\rho_A = 1$.

2. Пористість для ділянки B обчислюється як

$$\rho_B = 1 - \sqrt{1 - \rho}. \quad (9)$$

3. Загальний розмір структурного елементу дорівнює товщині газових прошарків на ділянках A :

$$S_B = \frac{d}{2} \cdot \sqrt{\frac{\pi}{1 - \rho}}, \quad (10)$$

де d – діаметр полінець в пакеті.

4. Сумарна товщина двох газових прошарків на ділянці B становить:

$$S_B = \frac{d}{2} \cdot \sqrt{\frac{\pi}{1 - \rho}} \cdot (1 - \sqrt{1 - \rho}). \quad (11)$$

5. Відносна теплопровідність газових прошарків дорівнює:

$$\Lambda_A = \frac{\alpha \cdot S_A + \lambda_{\text{газ}}}{\lambda_{\text{газ}}}, \quad (12)$$

$$\Lambda_B = \frac{\alpha \cdot S_B + \lambda_{\text{газ}}}{\lambda_{\text{мат}}}. \quad (13)$$

6. Очевидно, що ділянки композиту A та B мають різну структуру та слоїсту пористість, тому відносну теплопровідність для них визначається з наступного рівняння [5]:

$$\psi = \frac{\Lambda}{\Lambda + \rho \cdot (1 - \Lambda)}. \quad (14)$$

7. Підстановка в отримане рівняння (14) аналітичних вирази (12) та (13) дає змогу отримати:

$$\psi_A = \frac{\Lambda_A}{\Lambda_A + \rho_A \cdot (1 - \Lambda_A)} = \Lambda_A, \quad (15)$$

$$\psi_B = \frac{\Lambda_B}{\Lambda_B + \rho_B \cdot (1 - \Lambda_B)} = \frac{\Lambda_B}{\Lambda_B + (1 - \sqrt{1 - \rho}) \cdot (1 - \Lambda_B)}, \quad (16)$$

8. Сумування за формулою (8) та виконання очевидних математичних перетворень дозволяє отримати вираз наступного виду:

$$\psi = \psi_A \cdot (1 - \sqrt{1 - \rho}) + \psi_B \cdot \sqrt{1 - \rho}. \quad (17)$$

Наведені вище результати підтверджують можливість врахування еквівалентних часток усіх задіяних у процесі теплообміну зон.

Висновки

В роботі наведено алгоритм, який дозволяє еквівалентно врахувати вплив структури композитно-пористого тіла на коефіцієнт теплопровідності масиву не виходячи за межі розрахункової моделі. Наразі показано новий підхід, що більше спрямований на розгляд нетрадиційної для подібних розрахунків радіаційної складової, внесок якої є набагато меншим, ніж внесок конвекції за таких розмірів матеріалу. Але не враховувати його значущість не можна, оскільки відсоток відхилення величини теплового потоку в теплових процесах через нехтування випромінюванням в окремих випадках може складати від 5 до 25% від загального. Спираючись на це, можна зробити висновок про необхідність дослідження теплообміну для нерухомих станів, де разом з конвективним переносом враховуватиметься також і передача тепла теплопровідністю в прошарках матеріалу. Можливість застосування викладеної методології для різного масштабу елементів, які формують подібні пакети, повинна буди перевірена ситуативно, виходячи з низки структурно-хімічних, геометричних та фізичних параметрів досліджуваних зразків.

Оскільки комплекс теплових процесів та явищ, які відбуваються всередині вагонетки для піролізу деревини, є досить складним, треба зважати не тільки на теплообмінні, але й на аеродинамічні процеси в закритому просторі. Належна конструкція вагонетки має забезпечувати ефективну циркуляцію гарячого газу, завдяки якому стане можливим найбільш економічно вигідна інтенсифікація процесу піролізу деревної сировини.

Література

1. Вєдь В. Є., Миронов А. М. Дослідження зв'язку між структурою деревини та кінетикою процесу її сушки / Вісник Національного технічного університету «ХПІ», 2015. № 44 (1153). С. 47–51.
2. Литовченко Ю. К. Теплопроводность пористых тел. / Металлургическая теплотехника. Сборник научных трудов Национальной металлургической академии Украины. Том 9. Днепропетровск: НМетАУ, 2003. 197 с.
3. Юрьев Ю. Л. Совершенствование производства углеродных материалов на основе берёзовой древесины: диссертация на соискание учёной степени кандидата физико-математических наук: специальность 05.21.03 «Технология и оборудование химической переработки биомассы дерева; химия древесины». Екатеринбург: Уральский государственный лесотехнический университет, 2014. 256 с.
4. Myronov A., Ved V. Determination of rational parameters for energy efficient drying process of different wood species / Тези доповідей Міжнародної науково-практичної конференції Computer Aided Process Engineering (CAPE). Paderborn, Germany: CAPE Forum 2015, 2015. PP. 67–69.
5. Тайц Н. Ю. Технология нагрева стали/ М.: Металлургиздат, 1962. 567 с.

УДК 621.565.94

ТЕПЛООБМІННИКИ КРІОМОДУЛІВ НА БАГАТОКОМПОНЕНТНИХ СУМІШАХ

Postgraduate Lytvynenko M.P., scientific supervisor Tuz V.O., D.Sc., professor
National Technical University of Ukraine «Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute», Kyiv

HEAT EXCHANGERS OF MIXED MULTI-COMPONENT CRYOCOOLERS

Аспірант Литвиненко М.П., науковий керівник Туз В.О., д.т.н., професор
Національний Технічний Університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського», м.Київ

Анотація. В роботі проаналізовано типові приклади конструкцій рекуперативних мікротеплообмінників, які застосовуються в криогенній техніці. Наведено аналіз теплообмінних і гідравлічних характеристик мікротеплообмінників витого типу та області їх застосування. Показано можливість застосування багатокомпонентних холодоносіїв на основі інертних газів та вуглеводнів, які використовуються в дросельному циклі Джоуля-Томпсона. Дані холодоагенти відповідають вимогам Монреальського і Кіотського протоколів. Використання криокулерів на комбінованому робочому тілі дозволяє забезпечити рівень криостаткування до 73 К. Пропонується розробка нових методів інтенсифікації процесів теплообміну і конструкцій мікротеплообмінників.

Ключові слова: мікротеплообмінники, багатокомпонентні теплоносії, криокулери, нові методи інтенсифікації процесів теплообміну, конструкції мікротеплообмінників.

Abstract. In this work typical examples of designs of recuperative micro-heat exchangers, which are used in cryogenic technique, are analyzed. The analysis of heat exchanging and hydraulic characteristics of twisted type micro-heat exchangers and their application area is presented. The possibility of using multi-component coolants based on inert gases and hydrocarbons used in the Joule-Thompson throttle cycle is shown. These refrigerants meet the requirements of the Montreal and Kyoto protocols. The use of cryocoolers on a combined working medium provides a temperature range up to 73 K. It is proposed to develop new methods for intensifying heat transfer processes and micro-heat exchanger designs.

Keywords: micro-heat exchangers, multicomponent heat transfer agents, cryocoolers, new methods of intensification of processes of heat exchange, engineering design of micro-heat exchangers.

За останні десятиліття в багатьох галузях науки, техніки та в промисловості зріс інтерес до використання криогенних температур в діапазоні від 120 К до 73 К. Зокрема, вони застосовуються в медицині і біології, вакуумній техніці і технології для охолодження пасток, очищення газів від вологи та інших домішок криогенного відкачування, у радіоелектроніці та оптиці. Особливу значимість набуло використання низьких температур у електронній промисловості, зокрема в вимірювальній техніці для охолодження джерел випромінювання у видимій та інфрачервоній області спектру, особливістю яких є наявність чіткої залежності параметрів кристалу від рівня охолодження.

Для охолодження вказаних пристроїв найчастіше використовуються дросельні системи охолодження розімкненого або замкненого циклу з використанням ефекту Джоуля-Томпсона (криокулери).

Системи замкнутого типу, які працюють на стисненому азоті до тиску 10,0-20,0 МПа потребують підвищеної потужності компресорів.

Відповідно до Монреальського і Кіотського протоколів озоноруйнуючий потенціал (ODP) і потенціал глобального потепління (GWP) стали важливими віхами в розвитку холодильного обладнання, що привело до перегляду холодоагентів, які раніше використовувались. Багато дослідників сповіщають, що використання багатокомпонентних теплоносіїв являються енергетично ефективними і оправдовують їх застосування в кріокулерах.

Досягнення низьких температур є можливим з використанням системи охолодження на основі парокомпресійного циклу Лінде з рекуперативним теплообмінником. Робочим тілом виступає холодильний агент, який складається з сумішей вуглеводнів та інертних газів. Дані холодоагенти відповідають вимогам Монреальського і Кіотського протоколів. Використання багатокомпонентних холодоагентів дозволяє отримати необхідну термодинамічну ефективність циклу охолодження на рівні каскадних холодильних машин і газових кріогенних машин, при значно нижчому тиску дроселювання в 1,5-2,0 МПа. Даний ефект стає можливим завдяки введенню в склад робочого тіла компонентів, які мають вищу температуру кипіння, вони конденсуються в прямому потоці і випаровуються в зворотному. Фазові переходи при цьому відбуваються в широкому інтервалі температур $T_{\text{вс}} \geq T \geq T_0$. В зв'язку з цим для кожного компонента повинна виконуватись умова $r_m > r_n$, де r_m, r_n – відповідно теплота фазових переходів в прямому і зворотному потоках. Застосування багатокомпонентного холодоагента покращує енергетичні характеристики дросельного циклу, підвищує надійність і ресурс обладнання.

Одним із основних елементів мікрокріогенної техніки, без якого було б неможливим досягнення низьких температур на рівень кріостатування до 73 К при робочому тиску не більше 2,0 МПа, є рекуперативний мікротеплообмінник. Тому конструкція цих теплообмінників має вирішальне значення. Проте розрахункові дані про теплообмін, пов'язані з такими теплообмінниками, суперечливі. Ефективність теплообмінника аналізується коефіцієнтом теплопередачі та гідравлічним опором. Було виявлено, що більш високі значення загального коефіцієнта теплопередачі призводять до зменшення часу охолодження кріокулера. Дослідження показують, що загальне зниження тиску для випаровуючого холодного потоку має вирішальне значення, яке суттєво залежить від складу багатокомпонентного холодоносія та умов експлуатації.

Мікротеплообмінники, які застосовуються в мікрокріогенній техніці, є апаратами рекуперативного типу з протитечієм рухом. Прямий потік рухається в капілярних трубах, а зворотній потік в міжтрубному просторі. Для збільшення теплообмінної поверхні, а також для забезпечення регульованих зазорів між витками та турбулізації процесу теплообміну застосовується оребрення капілярних трубок. В якості оребрення найчастіше застосовується мідна проволочка круглого перерізу різного діаметра.

Розрізняють декілька видів мікротеплообмінників:

- 1) типу Лінде “Труба в трубі”;
- 2) типу “Паркінсон”;
- 3) типу “Хемпсон”.

Наведені приклади теплообмінників мають достатньо високі коефіцієнти тепловіддачі як в прямому так в зворотному потоках, які обумовлені турбулентним рухом газу в трубах та в міжтрубному просторі. Це дає змогу зменшити втрати холоду за рахунок малого значення недорекуперації. Але в теплообміннику типу Лінде досить високі втрати тиску на тертя, тому при нормальних умовах отримати температуру охолодження близьку до температури кипіння азоту практично неможливо. Цей недолік відсутній в мікротеплообмінниках 2-го і 3-го типу. В таких теплообмінниках зворотній рух теплоносія проходить через розвинену поверхню теплообміну з великою площею прохідного перерізу. Теплообмінник типу “Паркінсон” має найбільше значення площі вільного перерізу і відповідно дуже малим гідравлічним опором має найбільшу величину недорекуперації і втрат холоду із усіх трьох розглянутих типів теплообмінників.

Найбільш ефективним теплообмінником, який можна застосовувати в мікрокріогенній техніці є теплообмінник типу “Хемпсона”. Він має:

- відносно високу ефективність, і як наслідок малі втрати холоду;
- простоту у виготовленні;
- велику розвинену теплообмінну поверхню в зоні зворотніх течій.

Застосування мікротеплообмінника типу “Хемпсон” та багатокомпонентне робоче тіло дає можливість конструювати кріогенні системи, використовуючи серійні компресори, що дозволяє розробити ефективний, компактний, недорогий кріомодуль з температурою кріостатування до -200°C. Слід зазначити, що в процесі експлуатації системи не потребують постійного або періодичного поповнення стиснутого або скрапленого азоту.

В рекуперативних теплообмінниках витого типу прямий потік рухається в трубці, зворотній потік – у міжтрубному просторі. У зв'язку з цим задача теплообміну між потоками може бути розділена на дві – внутрішню і зовнішню, які відрізняються постановкою питання.

Вирішення поставленої задачі зводиться до розрахунку тепловіддачі і гідравлічного опору при вимушеному неізотермічному русі газу в витій циліндричній трубці малого діаметра.

У витих теплообмінниках дросельних установок на температурний рівень 20-80 К і дросельних контурів установок з використанням газових холодильних машин гідродинамічні, теплофізичні та геометричні умови характеризуються наступними величинами: $Re = 1 \cdot 10^4 \div 1 \cdot 10^5$; $r = 1,3$; $d_{тр} = 0,3 \div 0,7$ мм (в окремих випадках $d_{тр} = 0,2$ мм і 1 мм); $L_{тр}/d_{тр} = 1000 \div 2000$; $d_{тр}/R_{зм} = 0,03 \div 0,05$.

Приведений діапазон чисел Re свідчить про, те що в трубках різних мікротеплообмінників має місце три гідродинамічних режима: ламінарний, турбулентний та перехідний. Статистичний аналіз даних вказує на те, що в більшості випадків спостерігається розвинений турбулентний режим (теплообмінники високого і середнього тисків), і тільки в апаратах низького тиску спостерігається ламінарний і перехідний. Турбулентний режим в цих апаратах спостерігається при $T < 50$ К.

ВИСНОВКИ

Для досягнення низьких температур необхідно застосовувати багатокомпонентні робочі тіла на основі інертних газів та вуглеводнів в циклі Джоуля-Томпсона. Дані сумішеві холодоагенти відповідають Монреальському і Кіотському протоколам. Використання багатокомпонентних холодоагентів дозволяє отримати необхідну термодинамічну ефективність циклу охолодження на рівні каскадних холодильних машин і газових кріогенних машин, при значно нижчому тиску дроселювання в 1,5-2,0 МПа.

Використання традиційних для мікротеплообмінників конструкцій не завжди вирішує вимоги, яким повинно відповідати обладнання спеціального призначення. Тому актуальним є розробка нових методів інтенсифікації процесів тепломасообміну і конструкцій мікротеплообмінників.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Дилевская Е.В. Кріогенные мікротеплообменники. – М.: Машиностроение, 1978.
2. Перспективы использования дросельных циклов на смесях в кріогенных системах / В.М. Бродянский, В.М. Ягодин, В.Н. Никольский и др. – Химич. и нефт. Машиностроение, 1976, № 1, с. 21-23.
3. Ягодин В.М., Никольский В.А., Бродянский В.М. Основные свойства и классификация многокомпонентных смесей, используемых в качестве рабочих тел дросельных кріогенных систем с уровнем теплоотвода в интервале 65-100 К. – Промышленные теплоэнергетические и кріогенные установки, – Тр. МЭИ, 1973 вып. 155. 82 с.
4. Little, W.A., 2008. Heat transfer efficiency of Klimenko cycle heat exchangers, Adv. Cryo.Eng. 53, 606–613.

УДК 664.8.047

ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ФІТОЕСТРОГЕННОЇ СИРОВИНИ

Петрова Ж.О., д.т.н, головний науковий співробітник

Слободянюк К.С., аспірант

Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

ENHANCEMENT OF THE EFFICIENCY OF THE PHYTOSHROGENIC RAW DRYING PROCESS

Petrova Zh.O., Doctor of Engenering., Chief researcher

Slobodyanyuk K.S., post-graduate student

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

Аннотация. Постійний попит на сою і соєві продукти як на внутрішньому, так і зовнішньому ринках України зумовив розширення площі посівів під цією рослиною і вона стала одною з найприбутковіших культур, які вирощуються у сільськогосподарських підприємствах. Полінасичені жирні кислоти, які входять до складу клітинних мембран сої та інших структурних елементів рослинних тканин, виконують в організмі низку важливих функцій, зокрема забезпечують нормальний ріст та обмін речовин, еластичність судин. У зв'язку з існуючою проблемою дефіциту білка в харчуванні людей все більшої актуальності набувають для України дослідження шляхів підвищення економічної ефективності виробництва сої, формування та функціонування ринку сої та продуктів її переробки.

Тепловий вплив – одна з найбільш широко розповсюджених теплотехнологічних операцій в процесах обробки рослинної сировини, а тепловий нагрів з метою зменшення початкового вологовмісту сировини, що обробляється (сушіння) – один із найбільш розповсюджених способів консервування, підготовки і полуфабрикування харчових продуктів. На ряду з перевагами процесу сушіння виникає ряд недоліків процесу,

Збірник наукових праць XVII міжнародної наукової конференції

«Удосконалення процесів і обладнання харчових і хімічних виробництв» 3-8 вересня 2018

найважливішим з яких, в сучасних умовах, є енерговитрати на виконання процесу. Процес сушіння - один з найбільш енергоємних операцій, він використовує до 25% всієї промислової енергії. Через проблеми в екологічній і енергетичній галузях, включаючи викиди парникових газів, виснаження викопного палива тощо стає надзвичайно важливим зменшення споживання енергії у всіх галузях промисловості.

Створення рослинних композицій, поєднання двох сумісних за біохімічним складом матеріалів (сої та батату), дає можливість знизити енерговитрати на процес сушіння та зберегти біологічно активні речовини в процесі зберігання висушеної сировини. За своїм біохімічним складом батат містить каротиноїди, що є природними стабілізаторами для білків сої і які перешкоджають окисленню її ліпідів. Отже, поєднання цих двох компонентів дозволяє природнім шляхом збільшити термін зберігання сировини. Через відсутність інформації в наукових інформаційних джерелах про вплив режимних параметрів сушіння (t , ϕ , v) на кінетику сушіння соєво – бататної суміші, ця робота спрямована на дослідження процесу сушіння соєво - овочевих композицій з метою інтенсифікації процесу.

Abstract. The constant demand for soy and soya products on both the domestic and foreign markets of Ukraine led to the expansion of the area under this plant and became one of the most profitable crops grown in agricultural enterprises. Polyunsaturated fatty acids, which are part of cellular soybean membranes and other structural elements of plant tissues, perform in the body a number of important functions, in particular, provide normal growth and metabolism, elasticity of blood vessels. Due to the existing problem of protein deficiency in people's nutrition, Ukraine is increasingly studying ways to increase the economic efficiency of soybean production, the formation and functioning of the soy market and its processing products.

Thermal effect is one of the most widely used heat engineering operations in the process of processing of plant raw materials, and heat heating in order to reduce the initial moisture content of processed material (drying) - one of the most common methods of preservation, preparation and semi-preparation of food products. Along with the advantages of the drying process, there are a number of flaws in the process, the most important of which, in modern conditions, is energy costs for the process. The drying process is one of the most energy-intensive operations, it uses up to 25% of all industrial energy. Due to problems in the environmental and energy sectors, including greenhouse gas emissions, fossil fuel depletion, etc., it is becoming increasingly important to reduce energy consumption in all industries.

The creation of plant compositions, a combination of two biochemical compositions (soybeans and sweet potatoes) compatible, makes it possible to reduce energy costs for the drying process and preserve biologically active substances during the storage of dried raw materials. In its biochemical composition, sweet potato contains carotenoids, which are natural stabilizers for soy proteins and prevent the oxidation of its lipids. Consequently, the combination of these two components can naturally increase the shelf life of raw materials. Due to the lack of information in scientific information sources on the influence of regime drying parameters (t , ϕ , v) on the drying kinetics of soybean - vegetable mixture, this work is aimed at studying the process of drying soy and vegetable compositions in order to intensify the process.

Ключові слова: теплотехнологія, білок, соя, сушіння, зберігання.

Key words: heat-technologies, protein, soy, drying, storage.

Вступ. Соя і соєві продукти є основним джерелом продовольчого і кормового білка, олії та важливим фактором росту економіки багатьох країн світу. [1]. Завдяки високому вмісту жирів, соя в ряді регіонів України є основною олійною культурою. Соя також багата на білок, вміст якого становить до 44%, також до її складу входять 8 незамінних амінокислот [2]. Сільськогосподарські підприємства мають можливість підвищити прибутковість своєї діяльності збільшуючи обсяги виробництва та реалізації сої [1].

Натуральні фітоестрогени, які знаходяться в соєвих продуктах, в першу чергу ізофлавіони геністеїни і даїдзеїни, при вживанні дітьми та дорослими не викликають будь-яких наслідків гормональних ефектів. Вони включають в себе декілька класів хімічних з'єднань: ізофлавіони, куместани і лігніни. Ці речовини за своєю структурою нагадують людський гормон естрадіол – найбільш активна форма естрогену [3].

При технологічній переробці сої виникає необхідність регулювати глибину денатурації білка та використовувати більш жорсткі режими гіротермічної обробки для інактивації небажаних ферментів та білків-інгібітору трипсину [4].

Хоча ми й не є жителями спекотних тропічних і субтропічних країн, напевно, кожен із нас чув що-небудь про батат і його корисні властивості. В Україні його називають «солодкою картоплею», але біологічні властивості цих рослин не мають спільних ознак[5]. Хімічний склад батату представлений в таблиці 1 [7].

Таблиця 1. Хімічний склад батату : значення на 100 г поживних речовин.

	Одиниц ь	Сировина солодка картопля	Приготована, запечена в шкірі	Приготована, варена без шкірки
Вода	г	72,84	72,84	72,84
Енергія	Ккал	105	103	105
	кДж	439	431	439
Білки	г	1,65	1,72	1,65
Загальна кількість ліпідів (жир)	г	0,30	0,11	0,30
Вуглеводи розчинні	г	24,28	24,27	24,28
Клітковина	г	3,0	3,0	1,8
Зола	г	0,95	1,06	0,95
Кальцій Ca	мг	22	28	21
Залізо Fe	мг	0,59	0,45	0,56
Магній Mg	мг	10	20	10
Фосфор P	мг	28	55	27
Калій K	мг	204	348	184
Натрій Na	мг	13	10	13
Цинк Zn	мг	0,28	0,29	0,27
Мідь Cu	мг	0,169	0,208	0,161
Марганець Mn	мг	0,355	0,560	0,337
Селен Se	мкг	0,6	0,7	0,7
Вітамін C	мг	22,7	24,6	17,1
Вітамін B ₁	мг	0,066	0,073	0,053
Рибофлавін B ₂	мг	0,147	0,127	0,14
Ніацин B ₃	мг	0,674	0,604	0,64
Пантотенова кислота B ₅	мг	0,591	0,646	0,532
Вітамін B ₆	мг	0,257	0,241	0,244
Фолієва кислота, загальна	мкг	14	23	11
Вітамін B ₁₂	мкг	0	0	0
Вітамін A, IU	0,3 мкг ретинолу	20,063	21,822	17,054
Вітамін A, RE	1 мкг ретинолу	2,006	2,182	1,705
Вітамін E	мг - ATE	0,280	0,280	0,280

Батат культурний, *Ipomea batatas* (L.) Lam. - малопоширена в Україні овочева культура, яка є однією з найважливіших та розповсюджених бульбоподібних культур у світовому господарстві. Батат вирощують в більшості тропічних та субтропічних країн земної кулі, а найбільшими виробниками батату є Китай, Індія, Індонезія, Уганда, Нігерія, В'єтнам [6]. Бульби батату вживають в їжу в сирому, вареному, печеному і смаженому вигляді, їх використовують як гарніри до страв з м'яса, додають в каші. З солодких сортів батату виготовляють суфле, повидло, пастилу. Також з бульб батату отримують борошно, цукор, патоку і спирт, молоді листя і стебла після варіння додають в різні салати, а з насіння отримують сурогат кави.

У Китаї батат називають плодом довголіття і вважають, що він здатний попереджувати виникнення онкологічних захворювань, відновлює еластичність судин, стимулює активність печінки і нирок, корисний при грипі як загальнозміцнюючий і вітамінний засіб. Батат має низький глікемічний індекс, тому цей коренеплід безпечний для діабетиків. Таким чином, батат є перспективною культурою для вирощування на території України з подальшим отриманням на його основі продуктів з високою харчовою цінністю. Пошук і дослідження нетрадиційних видів сільськогосподарської сировини, розроблення технології їхнього перероблення з максимальним збереженням вмісту біологічно активних речовин в готових продуктах є важливим завданням при створенні продуктів оздоровчого та профілактичного призначення [8].

Матеріали та методи. Дослідження процесів конвективного сушіння проводили на експериментальному стенді, розробленому в Інституті технічної теплофізики НАН України [9].

Експериментальний стенд [9] складається з системи ізольованих повітря-проводів з пристроями для нагрівання та циркуляції теплоносія, сушильних камер, вимірювальних схем та пристроїв для контролю параметрів процесу та вимірювання величин, які характеризують процес сушіння досліджуваного матеріалу.

Під час переробки рослинної сировини основним показником якості висушеного продукту є максимальне збереження біологічно активних компонентів та функціональної цінності кінцевого продукту. Тому доцільно дослідити і підібрати такі режими сушіння, які не лише дозволили б заощадити енергію, а і дозволили забезпечити бажаний показник якості кінцевої сировини.

Об'єктами дослідження були: попередньо гігротермічно оброблена соя, в'єтнамський батат і український батат сорту «Потат солодкий», та їх соєво – бататні композиції, зі співвідношенням компонентів 1:1.

В'єтнамський батат має вологість 51,6 %, фіолетову шкірку і білу м'якоть. За своєю структурою жорсткий та крихкий. Батат сорту «Потат солодкий» має вологість 88,5%, коричневу шкірку і помаранчевий колір м'якоті, який зобумовлений каротиноїдами. За структурою схожий на звичайну картоплю, але має інший хімічний склад.

Результати досліджень. Соєво-овочеві суміші, як об'єкти сушіння, є складними за своєю структурою, фізико-хімічним та біохімічним складом. Вони поєднують у собі як властивості сої, так і овочів з багатим мінеральним та вітамінним складом та високими поживними властивостями рослинного білка [2]. Каротиноїди, у процесі зберігання соєво-овочевих композицій, допомагають стабілізувати та перешкоджають процесу окиснення білків сої [9]. Для цього було проведено експериментальні дослідження з сушіння соєво-бататної суміші з температурами теплоносія 60°C, результати яких показані на рисунках 1, 2, 3 та 4. Форми кривих сушіння характерні для колоїдних капілярно-пористих матеріалів. Процес сушіння бінарної суміші проходить у другому періоді. З поглибленням зони випаровування всередину матеріалу температура його поверхні підвищується, а швидкість вологовіддачі зменшується. Криві швидкості сушіння показують, що зі збільшенням температури теплоносія інтенсивність зневоднювання зростає. Використання високотемпературного режиму сушіння вище 65-70 °C призводить до руйнування каротину, що містить батат, тому доцільним є використання режиму сушіння при температурі теплоносія 60°C.

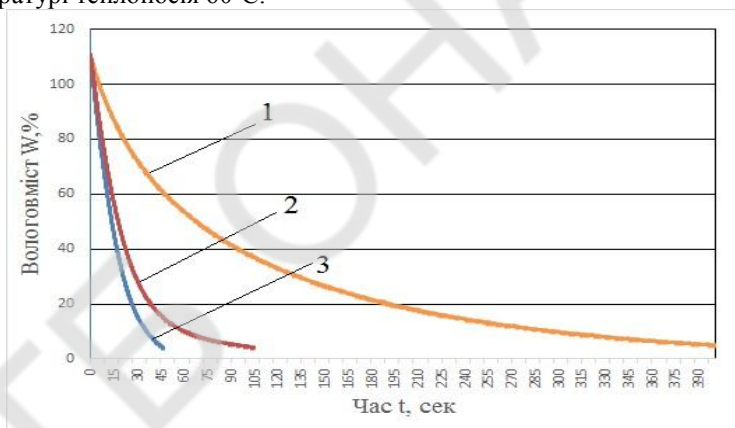


Рисунок 1. – Криві сушіння соєво-бататної суміші при температурі теплоносія 60°C, $\delta = 10$ mm, $W_k^c = 4$ %; $V = 2,5$ м/с, $d = 10$ г/кг сухого повітря:
1-батат (В'єтнам), 2 – соя, 3-соя-батат (1:1).

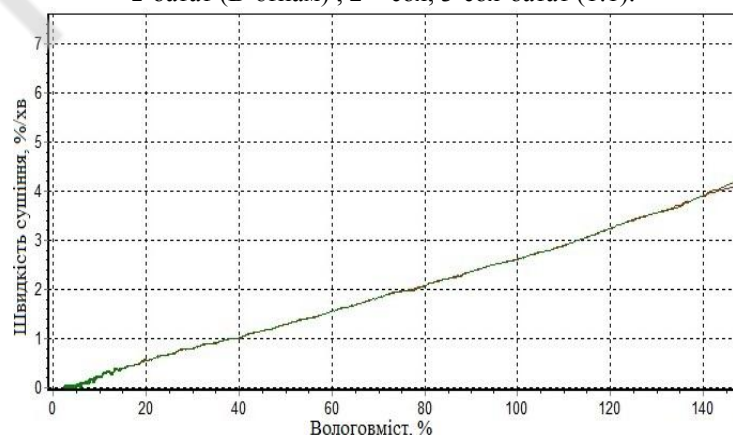


Рисунок 2. – Крива швидкості сушіння соєво-бататної (В'єтнам) суміші при температурі теплоносія 60°C
Режимні параметри $v = 2,5$ м/с, $d = 10$ г/кг с.п.

Криві швидкості сушіння наведені на рисунку 2, 4. З підвищенням температури теплоносія максимальна швидкість сушіння підвищується і зміщується в сторону меншого вологовмісту матеріалу. Так при температурному режимі теплоносія 60°C максимальна швидкість сушіння суміші сої з в'єтнамським бататом складає 4,2 %/хв., а максимальна швидкість суміші сої з бататом сорту «Потат солодкий» при температурі 60°C - 6,8%/хв. Така різниця обумовлена біохімічним складом компонентів, можна припустити, що це реакція взаємодії жирів сої з жиророзчинними каротиноїдами батату і потребує додаткових досліджень.

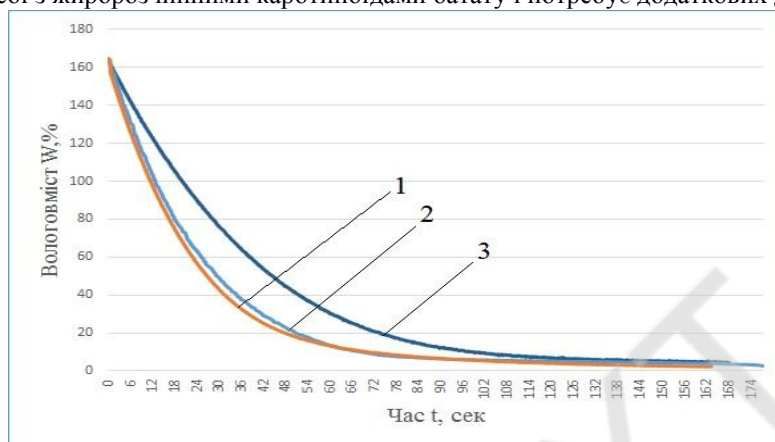


Рисунок 3. – Криві сушіння соєво-бататної суміші при температурі теплоносія 60°C, $\delta = 10$ mm, $W_k^c = 4$ %; $V = 2,5$ м/с, $d = 10$ г/кг сухого повітря:
1 - соєа, 2 – батат (Потат солодкий), 3-соєа-батат (1:1).

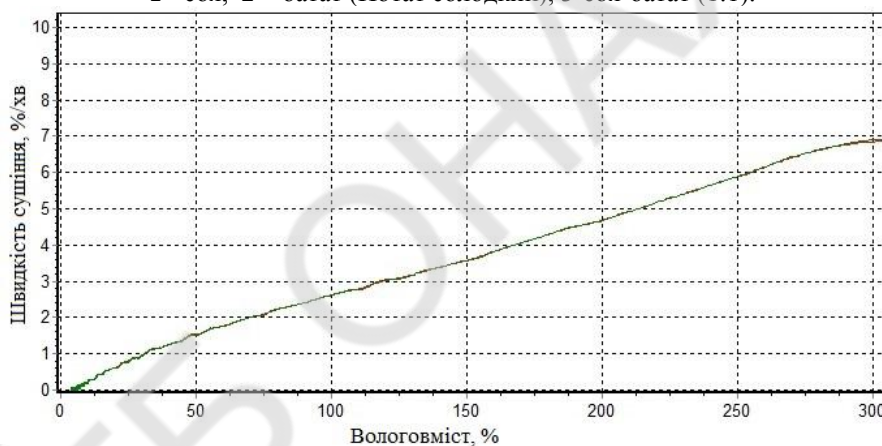


Рисунок 4. – Крива швидкості сушіння соєво-бататної («Потат солодкий») суміші при температурі теплоносія 60°C
Режимні параметри $v = 2,5$ м/с, $d = 10$ г/кг с.п.

Висновки. Результати досліджень показали, що створені композиції з сої та батату значно інтенсифікують процес сушіння і дозволяють зменшити енерговитрати на процес. При поєднанні сої з в'єтнамським бататом інтенсифікація процесу майже 90%, а у випадку поєднання сої сорту Потат солодкий інтенсифікація – 5%. Така різниця у сушінні обумовлена структурою сировини та біохімічним складом батату.

Література

1. Ільчук М.М. Виробництво сої в Україні та його ресурсне забезпечення на перспективу / Ільчук М.М., Коновал І.А., Колос З.В. // Біоресурси і природокористування. – 2014. - Том 6, №12. – С.131-137.
2. Снежкін Ю.Ф., Петрова Ж.О. Тепломасообмінні процеси під час одержання каротиновмісних порошків. - Київ: ВД «Академперіодика», 2007.-162 с.
3. Matti J. Tikkanen, Kristiina Wähälä, Sirpa Ojala, Veera Vihma, Herman Adlercreutz Effect of soybean phytoestrogen intake on low density lipoprotein oxidation resistance // Proceedings of the National Academy of Sciences of the United States of America .1998, Mar 17 - volume 95(6). - pp. 3106–3110.

4. Ганзенко В.В. Соєві боби. Вплив способу, ступеня їх подрібнення і термообробки на технологічні властивості водяних суспензій // Харчова і переробна промисловість. – 2006. - № 10. – С. 24 – 25.
5. Юкало В. Г., Мельничук О. Є., Сельський В. Р. Дослідження хімічного складу сортів батату, які вирощують в Україні // Науковий вісник Полтавського університету економіки і торгівлі. - 2014. - № 1 (70). - С.68-72.
6. Пінчук М.О. Батат - екзотичний овоч / М.О. Пінчук // Паросток. - 2010. - №1 (65) - С. 21- 24.
7. "Sweet Potato." Encyclopedia of Food and Culture. Encyclopedia.com.. 2018, May 5. Електронний ресурс: <http://www.encyclopedia.com>.
8. Кужиль Н.О., Миколів Т.І. Перспективи використання батату у виробництві продуктів оздоровчого призначення // Міжнародна наукова конференція, присвячена 130-річчю Національного університету харчових технологій «Нові ідеї в харчовій науці - нові продукти харчової промисловості» 13-17 жовтня 2014 року. – Київ: НУХТ. - 2014. - С.50.
9. Petrova Zh.O., Slobodianiuk K.S. Energy effective drying modes of soy-vegetable compositions // Ukrainian Journal of Food Science. - 2017. - Volume 5, Issue 1. - P. 150 – 160.

УДК 532.517; 532.528

ЗВ'ЯЗОК ЯВИЩА ГІДРОДИНАМІЧНОЇ КАВІТАЦІЇ ТА ЗМІНИ ТЕМПЕРАТУРНИХ ПОКАЗНИКІВ ВОДИ

Авдєєва Л.Ю. д-р техн. наук, с.н.с., **Жукотський Е.К., Макаренко А.А.**
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

COMMUNICATION OF THE PHYSICIAN OF HYDRODYNAMIC CAVITATION AND CHANGES OF TEMPERATURE INDICATORS OF WATER

Lesya Y. Avdeeva, Eduard K. Zhukotskyi, Andrii A. Makarenko
Institute of Engineering Thermophysics of the National Academy of Sciences of Ukraine, Kyiv

В статті розглянуті питання, пов'язані із виникненням і розвитком явища гідродинамічної кавітації при обробці рідких середовищ. Показана актуальність і практична значимість використання ефектів, що супроводжують гідродинамічну кавітацію, для різних галузей промисловостей. Проаналізовано механізм інтенсифікуючого впливу дії ефектів кавітації в тепломасообмінних процесах. Показані основні супутні ефекти, які супроводжують зростання і наступне схлопування парогазових бульбашок при виникненні кавітації. На основі експериментальних даних були проведені дослідження по визначенню впливу внутрішнього діаметру горловини і встановленої в потік діафрагми, що перекриває потік на 75%, на зміну температури оброблюваної рідини. Дослідження показали незначну різницю у зміні температур в залежності від зміни діаметра горловини сопла кавітаційного реактора. Проведені дослідження показали, що для даної конструкції кавітаційного апарату найбільші кавітаційні ефекти виникають при діаметрі горловини сопла Вентурі 0,008 м і 0,012 м. Встановлення діафрагми показало додаткове загальне підвищення температури на 3-6 °С, порівняно до даних попередніх досліджень без діафрагми. Підвищення температури за рахунок встановлення діафрагми пояснюється посиленням кумулятивних ефектів внаслідок гідродинамічної кавітаційної обробки. Дослідивши як підвищується температура в залежності від гідродинамічних умов проведення процесу ірозрахувавши число кавітації було встановлено математичну залежність числа кавітації від швидкості зміни температури, що дає змогу оцінювати ефективність роботи кавітаційного обладнання.

The article deals with issues related to the emergence and development of the phenomenon of hydrodynamic cavitation in the processing of liquid medium. The actuality and practical significance of the use of the effects accompanying hydrodynamic cavities for various industries are shown. The mechanism of the intensifying influence of cavitation effects in heat and mass transfer processes is analyzed. The basic accompanying effects, which accompany growth and subsequent collapse of steam-gas bubbles in case of cavitation, are shown. On the basis of experimental data, studies were carried out to determine the effect of the internal diameter of the neck and the diameter of the diaphragm, which overflows the flow by 75%, to change the temperature of the treatment fluid. Studies have shown a slight difference in the temperature change, depending on the change in the diameter of the neck of the cavitation reactor nozzle. Studies have shown that for this design of the cavitation apparatus, the greatest cavitation effects arise at the diameter of the neck of the venturi nozzle 0.008 m and 0.012 m. The installation of the diaphragm showed an additional overall temperature increase of 3-6 °C, as compared to previous studies without diaphragm. The increase in temperature due to the installation of the diaphragm is due to the increase of cumulative effects due to hydrodynamic

cavitation treatment. Investigating how the temperature rises, depending on the hydrodynamic conditions of the process and calculating the number of cavitation, the mathematical dependence of the cavitation number on the temperature change rate has been established, which makes it possible to evaluate the efficiency of the cavitation equipment. +
Доповнити ще одним реченням

Ключові слова: гідродинамічна кавітація, інтенсифікація масообмінних процесів, гідродинамічний змішувач статичного типу, сопло Вентурі

Keywords: hydrodynamic cavitation, intensification of mass transfer processes, static hydrodynamic mixer, Venturi nozzle

Гідродинамічна кавітація є явищем, яке відомо і вивчається вже досить давно. Останнім часом це пов'язано з можливістю інтенсифікації різноманітних енергоємних процесів і зменшення питомих витрат енергії на виробництво продукції для різних галузей. З її допомогою можна створювати широкий спектр динамічного та термічного впливу, від м'якого до надзвичайно жорсткого, який дозволяє подолати високий рівень міжмолекулярних та внутрішньо молекулярних енергетичних зв'язків в дисперсних системах. На сьогодні кавітаційні технології є актуальними для енергетики, машинобудування, будівельної, хімічної, харчової промисловості та ін. Незважаючи на велику кількість теоретичних і експериментальних досліджень фізична сутність і механізми впливу гідродинамічної кавітації ще недостатньо повно. Ряд питань, що стосуються впливу гідродинамічної кавітації, зокрема на зміну властивостей оброблюваних середовищ залишаються до теперішнього часу маловивченими [1, 2, 3, 4].

Ефективність використання гідродинамічної кавітації пов'язана з виникненням супутніх ефектів, таких як ударні хвилі, випромінювання звукових імпульсів, кумуляція, автоколювання, вібротурбулізація, дифузія і тепломасообмін, які викликають зміну властивостей оброблюваних дисперсних систем. Серед ефектів, які виникають при виникненні і розвитку кавітації є підвищення температури в кавітаційній зоні за рахунок утворення, зростання і колапсу бульбашок. При зхлопуванні, парогазова суміш, що міститься в бульбашці, стискається до тиску 10^5 Па (300 атм) і нагрівається до температур порядку декілька тисяч градусів (8000–12000 К). При колапсі кожної бульбашки виникають імпульси тиску, які можуть досягати 10^3 МПа. Весь процес збільшення і закриття бульбашок відбувається протягом декількох мілісекунд [4,5].

Основою великої кількості відомих проточних кавітаційних апаратів є сопла Вентурі. Кавітаційний реактор таких апаратів представляє собою послідовно поєднані між собою вхідний патрубок, конфузор, проточну камеру, дифузор і вихідний патрубок. На виникнення і розвиток кавітації мають вплив ряд гідродинамічних факторів: форма меж течії, параметри течії (абсолютний тиск і швидкість) і критичний тиск $P_{\text{кав}}$, а також властивості матеріалу: вміст повітря, газу або твердих частинок поверхневий натяг, в'язкість та ін.

Нами було досліджено вплив діаметру горловини сопла Вентурі на зміни температури в результаті кавітаційної обробки водопровідної води. При проведенні досліджень використовувались сопла з діаметрами 0,004 м, 0,008 м, 0,012 м і 0,016 м. Результати досліджень наведені на рис. 1.

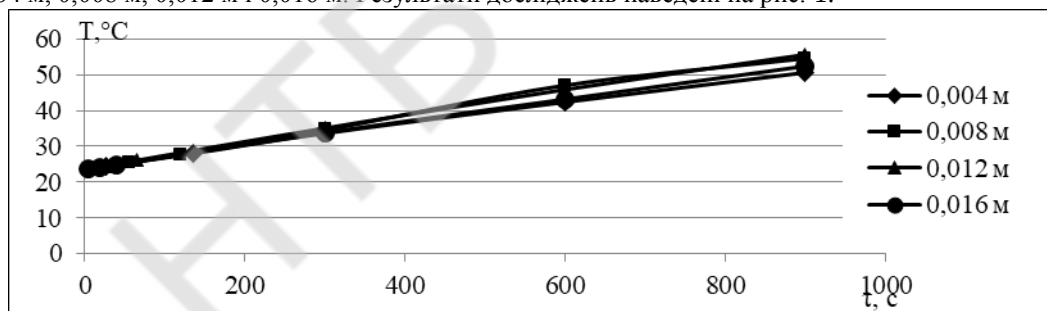


Рис.1 Залежність зміни температури від тривалості кавітаційної обробки

Проведені дослідження показали досить значне підвищення температури в результаті кавітаційної обробки водопровідної води для всіх дослідних зразків. В результаті обробки зразків водопровідної води впродовж 15 хв. під впливом виникнення кавітаційних явищ температура зростає з початкової 23–25 °C до 51–56 °C, тобто на 28 – 31 °C. Найбільше зростання температурних показників спостерігалось при використанні в конструкції апарату сопел з діаметрами 0,008 м і 0,012 м.

Використання в конструкції апарату дифузору у вигляді шайби із різною площею перекриття площі потоку передбачають додаткову турбулізацію потоку за рахунок введення додаткового опору для створення вихрових зон з великою дисипацією енергії [4, 6]. Були проведені дослідження по визначенню впливу на температурні показники послідовного встановлення за соплом Вентурі додаткової діафрагми з різною площею перекриття перерізу: на 25%, на 50% і 75%. Максимальна зміна температур була досягнута при використанні діафрагми, що перекриває площу потоку на 75%. Порівняння результатів досліджень щодо визначення температурних

показників при обробці зразків водопровідної води впродовж 11 циклів (66 с) в кавітаційному реакторі з горловиною сопла 0,012 м з встановленою діафрагмою, що перекриває потік на 75% і без неї наведені на рис.2.

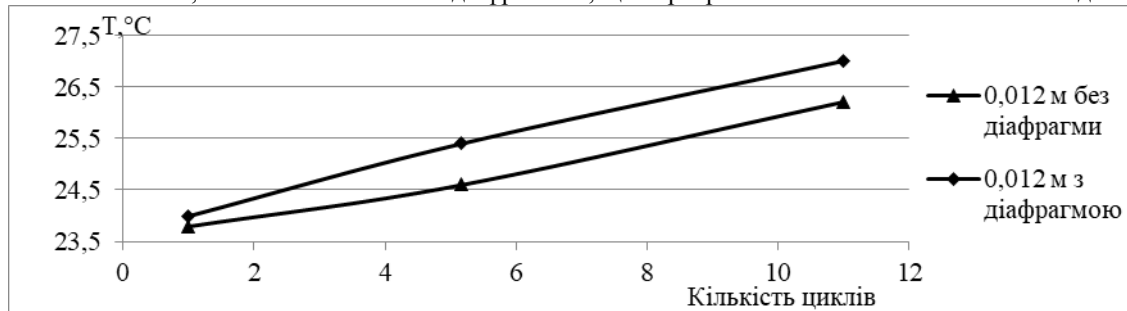


Рис.2 Залежність зміни температури від циклічності при різних умовах кавітаційної обробки

Наведені залежності (рис. 2) показали, що встановлення діафрагми дозволяє додатково підвищити температуру дослідного зразка при його обробці впродовж 11 циклів (66 с), що свідчить про посилення дії кумулятивних ефектів гідродинамічної кавітації. Отримані результати підтверджують результати попередніх досліджень по посиленню впливу ефектів кавітації на електрохімічні властивості води при використанні сопла з діаметром 0,012 м і діафрагми, що перекриває потік на 75%. [7]

В результаті збільшення тривалості обробки до 15 хв. температура зразка обробленого в кавітаційному апараті з встановленою діафрагмою підвищилася з початкової 22-23 °С до 55-60 °С – майже на 33 - 37 °С. Це на 3-6 °С більше, порівняно до зразка обробленого в апараті без діафрагми. Одержані результати підтверджують висновки попередніх досліджень про те, що встановлення діафрагми додатково посилює кумулятивні ефекти.

Дослідивши як зростає температура в залежності від гідродинамічних умов проведення процесу (рис.1 і рис.2) і розрахувавши число кавітації нами побудовано залежність числа кавітації від швидкості зміни температури (рис. 3).

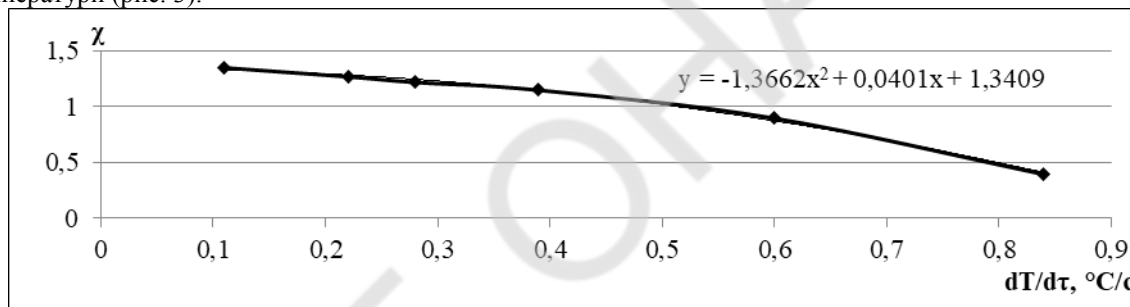


Рис.3 Залежність числа кавітації від швидкості зміни температури

Наведені дані (рис.4) дозволили отримати математичну формулу по визначенню впливу числа кавітації на швидкість зміни температури, що дає змогу оцінювати ефективність роботи кавітаційного реактору.

Висновки.

Умови проведення кавітаційної обробки, а саме параметри течії в соплі Вентурі (абсолютний тиск і швидкість) і критичний тиск $P_{\text{кав}}$, має суттєвий вплив на розвиток кавітаційних ефектів. Проведені дослідження показали, що для даної конструкції кавітаційного апарату найбільші кавітаційні ефекти виникають при діаметрі горловини сопла Вентурі 0,008 м і 0,012 м. Додаткове встановлення діафрагми дозволяє посилити дію гідродинамічної кавітації на дисперсійне середовище. Аналіз експериментальних результатів дозволив отримати залежність числа кавітації від швидкості зміни температури. Виконані дослідження дають змогу оцінювати ефективність роботи кавітаційного змішувача в залежності від гідродинамічних режимів обробки.

Література

1. Перник А.Д. Проблемы кавитации / А.Д. Перник. - М., Судостроение, 1966. - 439 с.
2. Gogate P. A review and assessment of hydrodynamic cavitation as a technology for the future/ P.R. Gogate, A.B. Pandit Ultrasonics Sonochemistry – 2005. - №12. – P. 21–27.
3. Young F.R. Cavitation/ London, U.K. : Imperial College Press, 1999. – 418 p.
4. Braeutigam P. Role of Different Parameters in the Optimization of Hydrodynamic Cavitation/ P. Braeutigam, M. Franke, Zhi-Lin Wu, B. Ondruschka - Chem. Eng. Technol. – 2010,33. – No. 6 – P. 932–940.
5. Вітенько Т.М. Гідродинамічна кавітація у масообмінних, хімічних і біологічних процесах/ Т.М.Вітенько. - Тернопіль: ТДТУ ім.І.Пулля, 2009. - 220 с.

6. Долінський А.А. Використання кавітаційних технологій при обробці рідких гетерогенних систем /Долінський А.А., Авдєєва Л.Ю., Жукотський Э.К., Макаренко А.А.// Наукові праці ОНАХТ, 2014.- вип. 45, Т. 3.-С. 9-13.
7. Авдєєва Л.Ю. Вплив ефектів гідродинамічної кавітації на електрохімічні властивості води /Авдєєва Л.Ю., Макаренко А.А. // Наукові праці ОНАХТ, 2017, Т.81.-№1.-С. 105-110.

УДК 664.854

КОНВЕКТИВНО-ТЕРМОРАДІАЦІЙНЕ СУШІННЯ ЯБЛУЧНИХ СНЕКІВ ЗА УМОВ РУХУ ПОВІТРЯ

Малежик І. Ф., д-р техн. наук, професор, Дубковецький І. В., канд. техн. наук., доцент,
Стрельченко Л. В., аспірант
Національний університет харчових технологій, Київ

CONVECTIVE-THERMORADIATIVE DRYING OF APPLE SNACKS UNDER CONDITIONS OF AIR TRAFFIC

Malezhick I.F., Dr. Of Tech. Sci., prof., Dubkovetskiy I.V., PhD, Associate prof.,
Strelchenko K.V., postgraduate student
National University of Food Technologies, Kyiv, Ukraine
National University of Food Technologies, Kyiv

Анотація. В процесі розвитку технічного прогресу харчова промисловість вимагає нових технологічних рішень для підвищення якості харчових продуктів. Сегмент ринку снєків в наш час дуже поширений та популярний серед споживачів, проте якість цих снєків бажала б бути вищою, а асортимент різноманітнішим. Саме ця проблема наштовхнула нас на створення нового продукту з відмінними харчовими властивостями та збалансованим хімічним складом. Маючи базу попередніх досліджень оптимальних параметрів сушіння снєків, необхідно визначити вплив швидкості руху повітря на процес сушіння.

Abstract. In the process of development of technical progress, the food industry requires new technological solutions to improve the quality of food products. The snack market segment is nowadays very widespread and popular among consumers, but the quality of these snacks would be desirable, and the assortment is more diverse. This problem has led us to create a new product with excellent nutritional properties and a balanced chemical composition. Having a base of previous studies on the optimal parameters of the drying of snakes, it is necessary to determine the effect of the velocity of air movement on the drying process

Ключові слова: снєки, бланшування, сировина, сушіння, швидкість повітря, температура, вологовміст.

Keywords: snacks, blanching, raw material, drying, air speed, temperature, moisture content.

Снєки користуються значним попитом серед споживачів, хоча багато хто й не ототожнює цей продукт зі снєком. Основна маса споживачів називає це швидким перекусом, в ряд якого входять : батончики, сухарики, печиво з сирним соусом і тому подібне. Серед фруктових снєків це яблучні чіпси, сушені яблука, фруктові асорті у вигляді цукатів. З перелічених продуктів найбільшим попитом користуються яблучні чіпси. Але мало хто замислюється про харчову цінність продукту та його безпечність при постійному вживанні, адже сама технологія виготовлення чіпсів передбачає таку технологічну операцію як «обжарювання», яке здійснюється в олії. Продукт оброблений таким способом при тривалому споживанні може призвести до надмірної ваги людини та погіршення стану здоров'я через канцерогенні речовини. Саме тому нами розроблена і запатентована технологія виготовлення яблучних снєків із збалансованим хімічним складом без додавання барвників, підсилювачів смаків та консервантів, що дозволить використовувати цей продукт для широкого загалу. Сировиною для сушіння є яблука сорту «Голден» та «Чемпіон», завдяки високому початковому вмісту в них сухих речовин та меншій активності ферменту пероксидази.

Попередньо підготовлені яблука бланшують протягом 90 секунд в 40 %-му цукровому сиропі з додаванням органічної (лимонної) кислоти та антиоксиданту. Сушіння виконували в імпульсному режимі нагрів-охладження з довжиною хвилі в діапазоні 1,2-4 мкм з температурою сушіння яблучних снєків 60 °С при насипній масі продукту в 200 г. З метою інтенсифікації процесу сушіння було введено в сушарку рециркуляцію повітря 50/50 %. Для встановлення оптимальної швидкості руху теплоносія на основі літературних джерел нами було обрано певний діапазон швидкостей: 2,8 м/с, 3,5 м/с, 4,5 м/с та 5,5 м/с. Використання швидкості менше 2,8 м/с призводить до нерационального використання ресурсів сушарки, бо робота не на повну потужність, призводить до погіршення сировини для сушіння з руйнуванням вітаміну С та окисленням напівфабрикату

природнім ферментом пероксидази. А використання швидкості понад 5,5 м/с не дає бажаного ефекту, бо волога напівфабрикату з внутрішніх шарів до периферії не встигає надходити.

На основі отриманих даних були побудовані криві сушіння (рис. 1), що характеризують зміну інтегрального вологовмісту W^c залежно від часу τ . Звідси видно, що період прогріву для всіх зразків відсутній, а видалення вологи відбувається прямопропорційно збільшенню щільності теплового потоку.

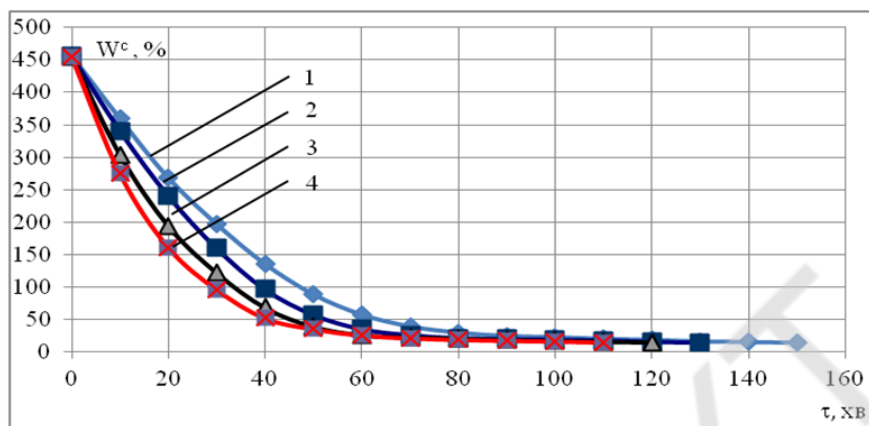


Рис.1. Криві сушіння бланшованої сировини при різних швидкостях повітря: 1-2,8 м/с; 2- 3,5 м/с; 3- 4,5 м/с; 4- 5,5 м/с

Апроксимуючи дані першого та другого періодів сушіння, вивели рівняння залежності вологовмісту W^c від часу сушіння τ і швидкості руху повітря – $W^c = (-1,99v - 3,89)\tau + 468,2e^{-0,009v}$ при $R^2 = 0,98$, а в другому періоді – $W^c = (-12149v + 72556)\tau^{0,0421v^2 - 0,247v - 1,24}$ при $R^2 = 0,9643$,

де W^c – вологовміст, %; τ – час, хв; v – швидкість руху теплоносія, м/с; R^2 – коефіцієнт кореляції.

В результаті обробки кривих сушіння отримані залежності швидкості сушіння частинок яблук від вологовмісту (рис. 2), що дають змогу проаналізувати динаміку зміни сушіння зразків. При виведенні рівняння кінетики сушіння з експериментальних залежностей $dW^c/d\tau$ від W^c встановили, що на першій стадії швидкість сушіння можна приблизно вважати постійною.

А починаючи з 2-го періоду сушіння спостерігається зростаюча залежність з різною характерністю від швидкості руху повітря.

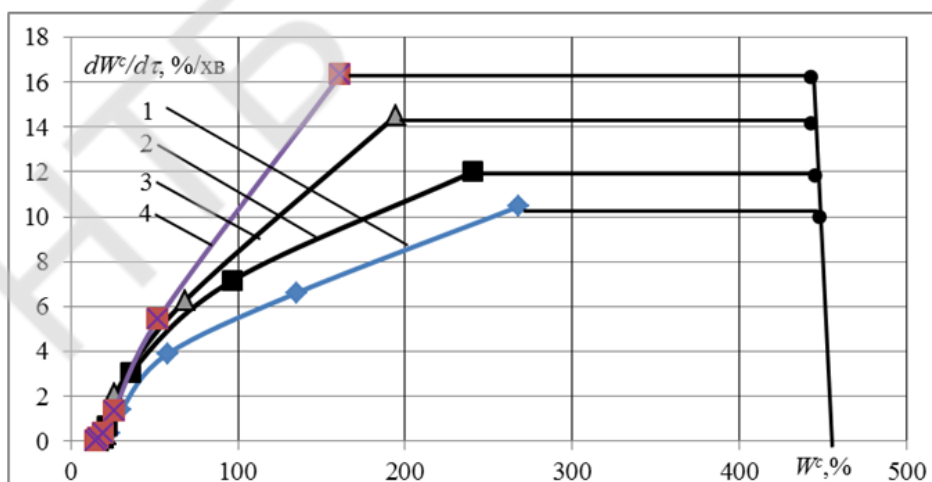


Рис.2. Криві швидкості сушіння бланшованої сировини при різних швидкостях повітря: 1-2,8 м/с; 2- 3,5 м/с; 3- 4,5 м/с; 4- 5,5 м/с

Проаналізувавши другий період сушіння, вивели для всіх зразків апроксимаційні рівняння, залежності швидкості сушіння від вологовмісту W^c продукту і швидкості руху теплоносія v :

$$dW/d\tau = (1,24v + 0,13)W^c + 3,6036v + 0,271 \text{ при } R^2 = 0,99.$$

На основі обробки графіків кривих сушіння і швидкості сушіння визначили залежності коефіцієнтів швидкості сушіння в першому і в другому періодах та одержали апроксимуючі рівняння (рис. 3).

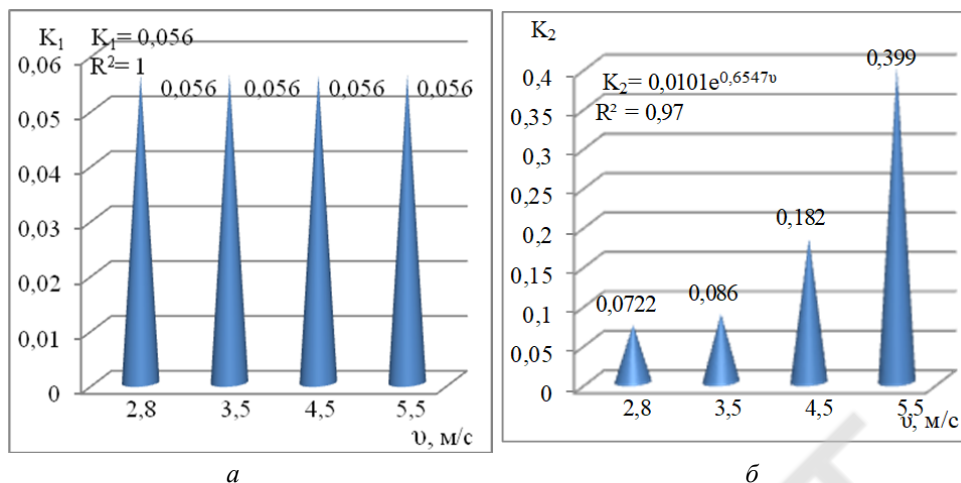


Рис. 3. Коефіцієнти швидкості сушіння для снєків в першому (3 а) та другому періодах сушіння (3 б) при різній швидкості руху повітря

При дослідженні періодів сушіння швидкість процесу сушіння визначали за станом навколишнього середовища і умовами сушіння, а повний потік води виражався через об'ємний коефіцієнт масовіддачі (5):

$$J = dW^c/d\tau = \beta(x_r - x) = \beta(x_1 - x), \quad (5)$$

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

Молярна частка при 21°C $m_2 = P_{t2}\phi/(1 - P_{t2}) = 0,016$. Вологовміст в першому періоді знаходиться за формулою (6)

$$x_1 = (M_v/M_n)(m_1/(1 - m_1)). \quad (6)$$

Вологовміст $x = (M_v/M_n)(m_2/(1 - m_2)) = 0,01$.

Обробкою експерименту за допомогою програми MathCad отримано залежність коефіцієнта масовіддачі від швидкості руху повітря $\beta = f(v)$ (рис. 4):

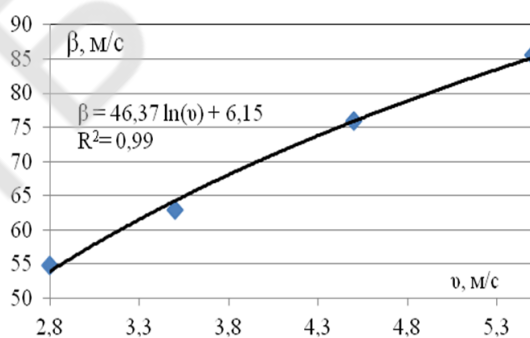


Рис. 4. Залежність коефіцієнта масовіддачі від швидкості руху повітря

При обробці даних конвективно-терморадіаційного процесу сушіння визначено витрати енергії для всіх зразків снєків в кВт·год на кг вихідної сировини (рис. 4 а) і в МДж/кг випареної води (рис. 4 б).

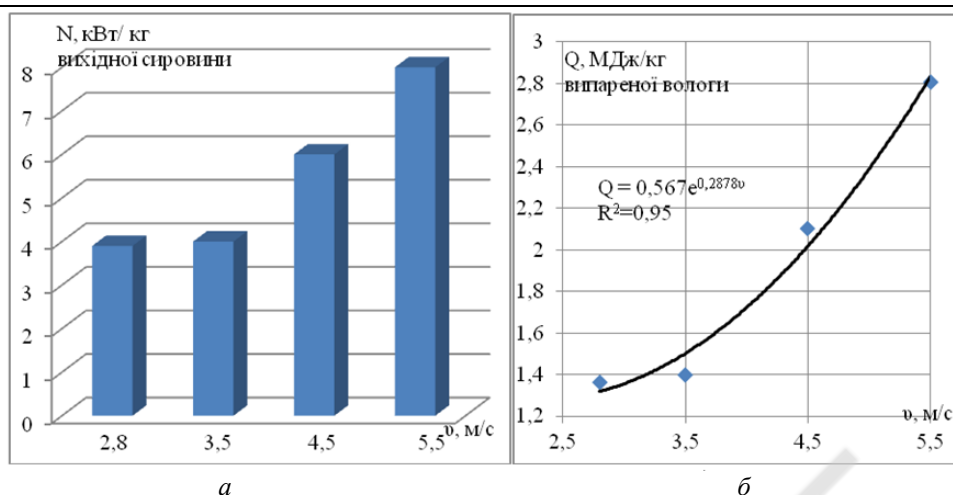


Рис. 4. Витрата електроенергії на 1 кг вихідної сировини (4 а) і на 1 кг випареної вологи (4 б) при різних швидкостях повітря

З рисунка видно, що найвищі витрати енергії були для снєків, що сушилися при швидкості повітря 5,5 м/с – 8 кВт*год/на кг вихідної сировини, а найнижчі – 3,9 кВт*год/на кг вихідної сировини для снєків, що висушувалися при швидкості повітря 2,8 м/с. Дане явище пояснюється тим, що зі збільшенням швидкості повітря скорочується час сушіння. Апроксимуючи дані витрат енергії в залежності від швидкості повітря під час сушіння вихідної сировини (бланшованих частинок яблук), вивели рівняння $Q = 0,1494N^2 - 0,6787N + 2,0468$ при $R^2=0,99$, де N – швидкість теплоносія під час сушіння зразків снєків.

Дані результати чітко корелюються з властивостями і хімічним складом яблучних снєків (табл. 2).

Для чотирьох отриманих зразків снєків проведено органолептичний аналіз та зроблена їх дегустаційна оцінка. При цьому враховували такі показники як притаманність кольору, вираженість смаку, аромату, легкість розжовування та післясмак. Проте для остаточного визначення продукту проведено аналіз харчової цінності отриманих зразків за їх хімічним складом. В якості контрольного зразку було обрано сушені яблука конвективно-терморадіаційним методом (табл. 2).

З таблиці видно, що снєки виготовлені з яблук «Голден Делішес» при швидкості повітря 5,5 м/с є з найкращим хімічним складом. Так, наприклад, через незначну швидкість повітря (2,8 м/с) можна пояснити високий вміст пектинових речовин (4,4 %), адже під впливом температури і більш тривалого терміну сушіння відбувається перехід протопектину в пектин. Але тому, що сушіння здійснюється до вмісту вологи в продукті 8-10 %, то ці зміни не впливають на органолептику готового продукту, але позначаються на харчовій цінності снєків.

Таблиця 2

Хімічний склад яблук та снєків, отриманих при різних швидкостях повітря

Найменування показника	Яблука (істівна частина)		Снєки сушені при швидкостях, м/с			
	свіжі	сушені	2,8	3,5	4,5	5,5
Сухі речовини яблук, %	14,0	84	14,0	14,0	14,0	14,0
Моно - та дицукри, %	10,5	61,0	60,5	62,8	64,8	66,9
Органічні кислоти, %	0,43	2,4	1,1	1,5	1,7	2,0
Пектинові речовини, %	1,0	4,6	4,4	4,0	3,3	2,9
Клітковина, %	1,1	4,4	4,0	3,6	3,2	3,0
Мінеральні речовини, %	0,7	3,1	3,1	4,5	6,2	8,4
Вітамін С, мг %	3,7	2,9	4,9	6,9	7,6	8,4

Висновки

Результати досліджень процесу сушіння снєків конвективно-терморадіаційним способом при різних швидкостях повітря: 2,8 м/с, 3,5 м/с, 4,5 м/с та 5,5 м/с показали, що найкращою швидкістю є 5,5 м/с. Дана швидкість сприяє максимальному збереженню вихідних показників сировини, що в подальшому дозволяє отримати готовий продукт з високими органолептичними та і фізико-хімічними показниками. До того ж

витрата електроенергії під час сушіння знижується на 25–30 %. Процес сушіння вдалося інтенсифікувати ще за рахунок імпульсного введення енергії «нагрів-охолодження» та рециркуляції повітря в сушарці.

Список літератури:

1. Стрельников, А. Инновационные подходы к переработке плодово-ягодной продукции [Текст] / Технологии пищевой и перерабатывающей промышленности АПК – продукты здорового питания // А. Стрельников. – 2015. – Выпуск 1 (5), – с.95-101.
2. Калинина, И. В. Современные подходы в технологии безопасной снежковой продукции [Текст] // И. В. Калинина, А.А. Руськина // Вестник Южно-Уральского государственного университета. Серия: Пищевые и биотехнологии. – 2014. – Выпуск 3, том 2, с.29-36.
3. Margarita H. Ahmad-Qasem. Influence of Drying on the Retention of Olive Leaf Polyphenols Infused into Dried Apple [Text] / Margarita H. Ahmad-Qasem, Juan V. Santacatalina, Enrique Barrajon-Catalan, Vicente Micol, Juan A. Carcel, Jose V. Garcia-Perez // Food and Bioprocess Technology, January 2015, Volume 8, Issue 1, p.120–133.
4. Стрельченко Л. В. Інноваційний метод сушіння плодово-овочевої сировини [Текст] / Л. В. Стрельченко, Т. В. Бурлака, М. В. Писарев, І. В. Дубковецький, Г. М. Бандуренко, І. Ф. Малєжик // 81 Міжнародна наукова конференція молодих учених, аспірантів і студентів НУХТ. “Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті”. – Київ, Ч. 2, 23–24 квітня 2015 р – С. 178.
5. Спосіб виробництва яблучних снеків Патент на винахід України № 113587 МПК A23L 19/8, A23B 7/02 [Текст] / Малєжик І.Ф., Дубковецький І.В., Бандуренко Г.М., Стрельченко Л.В. – а 201511035; заявл. 11.11.2015 ; опубл. 10.02.17, Бюл. № 3.
6. Малєжик І. Ф. Исследование процесса сушки яблок конвективным, терморadiационным и комбинированным способами [Текст] / И. Ф. Малєжик, И. В. Дубковецький, Г. М. Бандуренко, Л. В. Стрельченко // V Международная научно-техническая конференция, посвящена 85-летию ФГБОУ ВПО «Воронежского государственного университета инженерных технологий», 65-летию кафедры «Технология хлебопекарного, кондитерского, макаронного и зерно-перерабатывающего производств» – Россия, Воронеж, 4 – 5 июня 2015 г. – С 493.
1. Радіаційно-конвективна сушильна установка. Патент України № 112348 МПК F26B 3/30, F26B 3/04, F26B 9/06, F26B 21/04, F26B 21/08, F26B 21/10, F26B 21/12, A23B 7/02 [Текст] / Дубковецький І.В., Малєжик І.Ф., Бурлака Т.В., Стрельченко Л.В. – а 201411435; заявл. 20.10.2014 ; опубл. 25.08.16, Бюл. № 16.

УДК 661.015:542.61

ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ ЕКСТРАГУВАННЯ СІРЧАНОКИСЛОЇ МІДІ ЗА УМОВ ВАКУУМУВАННЯ

Симак Д.М. канд. техн.наук
Склабіньський В.І. д-р техн. наук, професор
Сумський державний університет, м.Суми

STUDY OF THE KINETICS OF EXTRACTION OF SULFURIC OXIDE CUPRUM IN VACUUM CONDITIONS

Symak D.M., Sklabinskyi V.I.
Sumy State University

Анотація. Досліджувався процес екстрагування твердої речовини з капілярів циліндричної форми з метою визначення кінетики даного процесу. Твердою фазою служив купруму сульфат, який екстрагувався дистильованою водою. Екстрагування твердої фази складається з процесу розчинення цільового компоненту та дифузії розчиненої речовини у капілярі. Лімітуючою стадією даного процесу є дифузія компоненту всередині капіляру, що відбувається за законом молекулярної дифузії Фіка. У промислових умовах інтенсифікація процесу екстрагування відбувається за рахунок подрібнення твердого матеріалу або збільшення температури. У роботі досліджувався процес екстрагування в умовах вакуумування системи, при якому виникає кипіння рідини та утворення парової фази. Зародження, ріст та відрив парових бульбашок всередині капілярів приводить до переміщення рідини, що сприяє її заміні, створенні умов нестационарності, достачанні свіжої рідини до поверхні розчинення. Наведено експериментальну установку, методику виконання досліджень та експериментальні результати для капіляра діаметром 0,8 мм. Представлено графічно залежність переміщення зони розчинення у капілярі для трьох випадків за однакової температури 75⁰С: розчинення під час механічного перемішування, постійного вакуумування та періодичного вакуумування.

Найвища швидкість екстрагування відповідає періодичному вакуумуванню. Визначено ефективні коефіцієнти дифузії у капілярах та відношення коефіцієнтів за вакуумування до екстрагування в умовах механічного перемішування. Показано, що за постійного вакуумування процесу екстрагування швидкість екстрагування зростає у 2,8 рази; за періодичного вакуумування, при якому відбувається сплескування парової фази і переміщення рідини у капілярі, у 6,3 рази.

Ключові слова: купрум сульфат, екстрагування, інтенсифікація, вакуумування, коефіцієнт дифузії

Abstract. The process of extracting of solid substance from cylindrical capillaries to determine the kinetics of this process was investigated. As the solid phase served sulfur sulfate, which was extracted with distilled water. Extraction of the solid phase consists of the process of dissolving of the target component and diffusion of the dissolved substance in the capillary. The limiting stage of this process is the diffusion of a component inside the capillary, which occurs under the law of molecular diffusion of Fick. In industrial conditions, the intensification of the extraction process occurs by grinding of a solid material or increasing of the temperature. In this paper, the process of extraction under conditions of vacuuming of the system, in which occurs boiling of the fluid and formation of a vapor phase, is investigated. The origin, growth and separation of the vapor bubbles within the capillaries leads to the displacement of the fluid, which facilitates its replacement, the creation of non-stationary conditions, the supply of fresh liquid to the surface of the dissolution. The experimental apparatus, methodology of research and experimental results for a capillary with a diameter of 0,8 mm are given. Graphically, the dependence of the displacement of the dissolution zone in the capillary is presented for three cases at the same temperature of 75°C: dissolution during mechanical mixing, constant vacuuming and periodic vacuuming. The highest rate of extraction corresponds to periodic vacuuming. The effective coefficients of diffusion in the capillaries and the ratio of the coefficients of vacuuming to extraction under conditions of mechanical mixing are determined. It is shown that during the continuous vacuuming of the extraction process, the extraction rate increases in 2,8 times; for periodic vacuuming, at which there is an explosion of the vapor phase and the movement of liquid in the capillary, in 6,3 times.

Keywords: copper sulfate, extraction, intensification, vacuuming, coefficient of diffusion.

Вступ. Процеси екстрагування компонентів з твердої фази використовуються у хімічній, харчовій, природоохоронній технологіях. Екстрагування у більшості випадків є першою стадією багатьох технологічних процесів і обсяги його застосування є значними. Лімітуючою стадією процесів екстрагування з твердої фази є внутрішня дифузія компонентів у порах твердої фази. Твердий скелет пористої речовини суттєво впливає на дифузійне перенесення речовини. Сповільнення перенесення компоненту у порах інертної твердої фази зумовлене блокуванням дифузійного потоку твердим скелетом, видовженням дифузійного шляху масоперенесення внаслідок звивистого шляху капілярів, зміною фізико-хімічних характеристик екстрагента у порах інертної твердої фази. Ці обставини суттєво понижують коефіцієнт внутрішньої дифузії у порах у порівнянні до коефіцієнта молекулярної дифузії у рідині. Інтенсифікація процесів екстрагування означає зростання коефіцієнта внутрішньої дифузії. З цієї метою використовуються різні методи, одним із яких є метод подрібнення твердої фази, що зменшує шлях дифузії і збільшує коефіцієнт масоперенесення, що пропорційний до градієнта концентрації, який для частинок менших розмірів матиме більші значення. Нами досліджено процес екстрагування твердої речовини з прямолінійних капілярів в умовах вакуумування системи та пониження тиску до значень, які відповідають стану кипіння рідини-екстрагента та виникненню парової фази у виді бульбашок. Останні під час свого росту та відриву виявляють гідродинамічну дію на рідину, що спричиняє її рух у капілярах та збільшує швидкість масоперенесення.

Аналіз літературних джерел та формулювання проблеми. Теоретичні аспекти процесу екстрагування з твердої інертної фази розчинних та твердих компонентів подано у [1]. Автори розглядають загальні закономірності процесу екстрагування, вплив структури твердого інертного тіла, фізико-хімічні властивості системи. Основну увагу приділено визначенню кінетичних констант процесу екстрагування, методи визначення яких є різними для екстрагування розчинної речовини та твердої фази. Особливості масообміну у системах з твердою фазою та їх закономірності наведено у [2]. Дослідження процесів екстрагування свідчить про низькі значення кінетичних коефіцієнтів і, відповідно, великий час на їх проведення [3-4]. Введення у систему тверде тіло – рідина газової фази перетворює її у трифазну. Газова фаза не приймає участь у масообміні, але її вплив на кінетику має вирішальне значення. Інертна газова фаза може бути введена у систему з метою перемішування і збільшення коефіцієнта масовіддачі [5]. Представляють значний інтерес роботи, у яких інтенсифікуючим засобом є парова фаза, яка утворюється з рідини розчинника чи екстрагента, застосування мікрохвильового поля з метою прискорення внутрішньої дифузії [6-7]. Гідродинаміка пароутворення в умовах вакуумування системи досліджувалась у [8]. На прикладі фізичного розчинення твердих тіл в умовах вакуумування системи, що приводить до виникнення парової фази, показано значну інтенсифікуючу дію. Встановлено кінетичні закономірності даного процесу та механізм дії бульбашок пари на швидкість розчинення [9-10]. Кінетика екстрагування купрум сульфату, що знаходився у розчинній формі, з пористих частинок досліджувалась у [11]. Визначено ефективний коефіцієнт внутрішньої дифузії. Екстрагуванню цільових компонентів з циліндричних капілярів в умовах вакуумування присвячено роботи [12-14]. Автори роботи [12] досліджували екстрагування в умовах вакуумування системи, що створює кипіння рідини та виникнення парової фази у капілярах, що значно

прискорює масо перенесення. У роботах [13-14] досліджувалось екстрагування з одинарних капілярів в умовах постійного та періодичного вакуумування. Періодичне вакуумування за рахунок сплескування бульбашок пари у капілярі та руху рідини у декілька раз прискорює екстрагування, швидкість якого оцінювалась за переміщенням границі розчинення. Порівняння різних методів екстрагування подано у [15].

Метою дослідження було встановлення закономірності екстрагування купруму сульфату з капілярів в умовах механічного перемішування, під час неперервного та періодичного вакуумування системи та визначення ефективних коефіцієнтів дифузії процесу.

Експериментальна частина. Виконання експериментальної частини роботи полягало у проведенні процесу екстрагування купруму сульфату з капілярів циліндричної форми. Нами досліджувався процес екстрагування з капіляру, внутрішній діаметр якого становив 0,8 мм. Капіляр заповнювався порошкоподібним купрумом сульфату та набивка утрамбовувалась тонкою сталюю проволокою з метою наближення густини набивки до густини монолітної твердої речовини. Зважуванням капіляру з набивкою та вільного визначалась дійсна густина набивки ρ_s .

Досліди проводились на експериментальній установці (рис.1). Установа може бути поділена на 3 блоки. Основним елементом є блок I, який складається з апарата- екстрактора 1, виготовленого з скла, який поміщався у термостат 2. Задавалась температура у термостаті 75°C , якій відповідає абсолютний тиск 0,06 МПа у випадку створення вакуумування, що створює кипіння води. Капіляр з набивкою 3 знаходився над поверхнею рідини у екстракторі. Після досягнення стаціонарного кипіння води у апараті-екстракторі капіляр опускався у киплячу рідину з одночасною фіксацією часу процесу екстрагування. За допомогою відлікового мікроскопа фіксувалось переміщення границі розчинення купруму сульфату у капілярі.

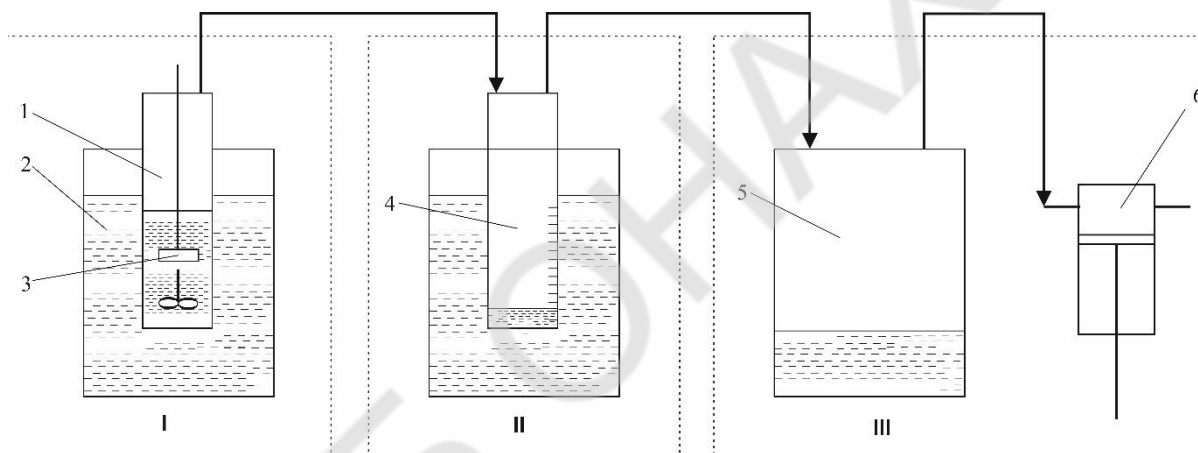


Рис.1. Схема експериментальної установки: 1 – апарат-екстрактор; 2 – термостат; 3 – капіляр з набивкою купруму сульфату; 4 – конденсатор-вимірник сконденсованої пари; 5 – буферна ємність; 6 – вакуум-насос

Блок II використовувався для заміру кількості випареної води через конденсацію пари у конденсаторі-вимірнику 4, який поміщався у ємність з холодною водою. Вакуум у системі створювався за допомогою вакуум-насоса 6, який з'єднаний з конденсатором-вимірником 4 через буферну ємність 5, яка забезпечувала систему від потрапляння рідини до вакуум-насоса 6.

Як слідує з огляду літературних джерел, виникнення парової фази суттєво впливає на процеси масообміну у системах з твердою фазою. Зародження та ріст парової фази відбувається на твердій поверхні. Цей процес переміщає рідину безпосередньо на границі розділу фаз, де процес розчинення лімітується молекулярною дифузією. Переміщення рідини приводить до збільшення коефіцієнта масовіддачі. У капілярі кипіння рідини під час вакуумування приводить до утворення парових бульбашок, які не лише ростуть, але і відриваються з поверхні твердої фази. На місце бульбашки, яка відірвалась, приходить свіжа рідина з концентрацією екстрагованої речовини, що наближається до нуля. Це створює значну рушійну силу і, відповідно, збільшується масовіддача.

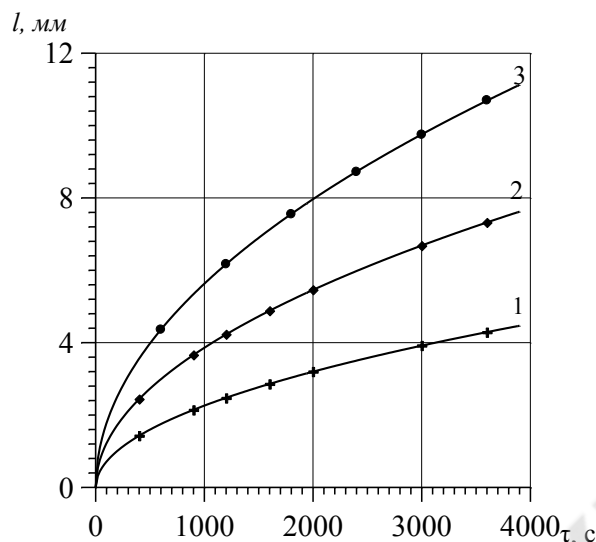


Рис. 2. Границя розчинення купруму сульфату l у залежності від часу екстрагування τ за умов проведення процесу: 1 – екстрагування за умови механічного перемішування рідини без її кипіння; 2 – екстрагування за умови постійного вакуумування системи; 3 – екстрагування з капіляра за умови вакуумування системи з періодичним перериванням вакуумування

З метою порівняння результатів дослідження під час екстрагування у вакуумі, нами проведено екстрагування купруму сульфату в умовах механічного перемішування. З цією метою капіляр поміщався в екстрактор, у якому знаходилась вода нагріта до температури 75°C . Ця температура підтримувалась протягом усього процесу екстрагування. Перемішування рідини здійснювалось магнітною мішалкою. Звичайно підвищення температури є одним із методів інтенсифікації екстрагування твердих компонентів з інертної твердої фази. Процес екстрагування під час вакуумування проводився для двох випадків: підтримування постійного вакуумування у системі та за періодичного вакуумування.

На рис. 2 представлено результати досліджень процесу екстрагування з прямолінійного капіляру у вигляді залежності просування границі розчинення l від часу екстрагування τ .

Розглянемо елементарний механізм процесу екстрагування з одинарного капіляру за умови вакуумування системи та виникнення бульбашок парової фази (рис.3).

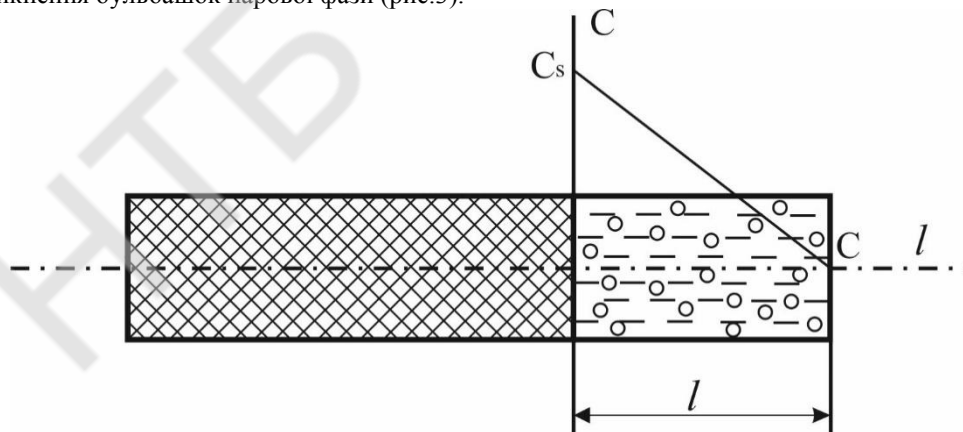


Рис. 3. Схема процесу екстрагування з одинарного капіляра та розподіл концентрацій

Вважається, що процес екстрагування протікає повільно у великому в порівнянні до одного капіляра об'ємі рідини і концентрацію речовини, що екстрагується, на зовнішній поверхні капіляра можна прийняти рівною нулю. За певний проміжок часу τ зона розчинення всередині капіляра перемістилась на довжину l . Кінетичне рівняння, що описує розчинення елементарної ділянки твердої фази dl , має вид

$$\frac{dM}{d\tau} = D^* F \frac{C_s - C_n}{l}, \quad (1)$$

де M – маса речовини, що розчинилась;

F - поверхня розчинення;

C_s - концентрація насичення;

C_n - концентрація на поверхні капіляра; $C_n = 0$;

D^* - ефективний коефіцієнт дифузії у капілярі.

Виразивши масу твердої речовини через її об'єм та густину

$$dM = \rho_s \cdot F \cdot dl, \quad (2)$$

одержуємо диференціальне рівняння, що встановлює швидкість переміщення зони розчинення

$$\frac{dl}{d\tau} = \frac{D^*}{\rho_s} \frac{C_s - C_n}{l}. \quad (3)$$

Інтегрування рівняння (3) дає результат

$$\frac{l^2}{2} = \frac{D^*}{\rho_s} (C_s - C_n) \cdot \tau. \quad (4)$$

Використовуючи експериментальні дані (рис.2) та залежність (4), нами графічно представлено значення довжини розчинення від часу $l^2 = f(\tau)$ (рис.4), що відповідає прямолінійній залежності і дає можливість за тангенсом кута нахилу прямих встановити величину кінетичного коефіцієнта $D^* \cdot L^2, \text{мм}^2$

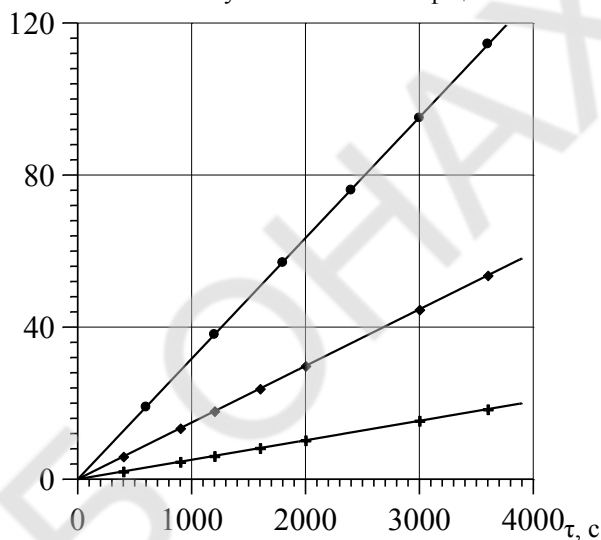


Рис.4. Залежність $l^2 = f(\tau)$ (позначення відповідають рис.2)

Використовуючи фізичні характеристики даної системи: концентрація насичення купруму сульфату за температури 75°C складає 550 г/дм^3 та густину набивки капіляра з рис.4, визначався тангенс кута нахилу прямих α , який дорівнює

$$\text{tg } \alpha = 2 \cdot \frac{D^*}{\rho_s} \cdot (C_s - C_n). \quad (5)$$

Визначений згідно залежності (5) ефективний коефіцієнт дифузії для трьох розглянутих випадків має наступні значення для температури 75°C

Процес екстрагування	$D^* \cdot 10^9, \text{м}^2/\text{с}$	$D^*/D_{\text{мех. пер.}}$
Механічне перемішування рідини	13,5	1
Кипіння рідини під вакуумом	38,0	2,81
Періодичне кипіння під вакуумом	85,1	6,3

Наведені величини свідчать про значне збільшення швидкості екстрагування під час кипіння рідини та формування парової фази, особливо для процесів з періодичним кипінням, що супроводжується сплескуванням парових бульбашок.

Висновки

Результати експериментальних досліджень показали значну інтенсифікацію процесу екстрагування купруму сульфату в умовах постійного та періодичного вакуумування. Прискорення процесу відбувається за зміни гідродинамічної обстановки у зоні контакту між твердим тілом та екстрагентом, що викликається зародженням, ростом та відривом парових бульбашок. Визначено ефективні коефіцієнти дифузії та показано можливість збільшити швидкість екстрагування до 6 раз у порівнянні з зовнішнім механічним перемішуванням середовища.

Література

1. Aksielrud, G. Ekstrakcja w układzie ciało stałe – ciecz/ G. Aksielrud, W. Lysianski. – Warszawa: Wydaw, Nauk.-Techn., 1978.- 275s.
2. Натареєв С.В. Массоперенос в системе с твердым телом/Н.С.Натареєв, Н.Р. Кокина, О.С. Натареєв, Е.А. Дубкова– Теор. основы хим. технологии.- 2015.- т.49, №1.- С. 74 — 78.
3. Семенишин Є.М. Особливості екстрагування цільових компонентів з пористих структур/ Є.М. Семенишин, В.І. Троцький, В.І. Федорчук-Мороз. – Наук. вісник Українського держ. лісотехн. університету.- 2004.- Вип.14.4.- С.317 – 321.
4. Бандура В.М. Розробка технологічної схеми екстрагування олії з допомогою мікрохвильового інтенсифікатора/ В.М.Бандура, Л.М.Каменовська// Одеська Національна академія харчових технологій «Наукові праці».- Одеса. -2014.- Вип. 45.- Т.3.- С. 39-42.
5. Симак Д.М. Інтенсифікація масообмінних процесів у системі тверде тіло-рідина введенням газової фази. /Д.М. Симак, Я.М. Гумницький // Матеріали XVIII Міжнародної конференції «Проблеми і перспективи практичної реалізації наукових досліджень». Чернівці, 2015р./ Буковинська економічна фундація. -Чернівці.- 2015.-С. 31-34.
6. Бурдо О.Г. Энергетический мониторинг пищевых производств. – Одесса: Полиграф. – 2008. – 244с.
7. Бурдо О.Г. Экстрагирование в системе «кофе – вода» // О.Г.Бурдо, Г.М.Ряшко. – Одесса: ТЕС. – 2007. – 176с.
8. Юрим І.М., Гумницький Я.М. Гідродинаміка пароутворення в умовах вакуумування // Вісник Держ. ун-ту «Львівська політехніка». – Львів. – 1998. - №339. – С. 126-128.
9. Гумницький Я.М., Майструк І.М. Інтенсифікація процесу фізичного розчинення у трьохфазній системі при розрідженні // Хімічна промисловість України. – 1999. - №2. – С.23-26.
10. Гумницький Я.М. Розчинення твердих тіл у трифазній системі, утвореній вакуумуванням. /Я.М. Гумницький, Д.М.Симак, О.А. Нагурський //Наукові праці ОНАХТ. - Одеса, 2015. – Вип. 47.- Т.1. С. 130-133.
11. Гумницький Я.М. Кінетика екстрагування міді сульфату з пористих частинок / Я.М. Гумницький, В.М.Атаманюк, Д.М.Симак. - Інтегровані технології та енергозбереження.- 2017.- №4.- С.23 – 27.
12. Гумницький Я.М. Кінетика екстрагування цільового компоненту з поодинокого капіляру в умовах вакуумування системи / Я.М. Гумницький, Л.О.Венгер, М.Ф.Юрим// Вісник НУ«Львівська політехніка».- Львів,2003.- №488.- С.220-222.
13. Гумницький Я.М. Экстрагирование твердого вещества из линейных капилляров при периодическом кипении под вакуумом // Я.М.Гумницький, В.Н.Сеньків - Теор. основы хим. технологии - 2006.- т.40, № 3.- С.1-6.
14. Гумницький Я.М. Исследование влияния гидродинамических условий на экстрагирование вещества из линейных капилляров // Я.М.Гумницький, В.Н.Сеньків – Вопросы химии и хим. технологии. – 2006.- №3.- С.157-161.
15. Gumnitsky J., Yurym M., Osman A. The transfer during dissolving solids in condition of gas supply and in vacuum / Konferencija naukowa Inzenerija chemiczna. – Krakow. – 1994. – Т.1. - S. 319-326.

УДК 664.8.047:536.66

ВПЛИВ РОЗЧИННИХ РЕЧОВИН НА СТАН ВОДИ В РОСЛИННИХ ТКАНИНАХ ТА КІНЕТИКУ ЇХ СУШІННЯ

Дмитренко Н.В., к.т.н.

Інститут технічної теплофізики НАН України, Київ, Україна

THE INFLUENCE OF SOLUBLE SUBSTANCES ON THE WATER STATUS IN PLANT TISSUES AND THEIR KINETICS OF DRYING

Dmytrenko N.V., Ph.D.

Institute of Engineering Thermophysics of NAS of Ukraine, Kyiv, Ukraine

Анотація. Робота присвячена дослідженню впливу розчинних речовин на стан води в рослинних тканинах та кінетику їх сушіння. Проаналізовано вплив розчинних речовин різного типу на процес зв'язування води. Порівняно результати визначення стану води у вихідній рослинній сировині, які були отримані за ізотермами сорбції з розрахунку за межею гігроскопічності, з результатами прямого експерименту за методом диференціальної сканувальної калориметрії. Встановлено, що додаткове зв'язування води, вище ніж отримане з розрахунку за межею гігроскопічності рослинних тканин, обумовлено наявністю розчинних речовин в рослинному соку. Сумісним аналізом стану води, енергограм, кривих сушіння та кривих швидкості сушіння показано, що критичні точки процесу сушіння знаходяться у відповідності з динамікою зміни стану води в рослинних тканинах та кінетику зміни питомої теплоти її випаровування. Встановлено значне зростання енерговитрат на випаровування води вже в другому періоді сушіння рослинних тканин. Отримані результати дозволяють стверджувати, що воно відбувається через початок видалення води з гідратних оболонок наявних в рослинному соку розчинених речовин. На підґрунті проведеного дослідження уточнено механізм і послідовність видалення води зі зрізів рослинних тканин під час сушіння.

Abstract. The paper is devoted to the study of the influence of soluble substances on the state of water in plant tissues and the kinetics of their drying. The influence of soluble substances of different types on the process of water binding is analyzed. The results of the determination of the state of water in the initial vegetative raw material, which were obtained by sorption isotherms on the basis of the hygroscopicity limit, are compared with the results of the direct experiment by the method of differential scanning calorimetry. It was established that the additional water binding, higher than obtained on the basis of the limit of hygroscopicity of plant tissues, is due to the presence of soluble substances in vegetable juice. A compatible analysis of the state of water, energy charts, drying curves and drying speed curves shows that the critical points of the drying process are in accordance with the dynamics of water state changes in plant tissues and the change in the specific heat of its evaporation. Significant growth of energy consumption for evaporation of water has been established already in the second period of vegetation drying. The results obtained suggest that it occurs through the beginning of the removal of water from the hydrated shells of the soluble substances present in the plant juice. On the basis of the research, the mechanism and sequence of water removal from the sections of plant tissues during drying has been specified. **Згідно з чинними вимогами МОН до фахових видань анотація має бути розширена – не менше 1800 символів**

Ключові слова: рослинні тканини, розчинні речовини, стан води, сушіння.

Key words: plant tissues, soluble substances, the condition of water, drying.

Вступ. Класичні підходи до процесу сушіння колоїдних капілярно-пористих тіл (ККПТ), якими є рослинні тканини, засновані на припущенні, що волога в них утримується силами осмосу, капілярної конденсації та адсорбції на поверхні сухого каркасу тіла [1]. При цьому розглядається вплив на стан води таких характеристик ККПТ як загальна пористість, диференціальна функція розподілу пор за радіусам та її зміна через деформування матеріалу при сушінні і ніяк не враховується можливість впливу на стан води та процес сушіння певного хімічного складу рослин, зокрема наявності розчинних речовин.

Формулювання проблеми та аналіз літературних джерел. В теорії та практиці сушіння традиційно вважається, що суттєве зростання енерговитрат при сушінні ККПТ обумовлено видаленням вологи, міцно зв'язаної з каркасом тіла, і відбувається воно на заключному етапі сушіння при видаленні адсорбційно-зв'язаної вологи. При цьому, припускають, що на протязі всього часу видалення вільної води кількість зв'язаної води не змінюється і тому збільшення енерговитрат в цей час не відбувається. Однак в рослинних тканинах зв'язування молекул води відбувається в

результаті енергетично вигідних взаємодій не тільки з нерозчинними речовинами клітинного каркасу рослин, але й з речовинами, розчиненими в клітинному соку.

З іонами, на які розпадаються в воді прості розчинні речовини (солі та органічні кислоти), молекули води взаємодіють завдяки кулонівським силам. При цьому, до першого гідратного моношару, який утворюється навколо полярного іона, може прилягати ще декілька гідратних шарів, зв'язаних менш міцно (рис. 1). Кількість зв'язаних молекул води залежить від природи іона, температури і концентрації розчину. Теплота гідратації іонів становить від 247 КДж/моль (MnO_4^-) до 4710 КДж/моль (Al^{3+}) [2].

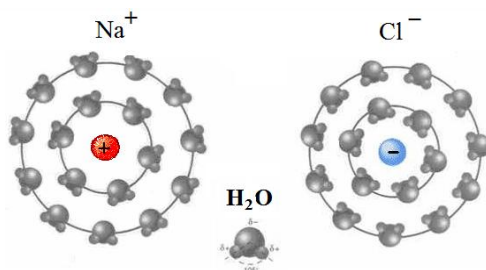


Рис. 1. Утворення гідратних оболонок навколо полярних іонів в водному розчині.

Навколо великих, складних розчинних молекул, завдяки тетраедричному розподілу зарядів молекули води і можливості утворення одночасно до чотирьох водневих зв'язків, в тому числі з іншими молекулами води, утворюються водні клатрати (рис. 2). В цукрових розчинах з загальним вмістом води 86 % кількість гідратної води, що зв'язана з 1 г сахарози дорівнює 1 г, а води, що зв'язана з 1 г фруктози чи глюкози – 1,2 г [3, 4].

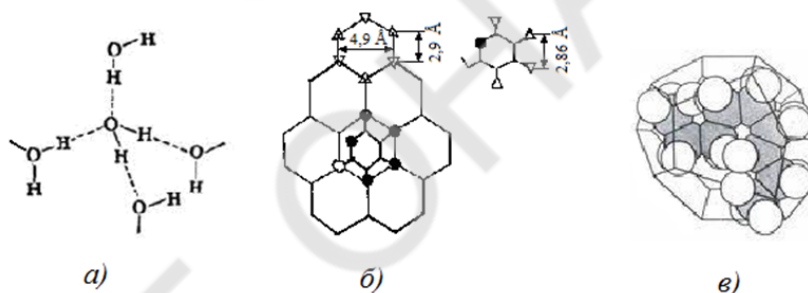


Рис. 2. Утворення водневих зв'язків між 5 молекулами води [5] (а) та молекула вуглеводу у водному клатраті [6] (б), [5] (в).

За класичним підходом ступень зв'язування вологи в ККПТ визначають з розрахунку за ізотермами сорбції [1, 7]. Так можна визначити кількість вологи яка утримується нижче межі гігроскопічності (МГ) ККПТ. Кількість зв'язаної вологи у вихідній рослинній сировині з цих даних можна отримати шляхом переведення кількості води, яка априорі вся зв'язана після досягнення матеріалом МГ, у відповідну її кількість на початку сушіння. При цьому припускають, що вся інша вода вище МГ матеріалу – вільна. За мету було поставлено перевірити це припущення та розрахунки з допомогою прямого експериментального визначення кількості зв'язаної води в рослинних тканинах.

Оскільки при зневодненні розчинів стан води і ступень її зв'язування змінюється, постало питання про необхідність перевірки впливу розчинних речовин, також, на процес сушіння рослинних тканин та енерговитрати на процес випаровування.

Матеріали та методи дослідження. Для порівняння даних щодо стану води у вихідній рослинній сировині, отриманих за допомогою розрахунку з ізотерм сорбції, з результатами, отриманими з прямого експерименту, було використано метод диференціальної сканувальної калориметрії (ДСК) [8]. За допомогою диференціального сканувального мікрокалориметра ДСМ–2М (виробництво СКБ БП АН СРСР, м. Пушино) здійснювали визначення вмісту вільної води в тканинах за методикою, в основу якої покладена властивість зв'язаної води не зазнавати фазового переходу першого роду при охолодженні. Якщо систему, яка одночасно містить вільну і зв'язану воду охолодити, а потім піддати нагріванню в калориметрі, то на ДСК-кривій буде відображатись пік плавлення тільки вільної води [4]. Оскільки плавлення є процесом рівноважним, площа піка пропорційна теплоті фазового переходу, а, отже, кількості вільної води. Масу зв'язаної води розраховували після визначення загальної маси води в зразку методом висушування його до постійної маси.

Для дослідження впливу розчинних речовин на процес сушіння рослинних тканин та енерговитрати на процес випаровування було використано калориметричний комплекс на базі диференціального

мікрокалориметра випаровування ДМКИ-01, якій суміщає в собі можливості диференціальної мікрокалориметрії і термогравиметрії [9]. В приладі реалізовано метод безперервного виміру кількості теплоти, витраченої на випаровування вологи в процесі ізотермічного конвективно-кондуктивного сушіння зразка, та одночасного безперервного виміру відповідного зменшення маси зразка.

Для досліджень було використано зрізи нативних рослинних тканин товщиною 1...1,5 мм.

Результати та їх обговорення. Порівняння отриманих за допомогою розрахунку з ізотерм сорбції даних щодо стану води у вихідній рослинній сировині з результатами, отриманими експериментально методом ДСК (табл. 1), показує, що розраховані з МГ значення значно відрізняються від отриманих експериментально. Кількість зв'язаної води в рослинній сировині, що визначена за методом ДСК, значно більша, ніж розрахована з МГ за припущеннями методу сорбції. Тобто, припущення, що вся вода, яка є в рослинних тканинах вище МГ, – вільна, не відповідає результатам прямих експериментальних досліджень.

Таблиця 1 - Стан води у вихідній рослинній сировині

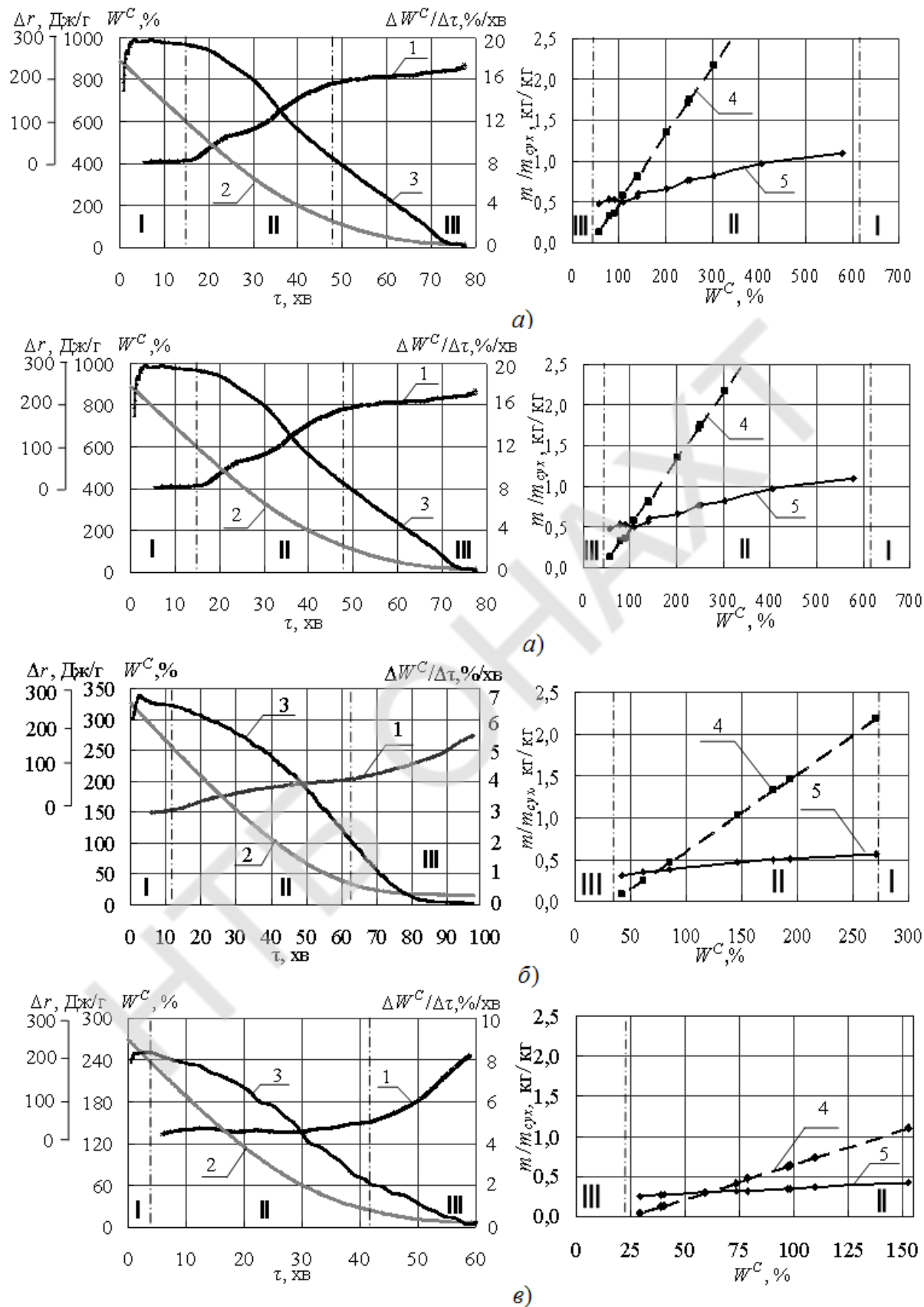
Тканина	Вологість вихідної сировини, % відн.	Межа гігроскопічності [10,11], кг/кг сух. (% відн.)	Співвідношення вільної/зв'язаної води у вихідній рослинній сировині, доля від всієї води	
			розрахунок з МГ	метод ДСК
Паренхімна: - яблука	86,5	0,484 (32,6)	94,9 / 5,1	79,4 / 20,6
- картоплі	75,0	0,318 (24,1)	89,4 / 10,6	85,2 / 14,8
Коренеплоду: - моркви	88,5	0,350 (26,0)	95,5 / 4,5	85,5 / 14,5
- столового буряку	86,5	0,352 (26,0)	94,5 / 5,5	83,0 / 17,0
Деревинна верби	60,0	0,281 (21,9)	81,3 / 18,7	72,2 / 27,8

Оскільки класичний розгляд стану води в рослинних матеріалах, заснований на методі сорбції, обмежується розглядом таких механізмів її зв'язування як адсорбція, осмос та капілярне утримування сухим каркасом тіла [7], можна припустити, що ефект додаткового зв'язування води викликано якимось іншим, не врахованим механізмом. Таким не врахованим механізмом в досліджених рослинних тканинах є утримування молекул води в гідратних оболонках розчинних речовин клітинного соку. В досліджених рослинних тканинах такими розчинними речовинами, які утримують воду далеко за МГ, є цукри, пектини, солі та органічні кислоти (табл. 2). Їх здатність до водоутримування ніяк не залежить, від ступеню пористості тканини, чи радіусу капілярів. Натомість, кількість молекул води в гідратних оболонках цих розчинених речовин зростає зі зростанням ступеню розведення розчину [2-4]. А експериментальні дослідження [12] показали, що збільшення вмісту розчинного пектину в системах зі свіжим гарбузом від 4,6 до 5,2 % призводить до збільшення кількості зв'язаної води в них від 1 до 1,25 г на 1 г сухої речовини.

Таблиця 2 - Хімічний склад рослинних тканин [13, 14]

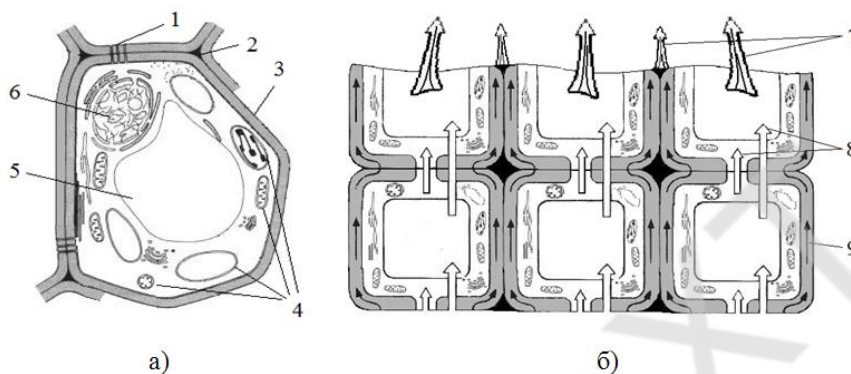
Тканина	Вологість, % відн.	г в 100 г сухих речовин								
		Моно та дисахариди	Крохмаль	Целюлоза	Геміцелюлоза	Пектини	Білки	Жири	Орган. к-ти	Зола
Паренхімна - яблука	86,5	66	5,9	4,4	3	7,4	4,4	-	5,2	3,7
- картоплі	75,0	7,3	73,8	4	1,2	2	8	1,6	0,8	0,4
Коренеплоду - моркви	88,5	60,7	0,8	10,5	2	5,2	11	0,8	0,8	8
- ст. буряку	86,5	63,1	-	6,7	6,1	10,8	8,4	-	0,2	1,3
Деревинна верби	60-70	-	-	47	30	-	Лігнін до 23		Екстракт. реч. до 4	

Поєднання на одному рисунку (рис. 3) залежностей від часу зміни абсолютної вологості рослинних тканин W^C при сушінні, швидкості їх сушіння $W^C/\Delta\tau$ та перевищення теплоти випаровування води з тканин над теплою випаровування чистої води $\Delta\tau$ (на рис. 3 справа) дозволило співставити етапи сушіння з періодами зміни теплоти випаровування, порівняти їх з даними щодо зміни стану води в рослинних тканинах, отриманими методом ДСК (на рис. 3 зліва), та виявити вплив розчинних речовин на процес сушіння рослинних тканин та енерговитрати на випаровування води.



1 – енергограма, 2 – крива сушіння, 3 – крива швидкості сушіння, 4 – вільна вода, 5 – зв'язана вода
Рис. 3. Криві конвективно-кондуктивного сушіння при 60 °C паренхімних тканин яблука (а), картоплі (б) і деревовидних верби (в) та зміни стану води в них.

Бачимо, що в I періоді сушіння, коли швидкість сушіння постійна, теплота випаровування води з рослинних тканин мало відрізняється від теплоти випаровування чистої води ($\Delta r \sim 0$), що відповідає незначному зменшенню зв'язаної води у тканинах при значному зменшенні вільної. В II періоді, коли починається спад швидкості сушіння, спостерігається зростання теплоти випаровування (до 10% для яблука, до 1,5% для верби), яке обумовлено зростанням долі зв'язаної води у видаленій волозі. В III періоді, коли вся вільна вода з тканин видалена, відбувається значне зменшення швидкості сушіння при помітному зростанні витрат теплоти на випаровування вже лише зв'язаної води. Хід кривих кінетики і швидкості сушіння досліджених рослинних тканин обумовлений певною послідовністю видалення води різної форми зв'язування (рис. 4) та визначається станом води в тканинах і ступенем її утримування.



1 – міжклітинні цитоплазматичні канали; 2 – міжклітинні проміжки; 3 – клітинна оболонка;
4 – органели; 5 – вакуоля; 6 – ядро; 7 – випаровування води з поверхні рідини міжклітинних проміжків та з соку клітин, розітнутих перед сушінням; 8 – міграція та осмотична дифузія води клітинного соку;
9 – міграція та осмотична дифузія води клітинних оболонок

Рис. 4. Рослинна клітина (а) та схема видалення води зі зрізу рослинної тканини при сушінні (б).

У I періоді сушіння (при його наявності), коли швидкість сушіння близька до постійної величини, а значення теплоти випаровування приблизно дорівнює табличним значенням питомої теплоти випаровування чистої води з вільної поверхні, відбувається зменшення кількості вільної води в рослинних тканинах при незначному зменшенні, або відсутності зменшення, кількості зв'язаної. При температурі вологого матеріалу, що не перевищує температуру термічної деструкції білкових клітинних оболонок, дійсно видаляється вільна вода шляхом випаровування з поверхні рідин міжклітинних проміжків та клітин, розітнутих під час приготування зразка.

У II періоді сушіння, коли швидкість видалення води плавно зменшується на фоні зростання питомої теплоти випаровування понад табличним значенням теплоти пароутворення чистої води, відбувається гальмування видалення води завдяки наростаючому опору капілярної міграції та осмотичної дифузії вологи через збігання тканин. Це згідно традиційних уявлень щодо сушіння ККПТ [1, 2]. Також, згідно традиційних уявлень, питома теплота випаровування повинна залишатися незмінною, бо, коли концентрація позаклітинного розчину перевищує концентрацію внутріклітинного, до поверхні, за рахунок осмосу, починає дифундувати та випаровуватися вільна вода внутріклітинного розчину. У випадку вибраних для дослідження рослинних тканин дегідратація, в цьому періоді, супроводжується досить значним зростанням питомої теплоти випаровування, обумовленим збільшенням частки зв'язаної води у волозі, яка видаляється. Тобто, II період сушіння можна пов'язати ще й з початком видалення води з гідратних оболонок розчинених в клітинному соку речовин через поступове зростання концентрації рослинного соку.

III період сушіння рослинних тканин настає після видалення всієї вільної води. Цілком у відповідності з традиційними уявленнями щодо сушіння ККПТ тут відбувається стрімке спадання швидкості сушіння на фоні швидкого приросту витрат теплоти на випаровування, пов'язаного з початком видалення виключно зв'язаної води зі всіх глибших шарів, адсорбованих біополімерами клітинних оболонок, та з координаційних сфер розчинених речовин. Видалення мономолекулярних шарів води наприкінці цього періоду супроводжується ще більш різким зростанням питомої теплоти її випаровування при падінні до мінімуму швидкості сушіння.

Висновки. Існуючи методи напівемпіричного розрахунку кількості зв'язаної води враховують лише фізичну структуру тканин, але не наявність у них розчинених речовин. Тому розрахункові значення кількості зв'язаної води в рослинних тканинах відрізняються від значень, отриманих за допомогою безпосередніх експериментальних вимірів.

Сумісний аналіз стану води, енергограм, кривих сушіння та кривих швидкості сушіння показав, що критичні точки процесу сушіння знаходяться у відповідності з динамікою зміни стану води в рослинних тканинах та кінетикою зміни питомої теплоти її випаровування.

Отримані результати дозволяють стверджувати, що при зневодненні рослинних тканин уже в другому періоді їх сушіння відбувається значне зростання енерговитрат через початок видалення води з гідратних оболонок наявних в рослинному соку розчинних речовин.

Література

1. Лыков А. В. Теория сушки. – М.: «Энергия», 1968. – 472 с.
2. Зайцев И.Д., Асеев Г.Г. Физико-химические свойства бинарных и многокомпонентных растворов неорганических веществ: справочное издание. – М.: «Химия», 1988. – 416 с.
3. Михайлик В.А. Экспериментальное исследование гидратации сахарозы // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. – 2006. – Вип.28, т.2. – С. 370-374.
4. Михайлик В.А., Давидова О.О., Манк В.В. Дослідження гідратації D-глюкози та D-фруктози // Проблеми та перспективи створення і впровадження нових ресурсо- та енергоощадних технологій, обладнання в галузях харчової і переробної промисловості : матеріали VI міжнародн. наук.-техн. конф., Київ, 19–21 жовт. 1999 р. : у 3 ч. – К.: «УДУХТ», 2000. – Ч.1. – С. 106.
5. Исаков В.Т. Естественное и искусственное структурирование воды. Сайт o8ode.ru. – Режим доступа: http://www.o8ode.ru/article/learn/water_structure.htm
6. Фрэнкс Ф. Вода, лед и растворы простых молекул // Вода в пищевых продуктах; под ред. Р.Б. Докуорта; пер. с англ. – М.: «Пищевая промышленность», 1980. – С. 14-32.
7. Брунауер С. Адсорбция газов и паров. – М.: «Гос. изд-во иностранной литературы», 1948. – 768.
8. Симатос Д., Фоур М., Бонжур И., Коуч М. Применение дифференциального термического анализа и дифференциальной сканирующей калориметрии при изучении воды в пищевых продуктах / Вода в пищевых продуктах. Под ред. Р.Б. Докуорта. – М.: «Пищевая промышленность», 1980. – С. 156-170.
9. Калориметричний пристрій для визначення питомої теплоти випаровування вологи і органічних рідин з матеріалів: пат. 84075 Україна: МПК⁸ G01 N25/26, G01 N25/28. № а200613266; заявл. 15.12.06; опубл. 10.09.08.
10. Никитина Л.М. Таблицы равновесного удельного влагосодержания и энергия связи влаги с материалами. – М.-Л.: «Госэнергоиздат», 1963. – 176 с.
11. Сушка древесины: справочник / Составители С. Алешин и др. – К.: «Тристан», 2004. – 448 с.
12. Згурський А.В., Поліщук Г.Є., Кропивницька І.О. Перерозподіл пектинових речовин в овочевій сировині при виробництві морозива // Харчова промисловість. – 2011. – № 10. – С. 50-55.
13. Химический состав пищевых продуктов : справочные таблицы : в 2 кн. / Под ред. И.М. Скурихина и М.Н. Волгарева. – М.: «Агропромиздат», 1987.
14. Гупало О. П., Тушницький О. П. Хімія деревини : навч. посібник – К.: «Знання», 2008. – 276 с.

УДК 628. 54

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ДІОКСИДУ СУЛЬФУРУ ТА НІТРОГЕНУ НА ПРОЦЕС ПОГЛИНАННЯ ВУГЛЕКИСЛОГО ГАЗУ ХЛОРОФІЛСИНТЕЗУЮЧИМИ МІКРОВОДОРОСТЯМИ

Дячок В.В. д. т. н. професор, Катишева В.В. аспірант, Гуглич С.І. к. т. н. доцент,
Мандрик С.Т., магістр

Національний університет «Львівська Політехніка»

STUDY OF THE INFLUENCE OF SULFUR AND NITROGEN DIOXIDE TO THE PROCESS OF CARBOHYDRATE GAS ABSORPTION WITH CHLOROPHYSYNTHESIZED MICROALGAE

Vasil Dyachok, Doctor of Engineering Science, Professor; Viktoriia Katysheva postgraduate.
Serhii Huhlych, Ph.D. in Engineering Science, Associate Professor, Solomiia Mandryk, master
Lviv Polytechnic National University, Lviv, Ukraine

Анотація. Відходи сучасних виробництв становлять серйозну загрозу для навколишнього середовища, що спонукає до розробки новітніх методів їх утилізації. Вміст вуглекислого газу в атмосфері вже давно є предметом обговорення на політичному рівні держав світу, лідери яких з року в рік шукають шляхи зменшення шкідливих викидів в атмосферу. В цьому випадку застосування біологічних методів є об'єктивною умовою для використання фотосинтетичних властивостей мікроводоростей. Використання мікроводоростей в процесах очищення промислових газових викидів має суттєві переваги завдяки здатності поглинати в десятки разів

більшу кількість вуглекислого газу в порівнянні з наземними рослинами та здатності адаптуватися до несприятливих умов: низькі температури середовища та освітленість, лужно-кислотний баланс, вплив інгібіторів і т. д. За рахунок дослідження цих факторів можна отримати більш глибоке розуміння біологічних методів знешкодження забрудників, та процесів що відбуваються у досліджуваних об'єктах.

У продуктах спалювання палива завжди міститься велика кількість оксидів, найбільш небезпечними є діоксид сульфору та оксиди азоту. Тому вивчення впливу їх на процес фотосинтезу хлорофіл синтезуючими мікроводоростями є важливим. Результати експериментальних досліджень процесу поглинання вуглекислого газу із промислових газових викидів хлорофілсинтезуючими мікроводоростями типу *Chlorella* засвідчують про вплив діоксиду сульфору та оксидів азоту на динаміку поглинання. Доведено зворотнє неконкурентне інгібування фермент-субстратного комплексу клітини мікроводорості діоксином сульфору відповідно до теорії Лайнуївера-Берка та активування оксидами нітрогену. Встановлені допустимі значення концентрацій інгібітора, діоксиду сульфору, в процесі поглинання вуглекислого газу хлорофілсинтезуючими мікроводоростями. Визначено константу нестійкості комплексу ферменту та ферментсубстратного комплексу з інгібітором. Встановлено значення оптимальної концентрації оксидів нітрогену, як активатора приросту мікроводоростей типу *Chlorella*.

Ключові слова: вуглекислий газ (CO_2), діоксид сульфору (SO_2), діоксид нітрогену (NO_2), мікроводорості *Chlorella*, інгібітори, активатори, константа нестійкості.

Abstract. The waste of modern production poses a serious threat to the environment, which prompts development of modern methods of their utilization. The content of carbon dioxide in the atmosphere has been the subject of discussion at the political level of the states of the world, whose leaders are looking for ways to reduce harmful emissions to the atmosphere from year to year. In this case, the use of biological methods are objective conditions for the use photosynthetic properties of microalgae. The use of microalgae in the process of purifying industrial gas emissions has significant advantages due to the ability to absorb dozens of times more carbon dioxide than terrestrial plants and adapt to adverse conditions: low temperatures and illumination, alkaline-acid balance, the effect of inhibitors, etc. Through the study of these factors can gain a deeper understanding of biological methods of neutralizing pollutants and the processes occurring in the investigated objects.

The products of combustion of fuel always contain a large number of oxides, the most dangerous are sulfur dioxide and nitrogen oxides. Therefore, the study of their influence on the process of photosynthesis by chlorophyllsynthesizing microalgae is important. The results of experimental studies on the process of carbon dioxide absorption from industrial gas emissions by chlorophyllsynthesizing *Chlorella* microalgae demonstrate the influence of sulfur dioxide and nitrogen oxides on the absorption dynamics. The phenomenon of sulfur dioxide inhibition and activation by nitrogen oxides of the process of photosynthesis is established. Reverse noncompetitive inhibition of the microalgae cell-enzyme-substrate complex with dioxin sulfur was proved in accordance with the Linouiver-Burke theory and the activation by nitrogen oxides is proved. The permissible values of the inhibitor concentrations in the process of carbon dioxide absorption by chlorophyllsyntheszing microalgae is established. The instability constant of the enzyme complex and the enzyme substrate complex with the inhibitor is determined. The value of optimal concentration of nitrogen dioxide as an activator of the growth of the *Chlorella* microalgae is established.

Key words: carbon dioxide (CO_2), sulfur dioxide (SO_2), nitrogen dioxide (NO_2), *Chlorella* microalgae, inhibitors, activators, instability constant.

Постановка проблеми. Нещодавно науковці вперше в світі розробили математичне рівняння для опису впливу людської діяльності на біосферу. Відтак дослідники з Australian National University встановили, що люди провокують зміну клімату в 170 разів швидше за природні чинники [9].

Напрямок в екології, що передбачає використання живих організмів у процесах поглинання забрудників називається біологічним очищенням. Розкладання забрудників відбувається за участі ферментів, що виробляються мікроорганізмами. Прикладом біологічного методу очищення від діоксиду карбону є фотосинтез. Мікроводорості, на відміну від наземних рослин поглинають у 7-10 разів більше діоксиду карбону за однаковий проміжок часу та володіють здатністю адаптуватися у край несприятливих умовах. Такі властивості мікроводоростей є об'єктивною умовою застосування їх для розроблення біотехнологій очищення промислових газових викидів від діоксиду карбону [4,8].

Найвагоміші чинники, що впливають на процес фотосинтезу мікроводоростями є ступінь аерації вуглекислим газом, температура, освітленість, лужно-кислотний баланс, вплив інгібіторів та активаторів реакції фотосинтезу і т. д. За рахунок дослідження цих факторів можна отримати більш глибоке розуміння біологічних процесів, що відбуваються у досліджуваному об'єкті [5]. Джерелом вуглекислого газу є спалювання палива. У продуктах спалювання завжди містяться оксиди сульфору та азоту. Тому необхідним є вивчення впливу цих компонентів на процес фотосинтезу хлорофілсинтезуючими мікроводоростями.

Мета роботи полягає у вивченні впливу оксидів сульфору та нітрогену на процес поглинання вуглекислого газу хлорофілсинтезуючими мікроводоростями типу *Chlorella*.

Теоретична частина.

Основою процесів масообміну клітини із зовнішнім середовищем є складна послідовність організованих певним чином у часі і просторі біохімічних реакцій, в результаті яких відбувається зміна концентрації речовини, кількості окремих клітин, біомаси мікроводоростей тощо.

Перетворення забруднюючих речовин всередині клітини мікроводорості відбувається завдяки дії ферментів. Механізм дії ферментів полягає в утворенні з речовиною-субстратом фермент-субстратного комплексу, який і сприяє перебігу біохімічної реакції. [1,2]. Швидкість біохімічних реакцій, яка каталізується ферментами залежить не тільки від природи і концентрації ферменту та субстрату, але й від присутності – інгібіторів і активаторів. Інгібування і активація ферментів і ферментних систем є важливішими засобами регулювання метаболізму і пристосування до умов навколишнього середовища досліджуваних одноклітинних водоростей [2]. Інгібування ферментів діоксидом сульфуру є одним із факторів, що регулює процес біохімічної реакції у клітині. Діоксид сульфуру проникаючи через клітинну мембрану у внутрішнє середовище клітини мікроводорості, за механізмом подібним до вуглекислого газу.

Інгібітори, які знижують активність ферментів за умови взаємодії з тими самими функціональними групами активних центрів, що й субстрати є конкурентними. Інгібітори, які знижують активність ферментів за умови взаємодії з іншими функціональними групами – неконкурентні. Конкурентне інгібування можна послабити або зовсім усунути підвищенням концентрації субстрату. На

неконкурентне інгібування концентрація субстрату не впливає. Конкурентне інгібування легше всього виявити, побудувавши графіки Лайнуівера – Берка, тобто графіки в координатах $1/V$ від $1/[S]$ за різних концентрацій інгібітора. Для дійсного конкурентного інгібування – це прямі лінії, що відрізняються між собою тангенсом кута нахилу та перетинають вісь ординат в одній точці (рис. 5 а). Наявність конкурентного інгібітора не змінює максимального значення швидкості реакції $1/V_{max}$. У присутності конкурентного інгібітора уявна величина константи Міхаеліса $1/K_m$ більша, ніж її значення на величину, що дорівнює різниці в довжині відрізків, які відсікаються на осі абсцис.

За графіком Лайнуівера-Берка, побудованого для різних концентрацій інгібітора, можна зробити висновок про те, що неконкурентний інгібітор знижує значення $1/V_{max}$, тоді як величина $1/K_m$ залишається сталою (рис. 5 б) [1].

Швидкість ферментативної реакції також визначається присутністю в середовищі активаторів – речовин, які підвищують швидкість реакції. Активатори не можуть діяти за конкурентним типом, приєднуючись до активного центру ферменту і перешкоджати перетворенню субстрату. Неконкурентна активація зустрічається часто, оскільки такі активатори не впливають на утворення фермент-субстратного комплексу і прискорюють перетворення субстрату в продукт [3,7].

Експериментальна частина. Для дослідження впливу інгібування та активування на процес поглинання вуглекислого газу використовували мікроводорості - *Chlorella vulgaris*. Водорості культивували протягом 12 діб у чотирьох фотобіореакторах об'ємом $1,5 \text{ дм}^3$ за умови присутності йонів HSO_3^{2-} і NO^{-3} (діоксид сульфуру з водного середовища засвоюється мікроводоростями у вигляді йону HSO_3^{2-} , оксиди азоту, NO^{-3}). Водорості отримували однакову кількість відповідного спектру світла та вуглекислого газу, який барботується. У всіх фотобіореакторах, рН середовища – 6,5, температура становила $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Базове живильне середовище містило рівну кількість інокулянту із культурою мікроводоростей *Chlorella vulgaris*.

У першому фотобіореакторі концентрація HSO_3^{2-} становила 0,0001 мг/мл, у другому – 0,0002 мг/мл, у третьому – 0,001 мг/мл, і т.д. – 0,002 мг/мл; 0,003 мг/мл; – 0,004 мг/мл. Відповідно контрольний, який не містив HSO_3^{2-} .

Для дослідження впливу оксидів азоту на приріст хлорофілсинтезуючих мікроводоростей у перший фотобіореактор містив NO^{-3} концентрацією $1,7 \text{ мг/м}^3$, другий – $3,4 \text{ мг/м}^3$, третій – $8,5 \text{ мг/м}^3$, і т. д. – $15,6 \text{ мг/м}^3$; – 34 мг/м^3 , – 68 мг/м^3 .

Відбір проб з розчину біомаси мікроводоростей здійснювали кожен день та визначали концентрації біомаси мікроводоростей колориметричним методом з використанням синього світлофільтра згідно закону Бугера-Ламберта-Бера. Товщина шару кювети 10 мм. Оскільки оптична густина пропорційна концентрації мікроводоростей, то одержані експериментальні дані накопичення біомаси мікроводоростей в залежності від часу в межах досліджуваних концентрацій (HSO_3^{2-}), (NO^{-3}) відповідають значенням оптичних густин.

При обробці експериментальних даних було отримано графічні залежності, що ілюструють зміну концентрації мікроводоростей в часі за різних значень інгібітора – діоксиду сульфуру (рис.1) та активатора – оксиду азоту (рис. 2) відповідно в розчині при одноразовому введенні.

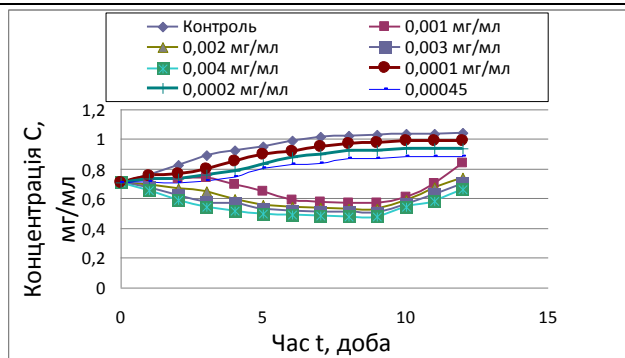


Рис. 1. Графік залежності концентрації мікроводоростей від часу при відповідних значеннях концентрацій інгібітора.

Отримані дані свідчать про те, що при зростанні вмісту концентрації інгібітора приріст біомаси мікроводоростей зменшується у порівнянні з контрольним зразком. У контрольному зразку, натомість, спостерігається її збільшення. Очевидно діоксид сульфуру є інгібітором процесу фотосинтезу.

З (рис. 2.) видно, що збільшення концентрації клітин мікроводоростей суттєво залежить від концентрації NO_3^- в порівнянні з контролем. Так, приріст мікроводоростей в рідкому середовищі, яке добре перемішується, змінюється в часі в залежності від концентрації аніону NO_3^- . Із зростанням концентрації NO_3^- збільшується приріст клітин мікроводоростей, але до певного значення. Як видно на (рис.2.) 6 проба на другий день поводить себе так само як інші, тобто теж пристосовується, з третього дня починається ріст, який навіть на 5 день є вищий ніж у контрольній пробі, проте з шостого дня ми бачимо спад і наступні п'ять днів не спостерігається ні приросту ні відмирання мікроводоростей. Водночас спостерігається збільшення маси клітин мікроводоростей в контрольній ємності, яка не зазнала впливу аніону NO_3^- .

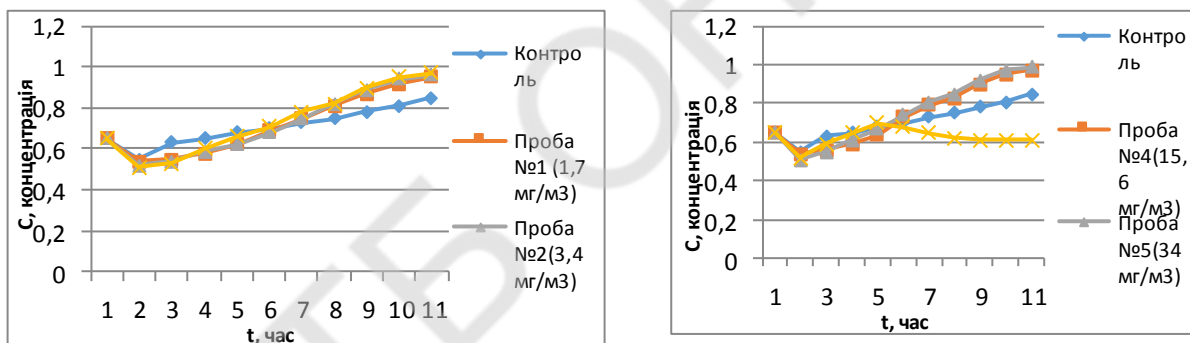


Рис.2 - Зміна концентрації клітин мікроводоростей в часі при відповідних значеннях концентрацій активатора.

Детальніший аналіз даних на рис.1, рис.2 дозволяє стверджувати, що зміна чисельності клітин мікроводоростей за одиницю часу в умовах експерименту визначається кількістю народжених та відмерлих клітин. Кількісно цей процес можна описати відомим рівнянням [1]:

$$C = C_0 e^{\pm \mu t} \quad (1)$$

де C , C_0 - біжуча та початкова концентрація мікроводоростей;

Дане рівняння в координатах $\ln \frac{C}{C_0} = f(t)$, дозволяє визначати коефіцієнт приросту μ рис. 3(1)

та рис. 3(2) [1]. Коефіцієнт приросту, як слідує з рис. 3(1) може бути $\mu > 0$ (за сприятливих умов), за умови дії негативного зовнішнього чинника (інгібітору фотосинтезу), може набувати від'ємного значення $\mu < 0$, рис. 3(2), а також бути рівним нулю, $\mu = 0$.

Аналізуючи експериментальні дані досліджень представлені на рис. 3(1), 3(2) можемо

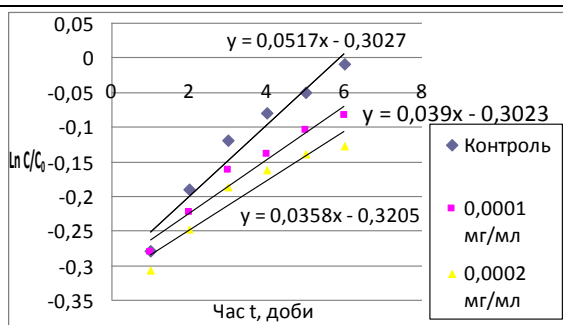


Рис. 3(1). - Залежність зміни логарифму концентрації клітин мікрородоростей від часу (при відповідних концентраціях HSO_3^{-2}).

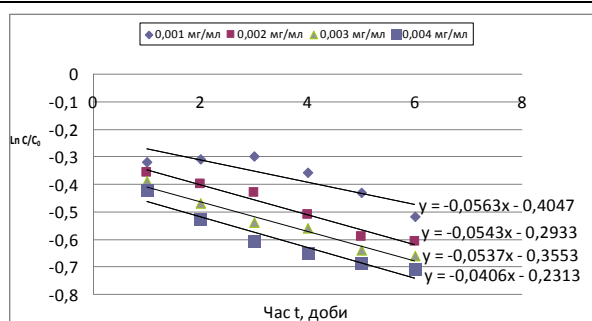


Рис. 3(2). - Залежність зміни логарифму концентрації клітин від часу (при відповідних концентраціях HSO_3^{-2}).

стверджувати, що розв'язок (1) графічно представляється кривими на рис. 3(1), 3(2) та рис. 7. З рис 3(1) видно, що чисельність клітин мікрородоростей зростає з часом і коефіцієнт приросту становить при $C(\text{HSO}_3^{-2})=0$, $\mu = 0,0517 \text{ д}^{-1}$; при $C(\text{HSO}_3^{-2})=0,0001 \text{ мг/мл}$, $\mu = 0,039 \text{ д}^{-1}$; при $C(\text{HSO}_3^{-2})=0,0002 \text{ мг/мл}$, $\mu = 0,035 \text{ д}^{-1}$ (рис. 3(1)).

При значенні концентрацій HSO_3^{-2} (рис. 3(2)): $0,001 \text{ мг/мл}$; $0,002 \text{ мг/мл}$; $0,003 \text{ мг/мл}$; $0,004 \text{ мг/мл}$, чисельність особин з часом спадає, коефіцієнти приросту є меншими нуля $\mu < 0$. Числові значення цього коефіцієнту: $\mu = -0,0563 \text{ д}^{-1}$; $\mu = -0,0543 \text{ д}^{-1}$; $\mu = -0,0537 \text{ д}^{-1}$; $\mu = -0,0406 \text{ д}^{-1}$ відповідно (рис. 3(2)). Таким чином інгібуючі властивості діоксид сульфуру очевидні.

Порівнюючи літературні дані – графік Лайнуївера-Берка (рис.5(б)) з експериментально отриманими прямими (рис. 4), слід зауважити їх подібність. Тому можна вважати, що отримані результати підтверджують неконкурентне інгібування, той його випадок коли інгібітор приєднується до ферменту не в активному центрі, де зв'язується субстрат, а в іншому місці молекули. Тобто неконкурентний інгібітор знижує активність ферментів, не зачіпаючи його активного центру, не перешкоджаючи утворенню фермент-субстратного комплексу, він зв'язується зворотньо, як з вільним ферментом, так і в фермент-субстратному комплексі, утворюючи неактивні комплекси [2, 6].

Характерним для отриманого графіка (рис. 4) є змінне $1/V_{\max}$ тоді як константа K_M залишається без змін, а це означає, що при будь якій концентрації інгібітора експериментальні криві в координатах Лайнуївера-Берка утворюють прямі, що перетинаються в точці $1/K_M$ відсікаючи відрізки $1/V_{\max}$, що дозволяє визначати значення K_M та $1/V_{\max}$. за концентрацій інгібітора - $0,0001 \text{ мг/мл}$, $K_M = 6,2 \text{ мг/мл}$, а $1/V_{\max} = 24,29 \text{ мг/мл} \cdot \text{добу}$, за концентрації інгібітора - $0,0002 \text{ мг/мл}$, $K_M = 6,2 \text{ мг/мл}$, $1/V_{\max} = 16,54 \text{ мг/мл} \cdot \text{добу}$, для контрольного дослідження визначено $K_M = 6,2 \text{ мг/мл}$, а $1/V_{\max} = 3,44 \text{ мг/мл} \cdot \text{добу}$.

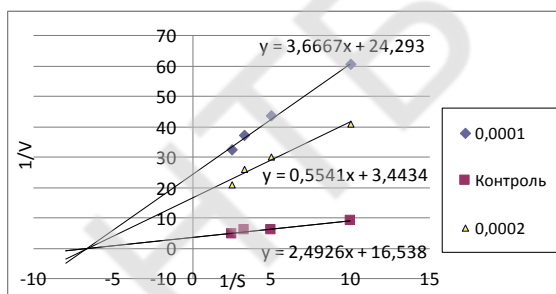


Рис.4 (5)- Графік Лайнуївера-Берка для визначення типу інгібування HSO_3^{-2}

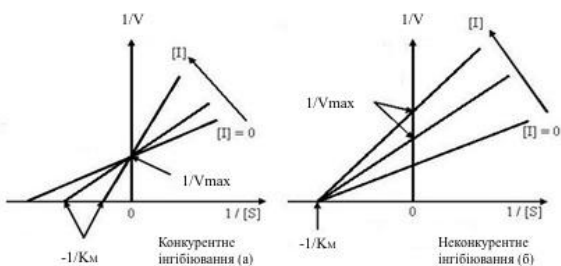


Рис.5(6) - Графік Лайнуївера – Берка для конкурентного (а) та неконкурентного (б) інгібування за літературними даними [3]

В серії експериментів з визначенням $1/V_{\max}$ за різних концентрацій інгібітора HSO_3^{-2} і постійних концентрацій CO_2 і концентрації фермента, повинна виходити пряма в координатах $1/V_{\max} = f(I)$, рівняння [3].

При концентрації інгібітора $[I] = 0,0001 \text{ мг/мл}$; $[I] = 0,0002 \text{ мг/мл}$, знаходимо константу нестійкості комплексу ферменту за умови неконкурентного інгібування K_1 .

Оскільки кожна з прямих на осі ординат відсікає відрізок рівний $1/V_{\max}$, то за допомогою ординат цих точок та певних значень концентрацій інгібітора було побудовано пряму (рис. 6), тангенс кута нахилу якої, дозволив визначити константу нестійкості $K_1 = 10,425 \text{ мг/мл}$.

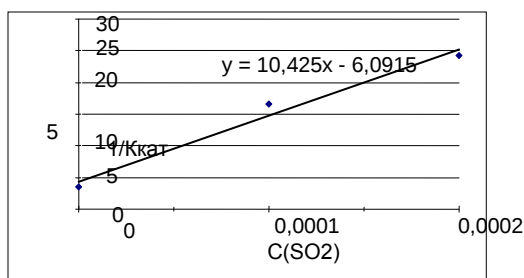


Рис. 6 – Графік знаходження константи нестійкості при неконкурентному інгібуванні

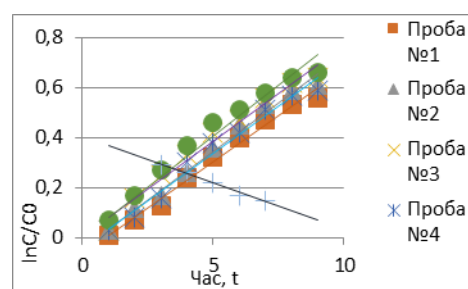


Рис. 7 – Залежність зміни логарифму концентрації клітин мікроводоростей від часу (за відповідних концентрацій NO_3^-)

Отримані залежності (рис 7.) дозволяють визначити коефіцієнти приросту μ , які становлять: для контрольної проби $\mu = 0,036 \text{ д}^{-1}$; при концентрації NO_3^- $1,7 \text{ мг/м}^3$ – $0,077 \text{ д}^{-1}$; при концентрації NO_3^- $3,4 \text{ мг/м}^3$ – $0,077 \text{ с}^{-1}$; при концентрації NO_3^- $8,5 \text{ мг/м}^3$ – $0,076 \text{ с}^{-1}$; при концентрації NO_3^- $15,6 \text{ мг/м}^3$, $\mu = 0,075 \text{ д}^{-1}$; при концентрації NO_3^- 34 мг/м^3 , $\mu = 0,075 \text{ д}^{-1}$; при концентрації NO_3^- 68 мг/м^3 , $\mu = -0,037 \text{ д}^{-1}$. Оскільки в 1-5 пробах є збільшення приросту біомаси мікроводоростей, то значення коефіцієнта приросту – додатне. У випадку шостої проби, коли концентрація NO_3^- $= 68 \text{ мг/м}^3$ має місце зменшення приросту мікроводоростей, тому значення коефіцієнта приросту μ – від'ємне.

Математичним формулюванням моделі приросту біомаси мікроводоростей за умови наростання концентрації окисидів азоту є система рівнянь (2):

$$\begin{cases} \frac{dC}{dx} = \mu_1 C - \mu_2 C \\ \frac{dC}{dx} = \mu_1 C; \\ x = 0, C = C_0; \end{cases} \quad (2)$$

де, x – концентрація NO_3^- ; C – концентрація мікроводоростей у суспензії [4].

Використовуючи дані математичної обробки результатів експериментальних досліджень приросту популяції ми знайшли коефіцієнт приросту μ_1 та μ_2 . Після підстановки отриманих значень у розв'язок математичної моделі (2) рівняння (3) розраховуємо оптимальне значення NO_3^- для приросту мікроводоростей типу *Chlorella*.

$$x_{\max} = \frac{\ln \mu_2 - \ln \mu_1}{(\mu_1 + \mu_2)} = \frac{\ln(-0,037) - \ln(0,076)}{(0,076 - 0,037)} = 18,46 \text{ мг/м}^3; \quad (3)$$

Це є та концентрація окислів нітрогену за якої досягається максимальне значення концентрації біомаси мікроводоростей в середовищі культивування.

Висновок. Досліджено фактори впливу на динаміку поглинання вуглекислого газу хлорофіл синтезуючими мікроводоростями типу *Chlorella*: вміст HSO_3^{2-} та NO_3^- . Доведено зворотне інгібування діоксином сульфуру процесу поглинання вуглекислого газу хлорофіл синтезуючими мікроводоростями типу *Chlorella* відповідно до теорії Лайнуївера-Берка. Встановлено допустимі значення концентрацій HSO_3^{2-} , процесу фотосинтезу мікроводоростями. Визначено константу нестійкості ферментсубстратного комплексу ферменту з інгібітором. Встановлено розрахункове значення оптимальної концентрації NO_3^- для приросту мікроводоростей типу *Chlorella*.

Література.

1. Манаков М. Н. Победимский Д.Г. Теоретические основы технологии микробиологических производств. – М.: Агропромиздат, 1990. – 272 с.
2. Полторак О. М., Чухрай О.С. Физико-химические основы ферментативного катализа / Ред. М.М. Поплавская. – М.: Высшая школа, 1972. – 311 с.
3. Золотарьова О.К., Шнюкова С.І., Сиваш О.О., Михайленко Н.Ф. Перспективи використання мікроводоростей у біотехнології / Під ред. О.К. Золотарьової. – К.: Альтерпрес, 2008. – 234 с.
4. Дячок В. В., Гуглич С.І., Левко О. Б. Вивчення впливу температури на кінетику поглинання вуглекислого газу мікроводоростями // Вісник Національного університету "Львівська політехніка". Хімія, технологія речовин та їх застосування. - 2015. - № 812. - С. 365-372.
5. Dyachok V., Huhlych S., Yatchyshyn Y., Zaporochets Y., Katysheva V. About the problem of biological processes complicated by mass transfer // Chemistry & chemical technology. - 2017. - Vol. 11, №1. P. 111-116.
6. Stepan D. J., Shockey R. E., Moe T. A., Dorn R. I. 2.3 carbon dioxide sequestration using microalgae systems // Energy and Environmental Research Center, University of North Dakota. - 2002 - N.1.- P.27

7. Глобальне потепління. Як Земля змінює своє обличчя. Спецпроект ТСН.ua. <https://tsn.ua/special-projects/warming/>. – від 25 березня 2017.
8. Min-Kyu Ji, Reda A.I. Abou-Shanabab, Seong-Heon Kim, El-Sayed Salama, Sang-Hun Lee, Akhil N.Kabra, Youn-Suk Lee, Sungwoo Hong, Byong-Hun Jeon. (2013) Cultivation of microalgae species in tertiary municipal wastewater supplemented with CO₂ for nutrient removal and biomass production. *Ecological Engineering*, 58, 142-148.
9. Guanyi Chen, Liu Zhao, Yun Qi. (2015) Enhancing the productivity of microalgae cultivated in wastewater toward biofuel production: A critical review. *Applied Energy*, 137, 282-291.
10. Sheng-Yi Chiu Chien-Ya Kao Tsai-Yu Chen Yu-Bin Chang Chiu-Mei Kuo Chih-Sheng Lin. (2015) Cultivation of microalgal Chlorella for biomass and lipid production using wastewater as nutrient resource. *Bioresource Technology*, 184, 179-189.

УДК 628.356.2

ДОСЛІДЖЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ АБСОРБЦІЇ КИСНЮ В РОТОРНО-ПУЛЬСАЦІЙНОМУ АПАРАТІ

Obodovych O. M., Sydorenko V. V.

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

RESEARCH OF THE EFFICIENCY OF OXYGEN ABSORPTION IN ROTOR-PULSATING APPARATUS

Ободович О.М., д-р техн. наук, Сидоренко В.В. канд.техн.наук

Інститут технічної теплофізики НАН України, Київ

Анотація. В роботі наведено результати досліджень по швидкості розчинення кисню в водних розчинах в установці, що складається з ежекційного вузла та диспергатора-змішувача, що є роторно-пульсаційним апаратом. Принцип енергоощадності обладнання полягає в максимальному використанні енергії, що підводиться, для отримання кінцевого продукту. Обладнанням, що дозволяє інтенсифікувати процеси подрібнення, емульгування, розчинення, перемішування та ін. в рідині є роторно-пульсаційні апарати. Метою роботи була оцінка ефективності використання роторно-пульсаційного апарата в процесі аерації водних розчинів. Основними показниками, що визначали ефективність аерації, були витрата повітря, окислювальна здатність (сульфітне число), поверхневий коефіцієнт масопередачі k_L та ефективність аерації. Методом, що застосовувався для одержання експериментальних даних, став метод хімічного окиснення киснем повітря сульфиту натрію, що був складовою модельного розчину. Розрахункові параметри були одержані використанням відповідних співвідношень. Представлено схему та принцип роботи установки. Експериментально визначено вплив швидкості обертання ротору на швидкість розчинення кисню. Досліди було проведено за наявності статора та без нього. Наведено порівняльну характеристику умов аерації, сульфитного числа та ефективності аерації відносно відповідних літературних даних деяких аераційних пристроїв за узагальненим критерієм аерації. Зроблено висновки щодо енергоощадності запропонованого обладнання.

Ключові слова: аерація, окиснення, роторно-пульсаційний апарат, енергоефективність.

Abstract. This work presents the results of research on the oxygen dissolution rate in water solutions in the setup, consisting of jet unit and disperser-mixer which is rotor-pulsed apparatus. The principle of energy-saving equipment is to maximize the use of supplied energy to obtain the final product. Equipment, allow to intensify processes of mixing, emulsifying, dissolving etc. in liquid are rotor-pulsed apparatuses. Aim of the work was to evaluate the efficiency of the rotor-pulsating apparatus in the process of aeration of aqueous solutions. The main parameters that determined the efficiency of aeration were air flow, mass transfer rate (sulfite number), surface mass transfer coefficient k_L and effectiveness of aeration. The method used to obtain experimental data was the method of chemical oxidation by air's oxygen of sodium sulfide, which was part of the model solution. Calculated parameters were obtained using the corresponding ratios. The scheme and the principle of the setup are presented. Experimentally, the influence of rotor's rotational speed on the oxygen dissolution rate is determined. The experiments were conducted in the presence of stator and without it. A compare of aeration conditions, sulfite number and energy efficient is given in relation to the corresponding literary data of some aeration devices according to the generalized aeration criterion. Conclusions regarding the energy saving of the proposed equipment are made.

Key words: aeration, oxidation, rotor-pulsed apparatus, energy efficiency.

Вступ. Принцип енергоощадності обладнання полягає в максимальному використанні енергії, що підводиться, для отримання кінцевого продукту. Прикладом зворотнього є пневматичні системи аерації промислових ферментерів, в яких до 90% кисню, що подається в систему, повертається до атмосфери і лише 10% споживається.

Роторно-пульсаційні апарати (РПА) відносяться до пристроїв, що знайшли широке застосування для отримання тонкодисперсних емульсій, суспензій та для гомогенізації рідких сумішей. Вони також використовуються в мікробіологічній, харчовій та молочної промисловості, де виробничі процеси включають в себе високошвидкісні хімічні реакції. Інтенсифікація фізико-хімічних процесів в РПА призводить в результаті до значного зменшення енергії, що споживається, зменшення габаритів обладнання, поєднання декількох технологічних процесів в одному апараті. Деякі технології, що використовують РПА в рамках реалізації методу дискретно-імпульсного введення енергії розглянуті в [1].

Метою роботи є оцінка ефективності використання роторно-пульсаційного апарата в процесі аерації водних розчинів.

Матеріали і методи

Спрощену схему експериментальної установки представлено на рис.1. Експериментальна установка складається з посудини загальним об'ємом 50 л (1), диспергатора-змішувача (2), ежекторного вузла (3), трубопроводу рециркуляції (4), повітропроводу (5), електродвигуна (6), вал якого приєднаний до валу диспергатора-змішувача через передавальний та підшипниковий вузли. Сальниковий вузол забезпечує герметичність диспергатора-змішувача. Для управління частотою обертання ротора та контролю витраченої енергії передбачено блок управління та контролю (БУК), що складається з частотного перетворювача, амперметру та лічильника електроенергії.

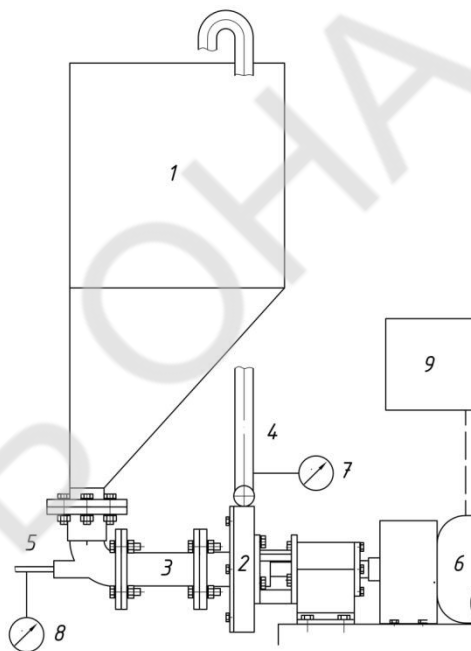


Рис.1. Експериментальна установка роторного типу: 1 – посуда; 2 – аератор-окиснювач; 3 – ежекторний вузол; 4 – трубопровід рециркуляції (заходить в верхню частину посудини); 5 – повітропровід; 6 – електродвигун; 7 – манометр; 8 – вакууметр; БУК – блок управління та контролю.

Диспергатор-змішувач складається з полого корпусу у формі циліндру, перфорованих нерухомого статору та рухомого ротору, що розташовані на валу. Обидва є обичайками із внутрішнім радіусом – 70 мм, товщиною – 5 мм, та 40 мм та 30 мм відповідно. В роторі передбачено 12 круглих отворів 12 мм, в статорі – 20. Кількість лопаток ротора – 12. Міжциліндровий зазор становить 300 мкм.

Ежекторний вузол (3), через який внаслідок самовсмоктування, повітря подається в робочу зону апарату, розташований в трубі довжиною 155, та діаметром 50 мм та складається з ежекційної камери та перфорованої форсунки (18 отворів по 2 мм). Конструкція ежекторного вузла дозволяє за рахунок зміни положення форсунки, змінювати швидкість потоку рідини в камері змішування.

Визначення ефективності аерації базується на використанні хімічного окиснення киснем повітря, що подається в установку, сульфату натрію, що є складовою водного модельного розчину

Зміну концентрації кисню в часі визначають, як різницю між швидкістю масопереносу та швидкістю хімічної реакції:

$$\frac{dc}{dt} = -v_1 v_p + v_m,$$

де v_p – швидкість реакції;
 v_m – швидкість масо переносу.

Оскільки в сульфитному методі використовується велика кількість сульфіту натрію, реакція не лімітується його концентрацією, тому має нульовий порядок.

В усьому діапазоні вимірювань концентрація кисню c дорівнює нулю внаслідок чого швидкість накопичення кисню $dc/dt=0$, тоді швидкість масопереносу можна прирівняти до швидкості реакції. В результаті маємо:

$$k_L a = \frac{v_1 \cdot (y_0 - y_1)}{t \cdot c_p},$$

де

$k_L a$ – об'ємний коефіцієнт масопередачі, s^{-1} ;
 v_1 – стехіометричний коефіцієнт хімічної реакції;
 y_0 – початкова концентрація сульфіту натрію, kg/m^3 ;
 y_1 – концентрація сульфіту натрію в момент часу t , kg/m^3 ;
 t – час, що пройшов від початку вимірювань, год.

В результаті досліджень було отримано значення параметрів, що характеризують ефективність аерації, а саме окислювальної здатності (сульфитного числа), коефіцієнту масопереносу та саме ефективності аерації для різних режимів роботи диспергатора-змішувача.

Порівняльна характеристика умов аерації, сульфитного числа та енергетичних витрат деяких аераційних пристроїв за узагальненим критерієм аерації, запропонованим, наведена в табл. 1.

Таблиця 1

Порівняльна характеристика умов аерації, сульфитного числа та енергетичних витрат деяких аераційних пристроїв

Тип аератора	Витрата повітря, $m^3/год$	$k_L, год^{-1}$	Окиснювальна здатність, $kg O_2/m^3 \cdot год$	Ефективність аерації, $kg O_2/(кВт \cdot год)$
Rehau длина 75 см высота слоя воды 45 см [2]	3,9	19,33	2,01	3,77
Перфорована мішалка №/К 8, $T_L=32,3^{\circ}C$ [3]	н/д	2153,00	10,50	0,24
Установка з диспергатором-змішувачем ($n=47,75 об/с$)	0,54	1909,00	5,00	50,00

Висновки.

В роботі експериментальним шляхом доведено високу ефективність використання роторно-пульсаційних апаратів в процесі насичення киснем водних розчинів. Наявність статору дозволяє збільшити швидкість масопереоносу більш ніж на 50%. При порівнянні ефективності аерації деяких установок було визначено, що питомі витрати енергії на одиницю розчиненого кисню, виявилась на порядок вищими за зразки пневматичної та механічної аерації, що було вибрано для порівняння.

Література.

1. Микро- и наноуровневые процессы в технологиях ДИВЭ: Тематический сборник статей/ под общей ред. А.А. Долинского; Институт технической теплофизики НАН Украины. – К. Академперіодика, 2015. – 464 с.
2. Серпокрылов Н. С. Снижение энергопотребления систем аэрации сточных вод / Н. С. Серпокрылов, А. С. Смоляниченко. // Вестник ТГАСУ. – 2010. – №3. – С. 192–199.
3. Хабибрахманов Р.Б. Исследование массообменных характеристик аппаратов с перфорированными мешалками сульфитным методом / Р. Б. Хабибрахманов, С. Г. Мухачев. // Вестник Казанского технологического университета. – 2014. – Т.17, №2. – С.140-143.

УДК 66.047.1:663.1

ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ КОМПОЗИЦИОННОГО СОСТАВА БАКТЕРИАЛЬНОГО ПРЕПАРАТА «БИФАЦИЛ» НА ОСОБЕННОСТИ ПРОЦЕССА РАСПЫЛИТЕЛЬНОГО ОБЕЗВОЖИВАНИЯ И КАЧЕСТВЕННЫЕ ПОКАЗАТЕЛИ КОНЕЧНОГО ПРОДУКТА

Переяславцева Е.А., канд.техн.наук
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

INVESTIGATION OF THE INFLUENCE OF THE COMPOSITION OF THE BACTERIAL PREPARATION "БИФАЦИЛ" ON THE PECULIARITY OF THE SPRAY DRAINING PROCESS AND QUALITATIVE INDICATORS OF THE FINAL PRODUCT

E. Pereyaslavtseva, candidate of technical sciences
Institute of Engineering Thermophysics of the National Academy of Sciences of Ukraine, Kiev

Аннотация. Статья посвящается исследованию процесса распылительного обезвоживания биосуспензии бактериального препарата «Бифацил», который используется как лекарственное и профилактическое средство в медицине и ветеринарии.

При проведении исследований оценивалось влияние температурных условий сушки и композиционного состава препарата на выживаемость клеток и процент выхода продукта из распылительной камеры.

Экспериментальными исследованиями процесса распылительного обезвоживания биосуспензии бакпрепарата подтверждена возможность получения данного порошкового продукта с титром активности не менее 10^{10} КОЕ/г при использовании теплоносителя с параметрами: $T_{\text{вх}}=160\pm 5^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{вых}}=80\pm 5^{\circ}\text{C}$.

В статье приведен анализ влияния массового соотношения защитных компонентов по отношению к биомассе клеток в биосуспензии, а также различных компонентов защитной среды и их количества на процесс распылительной сушки и качественные характеристики сухого продукта.

Показано, что избыточное количество таких компонентов как желатин и сахар (20...30%) в составе защитной среды, при распылительной сушке приводит: к образованию балластных частиц, не содержащих клеток; появлению в порошке крупных пленок и агломератов этих компонентов; к значительным отложениям на стенках камеры. Эти факторы способствуют существенному снижению титра активности конечного продукта.

Исследования позволили определить температурные режимы сушки и массовое соотношение компонентов биосуспензии препарата «Бифацил» для получения его сухой формы высокого качества методом распылительного обезвоживания.

Annotation. This article is devoted to the research on spraying dehydration process of bio suspension of "Бифацил" bacterial preparation that is used as medicinal product and preventive remedy in medicine and veterinary.

During the research the following was evaluated: the influence of drying temperature conditions and preparation structural formula on cells survivability as well as the percent of product yield from the spray chamber.

Experimental study of spraying dehydration process of bacterial preparation bio suspension has proved the ability to get the given powder product with activity titer not less than 10^{10} CFU /g while using the heat carrier with the following parameters: $T_{\text{entry}}=160\pm 5^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{exit}}=80\pm 5^{\circ}\text{C}$.

The article provides the analysis of influence of protective components mass ratio in relation to cells biomass in bio suspension, as well as influence of different components of protective environment and their quantity on the process of spray drying and qualitative characteristics of dry product.

It is demonstrated that the excess quantity of such components as gelatin and sugar (20...30%) in the protective composition during spray drying leads to: formation of ballast particles that do not contain cells; emergence of large films in the powder and agglomerates of these components; significant sediments at the chamber walls. All these factors contribute to significant reduction of activity titer of the end product.

The studies allowed to determine the temperature regimes of drying and the mass ratio of the components of the biosuspension of the preparation "Бифацил" to obtain its dry form of high quality by the method of spray drying.

Ключевые слова: распылительная сушка, температурные режимы, биосуспензия, защитная среда, качество.

Keywords: spray drying, temperature regimes, biosuspension, protective environment, quality.

В настоящее время разработка и производство бактериальных препаратов различного функционального назначения является актуальной, т.к. существенно возросло их использование в медицине, ветеринарии, пищевой промышленности и сельском хозяйстве.

Наиболее приемлемой формой таких препаратов является сухая, т.к. обеспечивает более длительный срок хранения, удобна при дозировке и применении.

Для получения сухих форм бакпрепаратов используют различные методы сушки, в т.ч. и метод высокотемпературной распылительной сушки, который имеет ряд преимуществ. При существенно меньших затратах энергии, по сравнению с сублимационной сушкой, он обеспечивает: высокую интенсивность процесса; высокую производительность при непрерывном режиме работы; открывает пути стабилизации жизнестойкости бактериальных клеток в условиях длительного хранения.

Исследуемый бакпрепарат «Бифацил», получаемый ранее в сухой форме методом сублимационной сушки, относится к классу высоковлажных продуктов. Начальная концентрация сухих веществ биомассы составляет 3,5...5,0%. Введение в биомассу компонентов защитной среды, которые предохраняют клетку от негативного воздействия сушки и улучшают структурно-механические характеристики конечного порошкообразного продукта, повышает концентрацию сухих веществ суспензии перед сушкой до 9,0...16,6%.

Таким образом, высоковлажная биосуспензия содержит: бактериальные клетки, продукты их жизнедеятельности, остатки питательной среды, а также, компоненты защитной среды. Многокомпонентность продукта и определяет сложность технологии сушки.

Основным показателем качества порошкообразных бактериальных препаратов является количество жизнеспособных бактерий в 1 г сухого продукта (КОЕ/г). В данной работе этот показатель, характеризующий степень биологической активности высушенного продукта, будем обозначать термином "титр биологической активности" – ТБА. По требованиям, предъявляемым к сухой форме бактериальному препарату «Бифацил», этот показатель должен быть не ниже $2 \cdot 10^7$ КОЕ/г.

Первоначальный выбор температурных условий сушки основывался на проведенных ранее исследованиях кинетических закономерностей обезвоживания единичных капель бакпрепаратов, которые позволяют смоделировать процессы, происходящие в камере распылительной установки.

Биосуспензия препарата «Бифацил» содержит бактерии двух культур: *Lactobacterium acidophilus* и *Bifidobacterium adolescents*. Биомасса каждого штамма выращивалась отдельно и не отделялась от культуральной жидкости. Затем биомассы смешивались в соотношении 1:1, начальная концентрация сухих веществ композиции составляла 3,5%. Температура раствора при подаче в сушилку – 12°C; 20 °C. Процесс распылительного обезвоживания проводился на промышленной распылительной сушильной установке ЕВЗ-01-РЦ-1,2-09НК-21 с диаметром камеры: $D_k = 1,2$ м, и дисковым распылителем: $d_d = 0,078$ м; $n = 36000$ об/мин.

Было проведено несколько серий исследований, которые отличались: составом защитных сред, содержанием биомассы в биосуспензии, поступающей на сушку, а также температурными условиями распылительного обезвоживания.

В табл. 1 представлены результаты серий проведенных исследований.

I-серия

Питательная среда, в которой происходило накопление биомассы, состояла из следующих компонентов: сухое обезжиренное молоко (СОМ), лактоза, соль и агар-агар.

Защитная среда (ЗС) состояла из 3-х компонентов: СОМ, сахар, агар-агар. Такой состав ЗС использовался ранее при получении данного препарата в сухой форме методом сублимационной сушки. Компоненты по отдельности растворялись в воде, проходили термообработку и смешивались с биомассой путем механического перемешивания. Как видно из данных табл. 1, опыт №1, массовое соотношение компонентов в биосуспензии составляло: 13% клеточной биомассы и 87% компонентов защитной среды.

При проведении эксперимента в биосуспензии, поступающей на распылитель, обнаружены включения и было принято решение её отфильтровать (использовали сито с размерами ячеек 1 мм). После фильтрации на сите осталось некоторое количество пленок агар-агара. Несмотря на «мягкие» температурные режимы опыта (табл. 1, опыт №1), ТБА препарата «Бифацил» составил $1 \cdot 10^8$ КОЕ/г (ТБА препарата «Бифацил», ранее получаемого методом сублимации, составлял $1 \cdot 10^{10}$ КОЕ/г).

С помощью микроскопа МБИ 3У4.2 и цифрового фотоаппарата «Sony Cyber Shot SCS-160» были сделаны фотографии полученного порошка. Микроструктурный анализ порошка показывает, что компоненты защитной среды образуют вокруг клеток капсулу, предохраняющую их от влияния высоких температур. Но, вследствие несбалансированного количества компонентов ЗС, полученный порошок содержит большое число прозрачных частиц, не содержащих бактериальных клеток. Кроме того, в порошке присутствуют агломераты размером до 160 мкм (некоторые из них включают бактериальные клетки). По нашему мнению появление их в порошке может быть вызвано рядом причин (рис. 1).

Таблица 1. - Результаты проведения серий исследований процесса распылительной сушки препарата «Бифацил» на установке ЕВЗ-01-РЦ-1,2-09НК-21

№ опыта	Соотношение компонентов суспензии,		Co _{сусп.} %	Условия сушки		ТБА		Доля свободного выхода порошка из-под циклона, %
	Состав	в об. % к с.в.		T _{вх} , °C	T _{вых} , °C	исходный КОЕ/см ³	порошок, КОЕ/г	
I-серия								
1	Биомасса СОМ Сахар Агар-агар	13 27 30 30	9,0	130±5	80±5	1·10 ¹⁰	1·10 ⁸	60,0
II-серия								
2	Биомасса СОМ Сахар Желатин	30 26 24 20	11,0	150±5	60±5	1·10 ¹⁰	1·10 ⁹	65,0
III-серия								
3	Биомасса СОМ Лактоза	48 26 26	14,0	160±5	60±5	1·10 ¹⁰	1·10 ⁸	65,0
IV-серия								
4	Биомасса СОМ Сахар Желатин	50 23 23 4	14,0	160±5	60±5	10 ¹⁰	10 ¹⁰	87,0
5	Биомасса СОМ Сахар Желатин	60 18 18 4	16,6	160±5	80±5	10 ¹⁰	10 ¹¹	92,0

Большое количество сахаров и биополимеров, используемых при приготовлении питательной среды, могло быть не переработано клетками при их культивировании. Затем, внесение данных компонентов и в защитную среду (в количестве 60% к сухим веществам биомассы), могло привести к их выпадению из-за перенасыщения суспензии. Также, при фильтрации биосуспензии на сите осталась часть тонких и пластичных пленок агар-агара.

Наличие таких агрегированных частиц и пленок в жидком продукте затрудняло его подачу на распыляющее устройство, способствовало отложениям в каналах распыляющего диска и трубопроводе, что приводит к дестабилизации работы сушилки. С другой стороны, в процессе сушки, такие крупные частицы отбрасываются на стенки камеры и под воздействием температуры размягчаются, оплавляются, образуют налет, на который оседают другие частицы.

Вследствие чего ухудшается эвакуация порошка из сушильной камеры, и он подвергается нежелательному термическому воздействию. Доля свободного выхода порошка из-под циклона составила 60%, остальной порошок осел на стенках распылительной камеры.

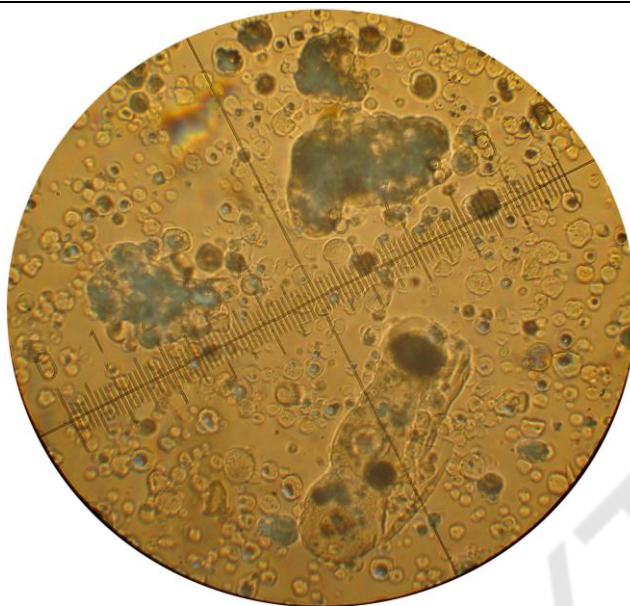


Рис.1. - Микрофото образца порошка препарата «Бифацил» I-серии, 1дел=4 мкм.

Было принято решение опробовать другие по составу и количеству защитные среды. Подбор компонентов проводился совместно с микробиологами.

II-серия

При подготовке биосуспензии этой серии, было решено исключить из состава питательной и защитной среды такой компонент как агар-агар. Вместо него в защитную среду ввели желатин. В питательную среду вводили только СОМ.

Увеличение содержания клеточной биомассы в биосуспензии с 13% до 30% и более скорректированный состав защитной среды позволил увеличить ТБА порошкообразного препарата – до $1 \cdot 10^9$ КОЕ/г. Доля свободного выхода порошка из-под циклона составила 65%, остальная часть порошка осела на стенки и была удалена после остановки сушилки (табл. 1, опыт №2).

Несмотря на снижение количества биополимера в составе ЗС, микрофотография образца порошка II-серии демонстрирует наличие значительных по размерам пленок желатины и агломератов (рис. 2).

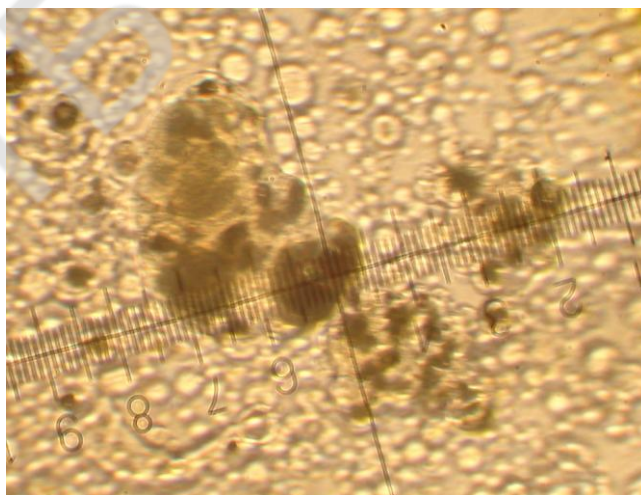


Рис. 2. - Микрофотография порошка биосуспензии «Бифацил», снятого со стенок сушильной камеры, 1дел=4 мкм.

III-серия

Для улучшения качественных характеристик порошка, было решено исключить желатину из состава защитной среды. Решено опробовать и другую углеводную составляющую ЗС - лактозу. Изменились температурные условия сушки. Как видно из данных табл.1, опыт №3, несмотря на увеличение процента

содержания в суспензии биомассы до 48%, ТБА полученного порошка снизился на порядок и составил – $1 \cdot 10^8$ КОЕ/г.

Защитные функции углеводов объясняются способностью образовывать водородные связи, которые ранее образовывали молекулы воды. Водородные связи с биополимерами должны максимально возможно соответствовать гексагональной структуре водных кластеров - по углам и расстояниям [1]. Данная серия опытов показала, что не все углеводы в одинаковой мере обладают этой способностью и у лактозы, очевидно, она ниже, чем у сахара. Кроме того, на снижение активности клеток данных штаммов, оказывает влияние отсутствие желатины.

Проведенные три серии исследований позволили определить основные компоненты для биомассы данного препарата: СОМ, сахар, желатина, а также необходимость проведения специальной подготовки биосуспензии к процессу сушки, включающей процессы диспергации и гомогенизации.

Исследуемая жидкая система содержит различные по своим физико-химическим свойствам компоненты: бактериальные клетки, сахар, белок и биополимер (желатин). Процесс смешения на стандартном оборудовании – смеситель с перемешивающим устройством, которое вращается с частотой 15...20 об/мин, не может обеспечить гомогенную структуру многокомпонентной системы, что вызывает появление пленок желатины в биосуспензии. Поэтому, для получения порошкообразных бакпрепаратов высокого качества, нами предложено проводить подготовку жидкой биосуспензии к процессу распылительной сушки с использованием роторно-пульсационного аппарата АР-3000, в котором процессы гомогенизации и диспергации осуществляются путем дискретно-импульсного ввода энергии (ДИВЭ) в многокомпонентную систему [2].

Анализ проб жидкого продукта после обработки на АР-3000, показал снижение титра активности биосуспензии. Биомасса данного препарата содержит культуры вегетативных клеток и активная гидродинамическая обработка приводит к повреждению их оболочек и гибели клеток.

Было принято решение подвергать обработке только многокомпонентную защитную среду, состоящую из сахара, СОМ и желатины. Определено время обработки – 3...5 мин. Затем гомогенная система смешивалась с биомассой клеток в обычном режиме.

IV серия

В этой серии исследований апробировали разное соотношение основных компонентов защитной среды и предварительную подготовку жидкой биосуспензии к процессу распылительной сушки. Для увеличения содержания биомассы клеток в биосуспензии было предложено отделять биомассу от питательной среды, в которой происходило ее накопление, методом центробежного фильтрования. Содержание сухих веществ биомассы повысилось до 10%, а биосуспензии препарата перед сушкой до 14...16,6%, Из данных табл.1, опыты №4,5, видно, что лучший результат по сохранности жизнеспособности клеток при распылительной сушке биосуспензии данного препарата (10^{11} КОЕ/г), дает использование следующего композиционного состава:

соотношение	Клеточная биомасса	Защитная среда
	60%:	40%
компоненты защитной среды в следующем процентном соотношении:		
	СОМ	Сахар
	18%	18%
		Желатин
		4%

Сбалансированное соотношение биомассы и защитной среды способствовало максимально возможному исключению пустых частиц, не содержащих бактериальных клеток, в порошке, что позволяет более экономно использовать компоненты входящие в состав защитной среды.

Температурный режим: $T_{вх}=160 \pm 5^\circ\text{C}$; $T_{вых}= 80 \pm 5^\circ\text{C}$, а также предварительная диспергация защитной среды перед смешением с биомассой, позволили получить монодисперсный порошок, увеличить выход порошка в приемный бункер до 92%, уменьшить отложения продукта на стенках сушильной камеры (рис. 3).

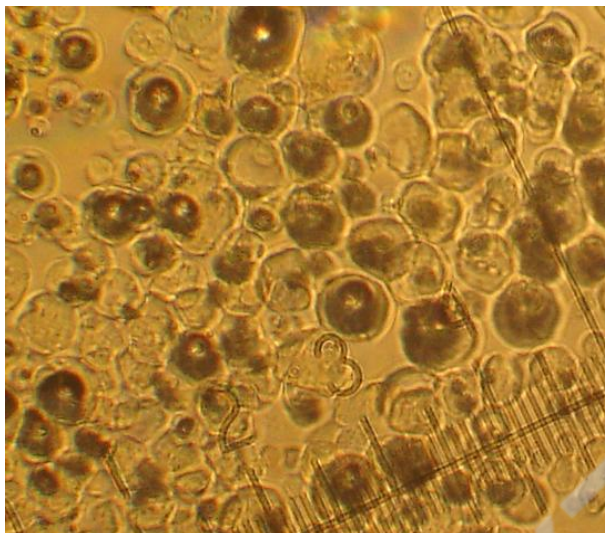


Рис. 3 - Образец порошка «Бифацил» полученный по условиям оп.5 табл. 1, 1дел=4 мкм.

Выводы

Проведенный комплекс исследований, показал возможность получения препарата «Бифацил» высокого качества методом распылительной сушки.

Установлено, что оптимизация соотношений компонентов защитных сред, регулирование количества используемой биомассы, а также способ подготовки биосуспензии к процессу сушки приводит к значительному повышению качественных характеристик порошка препарата «Бифацил» и позволяет сократить количество компонентов защитной среды. При этом следует руководствоваться как экспериментальными данными, так и рекомендациями микробиологов.

Анализ микроструктуры, полученных образцов порошка показал, что предварительная подготовка жидкого продукта к процессу сушки на роторно-пульсационном аппарате позволяет:

- в процессе распылительной сушки получить однородный по дисперсному составу порошок что, в дальнейшем повышает эффективность его сепарации.
- исключить появление в порошке крупных желатиновых пленок, что позволяет уменьшить его отложения на стенках камеры до 5...7% от общего количества порошка;
- получить устойчивый эффект микрокапсулирования клеток компонентами защитной среды.

Литература

1. Осадчая А.И. Влияние некоторых факторов на криорезистентность и сохранение жизнеспособности при лиофилизации культур *Bacillus subtilis* / А.И. Осадчая, В.А. Кудрявцев // Биотехнология.-2003.-№3.- С.45-54.
2. Долинский А.А. Наномасштабные эффекты при дискретно-импульсной трансформации энергии/ А.А. Долинский, Б.И. Басок //ИФЖ.-2005. Т.78, №1.- С.15-22.

УДК 614.844.2

ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ЗАХИСТУ ОБ'ЄКТІВ ХАРЧОВОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ

Рябова І.Б., к.т.н., доцент,
Національний технічний університет «ХПІ», м. Харків
Петухова О.А., к.т.н., доцент,
Горносталь С.А., к.т.н.,
Щербак С.М.,
Національний університет цивільного захисту України, м. Харків

ENHANCEMENT OF THE EFFICIENCY OF PROTECTION OF FOOD INDUSTRY OBJECTS

Rjabova I.B., PhD, Associate Professor,
National Technical University «KPI», Kharkiv
Petukhova O.A., PhD, Associate Professor,
Gornostal S.A., PhD,
Shcherbak S.M.,
National University of Civil Protection of Ukraine, Kharkiv

Важливою складовою собівартості продукції харчових виробництв є елементи забезпечення їх безпечного виробництва, одним з яких являється внутрішній протипожежний водопровід, який обов'язковий для встановлення в приміщеннях харчових виробництв з відповідною категорією за вибухопожежною та пожежною небезпекою, ступенем вогнестійкості та об'ємом виробничого корпусу. З введенням в дію ДБН В 2.5-64:2012 «Внутрішній водопровід та каналізація» кожна шафа окрім встановленого в ній пожежного кран-комплекту діаметром 50 або 65 мм, обов'язково комплектується додатковим пожежним кран-комплексом діаметром 25 або 33 мм, який призначений для швидкого введення вогнегасної речовини в початковій стадії розвитку пожежі, а тому забезпечує зниження збитків від неї. Додаткові кран-комплекти комплектуються рукавом (довжина рукава – до 30 м, діаметр рукава – 25 мм або 33 мм, тип рукава – напівжорсткий) та розпорошувачем (діаметр випускного отвору розпорошувача від 4 до 12 мм). До переваг таких пристроїв відносять невеликі габарити, застосування спеціальних насадок розпорошувача дозволяє створювати дрібнодисперсний струмінь води, який не пошкоджує оточуючі речі та обладнання, гнучкий рукав комплексу дозволяє обійти технологічні установки, що зустрічаються на шляху, установка перекривного пристрою дозволяє перервати роботу в будь-який момент і відновити її за необхідності, вартість вогнегасної речовини – води, як і самої установки – невелика. В залежності від умов використання додаткового пожежного кран-комплекту різні характеристики його складових можуть забезпечити підвищення або зниження ефективності його роботи. Тому запропоновано спосіб визначення характеристик складових додаткового пожежного кран-комплекту для конкретних умов його експлуатації. Вірний вибір параметрів складових дозволить з урахуванням гідродинамічних характеристик системи, що забезпечує роботу таких пристроїв, з найменшими економічними втратами забезпечити успішне гасіння пожежі та знизити збитки від неї.

An important component of the cost of food products is the elements of ensuring their safe production, one of which is the internal fire water supply, which is obligatory for installation in the premises of food production enterprises with the appropriate category for fire and fire hazard, fire resistance and the volume of the production building. With the introduction of the DBN V 2.5-64:2012 "Internal plumbing and sewage system", each cabinet, except for installed fire faucet with a diameter of 50 or 65 mm, necessarily completes an additional fire faucet with a diameter of 25 or 33 mm, which is designed for the rapid introduction of extinguishing agent in the initial stage of the development of the fire, and therefore provides a reduction of losses from it. Additional fire faucets are completed with a sleeve (length of the sleeve - up to 30 m, diameter of the sleeve - 25 mm or 33 mm, type of sleeve - semi-rigid) and the sprayer (diameter of the outlet of the sprayer from 4 to 12 mm). The advantages of such devices include small dimensions. The use of special spray nozzles allows you to create a fine splash of water that does not damage the surroundings of speech and equipment. The flexible sleeve of the kit allows you to bypass technological installations that are found on the track. The installation of the overlapping device allows you to interrupt the work at any time and restore it as needed. The cost of extinguishing agent and the installation itself is small. Depending on the conditions of the use of an additional fire faucet, the various characteristics of its components can provide an increase or decrease in the efficiency of its operation. Therefore, a method of determining the characteristics of components of an additional fire faucet for the specific conditions of its operation is proposed. The correct choice of parameters of components will allow, taking into account the hydrodynamic characteristics of the system, ensuring the operation of such devices, with the least economic losses, ensure the successful extinguishing of the fire and reduce losses from it.

Ключові слова: пожежний кран-комплект, тиск, витрати води, рукав, розпорошувач.

Key words: fire faucet, pressure, water flow, sleeve, sprayer.

Питання використання внутрішнього протипожежного водопроводу (ВПВ) для гасіння пожеж на підприємствах харчової промисловості на сьогоднішній день є дуже актуальним. Влаштування ВПВ регламентується різними нормативними документами [1, 2]. Вимогами ДБН В.2.5-64:2012 [1] у шафах пожежних кран-комплектів (ПКК) діаметром 50 мм або 65 мм передбачається встановлення додаткових пожежних кран-комплектів, встановлення яких повинно сприяти локалізації загоряння працівниками підприємства та запобігти поширенню вогню до прибуття пожежних підрозділів. В [2] викладені основні вимоги до характеристик складових додаткових ПКК. Відповідно до цих вимог додаткові ПКК комплектуються рукавом (довжина рукава – до 30 м, діаметр рукава – 25 мм або 33 мм, тип рукава – напівжорсткий) та розпорошувачем (діаметр випускного отвору розпорошувача – 4÷12 мм). Використання таких пристроїв, укомплектованих складовими з різними варіантами характеристик, може забезпечити подачу води в кількості, що змінюється в значних межах. А це може створити умови неспроможності ліквідування загоряння за допомогою додаткового ПКК, тобто зробить використання ПКК неефективним, а влаштування ВПВ – недоцільним.

Підвищення ефективності використання ВПВ для гасіння пожеж на підприємствах харчової промисловості можливо за рахунок використання елементів ВПВ з такими характеристиками, вибір яких враховує умови їх використання (пожежне навантаження, конструктивні особливості приміщень, характеристики водопровідної мережі та інше). Метою роботи є дослідження гідродинамічних характеристик елементів ВПВ та розробка способу визначення характеристик складових додаткового пожежного кран-комплекту для конкретних умов його експлуатації, що дозволить вдосконалити характеристики систем внутрішнього водопостачання та підвищить ефективності гасіння пожеж на об'єктах харчової промисловості. Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити задачі: визначити вплив змін характеристик складових додаткових ПКК на фактичну кількість води, що можна одержати з них для гасіння пожежі; дослідити достатність фактичної кількості води з ПКК для гасіння пожеж на об'єктах харчової промисловості; запропонувати спосіб вибору характеристик ПКК в залежності від умов їх експлуатації.

Кількість води, яку фактично можливо одержати з ПКК, залежить від декількох характеристик водопровідної мережі до якої ПКК приєднаний, а також від характеристик складових самого ПКК. За вимогами [2] комплектування ПКК відбувається напівжорстким рукавом, але виробники найчастіше комплектують ПКК плоскозгорнутими рукавами довжиною близько 15 м з розпорошувачем, який оснащений пристроєм плавної зміни діаметра випускного отвору, які мають інші значення опору та відповідно впливають на втрати напору в складових ПКК та фактичну кількість води, що з нього можливо одержати.

Проведено експериментальне дослідження (з використанням теорії планування експерименту) фактичної кількості води з ПКК для всіх можливих варіантів його оснащення [3, 5, 6]. При проведенні експерименту використовується поліноміальна залежність другого порядку [4], центральний, композиційний, рототабельний уніформ-план. На першому етапі кодуються змінні за стандартними залежностями [4]. При проведенні експерименту використовується стандартна план-матриця експерименту. Для визначення коефіцієнтів при квадратичних членах інформації, отриманої при використанні план-матриці повного факторного експерименту (ПФЕ), проводяться додаткові експерименти у зоряних точках. При цьому зоряне плече $\alpha=1,41421$ у дворівневому експерименті для чотирьох факторів. За результатами експериментів визначені коефіцієнти регресії, які перевірені на значимість отриманням статистичних оцінок дисперсії та порівнянням з критичним значенням критерію Ст'юдента. Перевірка адекватності моделі здійснена за критерієм Фішера. Обробка результатів вимірювань дозволила записати моделі витрат води з ПКК:

– для плоскозгорнутих рукавів діаметром 25 мм:

$$y_1 = 1,936 + 0,4973x_1 + 0,0521x_2 + 0,6212x_3 - 0,0421x_4 + 0,2025x_1^2 - 0,1725x_2^2 - 0,16x_3^2 - 0,0725x_4^2 + 0,05x_1x_2 + 0,1375x_1x_3 - 0,0187x_2x_3 + 0,0063x_2x_4 + 0,0063x_3x_4; \quad (1)$$

– для напівжорстких рукавів діаметром 25 мм:

$$y_2 = 1,6216 + 0,5343x_1 + 0,0706x_2 + 0,61x_3 - 0,0335x_4 + 0,199x_1^2 - 0,0885x_2^2 - 0,1385x_3^2 - 0,0735x_4^2 + 0,1437x_1x_3 + 0,0187x_2x_3 - 0,0063x_3x_4; \quad (2)$$

– для плоскозгорнутих рукавів діаметром 33 мм:

$$y_3 = 3,464 + 0,6994x_1 + 0,1141x_2 + 0,4436x_3 - 0,0706x_4 - 0,2025x_1^2 - 0,2275x_2^2 - 0,3025x_3^2 - 0,24x_4^2 + 0,0125x_1x_2 + 0,05x_1x_3 + 0,025x_1x_4 - 0,0187x_2x_3 - 0,0187x_2x_4 + 0,0187x_3x_4; \quad (3)$$

– для напівжорстких рукавів діаметром 33 мм:

$$y_4 = 3,678 + 0,8233x_1 + 0,0716x_2 + 0,4526x_3 - 0,0716x_4 - 0,1862x_1^2 - 0,2737x_2^2 - 0,3862x_3^2 - 0,2988x_4^2 - 0,0156x_1x_2 + 0,0781x_1x_3 + 0,0031x_1x_4 + 0,0219x_2x_3 - 0,0156x_2x_4 + 0,0156x_3x_4; \quad (4)$$

де $y_1 - y_4$ – фактичні витрати води з ПКК, л/с; x_1 – тиск в мережі, який змінюється в межах (14,6÷85,4) м; $x_2 = (20,4 \div 99,6) \%$ – ступінь розгортання рукава; $x_3 = (4,8 \div 13,2)$ мм – діаметр насадка розпорошувача; $x_4 = (12,5 \div 29,5)$ м – довжина рукава.

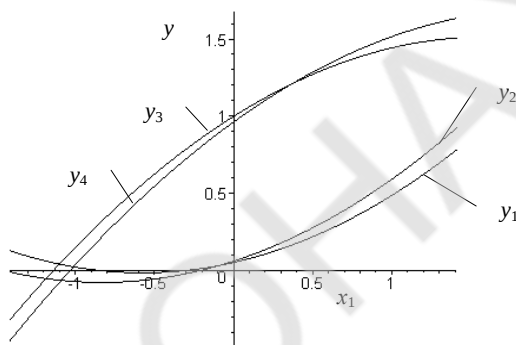


Рисунок 1 – Залежність фактичних витрат води з ПКК y від напору в мережі x_1 при ступені розгортання рукава x_2 та діаметрі насадка розпорошувача x_3 на мінімальному рівні, а довжині рукава x_4 – на максимальному рівні.

Аналіз (1) – (4) показав, що фактичні витрати води з ПКК в значній мірі залежать від тиску в мережі та можуть дорівнювати:

– (0,13 ÷ 0,15) л/с – при мінімальному тиску в мережі або (0,04 ÷ 1,63) л/с – при максимальному тиску в мережі (рис. 1) та при найгірших умовах використання ПКК (ступінь розгортання рукава та діаметр насадка розпорошувача найменші, довжина рукава найбільша);

– (0,33 ÷ 1,43) л/с – при мінімальному тиску в мережі або (0,79 ÷ 3,56) л/с – при максимальному тиску в мережі (рис. 2) та при найкращих умовах використання ПКК (ступінь розгортання рукава та діаметр насадка розпорошувача найбільші, довжина рукава найменша).

Аналізуючи (рис 1) – (рис. 2) зрозуміло, що характеристики ПКК, які забезпечують витрати води менші, ніж приблизно 0,5 л/с, недоцільні для використання для гасіння пожежі, тому що не зможуть відвести ту кількість теплоти, яка виділяється при пожежі, до того ж за вимогами [1] витрати що приймаються для розрахунку ПКК дорівнюють саме 0,5 л/с.

Дослідження показали, що значний вплив на фактичні витрати води з ПКК має напір в мережі. Також витрати води залежать від діаметра рукава, але вони не завжди збільшуються при збільшенні його діаметру.

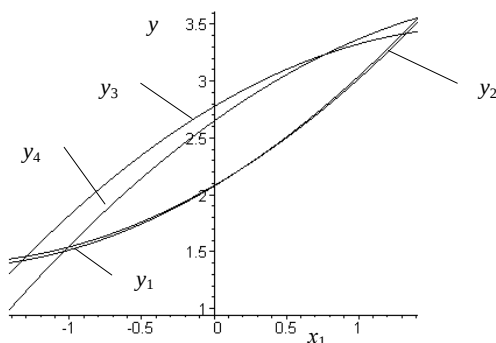


Рисунок 2 – Залежність фактичних витрат води з ПКК y від напору в мережі x_1 при ступені розгортання рукава x_2 та діаметрі насадка розпорошувача x_3 на максимальному рівні, а довжині рукава x_4 – на мінімальному рівні

Таким чином, експериментально визначені фактичні витрати води з ПКК змінюються в межах $(0,04 \div 3,56)$ л/с. Найбільший вплив на величину витрат оказує тиск в мережі, до якій приєднаний ПКК. Для забезпечення необхідної довжини компактної частини струменя, величина тиску повинна бути не менш 6 м, або характеристики складових ПКК повинні забезпечувати найменший опір, тобто мати максимальний діаметр рукава, насадка розпорошувача, мінімальну довжину рукава, що не для всіх варіантів планувань приміщень та розташування технологічного обладнання забезпечить зрошення кожної точки від ПКК.

Тиск в системі внутрішнього водопроводу забезпечується зовнішньою водопровідною мережею та при пожежі може підвищуватися пожежними насосами до 90 м. Гідравлічні розрахунки системи ВПВ показали, що в залежності від віддаленості ПКК від насосів-підвищувачів та умов їх встановлення, тиск в мережі може становити 20, 40 або 60 м. Використовуючи отримані моделі витрат води з ПКК, проведено дослідження діаметра насадка розпорошувача ПКК при фіксованих значеннях довжини рукава 15 м, та середньому значенні ступеню розгортання рукава 50%, для значень витрат води 0,5; 1,5 та 2,5 л/с, при гарантованому тиску в мережі 20; 40 та 60 м. Дослідження проводились для двох типів рукавів – плоскозгорнутих та напівжорстких. Результати дослідження зведені до табл. 1.

Таблиця 1 – Визначення діаметра насадка розпорошувача ПКК, приєднаного до внутрішнього протипожежного водопроводу будівлі

№	Діаметр рукава, мм	Тип рукава*	Діаметр насадка розпорошувача, мм, при витратах води, л/с та напорах, м								
			0,5 л/с			1,5 л/с			2,5 л/с		
			20 м	40 м	60 м	20 м	40 м	60 м	20 м	40 м	60 м
1	25	п	4	4	4	8	8	7	–	–	12
2	25	н	6	5	5	12	10	8	–	–	14
3	33	п	4	2	2	6	4	3	–	7	5
4	33	н	4	3	2	6	4	3	–	7	5

Примітка: * – тип рукава: п – плоскозгорнутий, н – напівжорсткий.

Аналізуючи значення з табл. 1, можна зробити наступні висновки:

– ПКК, приєднані до ВПВ забезпечують подачу нормативних витрат води (0,5 л/с) в будь-якій комплектації, але використання розпорошувачів мінімального діаметра насадка недоцільно;

– при встановленні ПКК в будівлях з невеликим пожежним навантаженням (необхідні витрати води близько 0,5 л/с) можливо використовувати плоскозгорнуті та напівжорсткі рукава діаметром 25 або 33 мм та розпорошувачі мінімального типорозміру незалежно від гарантованого тиску в мережі та інерційності системи виявлення пожежі та оповіщення про неї;

– для будівель підвищеної пожежної безпеки при визначенні характеристик складових ПКК необхідно враховувати фактичний час виявлення пожежі, використовувати обладнання ПКК з мінімальним опором його складових та особливу увагу приділяти забезпеченню надійності роботи насосного обладнання.

Отримані результати надають можливість визначити характеристики складових ПКК, якими обладнуються об'єкти харчової промисловості та які являються елементами системи їх протипожежного захисту. Можливі значення приймаються за умовою, що фактичні витрати води, що одержуються з ПКК, укомплектованого складовими з визначеними характеристиками, не менші ніж необхідні витрати води для заданої будівлі.

Для визначення характеристик ПКК для конкретного об'єкта харчової промисловості запропонований спосіб, який реалізується в три етапи таким чином. На першому етапі визначають необхідні витрати води для успішного гасіння пожежі в залежності від характеристик пожежного навантаження, що складаються з нижчої теплоти згорання та приведеної масової швидкості вигорання. Крім того враховується час вільного розвитку пожежі та час гасіння пожежі.

На другому етапі визначають фактичні витрати води з пожежного кран-комплекту в залежності від характеристик водопровідної мережі, а саме напору в мережі. Також враховуються характеристики пожежного кран-комплекту, а саме характеристики рукава та розпорощувача. До характеристик рукава належать: тип рукава, діаметр рукава, довжина рукава та ступінь розгортання рукава; до характеристик розпорощувача – його діаметр.

На третьому етапі порівнюються необхідні та фактичні витрати води. Спираючись на отриманий результат, формулюють висновок про найефективніший варіант обладнання пожежного кран-комплекту та (або) надають рекомендації щодо умов використання пожежного кран-комплекту.

Висновки

Проведені експериментальні дослідження фактичних витрат води з ПКК. Встановлено, що вони змінюються в межах (0,04÷3,56) л/с.

Проведено дослідження характеристик ПКК (діаметра насадка розпорощувача ПКК при фіксованих значеннях довжини рукава та середньому значенні ступеню розгортання рукава) для різних значень витрат води, при гарантованому тиску в мережі. Отримані результати надали можливість визначити характеристики складових ПКК, якими обладнуються об'єкти харчової промисловості та які являються елементами системи їх протипожежного захисту. Для підвищення ефективності використання ПКК доцільно встановлювати їх разом з високоінерційною системою виявлення пожежі та оповіщення про неї, або впливати на кількість та характеристики пожежного навантаження. Виконання відповідних правил проектування та використання ПКК забезпечить їх ефективну роботу в складі системи протипожежного захисту будівлі.

Запропоновано спосіб визначення витрат води з ПКК, який дозволяє обґрунтовано обрати обладнання, що здатне забезпечити успішне гасіння пожежі шляхом забезпечення подачі необхідних витрат. При цьому враховується довільна довжина плоскоскладаних і напівжорстких рукавів, ступень їх розгортання та довільні значення тиску в мережі. Практична цінність запропонованого способу полягає в обґрунтованому виборі обладнання для гасіння пожежі на об'єктах харчової промисловості. При цьому зменшуються витрати води на гасіння пожежі та знижуються матеріальні прямі та побічні втрати.

Література

1. Внутрішній водопровід та каналізація. Частина I. Проектування. Частина II. Будівництво. ДБН В.2.5–64:2012. – [Чинний від 01–03–13]. – К.: Держбуд України, 2013. – 135 с. (Державні будівельні норми України).
2. Пожежна техніка. Кран-комплекти пожежні. Частина 1. Кран-комплекти пожежні з напівжорсткими рукавами. Загальні вимоги (EN 671–1:2001, MOD): ДСТУ 4401–1–2005. [Чинний від 25–05–05]. – К.: Держспоживстандарту України, 2005. – 22 с. (Національний стандарт України).
3. Петухова О.А. Спеціальне водопостачання: підручник [для студ. вищ. навч. закл.] / Петухова О.А., Горносталь С.А., Уваров Ю.В. – Х.: НУЦЗУ, 2013. – 248 с.
4. Винарский М.С. Планирование эксперимента в технологических исследованиях / М.С. Винарский, М.В. Лурье. – К.: Техніка, 1975. – 168 с.
5. Петухова О.А. Дослідження характеристик пожежних кран-комплектів / О.А. Петухова, С.А. Горносталь, С.М. Щербак // Проблеми пожежної безпеки. – Х.: НУГЗУ, 2015. – Вип. 37. – С. 154–159. – Режим доступу: http://nuczu.edu.ua/sciencearchive/ProblemsOfFireSafety/vol37/Ppb_2015_37_29.pdf.
6. Петухова О.А. Визначення характеристик елементів внутрішнього водопроводу для успішного гасіння пожеж. / О.А. Петухова, С.А. Горносталь // Проблеми пожежної безпеки. – Вип. 41. – 2017. – Харьков. – С. 129–136. – Режим доступу: <http://nuczu.edu.ua/sciencearchive/ProblemsOfFireSafety/vol41/petuhova.pdf>.

УДК 66.047

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ СУСПЕНЗОВАНОГО ГРИБА ШИІТАКЕ В СИСТЕМІ «КРАПЛЯ-ПАРОГАЗОВЕ СЕРЕДОВИЩЕ»

Шаркова Н.О., канд. техн. наук, пров. наук. співр., Турчина Т.Я., канд. техн. наук, ст. наук. співр.,
Жукотський Е.К., ст. наук. співр., Костянець Л.О.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

INVESTIGATION OF THE PROCESS OF DRYING SUSPENDED SCHIATAK MUSHROOM IN THE SYSTEM "DROP – STEAM ENVIRONMENT"

Sharkova N.A., Cand. Sc. Science, Lead. Res., Turchyna T.J., Cand. Sc. Science, Sen. Res. Fell.,
Zhukotsky E.K., Sen. Res. Fel., Kostyanets L.A.
Institute of Engineering Thermophysics NAS of Ukraine, m. Kyiv

Вивчено вплив температурних режимів на кінетичні залежності процесу сушіння крапель суспензій гриба шиїтаке та морфологічні, термопластичні і адгезійні характеристики висушених часток.

The influence of temperature regimes on the kinetic dependence of the drying process of shiitake mushroom suspension droplets and morphological, thermoplastic and adhesion characteristics of dried particles were studied.

Ключові слова: грибна суспензія, крапля, теплоносій, випарювання, температура, час сушіння.

Унікальні лікувальні якості гриба шиїтаке широкого відомі у світі. Зацікавленість у використанні його як лікувального засобу зростає, а вивчення його як об'єкту розпилювального сушіння на сьогодні є актуальним та перспективним, оскільки у порошковій формі значно подовжується термін його зберігання і розширюються можливості його застосування у різних галузях.

Виробництво порошкової форми гриба шиїтаке на розпилювальній сушарці має включати стадію підготовки грибної суспензії до сушіння та безпосередньо стадію розпилювального сушіння.

Особливості будови та міцність волокнистих структур гриба шиїтаке вимагають окремої уваги щодо вибору на стадії підготовки продукту до сушіння технічних засобів диспергування та гомогенізації для отримання достатньо текучої суспензії з високим ступенем дисперсності часточок нерозчинних фракцій, що важливо для забезпечення однорідного дисперсного складу крапель у факелі розпилу, що в свою чергу обумовлює рівномірність їх висушування й уникнення відкладень в сушильній камері.

Вибір режимів розпилювального сушіння суспензованого гриба шиїтаке має ґрунтуватись на знанні кінетичних закономірностей процесу сушіння і розумінні доцільності використання раціональних температурних режимів для досягнення ефективного висушування продукту до низької кінцевої вологості за умов збереження цінних біологічно активних речовин та лікувальних його якостей.

Мета роботи полягала у вивченні впливу температурних режимів на процеси тепловологопереносу при сушінні одиничних крапель грибної суспензії у потоці нагрітого теплоносія та стан висушених часток на наявність термопластичних та адгезійних властивостей, їх міцність та щільність.

Дослідження проводились в системі «крапля – парогазове середовище» на експериментальному стенді ІТТФ НАН України (рис. 1), де створені умови для моделювання процесів тепломасопереносу при сушінні одиничних крапель розміром ~1,5 мм в потоці нагрітого теплоносія. Нещодавно стенд був оновлений завдяки застосуванню сучасної цифрової техніки. Програмне забезпечення запису в автоматичному режимі «1с» зміни температури краплі у часі здійснюється тепер за допомогою спеціального цифрового реєстратора температури. Накопичені в ньому цифрові дані передаються на ПК, де за ними отримують термограми, обробляють їх та будують кінетичні залежності. Цифровим мікроскопом, який транслює зображення краплі й усі операції, що відбуваються з нею, на монітор ПК, здійснюється відеозапис процесу сушіння краплі[1]. Завдяки такому програмному забезпеченню експериментальні дослідження процесу сушіння одиничних крапель у потоці нагрітого теплоносія проводяться на сучасному рівні, при цьому забезпечується скорочення часу на обробку та аналіз отриманих експериментальних та розрахункових даних.

Дослідження процесу сушіння одиничних крапель грибної суспензії проводились при температурах теплоносія (повітря): 140°C, 160°C, 180°C та 200°C, отримані термограми наведені на рис. 2.

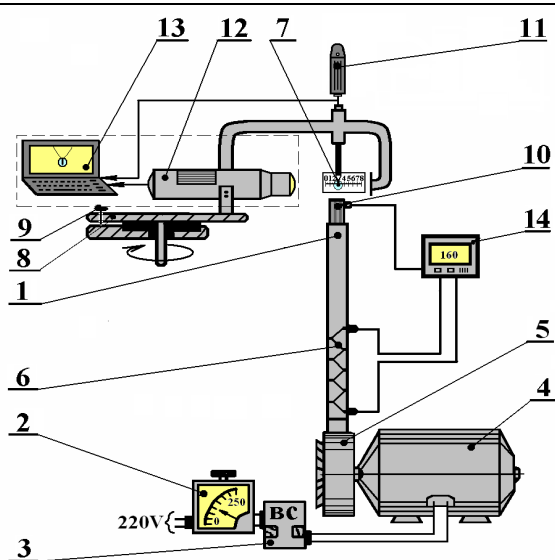


Рис. 1. Схема експериментального стенду для досліджень процесу сушіння одиничних крапель в потоці нагрітого повітря:

- 1 – кварцова аеродинамічна труба;
- 2 – регулятор напруги;
- 3 – перетворювач струму;
- 4 – двигун постійного струму;
- 5 – вентилятор;
- 6 – електронагрівач повітря;
- 7 – термопара для навішування крапель;
- 8 – обертовий столик;
- 9 – фіксатор;
- 10 – термопара контролю температури теплоносія;
- 11 – цифровий реєстратор температури з програмним забезпеченням накопичення даних у ПК;
- 12 – цифровий мікроскоп;
- 13 – ПК;
- 14 – датчик контролю температури теплоносія.

Ідентифікація термограм сушіння крапель грибної суспензії згідно класифікації рідинних матеріалів як об'єктів сушіння методом розпилювання [2] показує, що суспензії, отримані з плодового тіла гриба шиїтаке, відносяться до II типу рідинних матеріалів, для яких процес сушіння протікає у два періоди, що розділені на термограмі сингулярною крапкою кр.1:

➤ випарювальному (низькотемпературному) – періоді постійної швидкості випарювання, тривалість якого складає $\tau_{\text{вип}} = \tau_{\text{кр.1}} = \tau_1 + \tau_2$, де

τ_1 – короткочасна стадія прогрівання краплі (2-3с), яка не розглядається;

τ_2 – достатньо тривала стадія випарювання вологи з вільної поверхні при температурі краплі, близькій до температури «мокрого» термометру (42-58°C);

➤ сушильному (високотемпературному) – періоді падаючої швидкості сушіння, тривалість якого - $\tau_{\text{суш}} = \tau_3 + \tau_5$, де

τ_3 – тривалість стадії кіркуттворення (відрізок термограми від крапки кр.1 до кр.2=кр.3 (за відсутністю стадії кипіння);

τ_5 – тривалість стадії досушування (відрізок від кр.2-3 до виходу температури краплі на постійне значення $T_k = T_n = \text{const}$).

Для даного типу матеріалів за даними [2] максимальна інтенсивність вологопереносу відбувається до крапки кр.1, при цьому:

- інтенсивність вологопереносу є величиною постійною ($N \approx \text{const}$), а вологовміст крапель змінюється в межах $u_0 > \bar{u} > \bar{u}_{\text{кр.1}}$;

- площа поверхні краплі у часі рівномірно зменшується ($dS/d\tau \approx \text{const}$), а її лінійний розмір зменшується до крапки кр.1 і далі залишається без змін: $\delta_{\text{кр.1}} < \delta_0$ і $\delta_{\text{кон}} \approx \delta_{\text{кр.1}}$.

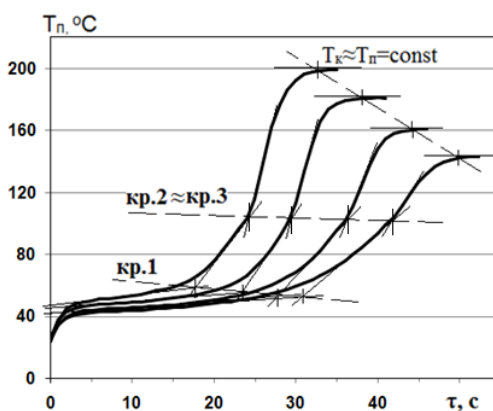


Рис. 2 Термограми сушіння крапель грибної суспензії при температурах теплоносія 140-200°C

Кінетичні залежності, отримані за даними обробки термограм, (рис. 3, 4), показали, що підвищення температури T_n від 140°C до 160°C не впливає на співвідношення тривалості випарювального $\tau_{\text{кр.1}}/\tau_{\text{заг}}$ і

сушильного $\tau_{\text{суш}}/\tau_{\text{заг}}$ періодів, а також співвідношення тривалості зневоднення крапель до крапки кр.3 та стадії досушування $\tau_{\text{в}}/\tau_{\text{заг}}$. При цьому показники $\tau_{\text{кр.1}}/\tau_{\text{заг}}$ і $\tau_{\text{кр.3}}/\tau_{\text{заг}}$ достатньо високі $>0,6$ і $>0,8$ відповідно (рис. 3), що свідчить про високу вірогідність висушування крапель до сухого стану за умов скорочення стадії досушування до значень $<0,2$ (рис.3, б) і зростанні темпу їх прогрівання до $14^\circ/\text{с}$ (рис.4, а).

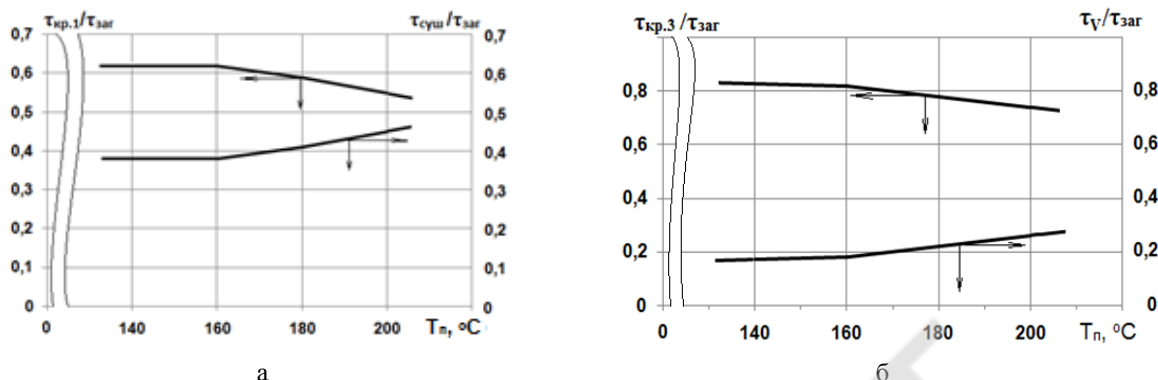


Рис. 3. Кінетичні залежності відносної тривалості: а) випарювального та сушильного періодів процесу сушіння крапель грибної суспензії від T_n ; б) зневоднення до крапки кр.3 та стадії досушування від T_n .

При підвищенні температури T_n до $180-200^\circ\text{C}$ спостерігається незначне скорочення часу випарювального періоду ($\tau_{\text{кр.1}}/\tau_{\text{заг}}$) і тривалості зневоднення до крапки кр.3 ($\tau_{\text{кр.3}}/\tau_{\text{заг}}$) і відповідне збільшення часу сушильного періоду ($\tau_{\text{суш}}/\tau_{\text{заг}}$) і стадії досушування ($\tau_{\text{в}}/\tau_{\text{заг}}$) (рис.3). Зростання темпу прогрівання крапель у стадії досушування ($dT_k/dt)_v$ (рис.4, а) обумовлює низькі значення ($<0,25$) тривалості цієї стадії (рис.3,б) і скорочення загального часу сушіння в середньому на 25%(рис.4,б).

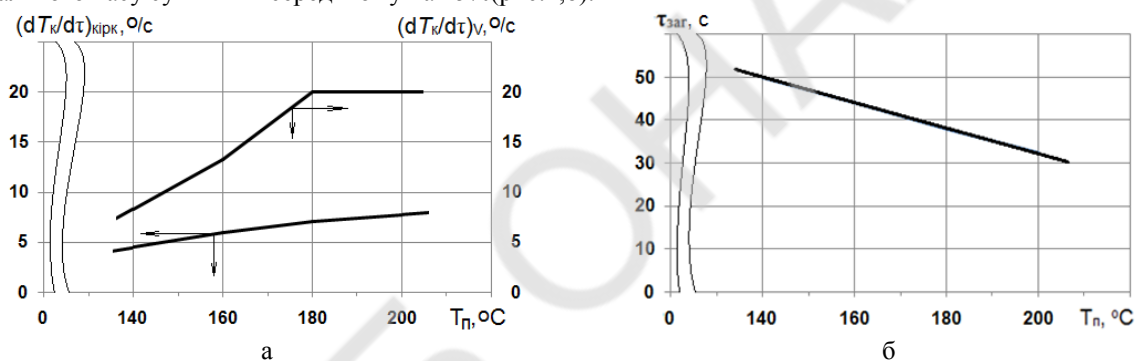


Рис. 4. Кінетичні залежності: а) темпу прогрівання крапель у стадії кіркоутворення та стадії досушування; б) загального часу сушіння крапель грибної суспензії від температури теплоносія T_n .

Обстеження стану висушених часток, розміри яких були майже удвічі менші за початкові, показали, що в потоці теплоносія частки сухі, м'які і схильні до деформації, адгезійні властивості не проявляють, при зондуванні – рихлі, легко розриваються, виявляючи порожнину всередині частки з тонкими, нещільними й неміцними стінками, що може призвести до відкладень в камері сушарки, зниженню виходу порошку та погіршенню його якості. Після охолодження частки стають твердими і крихкими.

Висновки.

Результати досліджень показали, що грибна суспензія може висушуватись методом розпилювання за умов додавання певних структуруючих добавок для підвищення міцності, щільності, термостійкості та поліпшення структурно-механічних характеристик порошку для забезпечення високої якості продукту.

Література

1. Шаркова Н.О. Модернізація експериментального стенду для дослідження процесу сушіння одиничних крапель рідинних систем / Н.О.Шаркова, Т.Я. Турчина., Е.К.Жукотський, Л.О.Костянець Л.О./Наукові праці НУХТ. – 2017. – Т.23, №4. – С.120-126.
2. Долинский А.А., Малецкая К.Д. Распылительная сушка. В 2-х т. Т. 1 Теплофизические основы. Методы интенсификации и энергосбережения. – Киев: Академперіодика. – 2011.– 376 с.

УДК 664.8.047

КОНВЕКТИВНЕ ЗНЕВОДНЕННЯ КОРЕНЕПЛОДІВ БАТАТУ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ

Шапар Р.О., к.т.н., с.н.с.,

Гусарова О.В.

Інститут технічної теплофізики НАН України

CONVECTIVE DRYING OF ROOT CROPS SWEET POTATO FOR PRODUCTION FOODSTUFFS

Shapar R.O., Husarova O.V.

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

Анотація. У статті описана така тропічна культура, як батат, наведено хімічний склад коренеплодів, сфери використання. Зазначено основні способи сушіння батату, які використовуються в світі для отримання сушених харчових продуктів, наведені їх недоліки. Об'єктами досліджень були коренеплоди помаранчевого батату. Результатами експериментальних досліджень визначено, що інтенсифікації процесу сушіння передують оптимально обґрунтована гідротермічна обробка паренхімних тканин коренеплодів батату. Необхідний ефект обробки досягається за температури матеріалу 80...95 °С з витримкою 50...600 с. За результатами досліджень процесів зневоднення батату розроблено двостадійні режими за якими температура теплоносія на першій стадії процесу дорівнює 80...100 °С, а на другій 55...70 °С, температура матеріалу впродовж зневоднення підтримується на рівні 50...65 °С. Такі режими забезпечують якісне зневоднення при скороченні тривалості процесу на 20...25 % і зниження енерговитрат та сприяють збереженню цінних термолабільних речовин сировини.

Ключові слова: коренеплоди батату, гідротермічна обробка, стадійне зневоднення, чипси, харчовий порошок, енергоефективність.

Abstract. The article describes a sweet potato, describes the chemical composition of the roots, the scope of use. The main methods used for drying sweet potatoes for the production of dried food products are given, their disadvantages are indicated. Objects of research were root crops of orange sweet potatoes. Studies have shown that to intensify the drying process, it is necessary to conduct hydrothermal treatment of sweet potato root crops. The required processing effect is achieved at a material temperature of 80...95 °C with an exposure of 50...600 s. According to the research of drying process developed regimes in which the temperature of the drying agent on the first stage of the process is 80...100 °C, and the second 55...70 °C. The temperature of the material during dehydration is maintained at 50...65 °C. Such regimes provide high-quality dehydration, reducing the process time by 20...25 %, reducing energy consumption. Also, these regimes contribute to the preservation of valuable thermolabile substances of raw materials.

Keywords: sweet potato roots, hygrothermal treatment, stage process of dehydration, chips, food powder and energy efficiency.

Вступ

Однією з розповсюджених сільськогосподарських культур країн тропічного клімату є батат. Майже 80 % батату в світі культивується у Китаї та В'єтнамі. Продукти харчування з батату займають сьоме місце після продуктів з пшениці, рису, кукурудзи, картоплі, ячменю і маніюки. Використанню підлягають всі частини батату: коренеплоди, лоза, листя. Останні переважно застосовують як корм для тварин.

Коренеплоди, завдяки своїй високій харчовій і біологічній цінності, вживають свіжими при приготуванні різноманітних страв та використовують у промисловості для виробництва крохмалю, цукру, алкогольних напоїв, хімікатів, а також заморожують, консервують, смажать, ферментують і сушать. Сегмент сушеного батату на світовому ринку представлений пластівцями, чипсами і так званим борошном – порошком дрібнодисперсної фракції.

Вміст сухих речовин у коренеплодах становить 20...30 %, при цьому 60...70 % складає крохмаль. Хімічний склад батату коливається у залежності від сорту, умов вирощування, ступеня зрілості, зберігання. Колір варіюється від білого, кремового до жовтого, помаранчевого, фіолетового. Відмінною особливістю коренеплодів вважають кількісний склад вуглеводів та низький вміст білку і жиру. Поживна цінність батату посилюється наявністю вітамінів у т.ч. каротиноїдів, фолієвої, аскорбінової та пантотенової кислот, фенолів, антоціанів, мінеральних речовин, серед яких домінують солі заліза, калію, магнію завдяки чому його споживання корисне для здоров'я людини [1,2].

Збірник наукових праць XVII міжнародної наукової конференції

«Удосконалення процесів і обладнання харчових і хімічних виробництв» 3-8 вересня 2018

Таблиця 1 – Середній склад поживних речовин кореня батату (г на сиру масу)

Вода	білок	жир	зола	харчові волокна	сахаро за	глюкоз а	фрукто за	крохма ль	Енергетична цінність, ккал
77,28	1,57	0,05	0,99	3,00	2,52	0,96	0,70	12,65	86,0

Як і всі рослинні матеріали, батат має високий вміст води, через що його тривале зберігання енерговитратне і складне. Ферментативні, мікробіологічні та біохімічні зміни призводять до псування сировини досить швидко, втрати можуть досягати 30...50 %.

Одним з найбільш ефективних методів збереження свіжої сільськогосподарської сировини є сушіння. Сушена продукція не потребує великих площ для зберігання та транспортування, в ній збережені корисні речовини, має довготривалий термін зберігання. Консервуючий ефект під час сушіння досягається за рахунок зниження природної вологості і уповільнення процесів розвитку мікрофлори у сушених матеріалах.

Постановка проблеми та аналіз останніх досліджень.

Аналіз науково-технічних джерел показує, що при зневодненні батату одержують продукти із рівноважною з навколишнім середовищем вологістю, з низькою залишковою вологістю, що мають консистенцію чипсів, порошкоподібних використовуючи різні способи сушіння: штучне у сушарках різного типу, сублімацією, ІК-випромінюванням, під вакуумом, поєднанням декількох способів, тощо і природне – сонячно-повітряне [1,2,3].

Сонячне сушіння з давніх часів практикується у країнах із сухим кліматом. Підготовлені до сушіння коренеплоди нарізають, бланшують в киплячій воді та піддають сушінню на сонці до досягнення залишкової вологості 6...10 %. У залежності від маси зневоднювальної сировини сушіння триває від 4 годин до 5 діб [1,2].

Недоліками сонячно-повітряного сушіння є довготривалість процесу, переривання у нічний час та при погіршенні погодних умов, мікробіологічна активність і бактеріологічне обсіменіння, що негативно впливає на якість готового продукту. До того ж одним із суттєвих недоліків є використання ручної праці.

Відомий спосіб одержання порошку з батату в основі якого покладено розпилювальне сушіння. До недоліків можна віднести попереднє перетворення коренеплодів до пюреподібної маси, внесення мальтодекстринів, чим порушується натуральність кінцевого продукту, а також значні енерговитрати процесу, крупногабаритність розпилювальних сушарок [1].

Існує спосіб виробництва харчових спіралеподібних чипсів з коренеплодів батату [4], що складається з підготовки сировини, нарізання коренеплодів спіраллю, просушування, обсмаження в олії, охолодження і пакування.

Недоліками даного способу є підвищення калорійності чипсів, наявність холестеринових і канцерогенних речовин внаслідок обсмаження, що негативно позначається на якості кінцевого продукту.

Відповідно з [5] для одержання чипсів підготовлений до зневоднення коренеплід батату нарізають та занурюють, витримують у екстракті зеленого чаю і піддають сушінню. Обробка сировини у розчині чаю потребує додаткового обладнання з підготовки екстракту зеленого чаю, до того ж чипси втрачають свій природний смак, а витрати на виробництво і собівартість зростають.

Із вищесказаного витікає, що основними вимогами, які пред'являються до сушіння є інтенсивність процесу та забезпечення максимально повного збереження природних властивостей коренеплодів батату при суттєвому скороченні тривалості зневоднення та зниженні енерговитрат.

Мета.

Мета роботи полягає у дослідженні процесу зневоднення коренеплодів та пошуку шляхів інтенсифікації процесу для забезпечення конкурентоспроможності сушеного батату на світовому ринку.

Для досягнення мети необхідно визначити оптимальні умови гіротермічної обробки, встановити кінетичні закономірності процесу сушіння і раціональні режими.

Результати та їх обговорення.

Дослідження проводяться у рамках Меморандуму про співробітництво з Інститутом технологій ГФС м. Ханой. Вибір в якості об'єкта дослідження коренеплодів батату виходив з того, що це один із основних продуктів харчування і сировина для переробної промисловості В'єтнаму.

Коренеплоди батату, як природний матеріал і об'єкт зневоднення – складні гетерогенні, біологічно активні системи, їхні масовогообмінні і термодинамічні характеристики залежать від характеру взаємодії води з твердим каркасом сировини і є функцією хімічного складу, структури, щільності паренхімних тканин тощо. У процесі сушіння при порушенні теплових режимів можливі негативні процеси, що призводять до втрати цінних складових вихідного матеріалу і, як наслідок, зниження якості кінцевого продукту.

Об'єктами досліджень були коренеплоди помаранчевого батату. Помаранчевий колір свідчить про наявність у складі каротиноїдів. Відповідно з [1] вміст цього вітаміну коливається у діапазоні від 9,1 до 9,4 мг/100 г.

Результатами експериментальних досліджень визначено, що інтенсифікації процесу сушіння передую оптимально обґрунтована гіротермічна обробка паренхімних тканин коренеплодів батату. В даному випадку така технологічна операція є обов'язковою, її основна мета полягає у клейстеризації крохмалю і коагуляції білків. Експериментально визначено, що необхідний ефект обробки досягається за температури матеріалу 80...95 °С з витримкою 50...600 с, вплив температури і тривалості знаходяться у обернено пропорційній залежності. В залежності від технологічних можливостей обробка здійснюється у воді або у атмосфері пари.

Зазначений режим забезпечує сприятливі умови для гідратації крохмальних зерен за рахунок власної вологи, якої у коренеплодах майже у три рази більше, ніж сухих речовин та насиченої пари. Волога проникає всередину крохмального зерна, розсовує міцели, крохмаль набухає, збільшуючи об'єм зернини і клейстеризується [6]. Під час обробки частково змінюється пружність тканин. Для підвищення пружності та стабілізації клітинної структури проводиться охолодження гіротермічно обробленого сировинного матеріалу шляхом промивання у воді. Одночасно з цим з поверхні змивається плівка утворена залишками зруйнованих крохмальних зернин, які уповільнюють видалення вологи під час сушіння.

Поряд зі специфічним впливом на зміну властивостей паренхімних тканин, проведенням такої обробки досягається збільшення клітинної проникності коренеплодів батату, що у подальшому, під час сушіння, інтенсифікує вологообмін, при цьому, забезпечується збереження вітамінного комплексу, стабілізація природного кольору і смакових якостей та інактивація ферментативної системи. Повнота інактивації визначається реакцією на наявність найбільш термостійкого ферменту – пероксидази.

Дослідження кінетики процесу сушіння проводилися за загальноприйнятій методиці за температури теплоносія - від 60 до 100 °С, швидкості його руху - 1,5 м/с, зразки нарізались завтовшки 3...4 мм.

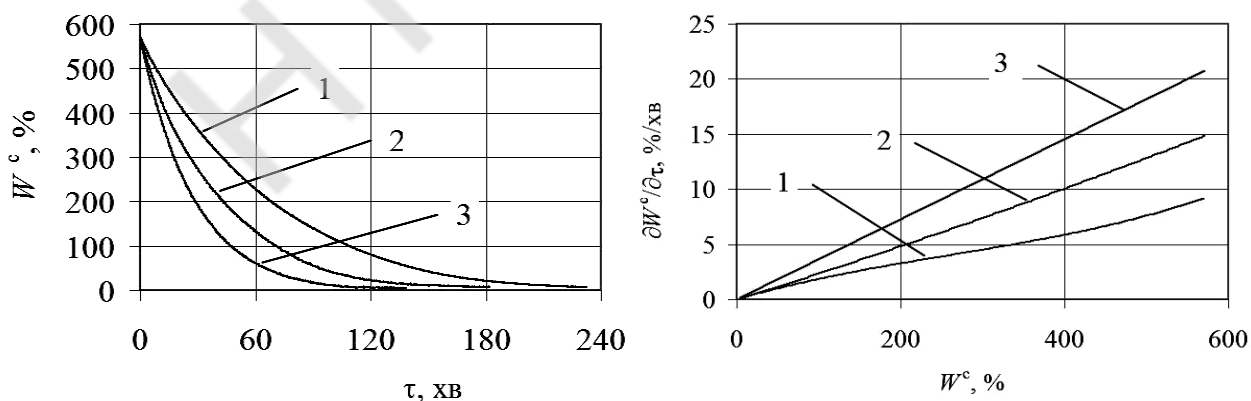
За результатами експериментальних досліджень процесу зневоднення до залишкової вологості 6...8 % відповідно із закономірностями вологообміну при сушінні, розроблено двостадійні режими сушіння (рис. 1) з урахуванням природних властивостей коренеплодів за якими температура теплоносія на першій стадії процесу дорівнює 80...100 °С, а на другій 55...70 °С. Вказаний температурний діапазон запобігає виникненню незворотніх процесів, які здатні призвести до погіршення якості продукту, оскільки температура матеріалу впродовж зневоднення підтримується на рівні 50...65 °С.

Побудовані графічні залежності прикладів двостадійного сушіння у вигляді кривих кінетики і швидкості сушіння, показують, що видалення вологи з коренеплодів батату проходить зі спадною швидкістю впродовж усього процесу.

Порівняльний аналіз кривих сушіння в межах досліджених параметрів показує збільшення швидкості вологовіддачі на початковій стадії до свого максимального значення від 8,7 %/хв при одностадійному режимі до 15,0 і 21,3 %/хв, тривалість процесу за двостадійними режимами скорочується на 20 і 40 % відповідно (криві 1,2,3).

З огляду на вплив часу гіротермічної обробки від 180 до 240 с на кінетику сушіння за двостадійним режимом (криві 2,3) спостерігається зменшення тривалості процесу зневоднення на 25 %.

Аналіз зміни температури матеріалу в процесі зневоднення коренеплодів у режимі теплоносія 60 °С показує, що його температура у перші 20 хв зростає до 40 °С, через 40 хв від початку сушіння до 55 °С, далі 58 °С і залишається практично незмінною до кінця сушіння. Тобто, перепад температури по мірі зниження вологості матеріалу у часі зменшується, найменша величина дорівнює $\Delta t = 5...2$ °С. Висушені зразки мають менш виражений колір, що пояснюється довготривалістю процесу, порівняно із двостадійним режимом, через



$V = 1,5 \text{ м/с}; d = 10 \text{ г/кг сухого повітря}; \delta = 3...4 \text{ мм};$
 1 – $T = 60^\circ\text{C}, \tau_{06} = 180 \text{ с};$ 2 – $T = 80...60^\circ\text{C}, \tau_{06} = 180 \text{ с};$ 3 – $T = 80...60^\circ\text{C}, \tau_{06} = 240 \text{ с};$

Рис. 1 – Криві кінетики та швидкості сушіння

що використання низькотемпературного режиму недоцільне.

Одержаний харчовий продукт з батату за двостадійним режимом має приємний зовнішній вигляд, рівномірний помаранчевий колір (рис. 2), солодкуватий смак властиві свіжій сировині, хрустку консистенцію притаманну чипсам. Споживають чипси як самостійний вітамінний продукт.

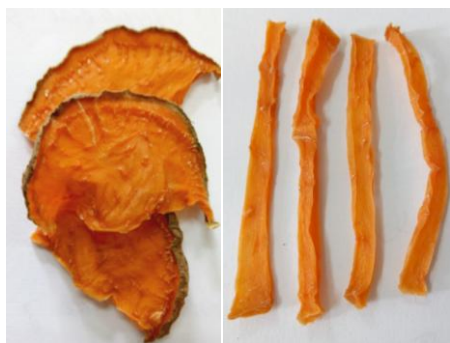


Рис. 2 – Фото чипсів з батату

Для одержання харчового порошку висушений матеріал направляють на подрібнення до порошкоподібного стану, потім на фракціонування. Харчовий порошок традиційно широко використовують у складі харчових виробів як наповнювач, барвник, структуроутворювач, збагачуючи їх незамінними для організму вітамінами, мікроелементами та іншими біологічно активними сполуками [1,2].

Отримані харчові продукти з батату – чипси і порошок мають високі органолептичні властивості, що підтверджує перевагу розробленого стадійного зневоднення.

Герметичне фасування готових продуктів в упаковку з полімерного або комбінованого матеріалу в безкисневому середовищі сприяє мікробіологічній стійкості, уповільнює неферментативне окислення, подовжує термін зберігання.

Висновки.

Отже, на підставі узагальнення закономірностей вологообміну під час гіротермічної обробки й сушіння коренеплодів батату, встановлені і рекомендовані оптимальні режими проведення процесу, які забезпечують якісне зневоднення при скороченні тривалості процесу і зниженні енерговитрат та сприяють збереженню цінних термолабільних речовин сировини у харчових продуктах. Одержані результати будуть використані при розробці теплотехнології переробки коренеплодів батату на сушені харчові продукти. Враховуючи, що виробництво харчових продуктів планується здійснювати в умовах високовологого тропічного клімату, на другому етапі необхідно здійснювати низькотемпературне зневоднення конденсаційним способом з використанням теплового насосу [7].

Література:

1. Handbook of Vegetables and Vegetable Processing/editor, Nirmal K. Sinha; administrative editor, Y.H. Hui; associate editors, E. Evranuz, Muhammad Siddiq, Jasim Ahmed. – USA: Wiley-Blackwell, A John Wiley & Sons, Ltd., Publication. 2011. – P. 772.
2. Ngankham Joykumar Singh, Ram Krishna Pandey. Convective air drying characteristics of sweet potato cube (*Ipomoea batatas* L). *Food and Bioproducts Processing*. 2012. Vol. 90, № 2. pp. 317–322.
3. Tuoxiu Z., Lima M. The effect of ohmic heating on vacuum drying rate of sweet potato tissue. *Bioresour. Technol.* 2003. Vol. 87. pp. 215–220.
4. Способ производства пищевых спиралевидных чипсов из клубней батата: пат. 0002631393 Российская Федерация: МПК A23L19/10, A23L19/18. № 2017100171; заявл. 09.01.2017; опубл. 21.09.2017. Бюл. № 27.
5. Method for producing health sweet potato chips: pat. 106901277 China: A23L19/10. № 102017000296117; appl. 28.04.2017; pub. 30.06.2017.
6. Производство продуктов питания из картофеля/Н.Т. Волчкова, А.М. Ионова и др.– М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984.–192 с.
7. Дабижа Н.А. [Енергоефективна технологія сушки термолабільних матеріалів з використанням теплових насосів](#). *Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій*. 2011. Том 39, № 2. с. 341–345.

УДК 66.047.4/.5

ДОСЛІДЖЕННЯ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ БУРЯКОВОГО ЖОМУ ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА БІОКОРМІВ

Гнатів З.Я., Мосюк М.І., Дулеба В.П.,
Національний університет «Львівська політехніка»
Кафедра хімічної інженерії

STUDY OF FILTRATION DRYING OF BEET PULP FOR BIOFODDER PRODUCTION

Hnativ Z.Ia., Mosiuk M.I., Duleba V.P., Lviv Polytechnic National University
Department of Chemical Engineering

Анотація. У статті представлено результати експериментальних досліджень кінетики та динаміки фільтраційного сушіння бурякового жому, як сировини для виробництва цінних кормів засіб для жуйних тварин. Одержано та проаналізовано графічні залежності зміни вологовмісту бурякового жому в часі за різних параметрів теплового агента (температури та швидкості) і висоти шару.

Встановлено, що процес сушіння бурякового жому відбувається у другому періоді, а лімітуючою стадією є внутрішньодифузійне масоперенесення. Запропоновано технологічні параметри процесу за допустимої температури нагріву бурякового жому без погіршення його якісних показників та високій інтенсивності процесу сушіння.

Ключові слова: фільтраційне сушіння, буряковий жом, гідродинаміка, тепловий агент.

Abstract. The article presents the results of experimental studies of kinetics and dynamics of filtration drying of beet pulp as raw material for the production of valuable feeds for ruminants. The graphical dependences of changes in the moisture content of beet pulp in time for various parameters of the thermal agent (temperature and velocity) and the height of the layer are obtained and analyzed.

It was established that the drying process of beet pulp occurs in the second period, and the limiting step is intradiffusion mass transfer. The technological parameters of the process at the allowable temperature of beet pulp heating are offered without deterioration of its qualitative parameters and high intensity of the drying process.

Key words: dry filtration, beet pulp, hydrodynamics, heat agent.

Постановка проблеми. Цукрова промисловість є однією із найважливіших галузей харчової промисловості України. Вона об'єднує в собі виробників елітного і насіння, цукрового буряку, насіннєві заводи, цукрові заводи і сервісні підприємства галузі. Основним продуктом цього величезного агропромислового комплексу є цукор в асортименті, а також побічна продукція – меляса (патока), буряковий жом. Жом отримують в дифузійних апаратах неперервної дії. Вихід жому наближено приймають як середню величину залежно від типу дифузійного апарату та приблизно становить 75-80 % від маси буряку.

Цукрова промисловість відноситься до матеріалоємних видів виробництва, так як у ній об'єм сировини, а також утворених побічних продуктів і відходів в декілька раз перевищують вихід готової продукції (білий цукор).

Свіжий буряковий жом — це виварена стружка цукрових буряків, яка містить 90 — 93 % мас. води, а суха речовина (7,5% мас.) представлена переважно вуглеводами і його рН складає 5,7-6,2. [1]

За своєю структурою жом — складний колоїдний капілярно-пористий матеріал. Його клітини і міжклітинний простір заповнені водою з невеликим вмістом цукру.

Для зберігання і збільшення кормової цінності бурякового жому, його піддають різним технологічним процесам: силосування, бардьяне сушіння і гранулюванню жому, збагачення мелясою, заміниками протеїну та інші. Існує декілька видів бурякового жому: свіжий, кислий, консервований, сушений, гранульований, амідний, амідномінеральний, мелясований та інші. Кислий жом утворюється після трьох діб зберігання на складах заводу, де він за цей період набуває кислої реакції (рН менше 5). Бардяний жом отримується при висушуванні віджатого жому та наступному змішуванні зі згущеною післядріжджовою або спиртовою бардою в кількості 15-20% від маси жому. Сушений жом - цінна кормова засіб для жуйних тварин. У комбікорми та раціони для відгодівлі молодяку великої рогатої худоби та корів його можна вводити до 10% по масі, замінюючи їм відповідну кількість корму, сухий буряковий жом (як і пшеничні висівки) надає молоку і особливо вершковому маслу специфічний приємний запах і присмак.

Жом, призначений для годівлі худоби, пресують в сирому вигляді до 35% сухих речовин, а для висушування до 10-12% сухих речовин. В сухому буряковому жому міститься 48-50% пектинових речовин, 22-25% целюлози, 21-23% геміцелюлози, 1,8-2,5% азотистих речовин, 0,8-1,3% золи, 0,15-0,20% цукру, а також органічні кислоти, вітаміни та мікроелементи.[2].

Станом на 1 лютого 2016 року поголів'я великої рогатої худоби зменшилося на 3,6%, ніж на аналогічну дату 2015 року [3]. Це пов'язано з недостатньою кормовою базою, а також недостатньою кількістю виробництва біокормів. Гранульований буряковий жом- натуральний корм для сільськогосподарських тварин вироблений з бурякового жому, методом висушування при високій температурі, розмелений в муку з наступним гранулюванням в гранули (пелети). Після гранулювання жом може зберігатися в упакованому вигляді тривалий час, що дозволяє робити довгострокові запаси корму для худоби. Кормова одиниця гранульованого жому дорівнює 0,85 при цьому поживність в 10 раз вище ніж у свіжого за аналогічного зменшенню ваги. Засвоєння тваринами протеїну і екстрактивних речовин із сухого жому становить 75%. При гранулюванні або брикетуванні з 100 кг сирого жому виходить 7-8 кг сухого жому. У поєднанні з іншими кормами сухий жом може замінити в раціонах великої рогатої худоби до 50% ячменю чи вівса, забезпечуючи підвищення приросту їх маси або надоїв молока. Сухий буряковий жом добре перетравлює не тільки велика рогата худоба, а й інші види сільськогосподарських тварин.

Метою роботи є:

1) Дослідження кінетики фільтраційного сушіння за різних температур та швидкостей фільтрування теплового агенту та різних висот шару жому.

2) Визначення енергетичних затрат на процес фільтраційного сушіння бурякового жому.

Результати досліджень: Дослідження кінетики, теплообміну та масообміну у процесі фільтраційного сушіння сировинних матеріалів бурякового жому відбувалось на експериментальній установці яка детально описана у роботі [4].

Кінетика фільтраційного сушіння бурякового жому та графіки швидкостей сушіння.

Під час фільтрування тепловий агент проходить крізь стаціонарний шар бурякового жому в напрямку до перфорованої перегородки. При цьому стаціонарний шар, незалежно від його швидкості фільтрування, не змінює напрям газового потоку. Тепловий агент насичується парами вологи, віддає своє тепло вологому матеріалу, фільтруючись крізь його пористу структуру. Тепловий агент на виході зі стаціонарного шару має температуру, наближену до температури мокрого термометра впродовж всього періоду сушіння. Температура зростає лише в кінці до температури теплового агенту.

З чого ми можемо зробити висновок, що тепловий агент насичується вологою протягом основного часу сушіння і його сушильний потенціал використовується у повному обсязі.

Фільтраційне сушіння носить зональний характер і під час сушіння зона масообміну рухається в напрямку руху теплового агента де існують вологий і сухий матеріал. Отже, механізм фільтраційного сушіння дисперсного матеріалу наступний :

- механічне витіснення вільної вологи,
- формування фронту масоперенесення,
- одночасне існування першого і другого періодів сушіння,
- одночасне існування сухого матеріалу, першого і другого періодів і вологого матеріалу,
- досягнення фронтом масообміну перфорованої перегородки,
- існування лише другого періоду сушіння.

Авторами робіт [5-11] досліджено залежність кінетики фільтраційного сушіння різних дисперсних матеріалів від параметрів теплового агента та структури шару матеріалу. Проте результати цих робіт можна використовувати для конкретного матеріалу, адже кінетика процесу сушіння залежить від властивостей висушуваного матеріалу.

Оскільки одним із параметрів, який впливає на кінетику процесу сушіння, є температура теплового агента, тому досліджували її вплив у діапазоні зміни температури від 45 до 85 °C рис. 2.

Аналізуючи рис. 2. видно, що з ростом температури тангенс кута нахилу прямолінійної ділянки кінетичних кривих зростає та скорочується час сушіння, це пояснюється зростанням сушильного потенціалу теплового агента, а також зростанням коефіцієнту внутрішньої дифузії вологи із жому.

Відомо, що фільтраційне сушіння носить зональний характер, тому досліджували вплив висоти шару жому на кінетику фільтраційного сушіння в діапазоні висот від 55 мм до 145 мм, результати представлені на рис. 3.

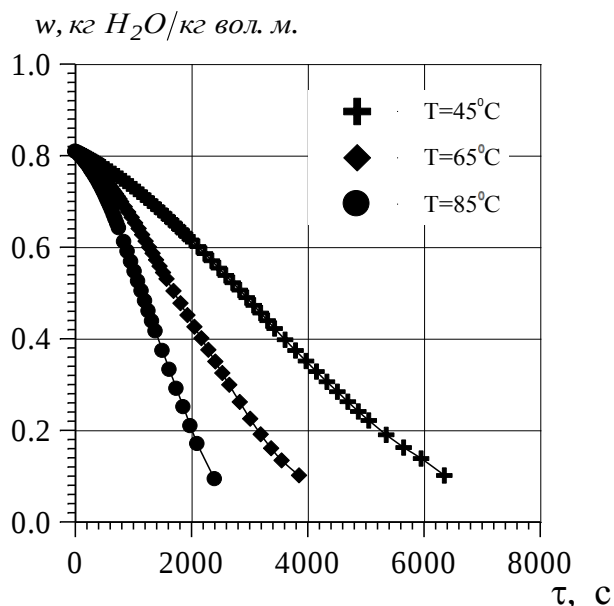


Рис.2. Зміна вологості шару бурякового жому в часі за різної температури теплового агента ($v_0 = 1,1 \text{ м/с}$, $H = 80 \text{ мм}$)

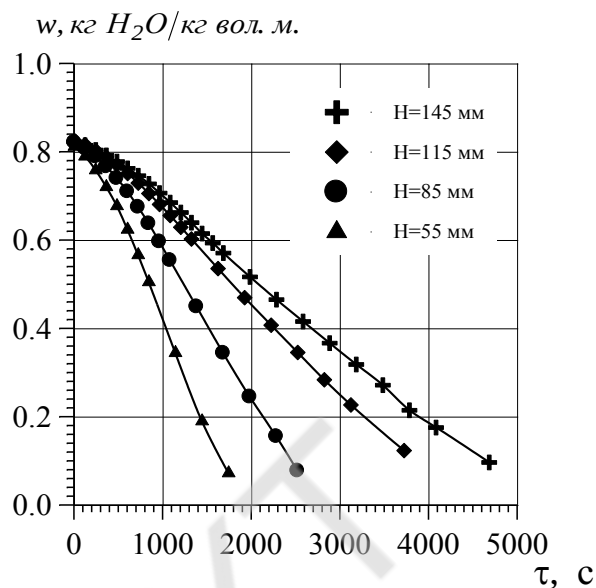


Рис.3. Зміна вологовмісту шару бурякового жому в часі за різної висоти шару ($v_0 = 1,1 \text{ м/с}$, $T = 85^\circ\text{C}$)

Як видно з рис. 3. за однакової швидкості і температури теплового агента тангенс кута нахилу прямолінійних ділянок кінетичних кривих залежить від висоти шару і з її ростом зменшується, це пояснюється тим, що з ростом висоти шару зростає кількість вологого матеріалу, який необхідно висушити.

Важливим параметром теплового агента, який впливає на кінетику процесу сушіння, є швидкість фільтрування теплового агента. На рис.4. представлені результати кінетики фільтраційного сушіння жому за різних швидкостей фільтрування теплового агента.

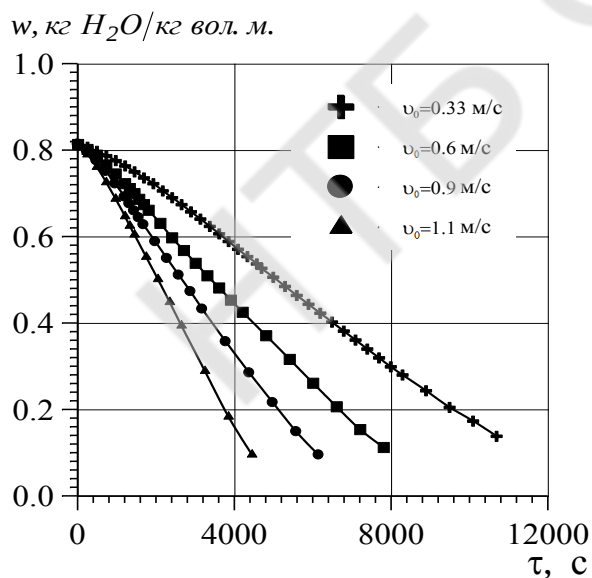


Рис.4. Зміна вологовмісту шару бурякового жому в часі за різної швидкості руху теплового агента ($H = 80 \text{ мм}$, $T = 85^\circ\text{C}$)

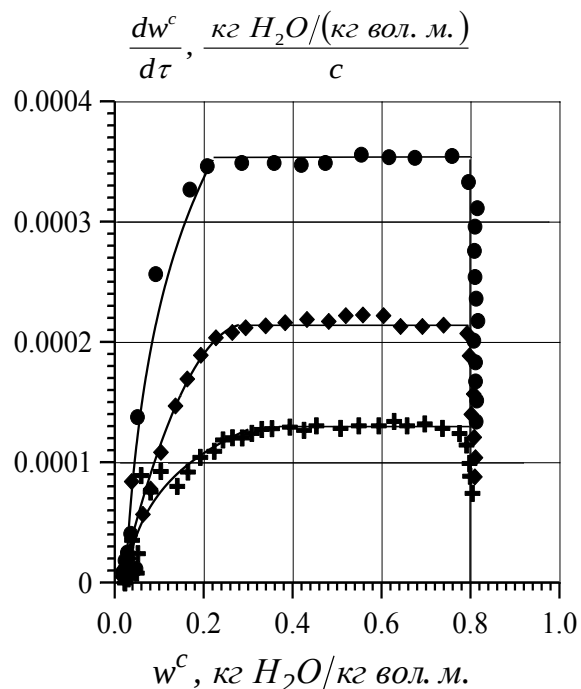


Рис.5. Швидкість фільтраційного сушіння бурякового жому за різної температури теплового агента ($v_0 = 1,1 \text{ м/с}$, $H = 85 \text{ мм}$)

Аналіз рис. 4. показує, що збільшення швидкості фільтрування теплового агенту від 0,3 до 1,1 м/с скорочує час сушіння в 3 рази, що пояснюється зростанням коефіцієнтів тепловіддачі від теплового агенту до жому, він швидше прогривається і відповідно швидше зростає його температура і коефіцієнт внутрішньої дифузії та відповідно кількість вологи, що випаровується в одиницю часу, тому подальше збільшення швидкості теплового агенту недоцільне, внаслідок низького насичення теплового агенту вологою і зростання втрат теплової енергії.

Велике практичне значення мають графічні залежності швидкості сушіння від зміни вологовмісту, які дають змогу оцінити форми зв'язку вологи з матеріалом, визначити енергетичні затрати на процес та вибрати раціональний режим сушіння і широко використовуються в промисловості під час проектування сушильних апаратів.

На рисунку 5. подано графічну залежність швидкості сушіння бурякового жому залежно від вологовмісту. Аналіз цієї залежності показує, що процес сушіння жому відбувається в періоді зниження швидкості сушіння з попереднім прогріванням матеріалу, період постійної швидкості сушіння не спостерігається.

Швидкість сушіння зростає із зменшенням початкового вологовмісту бурякового жому, це пояснюється тим, що в матеріалі міститься менша кількість вологи, яку необхідно видалити.

У випадку збільшення висоти шару вологого жому швидкість сушіння зменшується, це пояснюється тим, що вологовміст матеріалу визначали ваговим методом і за однакової кількості залишкової вологи в шарі маса сухого матеріалу є тим більшою чим вища висота шару.

Висновок: Враховуючи результати експериментальних досліджень кінетики сушіння жому в стаціонарному шарі рекомендовано реалізовувати процес за температури теплового агента 85°C, а швидкість фільтрування теплового агента не повинна перевищувати 1,1 м/с, так як подальше збільшення швидкості не має впливу на кінетику процесу, що пояснюється наявністю в жомі лише внутрішньої вологи і постійністю коефіцієнта внутрішньої дифузії. Експериментально досліджено кінетику фільтраційного сушіння бурякового жому за змінних параметрів теплового агента. Встановлено, що процес сушіння бурякового жому відбувається у другому періоді, а лімітуючою стадією є внутрішньодифузійне масоперенесення.

Література:

1. <http://economics.unian.ua/agro/1428128-virobnitstvo-tsukru-v-ukrajini-zroste-mayje-na-20-minagr-oprod.html>.
2. Славянський А.А. Промышленное производство сахара (учебное пособие).-М: МГУТУ имени К.Г. Разумовского, 2015, - 255с.
3. <http://agravery.com/uk/posts/show/za-rik-pogoliva-vrh-v-ukraini-skorotilosa-na-36>
4. Атаманюк В. М., Гумницький Я. М., Наукові основи фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів: монографія / Атаманюк В. М., Гумницький Я. М. — Л. : Видавництво Львівської політехніки, 2013. — 276 с.
5. Атаманюк В. М. Кінетика фільтраційного сушіння шлаку теплових електростанцій / В. М. Атаманюк, І. Р. Барна. // Наукові праці [Одеської національної академії харчових технологій]. — 2012. — №41. — С. 89–93.
6. Iryna B. Intradiffusion mass transfer during drying of slag gravel raw granule / B. Iryna, G. Yaroslav, V. Atamanyuk. // Chemistry & Chemical Technology. — 2013. — №7. — С. 461–466 .
7. Атаманюк В. М. Масовіддача у першому періоді фільтраційного сушіння дрібнодисперсних матеріалів / Володимир Михайлович Атаманюк. // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. — 2011. — №6. — С. 14–22.
8. Кіндзера Д.П., Ханік Я.М., Атаманюк В.М. Фільтраційне сушіння – як метод захисту навколишнього середовища // Сб. науч. трудовмежд. научно-техн. конф. «Современные проблемы химической технологии неорганических веществ», – Одесса: – 2001. Т.2. – С.57-61.
9. Муштаев В.И., Ульянов В.М. Сушка дисперсных материалов. – М.: Химия, 1988. 352 с.
10. Атаманюк В.М. Гідродинаміка і тепломасообмін під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів: дис.... доктора техн. наук: 05.17.08 / Володимир Михайлович Атаманюк. – Львів, 2007. – 340 с.
11. Лыков М.В. Сушка в химической промышленности. М.: Химия. 1970. 732 с.

УДК 576/53.043/664/66-976. 66-947.3.

ПРОЦЕС ЕКСТРАГУВАННЯ З ПЛОДІВ ШИПШИНИ У ВАКУУМНОМУ МІКРОХВИЛЬОВОМУ АПАРАТІ

Левтринська Ю.О., к.т.н., асистент, Альхурі Юсеф, аспірант,
Голінська Я.А., асистент, Терзієв С.Г., д.т.н.
Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

Анотація. У даній статті представлено результати досліджень процесів екстрагування у мікрохвильовому полі в умовах зниженого тиску. Об'єктом досліджень обрано плоди шипшини – багаті на термолабільний вітамін С. При екстрагуванні у створеному зразку екстрактора температури не перевищують 50 °С. За таких температур зберігається більше вітаміну С, краще зберігається колір та смак. Проведені лабораторні дослідження підтверджують підвищений вміст вітаміну С у екстракті. У порівнянні з технологіями, які зараз застосовуються на фармацевтичних підприємствах при виробництві екстрактів шипшини створені екстрактор та випарна установка мають ряд переваг: проста конструкція, безпечність, знижені робочі температури, енергетична ефективність. Підвищення виходу екстрактивних речовин можна пояснити особливим протіканням процесу за умов впливу мікрохвильового поля та виникненню явища бародифузії, що значно інтенсифікує перехід компонентів, що містяться у капілярах до екстракту.

Ключові слова: екстрагування, випаровування, фітопрепарати, мікрохвильове поле, кріоконцентрат.

PROCESS OF EXTRACTION FROM HIPS IN VACUUM MICROWAVE APPARATUS

Levtrinskaya J.O., PhD in Tech.Sci., assistant, Alkhuri Usef, postgraduate student,
Golynskaya Ya.A., assistant, Terziev S.G., Dr. in Tech.Sci.
Odessa national academy of food technologies, Odessa, Ukraine

Abstract. In this paper are presents the results of studies of extraction processes in a microwave field under conditions of reduced pressure. The object of research are the rose hips – rich in thermolabile vitamin C. According to previous studies, under the action of the microwave field possible reach a significant intensification of extraction processes. This is due to barodiffusion – a phenomenon that occurs in the capillaries of plant material. These principles are the base for innovative facilities designed by our scientific group: a microwave vacuum extractor and a microwave vacuum evaporator. During the sample treatment in an extractor, the temperature does not exceed 50 °C. At these conditions saved more of vitamin C, color and taste are better preserved. The laboratory researches confirm that the high content of vitamin C is present in the extract. Compared to the technologies that are applied be pharmaceutical companies in the production of rose hips extracts and evaporators, they have several advantages: simple design, safety, reduced working temperatures, high energy efficiency, shortening of processes. With microwave extraction it is possible to obtain the extracts that contain non-typical components for aqueous extracts precisely due to barodifusion. So, with the use of one solvent, can be obtained a polyextract on the same installation. These technologies are actual in the first place for the pharmaceutical industry and the market of health food products. The comparison of vacuum microwave and cryoconcentration technologies are performed. It is wellknown that the best way to concentrate products with high vitamin C content is cryoconcentration. Obtained in that research results indicate that the quality of the extract produced in the vacuum microwave evaporator is similarly to cryoconcentrate.

Key words: extraction, evaporation, phytopreparations, microwave field, cryoconcentrate.

Вступ. В Україні та світі динамічно розвивається ринок продуктів здорового харчування, натуральних лікувальних препаратів (галенові препарати), харчових добавок. Певний сегмент у цьому ринку посідають сиропи шипшини багаті на вітаміни, зокрема – С та Р. Загалом, сиропи шипшини мають загальнозміцнюючу та імуностимулюючу дію та відносяться до категорії фітопрепаратів. З літературних джерел відомо, що шипшина є рекордсменом за вмістом аскорбінової кислоти. Однак, при переробці сировини з застосуванням теплових методів більша кількість вітаміну С втрачається через його термолабільність – руйнується при 60 °С. У виробництві сиропів шипшини традиційно використовуються дифузори Гузенка [1], де процес екстрагування відбувається за температур 75...80 °С з використанням водних екстрагентів. Після цього екстракт фільтрується, а шипшину віджимають для відділення соку. Готовий екстракт згущують у випарних апаратах до концентрації 55...60 %. Варто зазначити, що велика кількість корисних речовин втрачається ще на етапі сушіння плодів, де застосовуються методи сушіння за температур понад 100 °С. Визначено, що втрати вітамінів за таких режимів все одно менші аніж при тривалому сушінні за 50 °С, окрім того знижується ризик псування сировини

(скисання, прогрівання, появи плісняви, тощо) за рахунок скорочення тривалості сушіння. Теплові технології можуть бути удосконалені, проте вже сьогодні застосовуються більш сучасні методи обробки: сушіння у середовищі інертних газів, сублімаційне сушіння, фільтраційне, мікрохвильове та вібраційне сушіння та екстрагування, тощо. Враховуючи, що при виробництві фітопрепаратів велике значення має якість готового продукту, інноваційні технології скоріше впроваджуються саме для фармацевтичних виробництв.

Літературний огляд. **Аналіз проблеми та формулювання наукової гіпотези.**

При виробництві фітопрепаратів, зокрема рослинних екстрактів, застосовуються різноманітні методики. На відміну від виробництва харчових продуктів, до фармацевтичних препаратів застосовуються більш жорсткі вимоги щодо якості та вмісту цільових компонентів. Підприємства, що виробляють фітопрепарати віддають перевагу надійним зразкам екстракторів, які виробляються серійно, для котрих розроблені системи автоматизації, широкі типорозмірні ряди. При виробництві водних екстрактів використовуються дифузори та перколятори, що працюють за високих температур. Це пояснюється тим, що розчинність компонентів підвищується зі зростанням температури [2], зменшується в'язкість екстрагенту, порушується щільність целюлози, з якої складаються стінки капілярів рослинної сировини [1], пришвидшуються дифузійні процеси, в цілому скорочується тривалість процесу. Зазвичай, екстракційні апарати пов'язують у комплекси: батареї та каскади, у які послідовно подається екстракт. Таким чином досягається потрібна концентрація екстракту на виході. Проте, за використання такої технології постає проблема неповного використання сировини. Проведення процесу до повного виснаження сировини з використанням такого обладнання зазвичай не є рентабельним [1].

На ринку фітопрепаратів в Україні пропонується широка номенклатура, що нараховує тисячі найменувань. Великий сегмент серед них належить препаратам з плодів шипшини – 22 найменування [3]. Загалом можна поділити ці препарати на вітамінізовані екстракти та олії (рис. 1). У промисловому виробництві препаратів з шипшини застосовують комплексну переробку сировини. Якщо розглянути технологію узагальнено, то її можна поділити на декілька основних етапів: підготовка сировини, водне екстрагування з плодів у дифузорах (препарати аскорбінової кислоти), сушіння жому, сепарація м'якоті та кісточок, екстрагування каротиноїдів, екстрагування олій з кісточок та/або м'якоті [1].

Технології комплексної переробки мають багато недоліків, що вимагають докорінних змін у організації процесу. Основні серед цих недоліків перевитрати енергії на процеси зневоднення та екстрагування, високі робочі температури, через що знижується якість готового препарату. Порівняно із початковим вмістом вітамінів у плодах шипшини, у екстракті шипшини залишається менше 40 % від початкового вмісту. Втрати відбуваються на усіх етапах виробництва препарату.

У наукових дослідженнях вітчизняних та закордонних науковців пропонуються нові методи обробки, серед яких надкритична флюїдна екстракція [4], екстрагування зрідженими газами [5], електрофізичні методи впливу [6], тощо. У Державному науковому центрі лікарняних засобів (м. Харків) проведено ряд досліджень з оцінки ефективності екстрагування при використанні різних екстрагентів та методів екстрагування. Цими дослідженнями підтверджується, що найбільш широкий спектр речовин можна отримати при екстрагуванні водою. Ряд гідрофобних речовин та жирів вода не розчинює, тому використовуються інші органічні розчинники. Однак, лише водою можна вилучати деякі полісахариди, білки та пептиди, пектини та олігосахариди [1].

Один екстрагент з використанням традиційних технологій не дозволяє вилучити всі цільові компоненти, тому російський вчений Г.Я. Коган запропонував методику отримання фітопрепаратів поліфракційного типу, або поліекстрактів [2]. За такої технології послідовно використовується декілька розчинників та отриманий препарат має більш широкі властивості. Так технологія має суттєвий недолік: ускладнення технологічного процесу, збільшення необхідних технологічних операцій, потреба у додатковому обладнанні. Можливість використання лише одного екстрагенту суттєво здешевило би виробництво поліекстрактів, зробило би їх більш доступними для споживачів та підвищило їхню інвестиційну привабливість.

Переважає більшість технологій поліекстрактів заснована на процесах термічної обробки [7-9]. Вологу з екстракту видаляють в вакуум-випарних апаратах. Значною мірою цей процес визначає якість готового продукту, витрати енергії та, відповідно, собівартість його виробництва [10]. Постають науково технічні протиріччя між зростаючими вимогами до якості продукту, енергоємністю його виробництва і технікою тепломасопереносу.

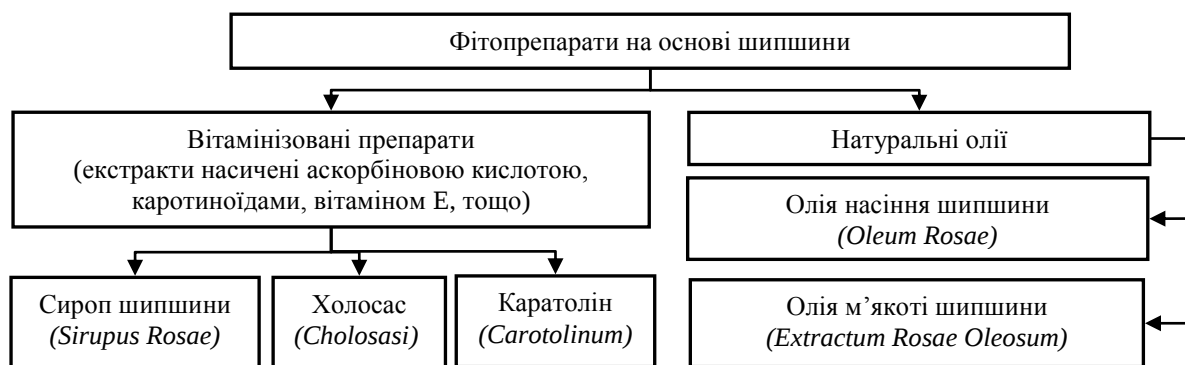


Рис. 1. Номенклатура галенових препаратів з шипшини в узагальненому вигляді.

Прагнення підвищити вміст сухих речовин в концентраті пов'язано з необхідністю великих витрат енергії і вирішенні питань інтенсифікації процесів теплопередачі, що в апаратах працюють в умовах вакууму проблематично. Збереження харчової цінності сировини вимагає зниження рівня тиску при випаровуванні, що має технічні обмеження. У даному науковому дослідженні метою є знайти ефективні принципи, підходи для локальних дій, спрямованих на інтенсивні, низькоенергоємні операції з сировиною, і, навіть, з окремими нанорозмірними елементами цієї сировини. Один із шляхів в цьому напрямку – це НЕД-технології (технології направленої енергетичної дії). В основі НЕД-технологій інноваційні механізми організації процесів масопереносу [11]. В результаті очікується істотне підвищення ефективності технологій концентрування: зниження питомої енергоємності, поліпшення якості готового продукту, підвищення продуктивності, тощо.

Матеріали та методи досліджень. Для проведення експериментальних досліджень обрано плоди шипшини сорту шипшина корична (*Rosa cinnamomea* L.), виробництва ПАТ «Лубнифарм», вологістю 15 %. У якості екстрагенту використано дистильовану воду. Експериментальні дослідження проводились на унікальних стендах, розроблених на кафедрі процесів, обладнання та енергетичного менеджменту (розробник – д.т.н., проф. Бурдо О.Г.). Схеми та опис цих стендів розгорнуто представлено у наступному розділі. При вимірюванні температури використано пірометр випромінювання GM320. Діапазон вимірювання 0...330 °C, із похибкою $\pm 1,5$ °C, -50...0 °C, із похибкою ± 3 °C. Точність вимірювань (ціна поділки) 0,1 °C. Робоча температура 0 °C ... 40 °C. Показники сили току та напруги, інтенсивності дії поля визначались за допомогою вимірювального комплексу КСП-50. Цифровий портативний рефрактометр HI 96801, Hanna Instruments використовувався для визначення концентрації екстракту. Діапазон вимірювання: 0...85 °brix. Точність: $\pm 0,2$ °brix. Для визначення кількості вітаміну С у екстракті використано методику титрування Тільманса з використанням 2,6 % дихлорфеноліндофенолу [12].

Експериментальні дослідження. Результати досліджень. Досліди проводилися на стендах (рис.2), в яких застосовано принципи НЕД. Основними вузлами експериментальних стендів (рис.2) є: екстракційна або випарна камера, конденсатор (КД), водоохолоджувач (ВДО), збірник конденсату (ЗК), вакуум-насос (ВН) і вимірювально-обчислювальний комплекс (ВОК). Перед початком дослідів у камері за допомогою вакуумного насоса (ВН) утворюється розрідження. В процесі експерименту тиск у камері стабілізувався за рахунок узгодження потужності підведеної електромагнітної енергії і роботою системи відводу енергії з камери. Для цього передбачено зворотний холодильний, температурний режим якого регулювався водоохолоджувальною (ВДО) системою. У комплект водоохолоджувача входила холодильна машина, циркуляційний насос і терморегулятор.

Парові обсяги випарної камери та конденсатора з'єднані паропроводом (п), контроль вакууму в системі проводиться зразковим вакуумметром (м). Підведення електромагнітної енергії здійснюється блоком силової електроніки (БСЕ) по командам блоку управління (БУ), який містить таймер і регулятор потужності. Водоохолоджувач складається з парокомпресорної холодильної машини, ємності з охолоджувальною водою, регулятора температури води і циркуляційного насоса, який забезпечує подачу холодної води в конденсатор (КД). Стенд комп'ютеризований, поточна інформація від електронних ваг (датчик Д1), вимірювача температури пари, що виходить (датчик Д2) і продукту в випарній камері (датчик Д3) через інтерфейс надходить, реєструється і обробляється процесором ІБК. У стенді використовувалися електронні ваги (ЕВ) типу ТВЕ-0,21-0,01 і датчики температур типу Dallas DS 18B20. Інформація надходила на ноутбук або планшет CHUWI CW1506.

Розроблена програма передбачала відображення на екрані дисплея термограм, видалення вологості з камери і миттєві значення швидкості видалення вологості (% / хвилину).

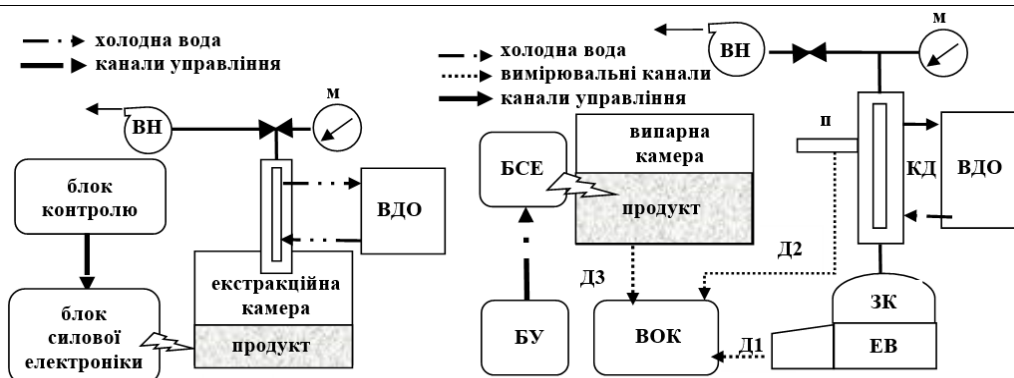


Рис.2. Схема експериментальних стендів а) ВМЕ; б) МХВУ.

У процесі експерименту змінювалися потужність магнетрона, обсяг соку, його концентрація. Ваги (рис.26) реєстрували вагу конденсату в збірнику (ЗК). Таким чином, з високою точністю визначався вихід пари. У досліджах, що проводилися на стенді (рис.2), пара, що вийшла з реактору, прямувала до конденсатору, з якого утворений конденсат стікав у ємність, розташовану на вагах. Теплота конденсації відводилась холодною водою, температура якої коливалась в межах 4...6 °С.

Поточні значення температур продукту в реакторі, пари на виході з апарату, холодної води та маси конденсату збиралась апаратно-інформаційним комплексом на базі планшету. Визначався вплив потужності поля, концентрації та виду продукту, типу розчинника на кінетику процесу. Об'єктами досліджень були: гомогенні системи (сік ехінацеї, сік гранату, екстракти кави та шипшини), дисперсні комплекси (шлам кави із спиртом), гетерогенні системи (томатна паста, спиртовий екстракт олії з шламу кави) [13]. Експеримент проводився з використанням стенду ВМЕ (рис.3).

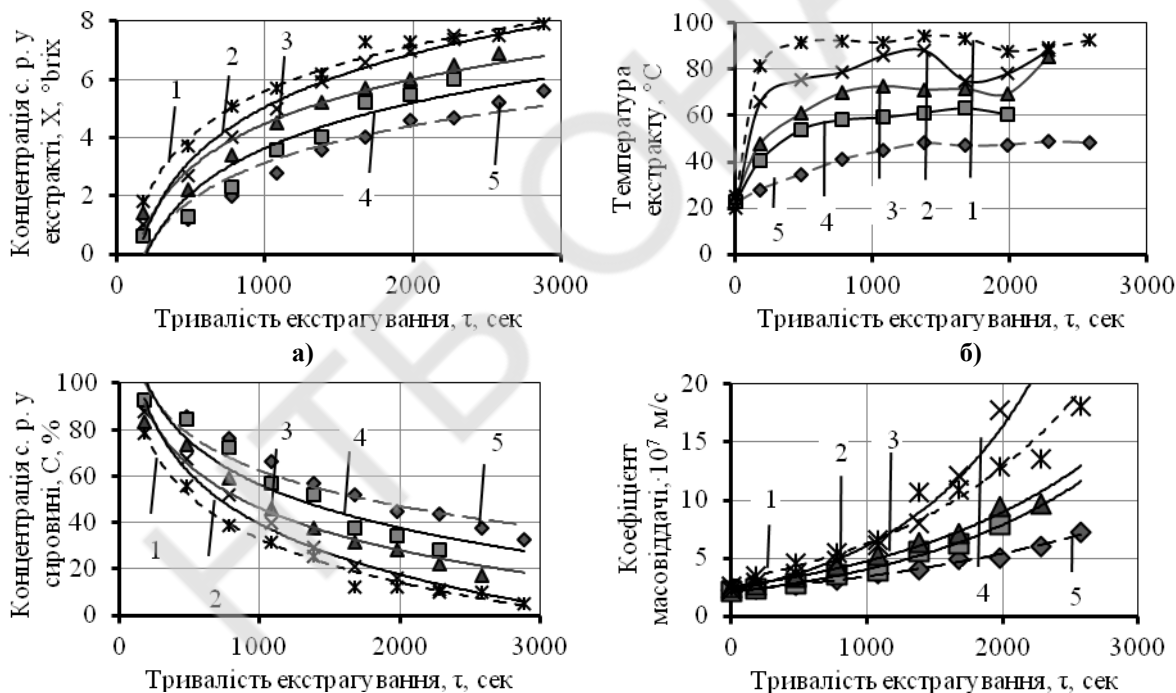


Рис.3. Кінетика екстрагування у ВМЕХЕ (а), зміна температур екстракту (б), концентрації розчинних речовин у сировині (в) та коефіцієнту масовіддачі (д) при різній інтенсивності впливу поля: 1 – 1024 Вт; 2 – 682 Вт; 3 – 512 Вт; 4 – 273 Вт; 5 – 136 Вт.

Маса продукту $G_{ш}$ для всієї серії експериментів становила 100 г. Співвідношення твердої фази та екстрагенту: 1: 4. Тиск в камері екстрактора підтримувався в діапазоні 20 ... 40 кПа. Проведено розрахунок коефіцієнту масовіддачі при екстрагуванні за класичним рівнянням (1) [11].

$$\beta_e = \frac{V_e \cdot 100}{F_k \cdot (X_b - X)}, \quad (1)$$

де β_e – ефективний коефіцієнт масовіддачі, V_e – об'єм екстракту, F_k – площа контакту фаз, X та X_b – поточна

та рівноважна концентрація екстракту.

Дослідження роботи установки за різної інтенсивності дії мікрохвильового поля дозволяють обрати доцільний режим обробки зразків (№5 рис.3). Температура у камері за цього режиму не перевищує регламент для обробки плодів шипшини та дозволяє зберігати енергію.

Екстракт, який отримано за температури не вище 40 °С має концентрацію сухих речовин 4,2 %. Для відповідності формі екстракційного лікарського препарату, екстракт має бути сконцентрований. Досліджено 2 способи концентрування: у МХВУ (рис. 2б) та у кріоконцентраторі.

Для концентрування обрано об'єм екстракту 500 см³. При концентруванні у МХВУ робочі температури коливались у діапазоні 30...40 °С. За 10 хвилин з екстракту виділено 412 см³ води, вміст сухих речовин у екстракті склав 24 %. При кріоконцентруванні 500 см³ екстракту, час заморожування блоку склав 13 хвилин.

При сепаруванні блоку льоду та концентрату отримано 160 см³ екстракту концентрацією 12 %. Сепарування тривало 1 годину 18 хвилин за температури близької до 0 °С – температури фазового переходу для води.

Оцінка якості отриманих препаратів шипшини. Відомо, що у 100 г плодів шипшини в середньому міститься 470 ... 2400 мг вітаміну С в залежності від сорту та умов вирощування (0,47 ... 2,4%). Плоди дикої шипшини або троянди собачої (*Rosa canina*) містять близько 500 мг вітаміну С; троянда зморшкувата, звана ще шипшиною звичайною (*Rosa rugosa*), – від 800 до 900 мг. У шипшині гірляндовій або троянді коричній (*Rosa cinnamomea*) вітаміну С більше, ніж в будь-якому іншому виді, – до 2400 мг на 100 г. Визначено, вміст сухих водорозчинних екстрактивних речовин для плодів шипшини коливається у межах 20 ... 25% [14]. Отже, відносно загального вмісту сухих речовин вміст вітаміну С складає 2,1 ... 11 %.

Для аналізу обрано 2 зразки екстрактів. Перший отримано за допомогою екстрагування при температурі 35...40 °С (екстракт №1), а другий – 40...50 °С у ВМХЕ (екстракт №2). Екстракт №1 сконцентровано двома способами: у МХВУ (концентрат №1) та у апараті для кріоконцентрування харчових розчинів (концентрат №2). Результати аналізу представлено у таблиці 1.

Таблиця 1

Результати аналізу вмісту вітаміну С у екстрактах шипшини

Зразок	Концентрація розчинених сухих речовин, %	Вміст вітаміну С, мг/100 см ³	Відносний вміст вітаміну С, %
Екстракт №1	4,2	430...550	10,2...13
Екстракт №2	4,8	310...380	6,45...7,9
Концентрат №1	24	3640...4050	9,2...10,2
Концентрат №2	14	2120...2310	11,2...12,5

З таблиці 1 видно, що вміст вітаміну С дещо вищий для екстракту №1. При концентруванні він зростає майже у 8 разів для першого концентрату, та у 6 для другого.

Проведено органолептичний аналіз концентрованих екстрактів (рис.4). Визначено такі характеристики, як смак, аромат, густина, колір та насиченість кольору. Вищий бал (5) відповідає насиченому, характерному для шипшини аромату, яскравому червоно-помаранчевому кольору, смаку без відтінків варіння, з вираженому з кислуватим присмаком, відповідає однорідній консистенції.

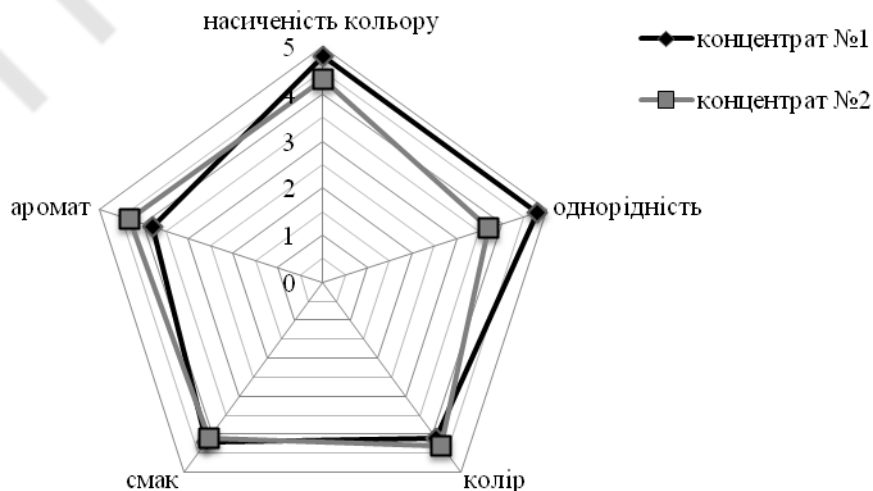


Рис. 4. Профілограма оцінки якості концентрованих екстрактів шипшини.

Результати для кріоконцентрату та екстракту, згущеного у ВМХЕ представлені на профілограмі нижче. Відомо, що кріоконцентрування є одним з найліпших способів зневоднення для рідких харчових продуктів [15].

Аналіз профілограми показав, що концентрати №1 та №2 мають високу якість, але для екстракту, отриманого при кріоконцентруванні (№2) дещо вищі такі показники, як аромат, колір та смак.

Висновки. Використання мікрохвильового підведення енергії до сировини в процесах екстрагування з огляду на проведені дослідження та результати, що представлені у відкритих літературних джерелах дозволяє суттєво інтенсифікувати ці процеси. Експерименти, проведені з використанням шипшини підтверджують не лише інтенсифікацію виходу екстрактивних речовин, а й покращення якості продукту. Поєднання мікрохвильового екстрагування з вакуумуванням екстракційної ємності дозволяє суттєво знизити температуру ведення процесу, яка у досліді не перевищує 50 °C.

Обрані режими роботи обладнання дозволяють зберегти вітамін С та отримати екстракти високої якості, що підтверджують результати лабораторних досліджень. Ефективність вакуумних мікрохвильових технологій аналогічна і для процесів концентрування. Концентрат отриманий у мікрохвильовому вакуумному апараті не поступається у якості, навіть у порівнянні з концентратом, отриманим за інноваційними технологіями, такими як кріоконцентрування. Серед переваг вакуумного мікрохвильового концентрування можна також виділити істотне скорочення тривалості процесу – у 3-5 разів, за рахунок відсутності потреби у тривалому сепаруванні, що є суттєвим для продуктів, що швидко окислюються, як досліджуваний екстракт шипшини.

Література.

1. Чуешов В.И., Гладух Е.В., Сайко И.В., Ляпунова О.А., Сичкарь А.А., Крутских Т.В., Рубан Е.А., Черняев С.В. Технология лекарств промышленного производства: учебник для студ. высш. учеб. завед.: перевод с укр. Яз. : в 2 ч. Ч. 1; Винница: Новая Книга, 2014. – 696 с.
2. Дубашинская Н.В., Хишова О.М., Шимко О.М. Характеристика способов получения экстрактов и их стандартизация (часть II) // Вестник фармации. №2 (36.) 2007. р. 70-79
3. Мінарченко В. М., Бутко А. Ю. Дослідження вітчизняного ринку лікарських засобів рослинного походження // Фармацевтичний журнал. – 2017. – №. 1. – С. 30-36.
4. Valadez-Carmona L. et al. Valorization of cacao pod husk through supercritical fluid extraction of phenolic compounds // The Journal of Supercritical Fluids. – 2018. – Т. 131. – С. 99-105.
5. Rapinel V. et al. Potentialities of using liquefied gases as alternative solvents to substitute hexane for the extraction of aromas from fresh and dry natural products // Comptes Rendus Chimie. – 2018. Vol. 21, Is. 6, p. 590-605.
6. Jacotet-Navarro M., Rombaut N., Fabiano-Tixier A.-S., Danguen M., Bily A., Chemat F. Ultrasound versus microwave as green processes for extraction of rosmarinic, carnosic and ursolic acids from rosemary // Ultrasonics Sonochemistry, 2015. Vol. 27. P. 102-109.
7. Manscy O. A. Justification of composition and technology of granules with sunflower protein and plant polyextract. // Український біофармацевтичний журнал. 2014. № 3 (32). 2014. р. 4-7.
8. Бахтина, С.М. Фармакологическое изучение сухого полиэкстракта из наземной части остроолодочника остролистного: автореф. дис. ...канд. фарм. наук: 14.0.25 // Санкт-Петербург. гос. мед. ун-т им. И.П. Павлова, 1996. – 23 р.
9. Чуйкин С.В., Галеева Р.Р., Егорова Е.Г., Галеева З. Р. Применение фитокомплекса с полиэкстрактом листьев шалфея лекарственного в комплексной профилактике и лечении стоматологических заболеваний у детей с ДЦП. // Educatio. 2015. №3 (10)-5). р. 50-56.
10. Manal A. Sorour. Optimization of multiple effect evaporators designed for fruit juice concentrate // American Journal of Energy Engineering, 2015, pp. 6-11.
11. Бурдо О.Г., Пищевые нанотехнологии – Херсон, 2013 – 294 р.
12. Матасова С. А., Рыжова Г. Л., Дычко К. А. Химический состав сухого водного экстракта из шрота шиповника // Химия растительного сырья. – 1997. – №. 2. с. 28-31
13. Бурдо, О. Г., Сиротюк, И. В., Альхури, Ю., Левтринская, Ю. О. Микроволновая энергия, как фактор интенсификации тепломассопереноса и формирования полиэкстракта. // Проблемы региональной энергетики, (1 (36)). (2018). с. 58-71 DOI: 10.5281/zenodo.1217259
14. Источники витамина С // Медицинский справочник «Правильное питание». Режим доступа: <http://www.medical-enc.ru/15/pitanie/71.shtml> Дата звернення: 11.05.2018
15. F. Khajehei, M. Niakousari, M. H. Eskandari, M. Sarshar. Production of Pomegranate juice concentrate by complete block cryoconcentration process // Journal of Food Process Engineering, 2015, Vol. 38, Issue 5, pp. 488-498.

СЕКЦІЯ 2.

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

УДК 536.42

ТЕПЛООБМІН ПРИ ПЛАВЛЕННІ ТА КРИСТАЛІЗАЦІЇ ТЕПЛОАКУМУЛЮЮЧИХ МАТЕРІАЛІВ

Корінчевська Т.В., к.т.н., Снежкін Ю.Ф., д.т.н., професор, академік НАН України,
Михайлик В.А., к.т.н., с.н.с.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ, Україна

HEAT TRANSFER DURING MELTING AND CRYSTALLIZATION OF THE HEAT STORAGE MATERIALS

Korinchevska T.V., Snezhkin Yu.F., Mykhailik V.A.
Institute of Engineering Thermophysics of the National Academy of Sciences of Ukraine,
Kyiv, , Ukraine

Анотація. На сьогодні задача акумулювання теплової енергії є досить актуальною. Перспективним напрямком є використання теплоакumuлюючих матеріалів з фазовим переходом. При цьому важливо вибрати матеріал, який зможе забезпечити теплові та експлуатаційні параметри процесу. Як такий матеріал запропоновано використовувати суміш на основі 85 % парафіну та 15 % буровугільного воску, що використовується в ливарному виробництві. В даній роботі розглянуті теоретичні та експериментальні дослідження процесу теплообміну при фазових переходах «тверде тіло - рідина», що відбуваються при нагріванні та охолодженні теплоакumuлюючого матеріалу. Для вивчення процесу була прийнята модель акумулятора капсульного типу, що складається з теплоакumuлюючих елементів, якими є тонкостінні металеві трубчасті контейнери, заповнені матеріалом з фазовим переходом. Експериментально та теоретично процес теплообміну з урахуванням фазового переходу теплоакumuлюючого матеріалу було змодельовано на прикладі окремого теплоакumuлюючого елемента. В результаті отримано розподіл температури в теплоакumuлюючому елементі під час охолодження (від 80 до 22 °C) та нагрівання при контакті зовнішньої стінки металеві капсули з теплоносієм, нагрітим до 80 °C та з теплоносієм, що нагрівається зі швидкістю 0,35, 0,77 і 1,17 K/хв. від 22 до 80 °C. Було підтверджено, що при використанні невеликих об'ємів капсул конвективною складовою в рівнянні теплопровідності можна знехтувати. Співставлення даних результатів з експериментальними показало адекватність результатів розрахунків. Порівняння результатів експериментальних та теоретичних досліджень підтверджують можливість використання принципу ефективної теплосмності для розрахунку теплообміну при фазовому переході та дозволяють досить точно передбачити фактичний час нагрівання та охолодження. Результати розрахунків також підтвердили дані, одержані експериментально – під час нагрівання з високою швидкістю спостерігається висока неоднорідність температурного поля в межах розрізу. Експериментально виявлено, що не має сенсу застосовувати високу швидкість нагрівання. В результаті визначені особливості кінетики нагрівання та охолодження при фазовому переході, що дозволило встановити раціональний режим нагрівання.

Abstract. At present, the problem of heat storage is very relevant. The promising direction is the use of the heat storage materials with phase change. It is important to choose a material that can provide the thermal and operational parameters of the process. As a material, a mixture of 85% wax and 15% brown coal wax was suggested to be used. This mixture is used in foundry work. In this paper, theoretical and experimental studies of the heat transfer process during solid - liquid phase change occurring during heating and cooling of the heat storage material are considered. The model of a heat storage system of capsular type was adopted to study the process. It consists of the heat storage elements – thin-walled metallic tubular containers filled with phase change material. The heat transfer process taking into account phase change of the heat storage material is experimentally and theoretically simulated on the example of a separate heat storage element. As a result, the temperature distribution is obtained in the heat storage element during cooling (from 80 to 22 °C) and heating at contact external wall of metal capsule with heat carrier heated to 80 °C and heat carrier, which heated with a speed of 0.35, 0.77 and 1.17 K/min. from 22 to 80 °C. It was confirmed that the convective component in the heat conduction equation can be neglected at using small volume of capsule. Comparison of theoretical and experimental results showed the adequacy of the results of calculations. Comparison of experimental and theoretical studies confirm the ability to use the principle of effective specific heat to calculate the heat transfer at the phase change and allows one to accurately predict the actual time of heating and cooling. The results of studies also confirmed the data obtained experimentally - high heterogeneity of the temperature field is observed within the cross section during heating with high speed. It is experimentally revealed that it makes no sense to use a high heating rate. As a result, features of the kinetics of heating and cooling have been determined during the phase change. This will

make it allowed to determine a rational mode of heating.

Ключові слова: акумулювання теплоти, теплоакумуючі матеріали, фазовий перехід, теплообмін.

Key words: heat storage, heat storage materials, phase change, heat transfer.

Вступ. В законі України «Про енергозбереження» [1] визначені основні заходи щодо забезпечення енергозбереження та шляхи його стимулювання. Одним із завдань є стимулювання раціонального використання та економії паливно-енергетичних ресурсів, створення виробництва і широке застосування енергетично ефективних технологічних процесів, обладнання та матеріалів. Пошук ефективних шляхів енергозбереження стимулювало вивчення теплоакумуючих матеріалів (ТАМ).

Перспективним є застосування теплоакумуючих пристроїв з використанням ТАМ з фазовим переходом, в яких поглинання/виділення теплоти відбувається під час плавлення/кристалізації робочого тіла. При цьому такі пристрої можуть застосовуватись не тільки в системах акумулювання для опалення та гарячого водопостачання, але й в інших галузях промисловості та сільського господарства, зокрема в технологічних схемах сушіння.

Формулювання проблеми та аналіз останніх досліджень. Відомий досить широкий спектр речовин, які забезпечують температуру акумулювання від 0 до 1400 °C [2]. Класифікують їх в залежності від хімічного складу на неорганічні, органічні сполуки та евтектичні суміші. В межах кожного класу матеріали поведуться подібно [3]. Органічні сполуки включають парафіни, жирні кислоти, складні ефіри, спирти, гліколи та ін. До класу неорганічних сполук входять солі металів, гідрати солей та метали. Евтектичні суміші – композиції органічних і неорганічних сполук, що підбираються та комбінуються до досягнення потрібної температури плавлення.

Розглянувши переваги і недоліки кожного класу матеріалів, наведених в роботах [3-5], можна зробити висновок про приблизно однакову їх придатність для систем акумулювання теплової енергії. При виборі матеріалів слід керуватися тепловими та експлуатаційними характеристиками, які ці матеріали можуть забезпечити.

На сьогодні існує багато невирішених питань стосовно вибору недорогого теплоакумуючого матеріалу, який задовольняв би ряд вимог. Для оцінки необхідне детальне вивчення його властивостей. На основі аналізу науково-технічної, патентної літератури та експериментальних досліджень було запропоновано для використання в системах акумулювання теплоти матеріали з фазовим переходом – органічні суміші на основі парафіну, буровугільного та поліетиленового воску, що використовуються в ливарному виробництві. В ціні вони вигідно відрізняються від чистих речовин, а використання відходів модельних сумішей після ливарного виробництва дасть можливість забезпечити зниження вартості теплового акумулятора у декілька разів.

Проаналізувавши властивості досліджених ТАМ, а саме теплоту фазових переходів, теплоємність, теплопровідність та термічну стійкість [6, 7], було відібрано для використання суміш, що складається з 85% парафіну та 15% буровугільного воску. Результати досліджень показали, що у запропонованого ТАМ досить низька теплопровідність, що є головною проблемою при використанні в системах акумулювання теплоти. Для усунення даного недоліку запропоновано теплоакумуючий матеріал розміщувати в макрокапсулі з високою теплопровідністю. Для вивчення теплообміну при акумулюванні теплоти було прийнято модель акумулятора капсульного типу, що складається з корпусу та теплоакумуючих елементів, якими є тонкостінні металеві труби, заповнені матеріалом з фазовим переходом. Процес теплообміну досліджували на прикладі окремого теплоакумуючого елемента.

Мета. Метою даної роботи є моделювання процесів теплообміну та розрахунок температурного поля теплоакумуючого елемента з урахуванням фазового переходу під час нагрівання та охолодження.

Для перевірки достовірності теоретичних розрахунків експериментально дослідити кінетику акумулювання теплоти теплоакумуючим елементом та отримати розподіл температур в ТАМ під час нагрівання та охолодження.

Результати та їх обговорення. Для моделювання теплообміну при нагріванні та охолодженні ТАМ з фазовим переходом був використаний пакет COMSOL Multiphysics. Задана геометрія моделі (рис. 1) виконана в двовимірній проекції.

В системах акумулювання теплоти фазового переходу процеси теплообміну відбуваються за рахунок теплопередачі при плавленні-кристалізації, теплопровідності та конвекції. Для побудови математичної моделі введемо наступні припущення:

- через використання невеликого об'єму ТАМ в капсулах конвекція в рідкій фазі відсутня, теплопередача здійснюється тільки за рахунок теплопровідності;
- під час нагрівання теплові втрати в навколишнє середовище від ТАМ відсутні;
- внутрішні джерела теплоти відсутні;
- початкова температура по всьому об'єму ТАМ та контейнера однакова;
- границі розташування ТАМ незмінні.

В цьому випадку процеси теплообміну при фазових переходах ТАМ задаються

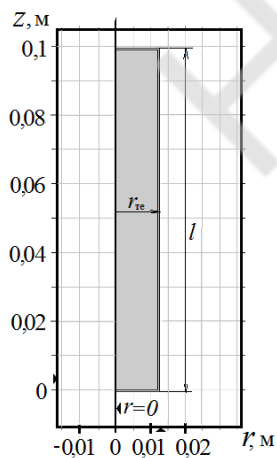


Рис. 1. Геометрія теплоакумуючого елемента.

рівнянням теплопровідності у вигляді:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{k}{\rho \cdot c} \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right), \quad (1)$$

де ρ – густина матеріалу, $\text{кг} \cdot \text{м}^{-3}$; c – питома теплоємність, $\text{Дж} \cdot \text{кг}^{-1} \cdot \text{К}^{-1}$; T – температура, К; t – час, с; k – коефіцієнт теплопровідності, $\text{Вт} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{К}^{-1}$.

Початкові та граничні умови мають вигляд:

1) у початковий момент часу $T(r, z, t = 0) = T_0$ (T_0 – початкова температура теплоакумуючого матеріалу, К).

2) на зовнішній поверхні контейнеру з ТАМ задаємо теплообмін з навколишнім середовищем у вигляді граничної умови Ньютона-Ріхмана:

$$-n \cdot (-k \nabla T) = \alpha \cdot (T_{\text{ext}} - T), \quad (2)$$

де n – нормаль до зовнішньої границі; α – коефіцієнт тепловіддачі, $\text{Вт} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{К}^{-1}$; T_{ext} – температура оточуючого середовища, К.

Коефіцієнт тепловіддачі концентрує в собі всю інформацію про складні процеси теплового контакту між тілом і оточуючим середовищем в приграничному шарі:

$$\alpha = \alpha_{\text{ext}}(x, p_a, T_{\text{ext}}), \quad (3)$$

де x – розмір, що характеризує геометрію стінки, яка знаходиться в контакті з оточуючим середовищем, м; p_a – тиск навколишнього середовища, Па.

Математичний пакет COMSOL Multiphysics дозволяє при виборі граничних умов задавати вид конвекції (природна чи вимушена), оточуюче середовище (вода, повітря, мінеральне масло), геометричні параметри стінок, температуру тощо. Для розрахунку коефіцієнта тепловіддачі в математичному пакеті закладені критеріальні рівняння відповідно [8, 9].

3) при радіусі контейнеру $r = 0$ задамо умову симетрії: $\frac{\partial T}{\partial r} = 0$.

Задача полягала у визначенні функції $T(r, z, t)$ в області, де задовольняються умови:

$$0 \leq r \leq r_{\text{те}}, \quad 0 \leq z \leq l, \quad T_1 \leq T \leq T_2,$$

де T_1, T_2 – початкова та кінцева температури процесів нагрівання та охолодження, К.

Щоб врахувати особливості фазових переходів при нагріванні-охолодженні теплофізичні властивості ТАМ були задані в залежності від температури, відповідно даним, отриманим в попередніх дослідженнях [6, 7]. При цьому вирази для теплоємності та теплопровідності згладжуються за допомогою спеціальних рівнянь, закладених в пакет COMSOL Multiphysics.

Фазовий перехід в вибраному ТАМ від твердого до рідкого стану відбувається в досить широкому інтервалі температур (30...86 °С) і характеризується декількома максимумами піка плавлення. Врахувати окремо кожен максимум досить складно, оскільки завершення плавлення одного компонента починається на фоні початку плавлення іншого. Тому для імітації фазового переходу використано принцип ефективної теплоємності [10]. Було прийнято температуру фазового переходу рівною максимальному значенню піка плавлення (58 °С) та введено штучний температурний інтервал в околі температури фазового переходу, приблизно рівний інтервалу температур плавлення.

Даний принцип ґрунтується на тому, що при температурі фазового переходу ентальпія, як функція температури, зазнає стрибок на величину пропорційну теплоті фазового переходу. Ефективна теплоємність визначається як сума теплоти фазового переходу та теплоти, що накопичується за рахунок теплоємності:

$$\bar{c} = c + \frac{\delta L}{\delta T}, \quad (4)$$

де L – питома теплота фазового переходу, $\text{кДж} \cdot \text{кг}^{-1}$.

В результаті інтеграл теплоємності в температурному інтервалі фазового переходу дорівнює теплоті фазового переходу, а характер кривої залежності розрахованої ефективної теплоємності від температури наближений до характеру ДСК-кривої нагрівання ТАМ [6].

Для процесу нагрівання розглянуто наступні режими. В початковий момент часу приймаємо, що температура однорідна по всьому об'єму матеріалу і дорівнює 22 °С. Граничні умови задаємо відповідно до режимів нагрівання ТАМ до 80 °С: 1) контакт зовнішньої стінки теплоакумуючого елемента з теплоносієм (водою), нагрітим до 80 °С; 2) контакт з теплоносієм, який нагрівається від 22 до 80 °С зі швидкістю 0,35, 0,77 та 1,17 К/хв.

В результаті числового моделювання динаміки зростання температур отримано розподіл температур в теплоакумуючому елементі та зміну температури в його центрі. Дані щодо розподілу температур показали, що рух межі фазового переходу відбувається паралельно стінкам циліндричного контейнера. При високих швидкостях нагрівання спостерігається висока неоднорідність температурного поля в межах розрізу теплоакумуючого елемента. Під час контакту теплоакумуючого елемента з нагрітим до 80 °С теплоносієм

відбувається миттєве нагрівання його стінок до 80 °С, оскільки вони виготовлені з металу, що має високу теплопровідність.

З кривих зміни температури в точці, яка знаходиться в центрі теплоакумуючого елемента (рис. 2, а-г), видно, що при нагріванні температура матеріалу починає зростати від початкової (22 °С) до температури початку фазового переходу. Протягом цього періоду теплова енергія акумулюється за рахунок теплоємності матеріалу. Досягнувши температури початку фазового переходу, швидкість зростання температури матеріалу дещо зменшується – поглинається теплота, яка витрачається на процес плавлення. Після завершення плавлення температура ТАМ починає знову зростати доки не досягне температури теплоносія.

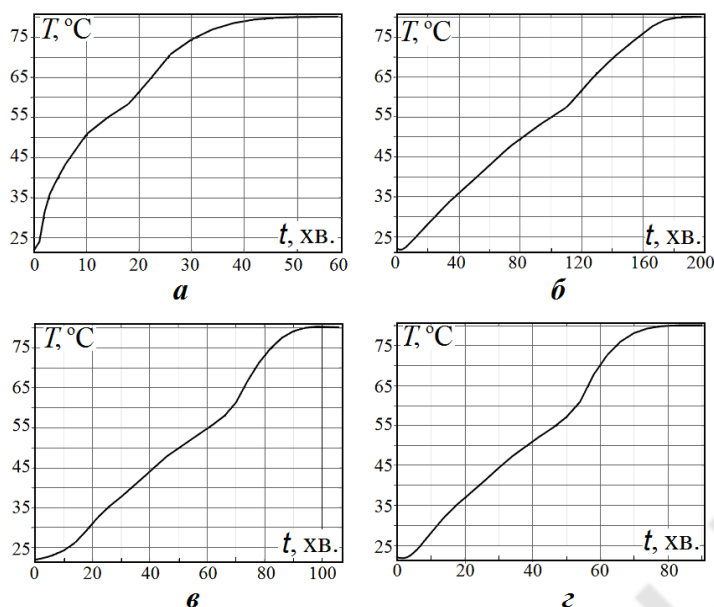


Рис. 2. Криві зміни температури ТАМ в центрі теплоакумуючого елемента під час нагрівання теплоносієм зі сталюю (80 °С) (а) та змінною температурою: швидкість нагрівання 0,35 (б), 0,77 (в), 1,17 К/хв. відповідно.

При охолодженні в початковий момент часу приймаємо, що ТАМ знаходиться в рідкому стані з температурою 80 °С, однорідною по всьому об'єму матеріалу. Охолодження відбувається за рахунок природної конвекції повітрям з температурою 22 °С. Дані щодо розподілу температур показали, що процес кристалізації починається від стінок теплоакумуючого елемента, які перебувають в контакт з повітрям, та протікає вглиб матеріалу. Оскільки приймаємо, що теплообмін відбувається тільки за рахунок теплопровідності, то рух межі фазового переходу відбувається паралельно стінкам циліндричного контейнера.

На кривій зміни температури в точці, що знаходиться в центрі теплоакумуючого елемента (рис. 3), на початковій ділянці кривої охолодження (до початку фазового переходу) спостерігається різке зменшення температури ТАМ. Це є наслідком значної різниці температур між повітрям та розплавленим матеріалом. В оточуюче середовище передається теплота, накопичена за рахунок теплоємності ТАМ в рідкому стані. Фазовий перехід відображається на кривій охолодження перегином. Під кристалізації вивільняється теплота, що дорівнює акумульованій за час нагрівання теплоті плавлення. При цьому швидкість зниження температури ТАМ зменшується. Після завершення процесу кристалізації повітря передається теплота, накопичена за рахунок теплоємності в твердому стані. В результаті швидкість зниження температури ТАМ знову зростає. Після досягнення матеріалом 30 °С, через малу різницю температур контейнером та оточуючим повітрям, швидкість охолодження зменшується. На цьому відрізку кривої охолодження зміна температури має експоненціальний характер.

Експериментальне дослідження кінетики акумулювання теплоти проводили на експериментальній установці, що включає термостат та теплоакумуючий елемент, геометрія якого співпадає з рис. 1. Для реєстрації температури ТАМ в процесі нагрівання та охолодження в його центральній частині була розміщена термопара. Друга термопара фіксувала температуру теплоносія в термостаті при нагріванні або в

Оскільки обраний ТАМ має широкий температурний діапазон плавлення, то на отриманих кривих не можна виділити чітку зону фазового переходу. Проте добре видно перегини, які відповідають фазовому переходу.

При великій різниці температур теплоносія та ТАМ (рис. 2, а), через нерівномірне нагрівання, зміна температури матеріалу за межами фазового переходу має нелінійний характер. Повністю матеріал розплавляється через ~28 хв. Температури теплоносія матеріал досягає за ~47 хв. Тому для практичного застосування кращим варіантом є поступове нагрівання теплоносія та матеріалу.

При одночасному нагріванні теплоносія та ТАМ (рис. 2, б-г) криві нагрівання на ділянках, що відповідають твердому та рідкому стану матеріалу, мають лінійний характер. Невелика швидкість нагрівання теплоносія забезпечує більш рівномірний процес зростання температури ТАМ. Матеріал досягає температури 80 °С за 185, 94 та 80 хв. при швидкості нагрівання теплоносія 0,35, 0,77 та 1,17 К/хв. відповідно.

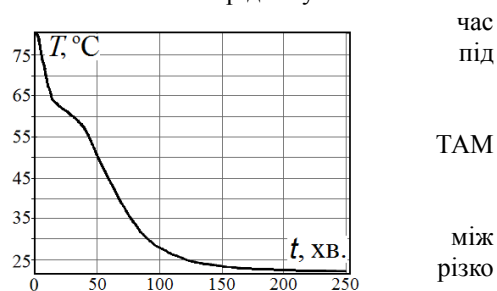


Рис. 3. Зміна температури ТАМ в центрі теплоакумуючого елемента під час охолодження в повітряному середовищі з температурою 22 °С.

повітряному середовищі при охолодженні. Показання термопар під час нагрівання-охолодження записувалися за допомогою прикладної комп'ютерної програми.

Експериментально змодельовані режими нагрівання та охолодження повністю співпадають з режимами, що використовувалися для теоретичних розрахунків.

Експериментально було виявлено, що не має сенсу застосовувати високу швидкість нагрівання, потужність нагрівача повинна бути такою, щоб температура ТАМ та теплоносія були близькими в кінці процесу нагрівання.

Співставлення результатів експериментальних та теоретичних досліджень, показало адекватність результатів розрахунків (рис. 4-5).

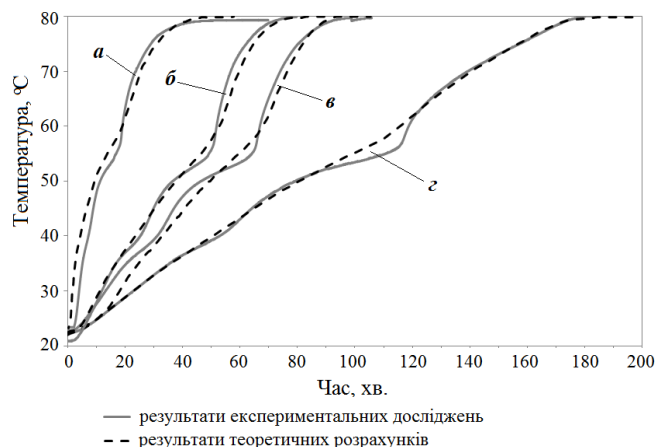


Рис. 4. Порівняння результатів теоретичних та експериментальних досліджень теплообміну при контакті зовнішньої стінки капсули, заповненої ТАМ, з теплоносієм зі сталлю (80 °C) (а) та змінною температурою: швидкість нагрівання 1,17 (б), 0,77 (в),

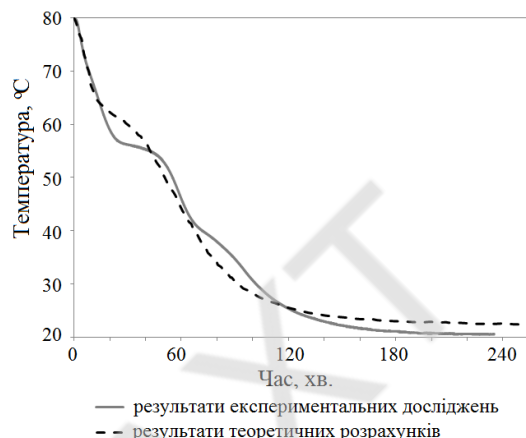


Рис. 5. Порівняння результатів теоретичних та експериментальних досліджень теплообміну при охолодженні капсули з ТАМ в повітряному середовищі з температурою

Як вже було зазначено, в якості ТАМ розглядалася багатокомпонентна суміш, що має досить широкий діапазон фазового переходу та декілька максимумів теплопоглинання при нагріванні. Всі ці особливості врахувати в математичній моделі не вдалося. Тому в результаті теоретичних розрахунків маємо менш виражені перегиби на температурних кривих теплопоглинання, які відповідають фазовому переходу. Максимальна розбіжність становить 5,5 %. Крім того, застосована математична модель дозволяє достатньо точно розраховувати час нагрівання (рис. 4).

Щодо процесів теплообміну при кристалізації ТАМ (рис. 5), то тут розбіжності більш суттєві за рахунок того, що кристалізація – процес нерівноважний і часто супроводжується переохолодженням, величину якого не можливо точно прогнозувати. Час охолодження ТАМ до 25 °C розрахований та експериментально визначений має розбіжність в 5 %.

Висновки. При використанні невеликих об'ємів капсул конвективною складовою в рівнянні теплопровідності можна знехтувати. Використання принципу ефективної теплоємності для розрахунку теплообміну при фазовому переході дозволяє досить точно передбачити фактичний час нагрівання та охолодження. Використання математичного пакету COMSOL Multiphysics для моделювання і розрахунків дає можливість з досить високою точністю досліджувати процеси теплообміну при фазових переходах ТАМ не тільки окремого теплоакumuлюючого елемента, а й досліджувати процеси в самому тепловому акумуляторі без попереднього виготовлення дослідного зразка, що дозволить підібрати його оптимальну конструкцію.

Література:

1. Про енергозбереження: Закон України від 01.07.1994 р. № 74/94-ВР. Дата оновлення: 9.05.2015. URL: <http://zakon3.rada.gov.ua/laws/show/74/94-вр>.
2. Левенберг В.Д., Ткач М.Р., Гольстрем В.А. Аккумулирование тепла. Киев: Техника, 1991. 112 с.
3. Mehling H., Cabeza L.F. Heat and cold storage with PCM. Berlin; Heidelberg: Springer-Verlag, 2008. 308 p.
4. Zalba B., Marin J.M., Cabeza L.F., Mehling H. Review on thermal energy storage with phase change: materials, heat transfer analysis and applications. *Applied Thermal Engineering*. 2003. Vol. 23. P. 251–283.
5. Farid M.M., Khudhair A.M., Razack S.A.K., Al-Hallaj S. A review on phase change energy storage: materials and applications. *Energy Conversion and Management*. 2004. Vol. 45. P. 1597–1615.
6. Михайлик В.А., Снежкин Ю.Ф., Коринчевская Т.В., Парняков А.С., Постников В.А. Теплофизические свойства композиционных теплоаккумулирующих материалов на основе органических соединений. *Промышленная теплотехника*. 2011. Т. 33, № 5. С. 96–103.

7. Снежкин Ю.Ф., Михайлик В.А., Коринчевская Т.В., Воробьев Л.И., Декуша Л.В. Удельная теплоемкость и теплопроводность теплоаккумулирующих материалов на основе парафина, буроугольного и полиэтиленового восков. *Problemele energeticii regionale*. 2014. № 2 (25). С. 35–41.
8. Incropera F.P., DeWitt D.P. Fundamentals of heat and mass transfer, New York; Chichester: John Wiley & Sons, 2002. 944 p.
9. Bejan A. Heat Transfer. New York: John Wiley & Sons, 1993. 675 p.
10. Alawadhi E., Amon C. H. Pcm thermal control unit for portable electronic devices: experimental and numerical studies. *IEEE Transactions on Components and Packaging Technologies*, 2003. Vol. 26. № 1. P. 116–125.

УДК 664.292:547.458.88:66.083.2

МОДЕЛЮВАННЯ РЕАКТОРА НАСИЧЕННЯ У ВИРОБНИЦТВІ ЦУКАТІВ

Гузьова І.О., доц., к.т.н.
Атаманюк В.М., проф., д.т.н.
НУ «Львівська політехніка», м.Львів

MODELING OF SATURATION REACTOR IN MANUFACTURE OF CANDIED FRUITS

I. Huzova, PhD in Technical Sciences, Associate Professor
V. Atamanyuk, Doctor of Technical Sciences, Professor
Lviv Polytechnic National University

Анотація. За допомогою універсальної моделюючої програми ChemCad змодельований ізотермічний реактор насичення частинок гарбуза сахарозою, який працює за умов постійної її концентрації в сиропі і одночасним збільшенням концентрації сахарози в цукатах. Отримані числові значення результату моделювання, розрахункові та графічні залежності насичення цукатів сахарозою та проаналізовані отримані результати.

Ключові слова: реактор для насичення, бульбашковий, ізотермічний, режим змішування, моделювання, цукат.

Abstract. The isothermal reactor is designed to saturate the pumpkin particles with sugar. The constant concentration of sucrose in the syrup and the increase in sucrose concentration in the candied fruits are present in the reactor. The reactor is modeled in the universal simulation program ChemCad. Numerical simulation values, graphical and computational relationships are obtained, the result is analyzed.

Key words: saturation reactor, bubble, isothermal, mixing mode, simulation, candied fruit.

Вступ. Найважливішим завданням організації харчування населення є раціональне використання місцевих ресурсів, зокрема овочів та фруктів, як основних джерел біологічно активних речовин. Виробництво цукатів з місцевої картопинової сировини дає змогу розширити асортимент овочевих цукатів вітчизняного виробництва. На даний час в Україні технологічні лінії виробництва цукатів є енергозатратними, з громістким обладнанням та великими непродуктивними втратами сировини. Саме тому, розрахунок основних процесів у виробництві цукатів з використанням сучасних моделюючих програм, які б дали змогу отримати достовірні дані для проектування нового обладнання є актуальним питанням сьогодення.

Постановка проблеми. На даний час способи виробництва цукатів є дуже різноманітними та не завжди досконалими. Перевитрата сиропу, сульфатування, оброблення сировини консервантами перед процесом насичення цукром та антиоксидантами перед процесом сушіння є основними причинами шкідливого впливу готового продукту на організм людини, високої вартості цукатів та великих затрат на виробництво в цілому.

Універсальна моделююча програма ChemCad дає змогу провести моделювання процесу насичення плодів гарбуза цукром. Результати моделювання дають змогу організувати технологічний процес з мінімально можливими енергозатратами та максимально можливим збереженням поживних речовин в готовому продукті, в якому основним консервантом буде цукор.

Аналіз останніх публікацій.

В роботі [1] наведений класичний спосіб виробництва цукатів на прикладі яблучних плодів. Такий спосіб включає: миття, інспекцію, очищення, різання, бланшування 15хв, уварювання плодів до вмісту сухих речовин в сиропі 78 %, відділення сиропу, інспекцію, підсушування, глазурування, основне сушіння до вмісту сухих речовин 83 %, пакування.

Автор [2] відзначає, що втрати β -каротину під час виробництва цукатів знаходяться у діапазоні від 17 до 18% порівняно зі свіжими фруктами. Втрати відбуваються в основному через бланшування, тобто безпосередньо через контакт з теплою та киснем. Для різних сортів моркви та гарбуза [3], каротину втрачається в середньому на 10 % більше у виробництві з бланшуванням, ніж у виробництві без бланшування. Проте втрати можуть бути зменшені у випадку використання сиропу високої концентрації, оскільки він запобігає впливу кисню під час просочування та зневоднення. Цукор, глазурований на поверхні виробу, також запобігає втраті β -каротину під час зберігання в середовищі кисню (повітря).

Існують напівсухі або сухі способи одержання цукатів [4, 5]. В роботі [4] розглядається спосіб, де сформовані у вигляді кубиків чи циліндрів плоди гарбуза або моркви складають в ємність і засипають цукром, дають відстоятися до ясного виділення соку при кімнатній температурі (10 годин). При цьому ємність з напівфабрикатами знаходиться між мідними пластинами, до яких підведене електромагнітне поле від звукового генератора ЗГ-3. Далі ведуть варіння цукатів при температурі сиропу 60...70°C також в електромагнітному полі звукової частоти 20 кГц і вище протягом 2...3 годин до досягнення вмісту сухих речовин не менш 80% (масових). Сухий спосіб виробництва цукатів наведений в роботі [5]. Свіжі плоди сушать за температури 40-45°C до вмісту сухих речовин у плодовоовочевій сировині 35-50%. Потім підсушена сировина подрібнюється в дробарці до розміру часток 1,5-2мм. Після здрібнювання цукатова маса надходить у шнековий змішувач, де до неї додають цукрову пудру й інтенсивно перемішують 5-10 хвилин за температури 80°C до повного розчинення цукрової пудри. При цьому цукати одержують з вмістом сухих речовин 80-86%. Отримана суміш надходить у формувальну машину, де її формують у вигляді джгутів, охолоджують до температури 30°C та розрізають на бруски.

В роботі [6] наведений спосіб багаторазового використання цукрового сиропу для насичення плодів цукром. Порізані кусочки бланшують гострою парою протягом 8-15 хв (залежно від розміру кусочків і виду сировини). Готують цукровий сироп і занурюють у киплячий сироп цукати. Потім сироп зсіджують, нагрівають і знову заливають ним цукати. Таким чином повторюють 2-3 рази до повного насичення цукатів цукром.

Дуже часто під час виробництва цукатів, плоди фруктів та овочів проходять хімічну обробку антиоксидантами, консервантами, штучними барвниками або підлягають сульфатуванню [7]. Будь яка хімічна обробка негативно впливає на якість та харчову цінність продукту, потребує ретельної перевірки на шкідливість для організму та збільшує матеріальні затрати на виробництво.

З огляду джерел літератури можна зробити висновок, що основним недоліком у виробництві цукатів є перевитрата сиропу, втрата поживних речовин внаслідок бланшування, застосування хімічної обробки сировини. Такі фактори призводять як до зниження якості готового продукту так і до збільшення витрат на виробництво в цілому.

Мета та задачі досліджень. Метою роботи був комплексний підхід до моделювання процесів насичення цукатів в цукровому сиропі, який би дав змогу змодельовати реактор насичення з постійною концентрацією сахарози в сиропі і одночасним збільшенням концентрації сахарози в цукатах за умов ізотермічного режиму.

Для досягнення мети необхідно було вирішити наступні задачі:

1. Розробити математичне забезпечення, яке описує стаціонарний режим процесу насичення цукатів в цукровому сиропі з постійною концентрацією сахарози в ньому.
2. Сформулювати комп'ютерну модель Dynamic vessel в ChemCad.
3. Отримати графічні залежності стаціонарного режиму процесу насичення цукатів сахарозою та проаналізувати результат.

Виклад основного матеріалу. Авторами статті було запропоновано технологічну лінію виробництва цукатів на прикладі цукатів з гарбуза (рис.1). За допомогою конвеєрної стрічки 1 сировина завантажується у мийно-калібрувальний комплекс 2. Після очищення від бруду гарбуз потрапляє у машину для видалення насінного гнізда 3, після чого він надходить у машину для різання плодів на кубики 4. Нарізані плоди у реакторі 5 насичуються цукром за температури сиропу 100 °C. Насичені цукром плоди гарбуза завантажують у СВЧ-конвективну сушарку 6.

Готові цукати подають на фасувально-пакувальний автомат 7. Готові порції цукатів потрапляють в упаковки, які герметизуються після цього продукція складається у ящики.

В реакторі 5 за температури 100 °C сироп починає упарюватися. Під час упарювання цукрового сиропу концентрація сахарози в ньому зростає, рівень рідини в реакторі зменшується. В таких умовах проводити процес насичення цукатів недоцільно, тому що, можливе перенасичення цукату цукром, що недопустимо з точки зору смакових якостей та органолептичних властивостей. Також це призводить до недоцільної перевитрати цукру.

Також відомо [8], що інтенсифікації дифузійного процесу насичення цукатів сахарозою сприяють наступні умови проведення насичення:

- 1) Пористі тіла повинні мати ізотропну структуру;
- 2) Суміш частинок має бути монодисперсною;
- 3) Перемішування двофазної системи (пористі частинки – рідина) має бути інтенсивним;
- 4) Об'єм рідини повинен бути значно більшим за об'єм пор твердих частинок, щоби концентрація сахарози залишалась постійною.

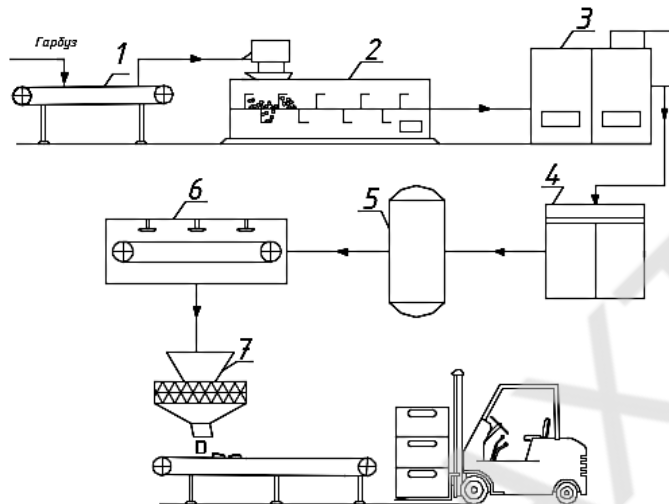


Рис.1. Технологічна схема виробництва цукатів

1 – конвеєрна стрічка, 2- мийно-калібрувальний комплекс, 3 – машина для видалення насінного гнізда, 4 – машина для різання плодів на кубики, 5 – реактор, 6 - СВЧ-конвективна сушарка, 7 - фасувально-пакувальний автомат.

Керуючись вищевказаними рекомендаціями, авторами статті змодельовано процес насичення частинок гарбуза коли концентрація сахарози в сиропі та рівень рідини в реакторі не змінювалися. Такий варіант можливий в тому випадку, коли кількість водяної пари, яка виходить з реактора під час упарювання сиропу буде компенсуватися водою, що виділяється з плодів гарбуза під час їх насичення сахарозою. Насичення буде відбуватися рівномірно і кінцевий продукт буде високої якості. За таких умов, єдиним консервантом буде сахароза.

Для моделювання цього процесу необхідно попередньо шляхом аналізу математичного опису знайти умови реалізації ізотермічного режиму, розробити математичне забезпечення для проектування реактора до якого включити: визначення постійного значення концентрації цукру в упареному сиропі в кінці процесу; час тривалості насичення цукатів в умовах стаціонарного режиму; витрату розчину; витрату пари; визначення конструктивних характеристик реактора, тобто діаметр висота та висота рідини;- отримання графічних залежностей які б показували сталість концентрації сиропу в часі і об'єму рідини в часі; отримання графічних залежностей зміни концентрації цукру в цукаті до досягнення рівноваги.

Проводимо чисельне моделювання в програмному забезпеченні ChemCad. Для розрахунку вибираємо термічну модель – ізотермічну, де ентальпія розраховується згідно моделі SRK [9], а гідродинамічну модель - модель інтенсивного змішування (бульбашкову).

В умовах інтенсивного змішування, рівняння матеріального балансу для проточного стаціонарного реактора має вигляд:

$$\frac{V}{V} (c_i - c_{io}) - w_i = 0 \quad \text{або} \quad \frac{V}{v} = \tau = \frac{(c_i - c_{io})}{w_i}$$

де V – об'єм реактора, м^3 ; v – продуктивність, $\text{м}^3/\text{с}$; c_i – біжуча концентрація; c_{io} – початкова концентрація; w_i – швидкість зміни концентрації, $1/\text{с}$; τ – час насичення, с .

У стаціонарному режимі концентрація речовини в будь-який момент часу в будь-якій точці реактора є величиною сталою. Це означає, що для цього реактора, згідно обраної моделі, концентрація сахарози в сиропі має бути незмінною. Рівняння матеріального балансу можна використати не тільки для визначення середнього часу насичення τ і розмірів реактора V , але й для розв'язання зворотної задачі: визначення концентрації речовини на виході з реактора для реактора заданого об'єму і для заданої продуктивності процесу.

Комп'ютерна модель ізотермічного реактора з інтенсивним перемішуванням розроблена в універсальній моделюючій системі ChemCad зображена на рис 2.

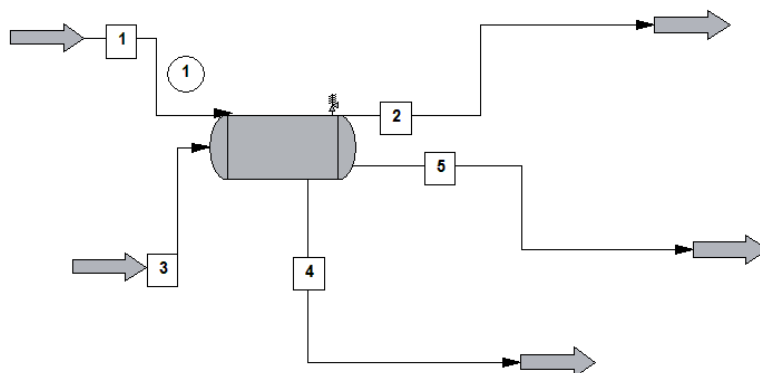


Рис 2. Комп'ютерна модель Dynamic vessel в ChemCad для стаціонарного режиму
1 – вхід сиропу; 2 – вихід пари; 3 – вхід плодів гарбуза кубічної форми ребром 10мм;
4 – вихід сиропу; 5 – вихід цукатів.

Для моделювання авторами статті були використані наступні вихідні дані:

тиск в реакторі - 1 атм, температура - 100°C;

потік №1 – концентрація цукру в сиропі 75% (мас.), витрата сиропу – 3.8 кг/хв; потік №2 – витрата плодів гарбуза – 1 кг/хв, концентрація цукру в плодах гарбуза 5% (мас.).

Нижче наведені результати моделювання Dynamic vessel в ChemCad (табл. 1 – 3)

Таблиця 1

Значення результатів моделювання потоків

Потік №	1	2	3	4	5
Температура, °C	100	100	100	100	100
Тиск, атм.	1.0200	1.0009	1.0200	1.0009	1.0009
Ентальпія, МДж / хв.	-33.747	-46.571	-15.117	-2.8793	-19.744
Пара	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00
Загальна масова витрата, кг / хв.	3.800	3.500	1.000	0.3500	2.400
Загальна об'ємна витрата чистої пари, м3 / год.	82.11	261.26	71.11	5.75	39.40
Матеріальний баланс в кг / хв.					
Вода	0.9500	3.500	0.9500	0.0618	0.4237
Цукор	2.850	0.0002	0.0500	0.2882	1.976

Таблиця 2

Конструктивні характеристики реактора

Діаметр, м	0.4000
Довжина циліндра, м	1.0000
Початковий рівень рідини, м	0.4000
Температура, °C	100.000
Витрата пари, кг/хв	3.5000
Розрахований тиск, атм	1.0009
Максимальний рівень рідини, м	0.69221
Об'єм реактора, м ³	0.1424
Об'єм рідини, м ³	0.1087
Об'єм пари, м ³	0.0337
Загальна кількість теплоти, МДж	403.5954
Маса максимальної кількості рідини, кг	147.9755
Маса рідини, кг	50.0000
Розрахований максимальний тиск, атм	2.3620

Таблиця 3

Результати конструктивного та механічного розрахунків реактора та його складальних одиниць

Швидкість рідини в реакторі, м/с	0.0785
Мінімальна висота роз'єднання, м	1.2192
Мінімальний рівень води до вхідного отвору, м	0.4572
Компенсатор, м	0.1524
Тиск конструкції, атм	1.2011
Допустимий тиск, атм	1021.7108
Тип днища	еліпсоїд
Добавка на корозію, м	0.0032
Густина реактора, кг/м ³	7833.4128
Надбавка у відсотках	20.0000
Внутрішній діаметр, м	0.4572
Швидкість пари, м/с	3.1020
Час напруженості, хв	1.0000
Час утримання, хв	5.0000
Довжина, м.	1.8299
Довжина / діаметр (співвідношення)	4.0023
Товщина обичайки, м	0.0063
Товщина днища, м	0.0063
Маса обичайки, кг	132.5524
Маса днища, кг	36.5853
Загальна маса (порожній), кг	169.1377
Загальний об'єм реактора, м ³	0.3254
Загальна маса (повна), кг	640.6564
Матеріал	високолегована сталь

В результаті моделювання реактора в універсальній моделюючій системі ChemCad, були отримані графічні залежності (рис. 3) зміни концентрації цукру в сиропі (крива 1) та в цукаті (крива 2). Також в результаті моделювання реактора, була отримана графічна залежність (рис. 4) зміни рівня рідини реактора в часі.

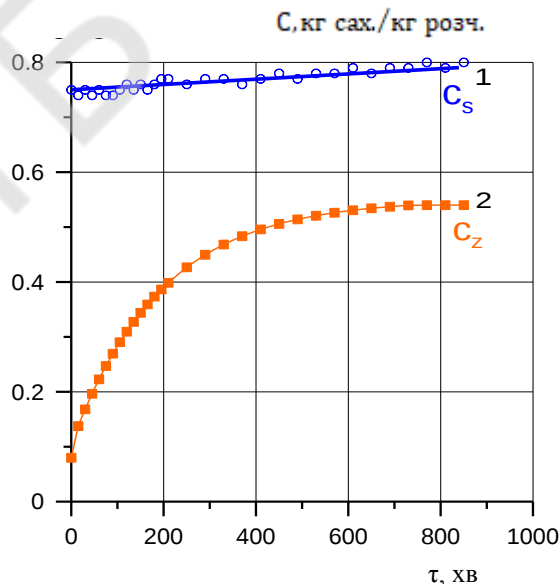


Рис. 3 Залежність зміни концентрації сахарози в сиропі (крива 1) та в цукаті (крива 2) в часі

Як бачимо з рис. 3, концентрація цукру в сиропі (крива 1) майже не змінюється (становить 0,75 – 0,8 кг сах./кг розч.). Результати представлені протягом 800 хвилин, далі відбувається кристалізація цукру. Концентрація цукру в цукаті (крива 2) зростає та після 700 хв цукат набуває рівноваги з цукровим сиропом. Як видно з рис 3. (крива 2), у змодельованому реакторі, цукат доцільно витримувати 400-500 хв до досягнення ним

концентрації 0,5 кг сах./кг розч. (50 % мас.). Протягом наступного часу, цукат насичується повільніше, води виділяється менше, її випаровування буде збільшене, рівень сиропу в реакторі почне падати.

На рис.4. представлена динаміка зміни рівня рідини в часі. Як видно з рис. 4., рівень рідини коливається в межах від 0,45м до 0,55м. Програма ChemCad видає такі результати за рахунок великої точності.

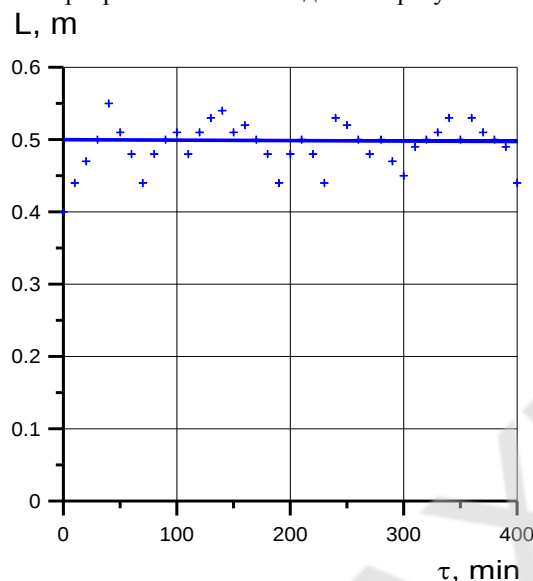


Рис.4. Динаміка зміни рівня рідини в часі.

Як бачимо з графіків, отриманих в результаті вирішення комп'ютерної моделі Dynamic vessel в ChemCad (рис. 2) під час упарювання цукрового сиропу концентрація сахарози та рівень рідини в реакторі не змінюється.

Висновки. Авторами статті на основі чисельної моделі Dynamic vessel визначені основні режимні технологічні параметри процесу насичення частинок гарбуза сахарозою, які дають змогу зберегти органолептичні властивості цукатів, що будуть довго зберігатися свої властивості і не пліснявіти. Також за умов стаціонарного ізотермічного режимів насичення зберігається сталою концентрація цукру в сиропі, що дає змогу використання такого сиропу для виробництва інших продуктів харчування. Результати моделювання дають змогу з високою точністю визначити всі параметри вхідних та вихідних потоків, а також конструктивні та механічні параметри реактора насичення та його складальних одиниць. Користуючись графічними залежностями, отриманими в результаті моделювання, з високою точністю можна визначити час насичення цукатів цукром, до концентрації, заданої технологічним регламентом.

Література

1. Спосіб виробництва яблучних цукатів. Малежик І. Ф., Дубковецький І. В., Бандуренко Г. М., Стрельченко Л. В. Деклараційний патент на корисну модель №103371. Україна. A23B 7/02 (2006.01), A23B 7/08 (2006.01). Опубл. 10.12.2015. Бюл. № 23.
2. Changes in b-Carotene and Vitamin A Contents of Vitamin A-rich Foods in Thailand During Preservation and Storage; V. Chavasit, R. Pisaphab, P. SungpuagU, S. Jittinandana, E. Wasantwisut. Vol. 67, Nr. 1, 2002—Journal of food science 375 – 379.
3. Степанова Н.Ю. Технологическая оценка производства цукатов из моркови, свёклы и тыквы / Н.Ю. Степанова // Процессы и аппараты пищевых производств. – 2015. –№ 2. – С. 175-176.
4. Спосіб виробництва цукатів з гарбуза та моркви. Захаренко В. О., Непочагих Т. А. Деклараційний патент на винахід № 2002107839 Україна A23L 1/064 (2006.01) A23G 3/48 (2006.01) A23G 3/50 (2006.01) Опубл. 16.06.2003, бюл. №6. 7.
5. Спосіб одержання цукатів. Черевко О. І., Михайлов В. М., Маяк В. І. Деклараційний патент на корисну модель № 6435. Україна. A23L 1/06 (2006.01), A23L 1/064 (2006.01), A23L 1/22 (2006.01). Опубл. 16.05.2005. Бюл. № 5.
6. Спосіб виробництва пектиновмісних цукатів. Крапивницька І. О.; Кушнір О. В.; Дзіс А. С.; Оболкіна В. І.; Гнатенко А. М.; Свінціцька А. І. Деклараційний патент на винахід № 98126381 Україна A23L 1/0524 (2006.01) Опубл. 15.12.2000, бюл. №7. 8.
7. Райхель Н.З., Алексеева Н.В., Джайшибеков Г.З., Кайпова Ж.Н. Способы производства цукатов // Международный журнал прикладных и фундаментальных исследований. – 2017. – № 2-2. – С. 168-171
8. V. Atamanyuk, I. Huzova, Z. Gnativ. Study of diffusion processes in pumpkin particles during candied fruits production // Харчова наука і технологія – Volume 11 Issue 4/ 2017 – С. 21 – 28.

9. Neau E. The Soave, Twu and Boston–Mathias alpha functions in cubic equations of state. P. II. Modeling of thermodynamic properties of pure compounds / E. Neau, O. Hernandez-Garduza // Fluid phase equilibria. – 2009. – V. 276. – P. 156–164.

УДК 532.528

УНИФИЦИРОВАННЫЙ ПОДХОД К МОДЕЛИРОВАНИЮ КАВИТАЦИОННЫХ РЕАКТОРОВ

Иваницкий Г.К., д.т.н., с.н.с., Недбайло А.Е., к.т.н., Коник А.В., к.т.н.,
Целень Б.Я. к.т.н., Гоженко Л.П., к.т.н.,
Институт технической теплофизики НАН Украины

MODELING CAVITATION REACTORS: A UNIFIED APPROACH

Ivanitsky G.K., DSc., Nedbaylo A.E., PhD., Konyk A.V., PhD,
Tcelen B.Ya., PhD., Gozhenko L.P., PhD.,
Institute of Engineering Thermophysics of the National Academy of Sciences of Ukraine

Аннотация. Гидродинамическая кавитация является одним из наиболее эффективных способов интенсификации многих технологических процессов, связанных с обработкой жидких продуктов. Изучение явлений кавитации с целью их рационального использования в технологиях требует единого подхода к анализу кавитационных механизмов и прогнозированию их действия на изучаемый объект, вне зависимости от типа кавитационного реактора. Установлено, что в настоящее время отсутствует четкая теоретическая база для понимания возможностей и ограничений используемых кавитационных устройств при решении конкретных задач. В работе обсуждаются пути построения общей математической модели кавитационных реакторов, которая базируются на результатах собственных комплексных исследований по изучению кавитационных процессов, а также на анализе публикаций по изучению механизмов кавитации. Предлагается универсальная математическая модель, которая с учетом основных факторов адекватно описывает динамику парогазовых пузырьков и пузырьков кластеров в широком интервале изменения режимных параметров и без использования ограничивающих допущений. В рамках модели проанализированы такие факторы, как температура и газосодержание жидкости, которые влияют на эффективность кавитационного воздействия. Обсуждаются пути дальнейшей модификации этих моделей применительно к задаче оптимизации работы кавитационных реакторов.

Abstract. Cavitation is known to be one of the most effective method intensification of technological processes related to treatment of liquid products. Various cavitation methods with using various types of hydrodynamic cavitation techniques have presently become remarkably widespread for enhancement of hydrodynamic, chemical, biochemical processes, as well as heat and mass transfer in different production technologies. It is established that, at the present time, there is no clear theoretical basis for understanding the possibilities and limitations of the cavitation devices used in solving specific problems. It is shown that the simulation of the operation of hydrodynamic reactors is based, for the present, on empirical approaches. Obviously, the study of the phenomena of cavitation for the purpose of their rational and effective use in industrial technologies requires a unified approach to the analysis of cavitation mechanisms and the prediction of their action on the object under study, regardless of the type of cavitation reactor. The present work highlights the different aspects of hydrodynamic cavitation including the basic mechanisms, as well as bubble dynamics analysis with recommendations for optimum operating parameters and reactor designs. In this paper we consider ways of developing a general mathematical model of cavitation reactors, which is based both on the results of our own comprehensive research on cavitation methods, and on the analysis of publications on theoretical studies of cavitation mechanisms. Universal mathematical models are proposed that from common thermodynamic positions and with maximum consideration of the determining factors adequately describe the dynamics of single bubbles and bubble clusters in a wide range of regime parameters change, and without using limiting assumptions. Within the framework of the model, a number of factors are considered, such as temperature and gas content of the liquid and some physical mechanisms, which affect the effectiveness of the cavitation effect. The ways of further modification of these models are discussed with regard to the problem of optimizing cavitation reactor operation.

Ключевые слова: гидродинамическая кавитация, математическая модель, паровой пузырек, кластер.

Key words: hydrodynamic cavitation, mathematical model, gas-vapor bubble, cavitation cluster.

Формулировка проблемы. Кавитация сегодня является одним из наиболее действенных способов интенсификации технологических процессов, связанных с обработкой жидких продуктов. Кавитационные методы широко используются в различных промышленных технологиях, прежде всего, в пищевой промышленности, а также в системах водоподготовки и очистки сточных вод. [1-3].

На практике кавитационные механизмы инициируют путем акустического воздействия на жидкость с использованием различных ультразвуковых излучателей [2,3] или за счет создания оптимальных

гидродинамических условий в потоке жидкости [3,4,5]. Для реализации процессов гидродинамической кавитации при решении исследовательских и прикладных задач используются различные типы роторно-пульсационных аппаратов [1,2], сопла Вентури [3-6], пластины с одним или с несколькими отверстиями [3-5], пульсационные диспергаторы [7], центробежные насосы [8]. В ряде практических приложений используются электроразрядная и паровая кавитация [9]. Подробный анализ существующих способов кавитации с целью их возможной классификации выполнен в работе [10].

Выбор способа кавитационного воздействия и типа реактора зависит от поставленной технологической задачи при соблюдении условия минимизации удельных энергозатрат. Очевидно, изучение явлений кавитации с целью их рационального и эффективного использования в промышленных технологиях требует единого подхода к анализу кавитационных механизмов и прогнозирования их действия на изучаемый объект, вне зависимости от типа кавитационного реактора.

В данной работе на основе результатов комплексных исследований по изучению и практическому применению кавитационных методов, проводимых в ИТТФ НАНУ, а также анализа опубликованных работ других авторов по теоретическим исследованиям механизмов кавитации, рассматриваются пути построения общей математической модели кавитационных реакторов.

Принцип работы кавитационных реакторов. Кавитационные устройства предназначены для создания условий, которые обеспечивают формирования в жидкости совокупности паровых пузырьков (т.н. кавитационного кластера), их последующий рост, сжатие и завершающее схлопывание. В момент коллапса пузырьки излучают импульсы давления, которые преобразуются в результирующий мощный энергетический импульс кавитационного кластера. В зоне схлопывания пузырька образуется т.н. “термик” – область жидкости микронного размера с $T_l > 1000^\circ\text{C}$. Эти кратковременные динамические и термические эффекты определяют эффективность кавитационного воздействия на микрообъекты, находящиеся в жидкости внутри и в окрестности кластера.

По принятому определению [1-5], кавитация возникает, если давление в жидкости p_l становится меньше давления насыщенного пара ($p_l < p_{sat}(T_l)$), что приводит к образованию и росту пузырьков, а затем возрастает до значения $p_l > p_{sat}(T_l)$, что ведет к сжатию и последующему коллапсу пузырьков. Это определение в равной мере относится к акустической и к гидродинамической кавитации, где падение и возрастание давления обусловлено периодическим высокочастотным растяжением и сжатием объема жидкости, либо растяжением скоростного потока при прохождении через узкое сечение канала. Однако такое определение неправомерно при описании электроразрядной, конденсационной и других подобных разновидностей паровой кавитации, где эволюция пузырьков осуществляется в изобарических условиях. Моделирование такого типа кавитационных устройств принципиально отличается от моделирования работы гидродинамических и акустических реакторов [9].

В литературе рассматриваются преимущественно модели гидродинамических кавитационных реакторов в связи с их широким использованием в различных технологиях.

Анализ работы гидродинамических кавитационных устройств базируется на двух самостоятельных моделях. Одна из них - модель кавитации – описывает эволюцию пузырьков с момента их образования и до завершающего коллапса, вне зависимости от типа кавитационного реактора. Другая модель, которую можно назвать моделью гидродинамики потока, учитывает конструктивные особенности реактора.

Модель кавитации описывает динамику парового пузырька или совокупности пузырьков в жидкости с температурой $T_{\infty} = \text{const}$ при заданных начальных значениях радиуса пузырьков R_{b0} , их концентрации N_b и паросодержания β_0 . Изменения радиуса пузырька $R_b(\tau)$ при изменении внешнего давления $p_{\infty}(\tau)$ обычно определяется с использованием известного уравнения Релея-Плессета

$$\frac{d^2 R_b}{d\tau^2} = \frac{p_b(\tau) - p_{\infty}(\tau) - 1,5\rho_l \cdot (dR_b/d\tau)^2 - \frac{2\sigma}{R} - \frac{4\mu_l \cdot (dR_b/d\tau)}{R}}{\rho_l \cdot R_b} \quad (1)$$

Уравнение (1) решается совместно с уравнениями, описывающими изменение температуры $T_b(\tau)$ и давления пара $p_b(\tau)$ в пузырьке, теплообмен пузырька с жидкостью, кинетику фазовых переходов с учетом изменения температуры жидкости на границе с пузырьком $T_{lr}(\tau)$ и температурные зависимости плотности $\rho_l(T_{lr})$, вязкости жидкости $\rho_l(T_{lr})$ и поверхностного натяжения $\rho_l(T_{lr})$. Уравнение (1) используется также в системе уравнений динамики кавитационного кластера. Кроме указанных выше уравнений эта система должна включать также уравнения, описывающие силовое и термическое взаимодействие пузырьков, что позволяет рассчитывать нестационарные поля скоростей, температур и давлений в жидкости между пузырьками кластера, где присутствуют обрабатываемые микрообъекты.

Для адекватного описания кавитационных механизмов необходим строгий учет всех указанных выше факторов. Однако даже в наиболее разработанных моделях реакторов описание процессов кавитации

проводится с большим количеством упрощающих допущений: постоянство параметров ρ_l , μ_l и σ , адиабатичность процесса, постоянство давления пара в пузырьке ($p_b = p_{sat}(T_{l\infty})$) [3,4,7]. В ряде случаев расчеты проводятся для единичного пузырька, а при анализе поведения кластера взаимодействие пузырьков не учитывается [1,4,5]. В большинстве моделей используется неоправданно большое число эмпирических или подгоночных параметров. По мнению авторов работы [5], до сих пор не разработаны теоретические основы, позволяющие идентифицировать ключевые параметры кавитации, а проблема исследования механизмов кавитации фактически сводится к тестированию поведения «черного ящика».

Анализ публикаций по теме позволяет утверждать об отсутствии в настоящее время обоснованной достоверной модели кавитации.

Модель гидродинамики канала описывает изменение во времени давления $p_l = f(\tau)$ в фиксированном элементарном объеме жидкости при ее течении через канал реактора. Рассчитанные в данной модели значения $p_l(\tau)$, входят в уравнение (1), что обеспечивает возможность решения этого уравнения. Таким образом, зависимость $p_l = f(\tau)$, рассчитанная для канала с заданной геометрией, позволяет определить поведение кавитационного кластера в конкретном реакторе. Очевидно, при описании акустической кавитации при заданных значениях частоты и интенсивности ультразвукового поля зависимость $p_l = f(\tau)$ описывается синусоидальной функцией. Для кавитационных реакторов типа сопла Вентури или пластинки с отверстиями зависимость $p_l = f(\tau)$ рассчитывается с использованием уравнения Бернулли [1,5] или усредненного по сечению уравнения Навье-Стокса [3,4]. При необходимости, эти уравнения дополняются уравнениями модели турбулентности [4]. Для решения задач оптимизации конструктивно-режимных параметров кавитационных реакторов этого типа используются готовые программные продукты типа ANSYS. Особую трудность вызывают теоретическое описание нестационарных гидродинамических процессов в роторно-пульсационных аппаратах, которые используются в различных технологиях в качестве эффективных кавитационных реакторов. Это связано со сложностью конструкции таких устройств и необходимостью учета многообразных факторов воздействия на обрабатываемую среду [1,2].

Анализ кавитационных механизмов. В Институте технической теплофизики НАНУ разработаны универсальные математические модели динамики единичного парогазового пузырька и динамики ансамбля пузырьков [9]. Рассмотрены принципы построения таких моделей, приведены полные системы уравнений и представлены результаты апробации моделей на экспериментальных данных различных авторов. Модели в рамках одной системы уравнений без введения дополнительных допущений описывают поведение пузырьков в процессах кипения, а также в процессах гидродинамической, паровой и акустической кавитации во всем температурном интервале существования жидкой фазы вплоть до критической точки. Особенностью моделей является описание межфазного тепло- и массообмена в рамках молекулярно-кинетической теории, а также представление в аналитическом виде зависимостей от температуры основных теплофизических характеристик обеих фаз.

Модель динамики ансамбля пузырьков, учитывающая силовое и термическое взаимодействие пузырьков, позволяет представить в микромасштабе текущую картину полей температуры, давлений и скоростей в межпузырьковом пространстве кластера и рассчитать изменение усредненных по объему давления и температуры жидкости внутри кластера. Эти модели успешно использовались для расчета кавитационных реакторов различного типа при решении конкретных технологических задач [6-8]. С помощью модели можно проанализировать влияние различных факторов на процесс кавитации.

Как было отмечено выше, для создания кавитации необходимо, чтобы давление в жидкости $p_l(\tau)$ резко снизилось до величины p_{min} , много меньшей давления насыщенного пара ($p_{min} \ll p_{sat}(T_l)$), а затем быстро возросло до давления $p_k > p_{sat}(T_l)$. Эти условия, схематически представленные на рис.1, в равной мере относятся и к акустической и к гидродинамической кавитации.

Принципиально важным является, что для начала формирования кавитационных пузырьков значение p_{min} должно находиться в области отрицательных давлений ($p_{min} < 0$), когда жидкость пребывает в состоянии растяжения. В теории акустической кавитации это является очевидным, но при анализе процессов гидродинамической кавитации практически во всех известных работах по кавитации априори принимается, что $0 < p_{min} < p_{sat}(T_l)$ [1,3,5]. Такой подход исключает возможность описания работы реактора, поскольку из рассмотрения выпадает вопрос о направленном контроле концентрации и начальных размером пузырьков кавитационного кластера. Необходимость выполнения условия $p_{min} \ll 0$ детально рассмотрена в работе [11.]. Представленные на рис.2 расчетные данные свидетельствуют что условие $p_{min} \ll 0$ выполняется для любых типов кавитационных реакторов [4-9].

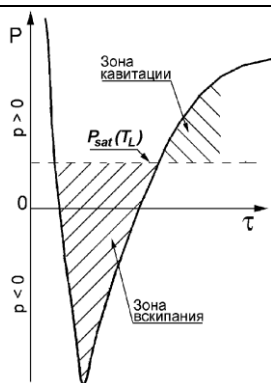
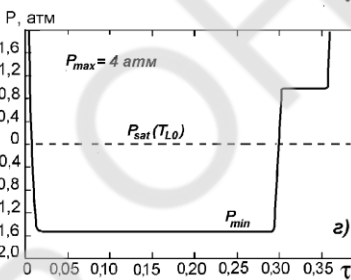
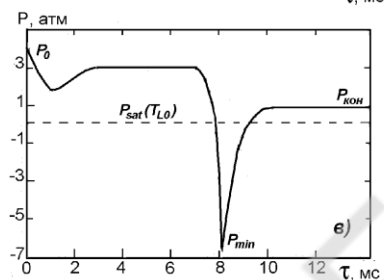
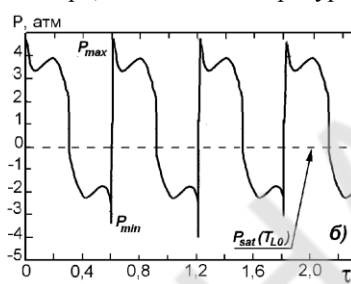
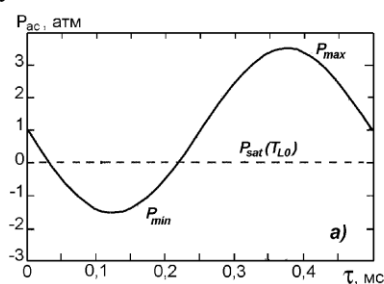


Рис.1 Схема изменения давления в жидкости для реализации кавитации.

Практика показывает [3-5,7,8], что уровень кавитационного воздействия в сильной степени зависит от газосодержания жидкости, или относительной доли нейтрального газа в исходных микрочастицах. Это хорошо согласуется с результатами расчета по модели [9], представленными на рис.3. Даже небольшое содержание газа в пузырьке резко снижает степень динамического воздействия. Это объясняется тем, что наличие газа препятствует сжатию пузырька до минимальных размеров R_{min} , а это вообще исключает возможность его схлопывания с последующим излучением высокоамплитудного импульса давления [15].

Для эффективной работы реактора необходимо обеспечить предельно высокую скорость понижения давления жидкости до отрицательных значений P_{min} , и таким образом инициировать рост микро- и наноразмерных паровых зародышей с относительно малым содержанием нейтральных газов. В акустической кавитации это достигается за счет повышения частоты и интенсивности звукового поля.

Еще одним важным фактором, определяющим, уровень динамического и термического воздействия на объект в результате коллапса кавитационного кластера, является температура жидкости $T_{l\infty}$.



а) ультразвуковой реактор; б) роторно-пульсационный аппарат;

в) сопло Вентури; г) пульсационный диспергатор

Рис.2. Характер изменения со временем давления в объеме обрабатываемой жидкости в кавитационных реакторах различного типа. Расчет по модели [9]

акустического давления P_{ac} (интенсивности поля). На обеих кривых наблюдаются ярко выраженный максимум при температуре $T_{l\infty} \approx 55^\circ\text{C}$. На рисунке пунктиром представлены данные эксперимента [2] по эрозионной потере массы алюминиевого образца за определенный промежуток времени при кавитационном ультразвуковом воздействии в зависимости от температуры жидкости. Видно, что максимальное эрозионное воздействие регистрируется при той же температуре. Причина появления максимума на кривых зависимости интенсивности кавитационных воздействий от температуры именно в области температур $T_{l\infty} = 45 \div 55^\circ\text{C}$ пока является предметом дискуссий. Тем не менее, такой характер зависимости степени кавитационного воздействия от температуры жидкости следует принимать во внимание при использовании кавитации, например, в технологических операциях экстрагирования или стерилизации, где величина температуры жидкости является важным фактором интенсивности процесса.

При коллапсе единичного пузырька амплитуда импульса давления быстро и монотонно снижается по мере повышения температуры $T_{l\infty}$ [9]. Однако, как показывают эксперименты [2, 7], при схлопывании кавитационного кластера, на зависимостях амплитуды импульса давления от температуры регистрируется максимум в области температур $T_{l\infty} = 45 \div 55^\circ\text{C}$. Это характерно и для гидродинамической, и для акустической кавитации.

На рис.4 показаны рассчитанные по модели [9] температурные зависимости амплитуды импульсов давления $P_{imp} = f(T_{l\infty})$ при схлопывании кавитационного кластера в акустическом поле с частотой $f_{ac} = 20$ кГц при двух значениях

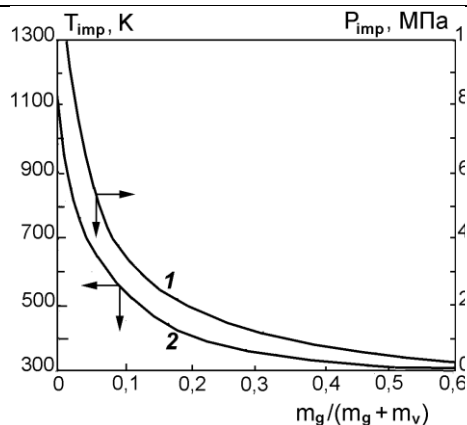
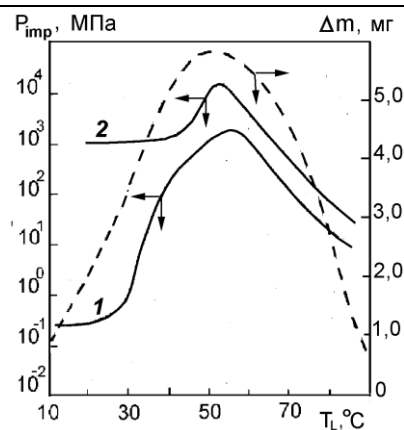


Рис.3. Зависимость температуры (1) и давления (2) в предельно сжатом кавитационном пузырьке от массового содержания газа.



1. $P_{ac}=100$ кПа; 2. $P_{ac}=120$ кПа; частота поля $f_{ac}=20$ кГц; $N_b=10^5$ с⁻¹

Рис.4. Влияние температуры T_l на амплитуду давления P_{imp} при коллапсе кластера в акустическом поле при двух значениях давления P_{ac} (сплошные линии) и на потерю массы алюминиевого образца Δm при воздействии акустического поля [2] (пунктир)

С помощью модели можно получить большой объем полезной информации, в том числе касающейся специфики процессов, протекающих на наиболее интересной и важной стадии коллапса пузырька. Именно на этой чрезвычайно короткой стадии происходят интенсивные энергетические преобразования.

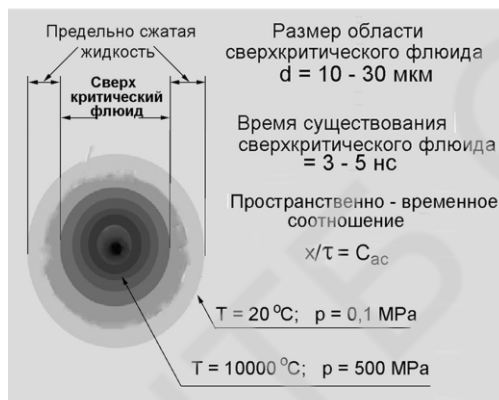
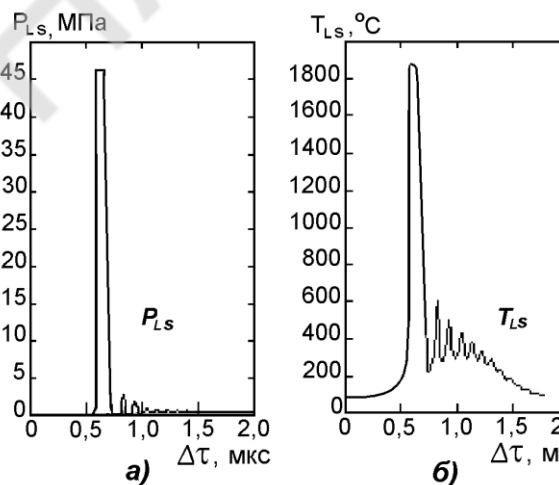


Рис.5. Схематическое представление предельно сжатого кавитационного пузырька в состоянии сверхкритического флюида.



$R_{bo}=2,5$ мкм; $T_{l0}=20^\circ\text{C}$

Рис.6. Характер изменения со временем давления P_{ls} и температуры T_{ls} в жидкости на границе с пузырьком на завершающей стадии схлопывания

Вследствие адиабатичности процесса завершающей стадии сжатия, температура внутри предельно сжатого пузырька существенно превышает критическую температуру, благодаря чему пузырек и его ближайшее окружение переходят в состояние сверхкритического флюида (СКФ), где не существует различия между твердой и жидкой фазой. СКФ способен, подобно газам, просачиваться сквозь твердые материалы и растворять вещества, подобно жидкостям. Известно, например, что вода в состоянии СКФ может успешно использоваться как заменитель органических растворителей во многих промышленных и лабораторных процессах. Наиболее показательные характеристики СКФ показаны на рис.5.

На рис.6 представлено рассчитанное по модели изменение давления (а) и температуры жидкости (б) на границе с пузырьком, за наносекундный промежуток времени пребывания его в состоянии СКФ.

Выводы. Изучение явлений кавитации с целью их рационального и эффективного использования в промышленных технологиях, требует единого подхода к описанию кавитационных механизмов вне

зависимости от типа кавитационного устройства. В рамках этой концепции проводится разработка и совершенствование математической модели, которая с учетом определяющих факторов и адекватным представлением теплофизических системных параметров обеспечит возможность оценивать и контролировать уровень воздействия на жидкие дисперсные системы, в зависимости от конструктивных и режимных параметров кавитационных реакторов. Данная работа рассматривается как начальный этап в направлении обоснования рациональных конструкций и оптимальных режимов работы кавитирующих устройств при решении различных технологических задач.

Література

1. Ashokkumar M., Krasulya O., Rink R. A New Look at Cavitation and the Applications of Its Liquid-Phase Effects in the Processing of Food and Fuel // Appl. Phys. Research.–2012. –Vol.4, No.1.–pp.19–29.
2. Новицкий Б.Г. Применение акустических колебаний в химико- технологических процессах.- М.: Химия, 1983.–191 с.
3. Parag R. Gogate P.R. Hydrodynamic Cavitation for Food and Water Processing //Food Bioprocess Technol.–2011. –Vol.4, No.6, pp 996–1011.
4. Rooze, J. Cavitation in gas-saturated liquids. –Eindhoven: Technische Universiteit Eindhoven –2012.–120 pp. DOI:10.6100/IR732583
5. Arrojo S., Benito Y.A theoretical study of hydrodynamic cavitation. Ultrasonics Sonochemistry, 2008. –Vol.15, No3. –pp.203–211.
6. Ivanitsky G.K., Avdeyeva L. Y., Makarenko A. A. Using the effects of hydrodynamic cavitation for purposeful dynamical action on the supramolecular structures. // Physics of Aerodisperse systems. – 2016.–№ 53. –pp. 142–151.
7. Іваницький Г.К., Чайка О.І., Гоженко Л.П. Застосування кавітаційного реактора пульсаційного типу для екстрагування з рослинної сировини // Наук.і праці ОНАХТ.2015. –вип.47, Т.2. С.138–142.
8. Іваницький Г.К., Недбайло А.Е. Аналитическое исследование кавитации в рабочем колесе центробежных насосов. //Пром. теплотехника. –2011. –Т.34, №2. –С.40-47.
9. Долинский А.А., Іваницький Г.К. Тепломассообмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах. –Киев: Наук. думка, 2008. –381 с.
10. Анисимов В.В. Ермаков П. П. Классификация способов создания кавитации // Наукові праці ОНАХТ.– 2012.вип. 41, Т.1. –С.30–35.
11. Іваницький Г.К. Численное исследование поведения пузырькового кластера в процессах гидродинамической кавитации. // Наукові праці ОНАХТ.–2017.–Т.81, вип.1, С.114–120.

УДК 66.061

МОДЕЛЮВАННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ПРОЦЕСІВ У АПАРАТІ З ПНЕВМАТИЧНИМ ПЕРЕМІШУВАННЯМ

О. М. Данилюк¹, В. М. Атаманюк, Я. М. Гумницький
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

MODELING OF HYDRODYNAMIC PROCESSES IN PNEUMATIC MIXING APPARATUS

O. M. Danyliuk¹, V. M. Atamanuk, J. M. Gumnitsky
National University "Lvivska Politekhnik", Lviv

Анотація. Проведено огляд і аналіз літературних джерел, які відображають основні результати та напрямки досліджень процесу розчинення під час пневматичного перемішування. Вони показують, які проблемні напрями науки потребують детальніших досліджень. Обґрунтовано вибір методу розчинення під час пневматичного перемішування розчину. Розглянуто переваги даного методу.

Експериментально досліджено процес руху бульбашки стисненого повітря у водному розчині бензойної кислоти в апараті для розчинення під час пневматичного перемішування. Описано процес утворення бульбашок в умовах квазістатичного режиму диспергування стисненим повітрям розчину. Визначено відривний розмір бульбашок повітря з отворів барботеру. Розраховані швидкість спливання бульбашок повітря в апараті та частота їх утворення з отворів барботеру. Розраховано фіктивні швидкості руху бульбашок стисненого повітря в апараті за різних витрат повітря. Наведено результати розрахунків дисипації енергії в апараті для розчинення бензойної кислоти. Визначені параметри руху бульбашки стисненого повітря

узагальнені у вигляді таблиці та графіка. Визначено оптимальні значення витрати повітря та час, за яких доцільно здійснювати процес розчинення під час пневматичного перемішування.

Ключові слова: рух бульбашок, розчинення, пневматичне перемішування, енергія, барботер.

Abstract. This article reviews and analyzes literary sources, which reflect the main results and directions of research of the dissolution process during pneumatic mixing. They show which problem areas of science require more detailed research. The choice of the method of dissolution during the pneumatic mixing of the solution is substantiated. The advantages of this method are considered.

The process of bubble movement of compressed air in an aqueous solution of benzoic acid, in the apparatus for dissolution during pneumatic mixing is experimentally investigated. The process of formation of bubbles is described in the conditions of the quasi-static regime of dispersion with compressed air of a solution. Determined tear-off size of air bubbles from the bubbler apertures. The velocity of air bubbles in the apparatus is calculated and the frequency of their formation from the bubbler apertures. The fictitious velocities of bubbles of compressed air in the apparatus for different air flows are calculated. The calculations results of dissipation of energy in the apparatus for dissolution of benzoic acid are presented. The specified parameters of the bubble movement of compressed air are summarized in the form of a table and a graph. The optimal values of air flow and the time during which it is expedient to carry out the dissolution process during pneumatic mixing are determined.

Key words: bubble movement, dissolution, pneumatic mixing, energy, bubbler.

Вступ. Процес розчинення належить до одного із найбільш поширених масообмінних процесів. Проведені дослідження належать, в основному, до питань харчової, хімічної та фармацевтичної промисловостей. Розчинення твердих речовин у промисловості реалізується різними методами: в апараті з механічним або пневматичним перемішуванням, в апаратах із псевдозрідженим шаром зернистого матеріалу, перемішування струменем рідини або повітря, у шнекових апаратах та апаратах з рухомим та нерухомим шаром твердої фази [1].

Особливої уваги заслуговують перемішувачі пристрої з підведенням енергії стисненим газом. Одним із шляхів підвищення надійності технічних об'єктів є спрощення їх конструкції. Максимального спрощення конструкції можна досягти лише у випадку, коли безпосередньо носій кінетичної енергії буде наділений функціями виконавчого органу. На даний час апарати із пневматичним перемішуванням не набули широкого використання, проте, вони характеризуються рядом переваг, порівняно із механічними мішалками. У апаратах з пневматичним перемішуванням спрощена внутрішня конструкція, оскільки у них відсутні перемішувачі пристрої, які піддаються впливу механічної та хімічної ерозій. Продукти ерозії та корозії перемішувачів пристроїв додатково забруднюють цільовий продукт розчинення. До переваг використання пневматичного перемішування відноситься також рівномірний та інтенсивний масообмін між твердою фазою та рідиною. Однією із найважливіших характеристик процесу перемішування є енергія, що вводиться в апарат для здійснення процесу. Тому, дослідження умов формування бульбашок, закономірностей їх руху в апараті, розрахунок оптимальної енергії, яка необхідна для розчинення бензойної кислоти під час пневматичного перемішування розчину, є актуальними завданнями, які потребують подальшого дослідження.

Аналіз останніх досліджень та публікацій. Дослідження роботи апаратів з пневматичним перемішуванням безпосередньо пов'язане із дослідженням руху бульбашок стисненого газу у середовищі, що перемішується. Згідно із даними досліджень [2], процес виходу стиснутого повітря через отвори кільцевого напірного трубопроводу супроводжується формуванням струменя, який у процесі руху подрібнюється на окремі бульбашки різного об'єму, що піднімаються у висхідному напрямку. Дослідження бульбашкового процесу, як початкового, в установці для розчинення під час пневматичного перемішування дає змогу сформулювати достовірну базу для подальшого теоретичного дослідження та моделювання структури і режиму руху, що формується всередині апарату, та є основою для дослідження динаміки газорідних сумішей.

У квазістатичному режимі над отвором періодично утворюються бульбашки однакового розміру, що спливають з однією і тією ж швидкістю на однаковій відстані один від одного. Збільшення швидкості газового потоку приводить до зростання частоти утворення газових бульбашок. Їх розміри і швидкість спливання залишаються незмінними, зменшується лише відстань між ними. Подальше зростання швидкості газового потоку приводить до такого режиму утворення бульбашок, коли вони, стикаючись, рухаються ланцюжком або у струменевому режимі.

Авторами [3-4] встановлено, що на бульбашки газу, які спливають у рідині, діють підйомна сила, викликана градієнтом тиску в напрямку руху бульбашки, сила опору рідини, що оточує бульбашку, та сила поверхневого натягу. Дані дослідження описують умови піднімання бульбашки в рідині у вертикальній площині. У [5] наведені результати вимірювання руху повітряної бульбашки у пульсуючій рідині для процесу коливальної флотації. Встановлено залежність абсолютних та відносних швидкостей розростання бульбашок від параметрів пульсації рідини. У роботі [6] проведений комплекс експериментальних та теоретичних досліджень, який дозволив дослідити вплив ряду параметрів (вхідний діаметр, кут нахилу твірної та висота кінцевого корпусу забірної пристрою; глибина добування та довжина транспортувального трубопроводу; тиск подачі повітря; діаметр та кут встановлення сопел) на продуктивність пневматичного забірної пристрою для добування сапропелевих сумішей. Також розроблено математичну модель руху повітряної бульбашки у в'язкій

рідині [7], яка дозволяє обґрунтувати раціональні межі кута нахилу твірної та висоти конічного корпусу забірного пристрою. Дослідженню розчинення одинарних частинок та розчинення у стаціонарному шарі приділено чимало уваги різними дослідниками, наприклад, у роботах [8-9]. У роботах [10, 11] розглянуто процес фізичного розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти в потоці газу та рідини, а також на основі теорії ізотропної турбулентності визначено теоретичний коефіцієнт масовіддачі.

Експериментальні дослідження та обговорення результатів. Аналіз характеристик руху бульбашок стисненого повітря у рідкому середовищі проводили на лабораторній установці, схема і принцип роботи якої представлені у [12]. Дослідження проводили в умовах квазістатичного режиму, який спостерігається за невеликих швидкостей руху повітря, коли можна не враховувати інерцію взаємодіючих середовищ. У цьому режимі об'єм бульбашки в момент відриву не залежить від витрати стисненого повітря, у той же час частота їх утворення зростає пропорційно до витрати повітря. Вважаємо, що повітряний потік складається із окремих бульбашок кулястої форми. Розглянемо процес утворення окремої бульбашки з відривним розміром δ і об'ємом V , у рідкому середовищі з глибини H під час повільного витікання повітря у рідину із отвору з гострими кромками (рис.1).

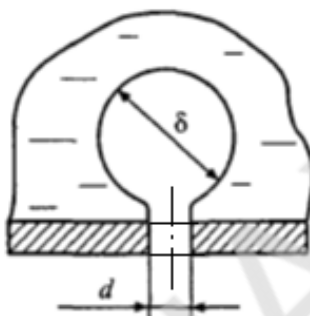


Рис.1 Схема відриву бульбашки

Для квазістатичного процесу умови відриву бульбашки можна представити як рівновагу сил поверхневого натягу, що утримують бульбашку по периметру отвору, і рівнодійної сил ваги повітря та Архімеда, що відривають бульбашку.

Умову рівноваги запишемо у вигляді:

$$\frac{\pi \delta^3}{6} \cdot (\rho_1 - \rho_2) \cdot g = \pi \cdot d \cdot \sigma,$$

звідки, після введення коригуючого коефіцієнта η_σ , що враховує спрощення моделі і відхилення форми бульбашки від сферичної в момент відриву, отримаємо:

$$\delta = \sqrt[3]{\eta_\sigma \cdot \frac{6 \cdot d \cdot \sigma}{g \cdot (\rho_1 - \rho_2)}}, \quad (1)$$

де δ – відривний діаметр бульбашки, м; d – діаметр отвору, м; ρ_1, ρ_2 – густина рідини та повітря, кг/м^3 ; $\sigma=0,0732 \text{ Н/м}$ – поверхневий натяг води за температури 16°C .

Величина корелюючого коефіцієнта η_σ знаходиться у межах 0,6–1,0 і для газів $\eta_\sigma \approx 0,89$ [13].

Відповідно до формули Бернуллі, тиск повітря в бульбашці P становить:

$$P = p_a + \rho_1 \cdot g \cdot H + \frac{\rho_2 \cdot \omega^2}{2} \quad (2)$$

де p_a – атмосферний тиск, Па; ω – швидкість руху бульбашки, м/с.

Останнім членом рівняння (2) можна знехтувати, оскільки у момент відриву $\omega = 0$. Тоді, рівняння запишеться у вигляді:

$$P = p_a + \rho_1 \cdot g \cdot H \quad (3)$$

Температура стисненого повітря у дослідженнях, яке формує бульбашку, має значення $t \approx 16^\circ\text{C}$ ($T \approx 289 \text{ K}$). Густина повітря за тиску $P=98,1 \text{ кПа}$, і даній температурі $\rho_2=1,16 \text{ кг/м}^3$.

Враховуючи рівняння (1) – (3), відривний розмір бульбашки повітря становитиме: $\delta = 3,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}$.

Залежно від об'ємної витрати повітря, частота відриву бульбашок від кромки отвору за одиницю часу, буде:

$$n = \frac{6Q}{2\pi\delta^3}, 1/\text{с}, \quad (4)$$

де Q – об'ємна витрата повітря, $\text{м}^3/\text{с}$; $z=560$ – кількість отворів перфорованої перегородки барботера у експериментальній установці.

Позначимо через ω_c середню швидкість спливання бульбашки. Для визначення швидкості спливання бульбашки використаємо рівняння за умови $\rho_1 \gg \rho_2$, яке наведено у [14]:

$$\omega_c = \sqrt{\frac{4 \cdot g}{3 \cdot C}} \quad (5)$$

де C – коефіцієнт опору середовища.

Для визначення коефіцієнта опору середовища C згідно з критеріями Вебера $We > 1$ і Рейнольдса $Re > 600$ можна використати залежність Хармоні, що справедлива у області критерія Бонда $Bo < 13$:

$$C = 0,568 \cdot \sqrt{Bo}, \quad Bo = \frac{g \cdot d^2 \cdot (\rho_1 - \rho_2)}{\sigma} \quad (6)$$

де

Для умов проведення експерименту число Бонда $Bo = 1,57$; а коефіцієнт $C = 0,71$.

Із залежності (5) швидкість спливання бульбашки становить: $\omega_c = 0,23$ м/с.

Тоді, критерій Рейнольдса $Re = \frac{\omega_c \cdot \rho_1 \cdot d}{\mu} = 711$; критерій Вебера $We = \frac{\omega_c^2 \cdot \rho_1 \cdot d}{\sigma} = 1,8$. Тобто, умова використання залежності Хармоні виконується.

Енергія введенного газу передається рідині та зумовлює її турбулентні переміщення. Ця енергія від великих масштабів турбулентності переходить до малих масштабів та у кінцевому результаті дисипується у даному об'ємі розчину.

Результати розрахунків дисипації енергії, яка вводиться у апарат для розчинення бензойної кислоти під час пневматичного перемішування в умовах квазістатичного руху бульбашок повітря [15] наведені у таблиці 1.

Таблиця 1 - Результати розрахунку дисипації енергії в об'ємі апарату

Об'ємна витрата газу $Q \cdot 10^{-5}$, м ³ /с	Час дослідів $\tau \cdot 10^{-2}$, с	Швидкіс ть витікання ω , м/с	Фіктив на швидкіс ω_0 , м/с	Питома енергія дисипації ϵ_0 , Вт/кг
67	78	1,51	0,04	0,40
89	72	2,02	0,05	0,51
111	66	2,53	0,06	0,62
133	57	3,03	0,07	0,74
156	51	3,55	0,08	0,86

Дисипацію енергії визначаємо через потужність N_p , яка вводиться в апарат з газовою фазою і дорівнює кінетичній та потенціальній енергії повітря:

$$N_p = \left(p_a + \rho_1 \cdot g \cdot H + \frac{\rho_2 \cdot \omega_0^2}{2} \right) \cdot Q \quad (7)$$

Оскільки $p \gg \rho_1 g H$, то знехтуємо зміню густини повітря. Тоді, потужність, яка виходить з апарату разом із повітрям:

$$N_k = \left(p_a + \frac{\rho_2 \cdot \omega_0^2}{2} \right) \cdot Q \quad (8)$$

Дисипацію енергії в апараті визначимо із рівняння:

$$\epsilon_0 = \frac{N_p - N_k}{H \cdot \rho_1 \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4}} = \omega_0 \cdot g + \frac{\rho_2 \cdot \omega_0}{2 \cdot \rho_1 \cdot H} \cdot (\omega^2 - \omega_c^2), \quad (9)$$

де $\omega_0 = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot d^2}$ – фіктивна швидкість газу, м/с; d – діаметр апарату, м. ω_c – швидкість спливання бульбашки, м/с; ω – швидкість витікання повітря крізь отвори перфорованої перегородки, м/с.

Фіктивна швидкість руху повітря, яке подається крізь отвори барботера в рідке середовище апарату, буде рівна:

$$\omega_0 = \frac{Q}{S}, \quad (10)$$

де S – площа перерізу отвору, м².

Для визначення оптимального значення витрати повітря, за якої доцільно здійснювати процес розчинення під час пневматичного перемішування, на основі таблиці 1, побудовано графік залежності розподілу енергії в апараті від витрати стиснутого повітря і тривалості процесу.

ϵ_0 , Вт/кг

$\tau \cdot 10^{-2}$, с

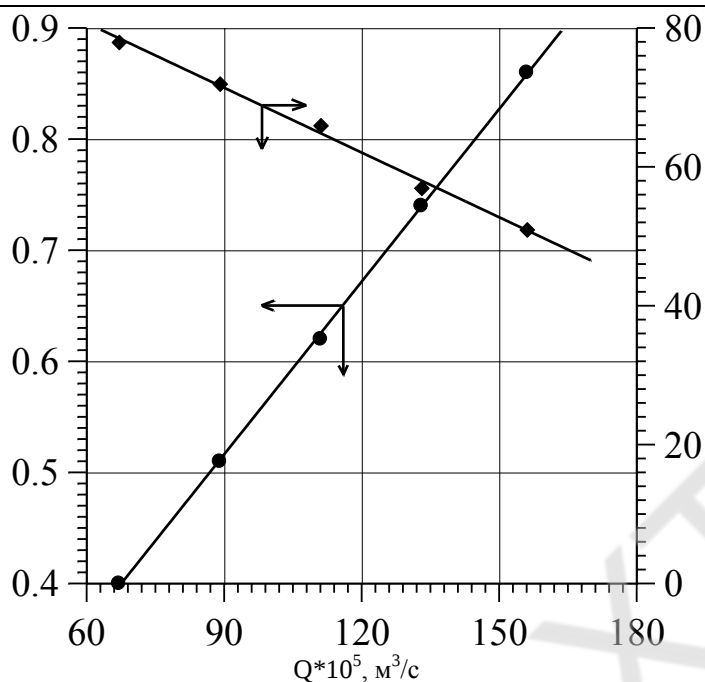


Рис.2. Залежність розподілу енергії в апараті від витрати стиснутого повітря і тривалості процесу до досягнення концентрації насичення.

■ – тривалість процесу, с; ● – зміна енергії в апараті, Вт/кг

Аналіз графічної залежності, наведеної на рис.2 дає змогу встановити оптимальну витрату стиснутого повітря, за якої доцільно проводити процес розчинення під час пневматичного перемішування розчину. Такою витратою у заданому гідродинамічному режимі є $136 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с}$, що відповідає введеній енергії у кількості **0,75** Вт/кг.

Висновки

1. Експериментально досліджено процес руху бульбашки стисненого повітря у водному розчині, в апараті для розчинення під час пневматичного перемішування.
2. Описано процес утворення бульбашок в умовах квазістатичного режиму диспергування стисненого повітря в розчин.
3. Визначено відривний розмір бульбашок повітря з отворів барботеру та розраховано їх швидкість.
4. Визначено розподіл енергії в апараті для розчинення під час пневматичного перемішування рідини в межах квазістатичного режиму руху за різних витрат повітря.
5. Знайдено оптимальну витрату стиснутого повітря для здійснення процесу розчинення бензойної кислоти під час пневматичного перемішування.

Список літератури:

1. Бабенко Ю. Влияние нестационарных эффектов на скорость растворения одиночной частицы / Ю. Бабенко, Е. Иванов // Теор. основы хим. Технологии. – 2013. – Т. 47, № 6. – С. 624–629.
2. Цизь І. Дослідження руху повітряного потоку у в'язких рідинах / І. Цизь, С. Хомич, Р. Трохимчук // Сільськогосподарські машини: Зб. наук. статей. Вип. 29–30. Луцьк: Ред.вид., відділ ЛНТУ. – 2014. – С. 153–162.
3. Островский Г. Прикладная механика неоднородных сред / Г. Островский // М.: Наука. – 2000. – 359 с.
4. Папаяни Ф. Энциклопедия эрлифтов / Ф. Папаяни, А. Кононенко, Л. Козыряцкий // Информсвязьиздат. Донецк, Москва. –1995. – 598 с.
5. Krasnov G. Air bubble movement in pulsating liquid / G. Krasnov // Journal of Mining Science. Vol. 42, No. 5. – 2006. – P. 500–505.
6. Tsiz' I. Experimental research of working process of pneumatic intake device for sapropel extraction / I. Tsiz', S. Homich // INMATEH – Agricultural Engineering. Vol. 40, No. 2. – 2013. – p. 67-72.
7. Хомич С. Моделювання процесу руху бульбашки повітря у середовищі сапропелю / С. Хомич // Конструювання, виробництво та експлуатація сільськогосподарських машин. Кіровоград: КНТУ. – 2012. – Вип. 42, Ч.2. – С.147–152.
8. Мелихов И. Растворение полидисперсной твердой фазы в плотном слое / И. Мелихов, Б. Долгоносков, Г. Еленин, Н. Соснин // Теор. основы хим. Технологии. –1989. – Т. 23, №1. – С.101-104.

9. Симак Д. Нестационарный процесс розчинения шару зернистого матеріалу / Д. Симак, О. Люта // Хімія, технологія речовин та їх застосування. Л.: Видавництво Нац. ун-ту "Львів. Політехніка", №812. – 2015. – С.308–312.
10. Symak D. Investigation of physical dissolution of benzoic acid polydisperse mixture / D. Symak, J. Gumnitsky, V. Atamaniuk, O. Nagursky // Chemistry and Chemical Technology. Volume 11, Issue 4. – 2017.– Pp. 469-474.
11. Symak, D. Analysis of dissolution kinetics based on the local isotropic turbulence theory / D. Symak, V. Atamaniuk, Y. Gumnitsky // Chemistry and Chemical Technology. Volume 9, Issue 4. – 2015.– Pp. 493-496.
12. Данилюк О. Дослідження закономірностей процесу розчинення полідисперсних частинок бензойної кислоти під час пневматичного перемішування / О. Данилюк, В. Атаманюк, Я. Гумницький, М. Бачик // Інтегровані технології та енергозбереження. В.4. – 2017. – С.36–40.
13. Кириченко Ю. Гидродинамика и теплообмен в криогенных системах / Ю. Кириченко, Н. Щербакова // Киев. Наук.Думка. – 1977. – С.44-50.
14. Островський Г. Прикладная механика неоднородных сред / Г. Островський // СПб, Наука. – 2000. – С. 182.
15. Островський Г. Прикладная механика неоднородных сред / Г. Островський // СПб, Наука. – 2000. – С. 338-339.

УДК 621.3.036:664.87

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ УВАРЮВАННЯ СОКУ ТА ЙОГО ІМІТАЦІЙНЕ МОДЕЛЮВАННЯ

Маяк О.А. канд. техн. наук, доцент, Сардаров А.М. мол. наук. спів.,
Костенко С.М. ст. викладач, Гриценко О.Ю. інженер
Шершньов Г.Г. студент
Харківський державний університет харчування та торгівлі

INVESTIGATION OF THE INJECTION PROCESS AND ITS SIMULATION MODELING

Mayak O.A. Cand. tech Sciences, associate professor, Sardarov A.M. j. sciences w.,
Kostenko SM Art. teacher, Gritsenko O.Yu. engineer
Shershnov G.G. student
Kharkiv State University of Nutrition and Trade

Анотація. У роботі проведено імітаційне моделювання процесу уварювання овочевого соку за використання програмного комплексу Vensim, що реалізує системно-динамічну технологію потокового типу. Використання системно-динамічного моделювання уможливорює повну та якісну оцінку впливу таких факторів, як коефіцієнт паронагрівання, коефіцієнт уварювання, на характер та значення вихідної функції, тобто реалізацію концентрату.

Доказана ефективність використання пристрою для перемішування та нагрівання в'язких харчових продуктів, що має просту та надійну конструкцію, а також сприяє скороченню тривалості процесу переробки продукту та підвищення якості готового продукту за рахунок більш якісного перемішування та інтенсифікації процесу теплообміну, за рахунок використання спіральної металевої трубчастої конструкції для підведення теплоносія, що сприяє збільшенню площі контакту продукту з нагрівальними елементами.

Скребки розміщені на спіралі таким чином, що під час руху перекривають один одного. При обертанні мішалки скребки просуваються біля поверхні теплообмінної стінки апарату, утворюючи гвинтову поверхню, що сприяє турбулізації пристінного ламінарного шару продукту, це запобігає його прилипанню, усуває застійні зони внаслідок чого, відбувається вирівнювання температур і рівномірне протікання процесу.

Використання в апараті розробленого пристрою для перемішування та нагрівання в'язких харчових продуктів призводить до збільшення виходу продукту на 33 %, за рахунок збільшення площі нагріву, що призводить до скорочення терміну виходу на робочий режим. Експериментування з імітаційними моделями процесів теплової обробки надає системне підґрунтя для інтенсифікації та оптимізації процесів та обладнання харчових виробництв.

Abstract. The simulation modeling of vegetable juice boiling process using the software complex Vensim that implements system-dynamic technology of stream type is carried out in the work. The use of system dynamical

simulation enables a full and qualitative assessment of the influence of factors such as steam heating coefficient, boiling factor, on the nature and value of the output function, that is, the implementation of concentrate.

The efficiency of using a device for mixing and heating viscous food products with a simple and reliable structure is proved, as well as it helps to reduce length of the product processing and improve quality of the finished product due to better mixing and intensification of heat transfer through the use of spiral metal tubular designs for the supply of coolant, which contributes to the increase of the contact area of the product with the heating elements.

The scrapers are located on the helix in such a way that they block each other while driving. When rotating the mixer, the scrapers move near the surface of the heat exchange wall of the apparatus, forming a screw surface, which facilitates turbulization of the wall laminar layer of the product. It prevents it from sticking, eliminates stagnant zones, resulting in temperature equalization and uniform flow of the process.

The use of the developed device for mixing and heating viscous food products results in the increase in product output by 33%, due to an increase in the heating area, which leads to the shortening of time to enter the operating mode. Experimentation with simulation models of heat treatment processes provides a systemic basis for the intensification and optimization of processes and equipment of food industries.

Ключові слова: системний аналіз, імітаційна модель, уварювання, овочевий сік.

На підприємствах харчової промисловості різних форм власності рослинну сировину переробляють в соки, екстракти, концентрати, безалкогольні та алкогольні плодово-ягідні напої та іншу продукцію. Важливим фактором при переробці рослинної сировини є збереження корисних речовин і сполук для людини в кінцевих продуктах і напоях, тобто технологічні процеси і режими при переробці харчової сировини рослинного походження повинні бути оптимальними як з точки зору енерго- та ресурсозбереження, так і з точки збереження біологічно активних речовин [1].

Використання системно-динамічного (імітаційного) моделювання уможливорює повну та якісну оцінку впливу таких факторів, як коефіцієнт паронагрівання, коефіцієнт уварювання, на характер та значення вихідної функції, тобто уварювання овочевого концентрату, а також продуктивність процесу. Разом з розробкою прогресивних процесів виникає можливість створювати імітаційні моделі, необхідні для вирішення задач підвищення продуктивності [2].

На відміну від звичайного моделювання, яке обмежується спостереженням та формальними статистичними зв'язками між елементами системи, імітаційне моделювання реалізує морфологію системи для точної та всебічної динаміки процесу функціонування. Імітаційне моделювання є адекватним інструментом аналізу складних систем зі слабо формалізованими елементами, до яких можна віднести системи харчових виробництв [3 - 4].

Основна мета роботи – дослідження процесу уварювання овочевого соку та розробка імітаційної моделі процесу уварювання для системного аналізу ефективності використання в вакуум-випарному апараті розробленою конструкції пристрою для перемішування та нагрівання.

Для дослідження теплообмінних процесів, а саме концентрування – уварювання при постійному перемішуванні була розроблена модель апарату и змонтована експериментальна установка: рисунок 1. Установка для уварювання овочевого соку під вакуумом при постійному перемішуванні. Установка складається із циліндричного вакуум-випарного апарату, всередині якого розміщений перемішувач. Межі зміни контрольованих параметрів: частота обертів вала перемішувача $n = 60 \dots 300$ об/хв; температура кипіння продукту $t = 50 \dots 55$ °C; вакуум у апараті 0,096 МПа. Вимірювання потужності привода перемішувача здійснювали ватметром, вимірювання числа обертів перемішувача здійснювали тахометром, вимірювання в процесі уварювання маси вхідного та вихідного продукту, визначали кількість випареної вологи ΔW , потім визначали коефіцієнт тепловіддачі від гріючої стінки до дослідженого продукту. Вміст сухих речовин у продукті контролювали рефрактометром.

Дослідження теплообміну при уварюванні соку проводилися за умов постійного перемішування з використанням наступних пристроїв: розробленого пристрою [5], конструкції ХДУХТ ШСМ [6]. На рис. 2, представлена розроблений пристрій для перемішування в основу якого було закладено задачу збільшити площу контакту продукту з теплообмінною поверхнею. Для виконання поставленої задачі вал 7, робиться порожнистим для подачі теплоносія. Для збільшення міцності порожнистий вал закріплено жорстким з'єднанням з привідним 12 втулковою муфтою 10, а повітря з порожнистого валу відводиться через патрубок 8. Для постійного вимірювання температури продукту були встановлені термометри.

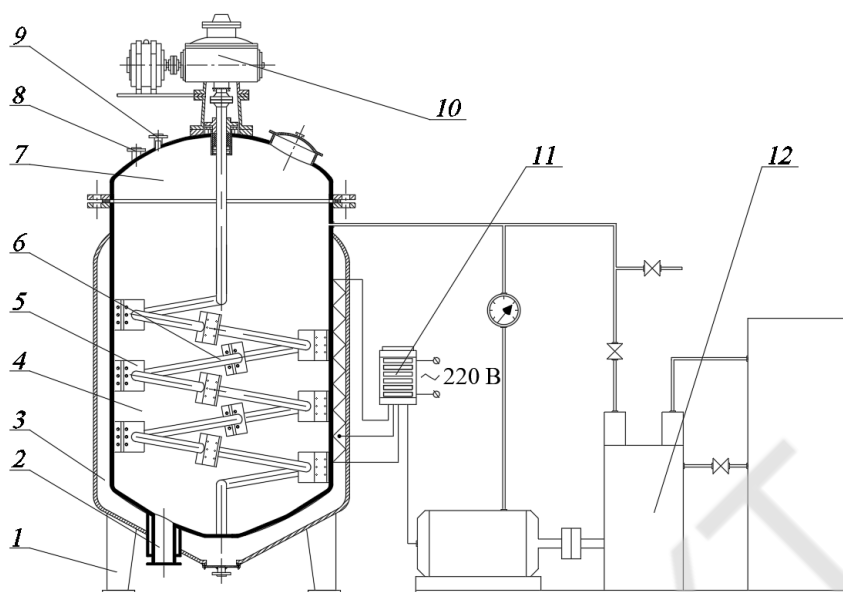


Рисунок 1. Установка для уварювання овочевої сировини під вакуумом при постійному перемішуванні: 1 – опори; 2 – патрубок для зливання готового продукту; 3 – парова сорочка; 4 – робоча камера апарату; 5 – скребок перемішуючого пристрою; 6 – вал мішалки; 7 – кришка апарату; 8 – патрубок для відведення вологи; 9 – патрубок для подачі сировини; 10 – електродвигун; 11 – блок керування робочими процесами апарату; 12 – система вакуумування апарату.

Для обґрунтування використання розробленого пристрою для перемішування та нагрівання було проведено системно-динамічне моделювання процесу. На основі раніше проведених досліджень було встановлено пряму залежність продуктивності апаратів від способу нагріву апаратів та режимів роботи.

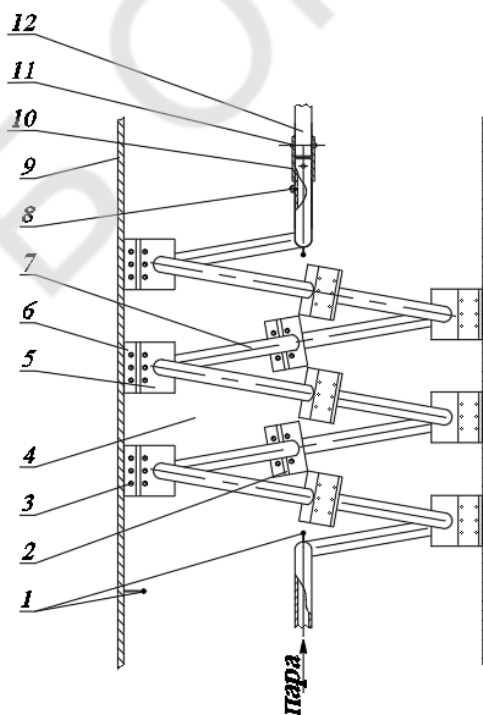


Рисунок 2. Схема пристрою для перемішування та нагрівання в'язких харчових продуктів: 1 – розроблена конструкція перемішуючого пристрою; 1 – термопари; 2 – гнучка пластина; 3 – бовтне з'єднання; 4 – робоча камера апарату; 5 – нерухома частина скребка; 6 – рухома частина скребка; 7 – вал ступінчастий порожнистий; 8 – патрубок для відведення повітря; 9 – стінка апарату; 10 – втулка; 11 – штифт; 12 – вал привідний

На рис. 3 представлена імітаційна модель процесу уварювання овочевого соку в вакуум випарному апараті з різними перемішувачами пристроями.

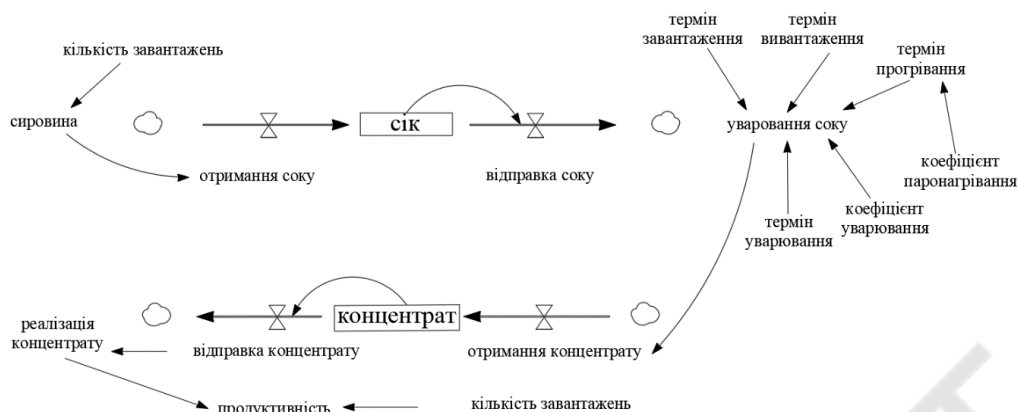


Рисунок 3. Імітаційна модель процесу уварювання овочевого соку при постійному перемішуванні

Припущення:

- 1) поставка соку є разовою пульсуючою;
- 2) затримки на операціях відповідають рекомендаціям з експлуатації;
- 3) терміни теплової обробки відповідають типовому обладнанню;
- 4) втрати на операціях відповідають експериментальним дослідженням;
- 5) залишок продукту відсутній.
- 6) якість продукту незмінна.

Екзогенні керовані змінні:

- 1) масові компоненти (овочевий сік);
- 2) енергетичні компоненти (коефіцієнт паронагрівання, коефіцієнт уварювання та періодичність завантаження);
- 3) економічні компоненти (продуктивність).

Ендогенні керовані змінні:

- 1) Кількість завантажень за 8 годин під час уварювання соку з розробленою конструкцією перемішувача пристрою та конструкцією ХДУХТ ШСМ.

- 2) Уварювання овочевого соку визначається множенням відправки соку на коефіцієнт уварювання.

Модельним відгуком, або реакцією моделі було уварювання соку.

Всі фактори мають ефект взаємодії, тобто комбінованого впливу на реакцію моделі. Було використано наступні рівні факторів:

Коефіцієнт уварювання дорівнює 62,5 кг/800,0 кг.

Термін завантаження становить 5 хв, уварювання 40 хв, вивантаження 5 хв.

Термін прогрівання становить 20 хв, помножені на коефіцієнт паронагрівання.

Коефіцієнт паронагрівання під час пароконцентрування становить 10 хв/20 хв, під час концентрування 20 хв/20 хв.

Продуктивність визначається множенням реалізації продукту на кількість завантажень за 8 годин та подальшим поділом на 8 годин.

На рис. 4 в результаті моделювання процесу уварювання розрахована кількість завантаження продукту в апарат за робочу зміну, а саме 8 годин. Так при використанні розробленої конструкції перемішувача пристрою ми маємо змогу 8 разів завантажити апарат, а при використанні конструкції ХДУХТ ШСМ тільки 6-ь.

Це впливає на продуктивність процесу, а саме на рисунку 5 представлений графік продуктивності, модель вказує ефективність зменшення часу виходу на стаціонарний режим завдяки збільшенню площі нагріву апарату, згідно якої продуктивність вище на 33 %.

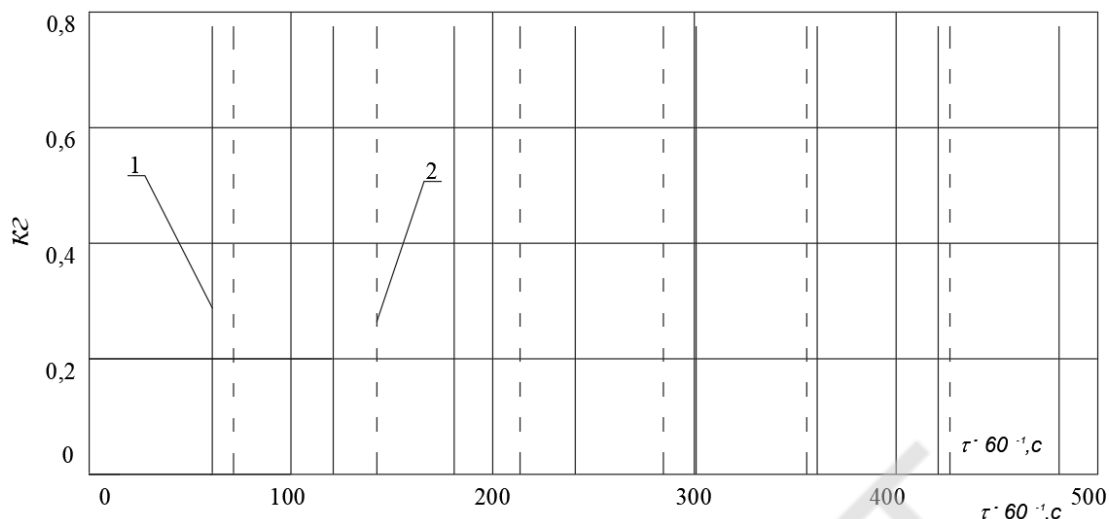


Рисунок 4. Динаміка кількості завантажень: 1 - розроблена конструкція перемішуючого пристрою; 2 - конструкція ХДУХТ ШСМ;

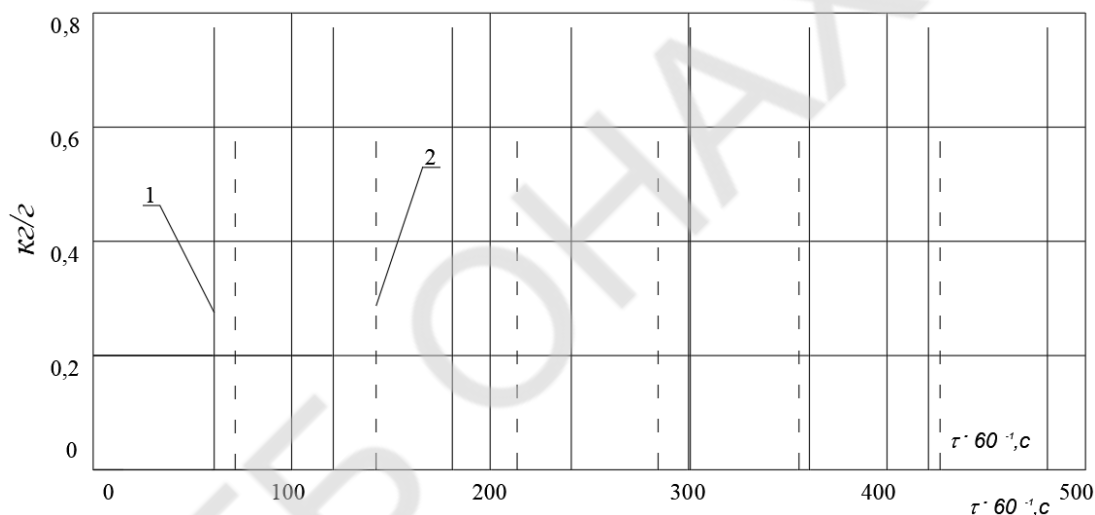


Рисунок 5. Продуктивність процесу: 1 - розроблена конструкція перемішуючого пристрою; 2 - конструкція ХДУХТ ШСМ;

Висновки.

Таким чином, використання імітаційних моделей дозволяє оптимізувати процес виробництва харчової продукції за обраними коефіцієнтами шляхом комп'ютерного експерименту зі зміною та комбінуванням значень критеріїв, забезпечуючи розрахунок продуктивності. На відміну від звичайного моделювання, яке обмежується спостереженням та формальними статистичними зв'язками між елементами системи, імітаційне моделювання реалізує динаміку процесу функціонування. Доведено, що комплексне оцінювання та оптимізація обладнання харчових виробництв можлива в межах системно-динамічного моделювання, яке ґрунтується на аналітичних зв'язках системи та фізичному експерименті. Розроблена імітаційна модель процесу уварювання при постійному перемішуванні під вакуумом, яка вказує ефективність процесу за рахунок зменшення часу виходу на стаціонарний режим завдяки збільшенню площі нагріву апарату, згідно якої продуктивність вище на 33 %.

Список літератури

1. Домарецкий В.А. Технологія екстрактів, концентратів и напоїв з рослинної сировини // - М.: ФОРУМ, 2007. – 444с.
2. Томашевський В.М. Моделювання систем. – К.: Видавнича група BHV, 2005 – 349 с.
3. V. Potapov, S. Kostenko, "System-dynamic Modeling of Complex Assessment of ARJM-0.07- 1 Apparatus". Прогресивні техніка та технології харчових виробництв ресторанного господарства і торгівлі : зб. наук. пр. / [редкол. : О.І. Черевко (відпов. ред.) та ін.]. – Харків : ХДУХТ, 2016. – Вип. 2(24). – С. 218–225.

4. Биткова Т.В. Построение системно-динамических моделей в среде Vensim. Методические указания к выполнению лабораторных работ по курсу «Имитационное моделирование» для студентов специальностей «Экономическая кибернетика» и «Прикладная экономика». – Х.: ХНУ, 2004 – 52 с.

5. Патент на корисну модель 105419 Україна, МПК B01F 15/06 (2006.01), A21C 1/00. Пристрій для перемішування та нагрівання в'язких харчових продуктів / Сардаров А.М., Маяк О.А., Костенко С.М. (Україна); заявник та патентовласник Харк. держ. ун-т харч. та торг. – 201505846; заявл. 15.06.2015; опубл. 25.03.2016, Бюл. №6. – 4с.

6. Патент на корисну модель № 24105 Україна, МПК A21C 1/00. Пристрій для перемішування в'язких харчових продуктів / В.І. Маяк, В.М. Михайлов, М.М. Смілик (Україна). - №200611832; Заявл. 10.11.2006; Опубл. 25.06.2007, Бюл. №9.

УДК 532.516: 536.24

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНОЙ СУШКИ И ТЕРМИЧЕСКОГО РАЗЛОЖЕНИЯ БИОМАССЫ

Сорокова Н.Н. д.т.н., с.н.с., Коринчук Д.Н. к.т.н., с.н.с.

Институт технической теплофизики Национальной академии наук Украины, Киев

MATHEMATICAL MODELING OF THE DYNAMICS OF HIGH-TEMPERATURE DRYING AND THERMAL DECOMPOSITION OF BIOMASS

Sorokova N.N., Korinchuk D.N.

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

Аннотация. Разработана математическая модель и численный метод расчета динамики теплопереноса, фазовых превращений и усадки при сушке коллоидных капиллярно-пористых тел цилиндрической формы в условиях равномерного обдува теплоносителем. Математическая модель строилась на базе дифференциального уравнения переноса субстанции (энергии, массы, импульса) в деформируемых системах. Проведены экспериментальные исследования кинетики обезвоживания частиц энергетической вербы в потоке воздуха с целью верификации математической модели. Обоснована возможность ее использования для расчета совместных процессов сушки и начального этапа термического разложения биомассы. С использованием ранее полученных данных по значениям энергии активации $A_{эф}(T)$ для различных видов биомассы проведено математическое моделирование динамики и кинетики высокотемпературной сушки в потоке дымовых газов энергетической вербы, которая сопровождается термодеструкцией гемицеллюлозы. Результаты численных экспериментов свидетельствуют об адекватности предложенного подхода, эффективности математической модели и метода ее реализации. На их основе возможно проводить исследование динамики теплопереноса при сушке частиц различных видов измельченной биомассы; определение температуры начала и окончания первой стадии термического разложения; момента достижения равновесного влагосодержания в зависимости от свойств материала и сушильного агента. Эти данные позволяют выбирать оптимальные с точки зрения сохранения энергии и качества высушиваемого продукта режимные параметры процесса.

Abstract. A mathematical model and a numerical method for calculating the dynamics of heat and mass transfer, phase transformations and shrinkage during the drying of colloidal capillary-porous cylindrical bodies under conditions of equitable winding by a coolant are developed. The mathematical model was based on the differential equation of substance (energy, mass, impulse) transfer in deformable systems. Experimental studies of the kinetics of dehydration of energy willow particles in the airflow were carried out to verify the mathematical model. Its applicability for calculating combined processes of drying and of the initial stage of thermal decomposition of biomass is substantiated. Using the previously obtained data on the activation energy values for various types of biomass, a mathematical simulation of the dynamics and kinetics of high-temperature drying in the flue gas flow of energy willow was carried out, which is accompanied by thermal destruction of hemicellulose. The results of numerical experiments indicate the adequacy of the proposed approach, the effectiveness of the mathematical model and the method of its implementation. On their basis, it is possible to study the dynamics of heat and mass transfer when drying particles of different types of ground biomass; determination of the temperature of the beginning and ending of the first stage of thermal decomposition; the moment when the equilibrium moisture content is reached, depending on the properties of

the material and the drying agent. These data allow choosing the process parameters that are optimal in terms of energy saving and quality of the dried product.

Ключевые слова: биомасса, сушка, термодеструкция, математическое моделирование, цилиндрическая частица, барабанная сушилка, энергия активации.

Keywords: biomass, drying, thermal destruction, mathematical modeling, cylindrical particle, drum dryer, activation energy.

Использование биомассы растительного и древесного происхождения в качестве сырья для получения топливных брикетов и гранул имеет большой потенциал в возобновляемой энергетике Украины. Для получения пеллет высокого качества сырье должно иметь влажность 8 – 12%. В большинстве видов биомассы (солома, стебли кукурузы, подсолнечника, древесная стружка, энергетическая верба, сорго, мискантус) исходное содержание влаги по отношению к общей массе составляет 50 – 60%. Сушка биомассы осуществляется преимущественно в барабанных сушильных установках после ее предварительного измельчения. В зависимости от температуры T_c подаваемого в камеру теплоносителя, сушка может быть умеренно интенсивной (T_c составляет 120 – 170 °C) и высокотемпературной (при T_c 300 – 500 °C). В последнем случае обезвоживание биомассы сопровождается процессом ее термического разложения, начальная стадия которого характеризуется разложением гемицеллюлозы с выделением кислородосодержащих газов и пирогенетической влаги, что способствует повышению калорийности сухого остатка и соответственно биотоплива в целом. На последующих стадиях термодеструкции, при температурах выше 270 °C начинают разлагаться целлюлоза и лигнин, причем эти процессы в присутствии воздуха являются экзотермическими для всех видов биомассы и их интенсивное прохождение может привести к быстрому повышению температуры и существенной потере горючей составляющей. Поэтому важным моментом при разработке технологий высокотемпературной сушки биомассы является соблюдение условия прохождения первого этапа ее термического разложения и завершение процесса по достижении температуры, соответствующей последующим стадиям деструкции для данного вида биомассы.

Формулировка проблемы и анализ последних достижений. Создание сушильных технологий требует детального изучения явлений тепломассопереноса и фазовых превращений в высушиваемом материале при определенных условиях. Разработка технологий высокотемпературной сушки предполагает знание кинетических характеристик термического разложения данного вида биомассы в указанном интервале температур. Возможности экспериментальных методов исследования кинетики высокоинтенсивной сушки и термодеструкции в частицах малого размера весьма ограничены. Более перспективным методом исследования является математическое моделирование. Необходимость разработки математической модели совмещенных процессов сушки и термического разложения обоснована в [1]

В [2] была построена математическая модель и метод расчета динамики диффузионной сушки капиллярно-пористых тел в форме ограниченного цилиндра. Частицы всех видов биомассы представляют собой коллоидные капиллярно-пористые тела, а сушка в высокотемпературном сушильном агенте предполагает прохождение процессов переноса вследствие диффузии, фильтрации и фазовых превращений. Пирогенетическая вода удаляется вместе с остатками свободной и связанной влаги биомассы. В [3] были определены кинетические параметры десорбции физически связанной влаги и активационных процессов неизотермического разложения гемицеллюлозы древесной и растительной биомассы, которые свидетельствуют о том, что начало процесса термического разложения сопровождается резким повышением эффективной энергии активации частиц связанного вещества. Учет в математической модели этого явления позволит определять динамику тепломассопереноса при сушке частиц измельченной биомассы; температуру начала и окончания первой стадии термического разложения; момент достижения равновесного влагосодержания в зависимости от свойств материала и сушильного агента. На основе этих данных должны выбираться оптимальные с точки зрения сохранения энергии и качества режимные параметры процесса.

Основное исследование. Обычно барабанные сушильные аппараты оснащены лопаточными устройствами, которые способствуют интенсивному перемешиванию сырья и равномерному обдуву теплоносителем каждой частицы. Форма измельченных частиц биомассы имеет вид полых или сплошных цилиндров конечной длины. Математическая модель тепло- и массопереноса при обезвоживании коллоидных капиллярно-пористых частиц строится на базе уравнения переноса субстанции для деформируемых систем [4]

$$c_{эф} \left(\frac{\partial T}{\partial t} + w_{эфr} \frac{\partial T}{\partial r} + w_{эфy} \frac{\partial T}{\partial y} \right) = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(\lambda_{эфr} r \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\lambda_{эфy} \frac{\partial T}{\partial y} \right) - LI_V, \quad (1)$$

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

$$\frac{\partial U_{п}}{\partial t} + \frac{\partial (w_{пр} U_{п})}{\partial r} + \frac{\partial (w_{py} U_{п})}{\partial y} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(D_{пр} r \frac{\partial U_{п}}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(D_{пy} \frac{\partial U_{п}}{\partial y} \right) + I_V - \frac{U_{п}}{1 - \varepsilon_V} \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t}, \quad (3)$$

$$\frac{\partial U_B}{\partial t} + \frac{\partial(w_{gr}U_B)}{\partial r} + \frac{\partial(w_{gy}U_B)}{\partial y} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(D_B r \frac{\partial U_B}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(D_B \frac{\partial U_B}{\partial y} \right) - \frac{U_B}{1-\varepsilon_V} \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t}. \quad (4)$$

Здесь T — температура; $U_{ж}$, $U_{п}$ и $U_{в}$ — объемные концентрации жидкости, пара и воздуха; t — время; $\lambda_{эф}$, $c_{эф}$ — эффективные теплоемкость и теплопроводность и тела, $c_{эф} = c_T U_T + c_{ж} U_{ж} + c_{п} U_{п} + c_{в} U_{в}$, $\lambda_{эф} = \lambda_T U_T / \rho_T + \lambda_{ж} U_{ж} / \rho_{ж} + \lambda_{п} U_{п} / \rho_{п} + \lambda_{в} U_{в} / \rho_{в}$; $D_{ж}$, $D_{п}$, $D_{в}$ — эффективные коэффициенты диффузии компонентов, $D_{ж} = \gamma_D [\exp(A_D / RT) - 1]^{-1}$ (формула Н.И.Никитенко [5]), $D_{п} = D_{в} = \gamma_{п} T^{3/2} / P_r$, A_D — энергия активации; I_V — интенсивность испарения жидкости в теле; L — удельная теплота испарения; ε_V — относительная объемная деформация; $w_{эфk}$ — эффективная скорость связанного вещества в направлении k ($k = r, y$), $w_{эфk} = [w_{жk} c_{ж} U_{ж} + w_{гk} (c_{п} U_{п} + c_{в} U_{в})] / c_{эф}$.

Скорости фильтрации w_{ψ} жидкой и газовой фаз ($\psi = ж, г$) находятся по закону Дарси: $w_{\psi} = -K_0 K_{\psi} / \eta_{\psi} \nabla P_{\psi}$, где K_0 — общая проницаемость среды; K_{ψ} — относительная проницаемость фазы ψ ; η_{ψ} — динамический коэффициент вязкости фазы ψ , P_{ψ} — парциальное давление фазы ψ . Для нахождения $P_{ж}$ и $P_{г}$ необходимо располагать функциями $U_{ж}$, $U_{п}$, $U_{в}$ и T . При этом определяются объемные доли скелета Ψ_T , жидкости Ψ_p и газа Ψ_g в пористых гранулах: $\Psi_T = 1 - \Pi$, $\Psi_{ж} = U_{ж} / \rho_{ж}$ и $\Psi_g = 1 - \Psi_T - \Psi_{ж}$, где Π — пористость, $\rho_{ж}$ — плотность жидкости. Далее рассчитываются парциальные плотности пара и воздуха $\rho_{п} = U_{п} / \Psi_g$, $\rho_{в} = U_{в} / \Psi_g$, а затем парциальные давления $P_{п} = \rho_{п} R_y T / \mu_{п}$ и $P_{в} = \rho_{в} R_y T / \mu_{в}$. Давление газовой смеси представляется суммой $P_g = P_{п} + P_{в}$, а давление жидкой фазы равно $P_{ж} = P_g + P_k$. Капиллярное давление P_k находится как среднее

капиллярное давление жидкости [4]: $P_k = \int_{r_{min}}^{r_{max}} P_{k/T} dV / \int_{r_{min}}^{r_{max}} dV$. Объем жидкости в капиллярах с радиусами от r

до $r+dr$ в единичном объеме тела пропорционален дифференциальной функции $F(r)$ распределения пор по размерам $dV(r) = \theta(r) F(r) dr$, где $\theta(r)$ — объемная доля капилляра, занятая жидкостью. В результате получаем выражение, аналогичное формуле Лапласа

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

Здесь r_{min} и r_{max} — минимальный и максимальный радиусы пор единичного объема, r^* — характеристический параметр дисперсности размеров пор.

Интенсивность испарения жидкости на внешних поверхностях частиц биомассы [6] находится как разность потоков испаряющейся жидкости и конденсирующегося пара

$$I = \gamma_c \left\{ \rho_{T|v=0} \left(\exp \left[A / (RT|_{v=0}) \right] - 1 \right)^{-1} - \varphi_c \left(\exp \left[A / (RT_c) \right] - 1 \right)^{-1} \right\}, \quad \gamma_c = \varepsilon \rho_{ж} \delta^* / 4. \quad (6)$$

Здесь γ_c — коэффициент поверхностного испарения; ε — коэффициент излучения, $1/c$; δ^* — средняя длина диффузионного перескока активизированной частицы в слое жидкости; φ_T — влажность парогазовой смеси, которая соответствует согласно изотерме сорбции концентрации $U_{ж}$ в данной точке тела; v — нормаль к поверхности; T_c и φ_c — температура и относительная влажность внешней среды; A — энергия активации.

Выражение для интенсивности испарения в единичном объеме тела следует из формулы (6) при условии локального термодинамического равновесия

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

Здесь S — площадь контакта жидкой и газовой фаз в порах тела не полностью заполненных жидкостью.

Для нахождения функции S в единичном объеме тела в работе [7] получена формула

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

Производная $\partial U_{ж} / \partial \varphi_T$ находится из уравнения изотермы десорбции. Если изотерма задана в виде $U_{ж} = U_{max} \varphi_T^g$, $g = \text{const}$, то $\partial U_{ж} / \partial \varphi_T = U_{max} g \varphi_T^{g-1}$. Данные по равновесному влагосодержанию для древесины представленные в [8] довольно точно описывается уравнением $W^{-1} = W_{max}^{-1} - 0,12 \ln \varphi$, где максимальное влагосодержание W_{max} соответствует $\varphi = 1$ и при температуре 100 °C составляет 16%, а $U_{ж} = 0,01 W_{рТ}$.

Относительная объемная деформация ε_V находится с помощью аналитического решения осесимметричной задачи о напряженном состоянии полого цилиндра, полученного в [9] при условии, что деформации происходят вследствие неоднородности полей температуры и концентрации компонентов связанного вещества, а также под влиянием равномерно распределенных давлений: P_0 на внутренней цилиндрической поверхности радиуса $r = r_0$, P на внешней поверхности радиуса $r = R$ и результирующей силы P_z вдоль оси цилиндра z :

$$u_r(r) = \frac{1}{r(1-\nu_{\Pi})} \left[(1+\nu_{\Pi}) \int_{r_0}^r N r dr + \frac{r^2(1-3\nu_{\Pi}) + r_0^2(1+\nu_{\Pi})}{R^2 - r_0^2} \int_{r_0}^R N r dr + \frac{r \nu_{\Pi} P_z}{E_y \pi (R^2 - r_0^2)} \right] +$$

$$+ \frac{1}{E_y r (R^2 - r_0^2)} \left[r^2(1-\nu_{\Pi})(P_0 r_0^2 - P R^2) + (1+\nu_{\Pi}) r_0^2 R^2 (P_0 - P) \right], \quad (9)$$

$$\varepsilon_z = \frac{2}{R^2 - r_0^2} \int_{r_0}^R N r dr - \frac{2\nu_{\Pi}}{E_y} \frac{P_0 r_0^2 - P R^2}{R^2 - r_0^2} - \frac{P_z}{E_y \pi (R^2 - r_0^2)}, \quad (10)$$

где u_r , ε_z — проекции вектора перемещения на оси r и z ; ν_{Π} — коэффициент Пуассона; E_y — модуль упругости; N — термоконцентрационная функция [7, 9], $N = \beta_T(T - T_0) + \sum_{\Psi} \beta_{\Psi}(\omega_{\Psi} - \omega_{\Psi 0})$, ω_{Ψ} — массосодержание компонента Ψ , $\beta_T = (\partial \chi / \partial T) / \chi$ и $\beta_{\Psi} = (\partial \chi / \partial \omega_{\Psi}) / \chi$ — средние коэффициенты термического и концентрационного расширения в интервалах температуры $[T, T_0]$ и массовой концентрации компонента Ψ $[\omega_{\Psi}, \omega_{\Psi 0}]$. При $r_0 = 0$, (9) и (10) представляют решение задачи термоконцентрационной упругости для сплошного цилиндра. Нормальные компоненты тензора деформаций ε_{rr} , $\varepsilon_{\varphi\varphi}$ и ε_{zz} находятся из соотношений $\varepsilon_{rr} = \partial u_r / \partial r$, $\varepsilon_{\varphi\varphi} = u_r / r$, $\varepsilon_{zz} = \partial u_z / \partial z = \varepsilon_z$, откуда $\varepsilon_V(t) = [1 + \varepsilon_{rr}(t)][1 + \varepsilon_{\varphi\varphi}(t)][1 + \varepsilon_{zz}(t)] - 1$. Если тело является капиллярно-пористым, его усадка в процессе сушки можно пренебречь и $\varepsilon_V = 0$.

Условия тепломассообмена на границе $r = 0$ для сплошного цилиндра представляют условия симметрии полей температуры, концентраций и скоростей фильтрации компонентов связанного вещества

$$\left. \frac{\partial T}{\partial r} \right|_{v=0} = 0, \quad \left. \frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial r} \right|_{v=0} = 0, \quad \left. \frac{\partial U_{\Pi}}{\partial r} \right|_{v=0} = 0, \quad \left. \frac{\partial U_{\text{в}}}{\partial r} \right|_{v=0} = 0, \quad \left. \frac{\partial w_{\text{жг}}}{\partial r} \right|_{v=0} = 0; \quad \left. \frac{\partial w_{\text{гг}}}{\partial r} \right|_{v=0} = 0. \quad (11)$$

На поверхностях, контактирующих с сушильным агентом задаются граничные условия третьего рода

$$\lambda_{\text{эф}} \left. \frac{\partial T}{\partial v} \right|_{v=0} = \alpha(T_c - T|_{v=0}) - L\gamma_c \left\{ \varphi_{\text{г}}|_{v=0} \left[\exp\left(\frac{A}{RT|_{v=0}}\right) - 1 \right]^{-1} - \varphi_{\text{с}} \left[\exp\left(\frac{A}{RT_c}\right) - 1 \right]^{-1} \right\}, \quad (12)$$

$$D_{\text{ж}} \left. \frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial v} \right|_{v=0} = \gamma_c \left\{ \varphi_{\text{г}}|_{v=0} \exp\left(\frac{A}{RT|_{v=0}}\right) - 1 \right\}^{-1} - \varphi_{\text{с}} \left[\exp\left(\frac{A}{RT_c}\right) - 1 \right]^{-1} \right\}, \quad (13)$$

$$-D_{\Pi} \left. \frac{\partial U_{\Pi}}{\partial v} \right|_{v=0} = \gamma_{\text{пс}} (U_{\Pi}|_{v=0} - \rho_{\text{пс}} \Psi_{\Pi}), \quad U_{\text{в}}|_{v=0} = \frac{P_{\text{с}} \Psi_{\text{г}} \mu_{\text{в}}}{R T|_{v=0}} - U_{\Pi}|_{v=0} \frac{\mu_{\text{в}}}{\mu_{\Pi}}. \quad (14)$$

Коэффициент теплоотдачи α определялся с использованием формулы [10] $\text{Nu} = 0,98(0,43 + 0,55 \text{Re}^{0,5} \text{Pr}^{0,38})$. Для поверхности $r = r_0$ при $T_c = \text{const}$ можно принять $\text{Nu} = 3,66$ [10].

Решение дифференциальных уравнений (1) – (4) при граничных условиях (11) – (14) может быть проведено численным методом на базе явной трехслойной пересчетной разностной схемы Никитенко Н.И. [7] и процедуре расщепления алгоритма по физическим факторам. Разностная аппроксимация уравнения переноса жидкой фазы (2) на равномерной разностной сетке $r_i = R_{\text{вн}} + ih$, ($i = 0, 1, \dots, I$; $h = \text{const}$, $R_{\text{вн}} > 0$), $x_m = mh_y$, ($m = 0, 1, \dots, M$; $h_y = \text{const}$), $t_n = nl$ ($n = 0, 1, \dots, l > 0$) в соответствии с указанной схемой представляется в виде

$$\frac{\bar{U}_{\text{ж},i,m}^{n+1} - \bar{U}_{\text{ж},i,m}^n}{l} = - \left[\left((w_{\text{жг}} U_{\text{ж}})_{i+1,m}^n - (w_{\text{жг}} U_{\text{ж}})_{i,m}^n \right) - \left((w_{\text{жг}} U_{\text{ж}})_{i,m}^n - (w_{\text{жг}} U_{\text{ж}})_{i-1,m}^n \right) \right] / (2h^2) -$$

$$- \left[\left((w_{\text{жy}} U_{\text{ж}})_{i,m+1}^n - (w_{\text{жy}} U_{\text{ж}})_{i,m}^n \right) - \left((w_{\text{жy}} U_{\text{ж}})_{i,m}^n - (w_{\text{жy}} U_{\text{ж}})_{i,m-1}^n \right) \right] / (2h_y^2), \quad (15)$$

$$(1 + \Omega_{\text{ж}}) \frac{\tilde{U}_{\text{ж},i,m}^{n+1} - \bar{U}_{\text{ж},i,m}^{n+1}}{l} - \Omega_{\text{ж}} \frac{U_{\text{ж},i,m}^n - U_{\text{ж},i,m}^{n-1}}{l} = - \left[\left((w_{\text{жг}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i+1,m}^{n+1} - (w_{\text{жг}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i,m}^{n+1} \right) - \right.$$

$$\left. \left((w_{\text{жг}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i,m}^{n+1} - (w_{\text{жг}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i-1,m}^{n+1} \right) \right] / (2h^2) - \left[\left((w_{\text{жy}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i,m+1}^{n+1} - (w_{\text{жy}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i,m}^{n+1} \right) - \right.$$

$$\left. \left((w_{\text{жy}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i,m}^{n+1} - (w_{\text{жy}} \bar{U}_{\text{ж}})_{i,m-1}^{n+1} \right) \right] / (2h_y^2) + \frac{1}{2r_{i,m}} \left[(D_{\text{ж},i+1,m} r_{i+1,m} + D_{\text{ж},i,m} r_{i,m}) (\bar{U}_{\text{ж},i+1,m}^{n+1} - \bar{U}_{\text{ж},i,m}^{n+1}) - \right.$$

$$\begin{aligned}
& - (D_{ж,i,m} r_{i,m} + D_{ж,i-1,m} r_{i-1,m}) (\bar{U}_{ж,i,m}^{n+1} - \bar{U}_{ж,i-1,m}^{n+1}) / h^2 + [(D_{ж,i,m+1} + D_{ж,i,m}) (\bar{U}_{ж,i,m+1}^{n+1} - \bar{U}_{ж,i,m}^{n+1}) - \\
& (D_{ж,i,m} + D_{ж,i,m-1}) (\bar{U}_{ж,i,m}^{n+1} - \bar{U}_{ж,i,m-1}^{n+1})] / (2h_y^2) - I_V, \\
& \frac{U_{ж,i}^{n+1} - \tilde{U}_{ж,i}^{n+1}}{l} = \frac{\tilde{U}_{ж,i}^{n+1}}{1 + \varepsilon_V} \frac{\varepsilon_V^{n+1} - \varepsilon_V^n}{l}.
\end{aligned} \quad (17)$$

Аналогічним образом аппроксимируются дифференциальные уравнения (3), (4), а уравнение переноса энергии (1), не содержащее функцию ε_V аппроксимируется первыми двумя разностными уравнениями.

Необходимые условия устойчивости уравнений вида (15) — (17) находятся методом условного задания некоторых искомых функций системы [7]: $l_{ж} \leq \left\{ (w_{ж,r} / h + w_{ж,y} / h_y)^{-1}; (1 + 2\Omega_{ж}) / [2D_{ж} (h^{-2} + h_y^{-2})] \right\}$. Расчетный шаг по времени определяется из условия $l \leq \min(l_T; l_{ж}; l_{п}; l_{в})$.

Разностная аппроксимация граничного условия (13) для поверхности $r = R$ представляется в виде

$$D_{ж} \frac{\bar{U}_{жI}^{n+1} - \bar{U}_{жI-1}^{n+1}}{h} = \gamma_c \left\{ \varphi_{TI} [\exp(A / R_y \bar{T}_I^n) - 1]^{-1} - \varphi_c [\exp(A / R_y T_c) - 1]^{-1} \right\}. \quad (18)$$

Обсуждение результатов. Для подтверждения адекватности разработанной математической модели и эффективности численного метода расчета было проведено физическое моделирование кинетики сушки частиц энергетической вербы цилиндрической формы в потоке воздуха и математическое моделирование процесса при тех же исходных данных: $T_0 = 303$ К; $W_0 = 1,3$ кг/кг; $\lambda_r = 0,15$ Вт/(м·К); $c_r = 1840$ Дж/(кг·К); $\rho_r = 450$ кг/м³; $A = A_D = 0,4205 \cdot 10^8$ Дж/кмоль; $\Pi = 0,58$. Результаты расчета и экспериментальные данные, представленные на рис.1, достаточно хорошо согласуются.

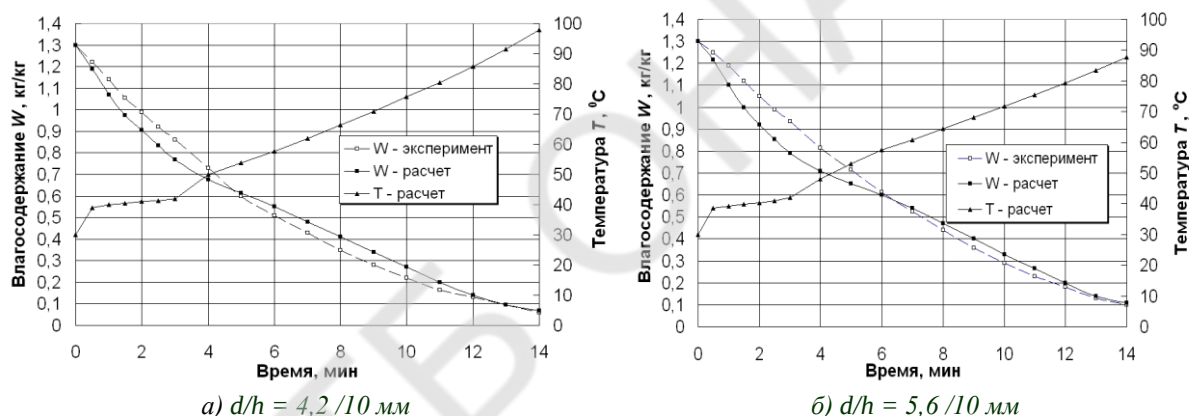


Рис. 1. Изменение во времени средних значений влагосодержания W и температуры T частиц энергетической вербы цилиндрической формы различного диаметра при сушке в потоке воздуха с параметрами $T_c = 120$ °С, $w_c = 2$ м/с, $d_c = 18$ г/кг с.в.

Далее проводился расчет высокотемпературной сушки без учета термического разложения, а также сушки и начального этапа термического разложения энергетической вербы в потоке дымовых газов в условиях равномерного обдува частиц. Температура теплоносителя задавалась в интервале 300 — 500 °С. При расчете совместных процессов сушки и термодеструкции в математической модели по достижении материалом температуры 150 °С (начала проявления термодеструкции) менялось значение энергии активации физико-химически связанной с телом воды на среднее эффективное значение, соответствующее температурному интервалу разложения гемицеллюлоз, определенное из эксперимента [3]. Для лиственных пород деревьев $A_{эф} = A_{Dэф} = 0,7525 \cdot 10^8$ Дж/кмоль. На рис.2 представлены результаты численных экспериментов.

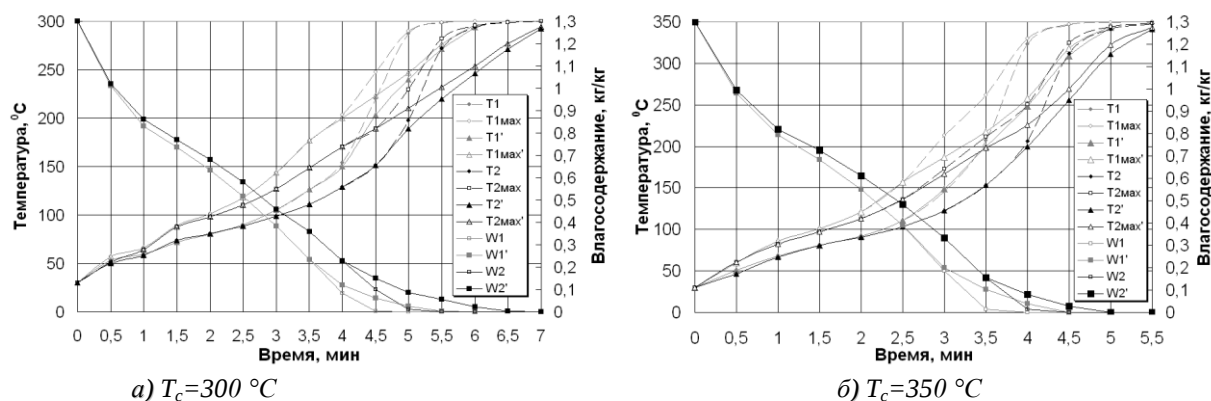


Рис. 2 Изменение во времени средних значений влагосодержания W , температуры T , и максимальной температуры T_{max} на поверхности цилиндрических частиц энергетической вербы с размерами $d/h = 4,2 / 10$ мм (кривые 1) и $d/h = 5,6 / 10$ мм (кривые 2) при сушке без учета термодеструкции и с ее учетом (W' , T' , T_{max}') в потоке дымовых газов с параметрами $w_c = 2$ м/с, $d_c = 18$ г/кг с.в.

Выводы. Процесс термического разложения, как и процессы диффузии и испарения, является активационным. Вследствие того, что энергия активации, необходимая для перехода частиц гемицеллюлозы в свободное состояние существенно выше, чем энергия активации частиц связанной воды, расчет высокотемпературной сушки биомассы необходимо проводить с учетом проявляющегося на заключительной стадии обезвоживания первого этапа термического разложения. Разработанная математическая модель и метод расчета процессов тепломассопереноса, фазовых превращений и деформирования при обезвоживании цилиндрических коллоидных капиллярно-пористых тел позволяет учесть влияние термического разложения на динамику изменения влагосодержания и температуры материала биомассы, оптимизировать технологический процесс сушки биомассы и повысить калорийность получаемого из нее биотоплива.

Литература

1. Снежкін Ю.Ф., Корінчук Д.М., Безгін М.М. Дослідження режимів термообробки біомаси та торфу у виробництві композиційного біопалива // Пром. теплотехніка. 2017. Т. 39, №1. С. 53 – 57.
2. Сорокова Н.М. Математичне моделювання динаміки сушіння капілярно-пористих тіл циліндричної форми кінцевої довжини // Харчова промисловість. 2008. №6. С. 67 – 69.
3. Коринчук Д.Н. Неизотермический анализ компонентов композиционных топлив на основе торфа и биомассы // Энергетика і автоматика. 2018. №1. С. 56–71.
4. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сорокова Н.Н. Математическое моделирование тепломассопереноса, фазовых превращений и усадки с целью оптимизации процесса сушки термолабильных материалов // ИФЖ. 2005. Т. 78, № 1. С. 74 – 87.
5. Никитенко Н.И. Проблемы радиационной теории тепло- и массопереноса в твердых и жидких средах // ИФЖ. 2000. Т. 736 № 4. С. 851–839.
6. Никитенко Н.И. Исследование динамики испарения конденсированных тел на основе закона интенсивности спектрального излучения частиц// ИФЖ. 2002. Т.756 № 3. С. 128–134.
7. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сорокова Н.Н., Кольчик Ю.Н. Молекулярно-радиационная теория и методы расчета тепло- и массообмена. Киев: Наукова думка, 2014. 744 с.
8. Лыков А.В. Теория сушки. М.: Энергия, 1968. 372 с.
9. Никитенко Н.И., Кольчик Ю.Н. Метод канонических элементов для моделирования переносных процессов в многосвязных областях произвольной формы. Инж.-физ. журн. 1999. Т.72, № 5. С. 837 – 843.
10. Исаченко В.П., Осипова В.А., Сукомел А.С. Теплопередача. М.: Энергоиздат, 1981. 416 с.

СЕКЦІЯ 3.

**ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІСТЬ.
РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧІ ТА ЕКОЛОГІЧНО-БЕЗПЕЧНІ
ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЇ**

УДК 662.995 : 662.997

КОМПОЗИТНІ МАТЕРІАЛИ ДЛЯ АДСОРБЦІЙНИХ ХОЛОДИЛЬНИХ ГЕЛІОУСТАНОВОК

Беляновська О.А.¹, канд. техн. наук, доцент,

Пустовой Г.М.¹, студент,

Суха І.В.¹, канд. техн. наук, доцент

Губинський М.В.², д-р техн. наук, професор

Литовченко Р.Д.¹, аспірант,

Сухий К.М.¹, д-р техн. наук, професор,

¹ДВНЗ «Український державний хіміко-технологічний університет»,
м. Дніпро

²Національна металургійна академія України, м. Дніпро

COMPOSITE MATERIALS FOR ADSORPTIVE SOLAR CHILLING DEVICES

Belyanovskaya E.A.¹, PhD, docent,

Pustovoy G.M.¹, student,

Sukha I.V.¹ PhD, docent,

Gubinskiy M.V.², SciD, Prof.

Lytovchenko R.D.¹, postgraduate student,

Sukhyi K.M.¹, SciD, Prof.

¹State Higher Education Institution «Ukrainian State University of Chemical Engineering»,
Dnipro, Ukraine

²National Metallurgical Academy of Ukraine, Dnipro, Ukraine

Анотація. Досліджено процеси експлуатації адсорбційної холодильної геліоустановки на основі композитних адсорбентів «силікагель – натрій сульфат». Отримала подальший розвиток методика розрахунку адсорбційного сонячного холодильника, яка включає встановлення кількості тепла, яке необхідно відібрати з холодильної камери, розрахунок мас робочої рідини та адсорбенту, кількості теплоти, яку необхідно затратити на регенерацію адсорбенту, а також визначення холодильного коефіцієнта. Проаналізовано робочий цикл сонячного адсорбційного холодильника. Встановлено основні фактори, які впливають на холодильний коефіцієнт циклу адсорбційної холодильної геліоустановки на основі композиту «силікагель – натрій сульфат». Виявлено кореляцію між складом адсорбенту та холодильним коефіцієнтом установки. Показано зростання холодильного коефіцієнту при зростанні вмісту натрій сульфату в композиті. Підтверджено вплив режиму процесу регенерації композита на холодильний коефіцієнт установки. Показано зростання величини холодильного коефіцієнту при зниженні різниці температур адсорбенту та температури регенерації. Визначено, що максимальні значення холодильного коефіцієнта 1,11 відповідають різниці між температурою адсорбенту та температурою регенерації, яка дорівнює 65°C, для композитів, які містять близько 20 мас. % силікагелю та 80 мас. % натрій сульфату.

Ключеві слова: адсорбційний холодильник, композитний адсорбент, холодильний коефіцієнт.

Abstract. The processes of exploitation of adsorptive solar chilling device on the basis of composite adsorbents 'silica gel - sodium sulphate' were studied. The method for calculating the adsorptive solar chiller, which includes the determination of the amount of heat to be taken from the refrigeration chamber, the calculation of the mass of the working fluid, the mass of an adsorbent, the amount of heat required for the regeneration of the adsorbent, as well as the determination of the coefficient of energy performance, has been further developed. The main factors affect the coefficient of energy performance of the cycle of solar adsorptive chilling device based on the composites 'silica gel - sodium sulfate' were stated. The correlation between the composition of the adsorbent and the coefficient of energy performance of the device was revealed. The growth rate of the coefficient of energy performance is increased with raising sodium sulfate content in the composite. Effect of the regeneration process parameters of the composite on the coefficient of energy performance of the adsorptive chiller was stated. The growth of the refrigeration coefficient is shown with decreasing the difference between adsorbent temperature and regeneration temperature. It has been determined that the maximum values of the coefficient of energy performance of studied solar adsorptive chiller about of 1.11 correspond to the difference between the adsorbent temperature and the regeneration temperature of 65 °C for composites containing about 20 wt. % silica gel and 80 wt% % sodium sulphate.

Key words: adsorptive chiller, composite adsorbent, coefficient of energy performance.

Одна з ключових проблем зберігання сільськогосподарської продукції полягає в дотриманні температурного режиму зберігання, особливо в літній період, коли експлуатація традиційно застосовуваних парових компресійних холодильних установок вимагає значних витрат електричної енергії, і отже викопних палив та ускладнює утилізацію теплової енергії. Альтернативою подібним системам є адсорбційні холодильні геліоустановки, так звані сонячні адсорбційні холодильники. Дані пристрої включають сонячний колектор, адсорбер, конденсатор і розміщений біля холодильної камери випарник.

Робота адсорбційного холодильника зазвичай здійснюється в два етапи. Перший – адсорбція та випаровування хладагенту, за рахунок якого відбувається зменшення температури в холодильній камері. Другий – регенерація адсорбенту, тобто десорбція та конденсація хладагенту. При цьому адсорбент нагрівають до температури регенерації зовнішніми джерелами. В якості хладагентів використовують воду [1], аміак [2], метанол [3, 4], та інші речовини [5, 6]. В якості адсорбентів – активоване вугілля [7, 8], силікагель [8], цеоліт [9], солі MnCl_2 , NH_4Cl [10], NaBr , BaCl_2 [10, 11], та композитні матеріали BaCl_2 /вермікуліт [12], CaCl_2 /вспінений графіт [13], LiNO_3 /вермікуліт [14], $\text{CaCl}_2/\text{SiO}_2$ і LiBr/SiO_2 [15], LiCl /силікагель [16].

Одними з ключових факторів, які впливають на експлуатаційні характеристики адсорбційних холодильників, є властивості використовуваних адсорбентів.

Мета представленої роботи – вивчення кореляції експлуатаційних характеристик адсорбційних холодильних геліоустановок властивостей композитів «силікагель – натрій сульфат», синтезованого золь – гель методом. Для досягнення цієї мети поставлено наступні задачі:

- вивчення впливу характеристик адсорбенту на холодильний коефіцієнт установки;
- визначення оптимальний склад адсорбенту, при яких холодильний коефіцієнт установки максимален;
- встановлення кореляції між режимом процесу регенерації та холодильним коефіцієнтом.

Методика експерименту

Основними конструктивними елементами адсорбційного холодильника [17], згідно з рис.1, є адсорбер (1), конденсатор (5) і розміщений біля холодильної камери (6) випарник (4). На лицьовій стороні адсорбера встановлено прозорий стільниковий полікарбонатний пластик САН (товщиною 8 мм) з інтегральним коефіцієнтом пропускання на рівні 0,88, а в нижній частині розташовано композитний адсорбент «силікагель – натрій сульфат», який синтезовано згідно [18]. Холодильна камера об'ємом 3 м^3 виготовлена зі сталі марки 30Х товщиною 0,5 мм. В якості теплоізоляції використано пінополістирол.

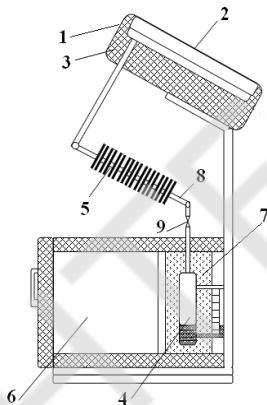


Рис. 1. Адсорбційний холодильник: 1 – адсорбер; 2 – прозора ізоляція; 3 – адсорбційний матеріал; 4 – випарник; 5 – конденсатор; 6 – холодильна камера; 7 – водяний акумулятор холоду; 8 – труба; 9 – кран [17].

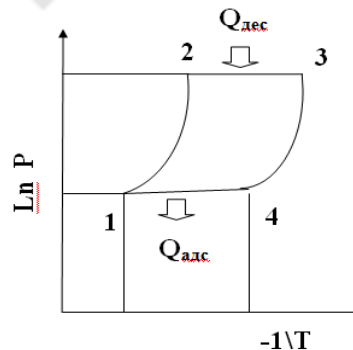


Рис. 2. Робочий цикл адсорбційного холодильника [19]

Адсорбційний холодильник працює згідно з термодинамічним циклом, який зображено на рис. 2 [19].

Отримання холоду, тобто адсорбцію та випаровування води, зображує лінія 3 – 4 – 1, а регенерація адсорбенту, що супроводжується десорбцією та конденсацією води – 1 – 2 – 3.

Робота здійснюється в два етапи. Перший етап – отримання холоду. Відкривають кран (9). Пари води починають дифундувати через конденсатор до адсорбера. За рахунок адсорбції води адсорбційним матеріалом відбувається її випаровування у випарнику (4), що створює холодильний ефект в холодильній камері (6). Оскільки в стінках холодильника міститься великий об'єм води, холод в камері (6) підтримується на рівні $5 - 10^\circ\text{C}$ протягом 10 – 20 годин, до наступного циклу.

При поглинанні води адсорбційним матеріалом (3) температура в адсорбері (1) істотно підвищується за рахунок виділення теплоти адсорбції. Для відбору цієї теплоти по змійовику (2) пускають холодну воду.

Нагріта вода подається споживачу в систему гарячого водопостачання або опалювання або використовується для регенерації адсорбційного матеріалу на другому етапі роботи холодильника.

Другий етап – регенерація адсорбенту. Закривають кран 9. Нагрівають адсорбційний матеріал (3), використовуючи сонячну енергію. Вода збирається в конденсаторі (5) далі зливається у випарник (4) і починається процес отримання холоду.

Розрахунок кількості тепла, яке необхідно відібрати з холодильної камери протягом доби, проводили відповідно [19] як суму тепла, що йде на охолодження самої камери та внесених продуктів та на покриття теплових втрат як самої камери так і при відкритті камери при внесенні продуктів:

$$Q_1 = C \cdot m \cdot \Delta T + C_{\Pi} \cdot m_{\Pi} \cdot \Delta T + \sum Q_z, \text{ кДж} \quad (1)$$

де C – теплоємність елементів конструкції, $\text{кДж/кг} \cdot ^\circ\text{C}$; C_{Π} – теплоємність продуктів внесених в холодильну камеру, $\text{кДж/кг} \cdot ^\circ\text{C}$; ΔT – різниця температури навколишнього середовища та середньодобової температури в холодильній камері, $^\circ\text{C}$; m , m_{Π} – маса холодильником камери та внесених продуктів відповідно, кг ; $\sum Q_z$ – сума теплопритоків до камери в результаті теплопередачі через її стінки, підлогу та стелю, від інфільтрації зовнішнього повітря при відкритті камери та навантажень від освітлення, кДж .

Теплопритоки до камери шляхом теплопередачі протягом доби визначали згідно [20], як добуток теплового навантаження при теплопередачі через стінки, підлогу та стелю камери та періоду експлуатації:

$$Q_{\text{ст}} = K \cdot F \cdot \Delta t \cdot \tau \quad (2)$$

де K – коефіцієнт теплопередачі $\text{кВт/м}^2 \cdot ^\circ\text{C}$, F – площа поверхні стін, підлоги та стелі, м^2 ; Δt – різниця температур повітря по обидві сторони стіни, $^\circ\text{C}$; τ – період експлуатації протягом доби, с .

Теплопритоки до камери внаслідок відкриття дверей протягом доби розраховували згідно [20], як добуток теплового навантаження та тривалості відкриття дверей протягом доби:

$$Q_{\text{инф}} = q \cdot D_{\tau} \cdot D_f \cdot (1 - E) \cdot \tau_{\text{в}} \quad (3)$$

де q – сумарне добове теплове навантаження на холодильну камеру для повітряного потоку, який повністю встановився зі врахуванням різниці густин, тепловмісту та вологовмісту внутрішнього на зовнішнього повітря, а також розмірів дверного отвору, кВт ; D_{τ} – коефіцієнт, що враховує час, коли протягом доби двері відчинено; D_f – коефіцієнт, що враховує характер повітряного потоку в дверному отворі; E – ступінь ефективності захисного пристрою дверного отвору; $\tau_{\text{в}}$ – час, коли протягом доби двері відчинено, с .

Теплові притоки внаслідок роботи освітлювальних приладів визначали, як добуток кількості світильників, потужності світильника та періоду роботи протягом доби [20].

Відбір тепла з холодильної камери здійснюється за рахунок випаровування води у випарнику. Кількість тепла, яке відбирається в холодильній камері при випаровуванні води, беручи до уваги теплоту випаровування води може бути розрахована як:

$$Q_2 = \Delta H_{\text{вип}} \cdot m_{\text{в}}, \text{ кДж} \quad (4)$$

звідси можна розрахувати масу води ($m_{\text{в}}$, кг) для забезпечення відбору необхідної кількості теплоти у холодильній камері.

Для компенсації денних коливань погодних умов масу робочої рідини пропонується підвищити на 50 %. Таким чином маса води у випарнику буде складати 0,20 кг .

Виходячи з адсорбційної ємності композиту «силікагель/ Na_2SO_4 » за даними роботи [21], можна розрахувати масу адсорбенту, необхідно розмістити в адсорбері.

Кількість теплоти, яку необхідно затратити на регенерацію адсорбенту можна розрахувати за формулою:

$$Q_3 = m_k \cdot C_k \cdot \Delta T_1 + m_{\text{в}} \cdot C_{\text{в}} \cdot \Delta T_1 + m_{\text{в}} \cdot \Delta H_{\text{дес}}, \text{ кДж} \quad (5)$$

де ΔT_1 – різниця температури адсорбенту та температури регенерації, $^\circ\text{C}$; $\Delta H_{\text{дес}}$ – теплота десорбції води, кДж/кг ; m_k , $m_{\text{в}}$ – відповідно маса композиту і адсорбованої води, кг ; C_k , $C_{\text{в}}$ – теплоємність композиту та води відповідно, $\text{кДж/кг} \cdot ^\circ\text{C}$.

Розрахунок холодильного коефіцієнта визначали, як відношення кількості, яке відбирається в холодильній камері при випаровуванні води, та витрати теплоти на регенерацію адсорбенту, тобто:

$$\varepsilon = \frac{Q_1}{Q_3} \quad (6)$$

де ε – холодильний коефіцієнт; Q_1 – кількість теплоти, яку необхідно відібрати від холодильної камери, кДж; Q_3 – кількість теплоти, яку необхідно затратити на регенерацію адсорбенту, кДж.

Обговорення результатів досліджень

Результати проведених розрахунків представлено в таблиці 1.

Таблиця 1

Холодильний коефіцієнт адсорбційного сонячного холодильника на основі композиту «силікагель – натрій сульфат»

Склад адсорбенту, мас. %		Адсорбційна ємність [21], кг/кг	Маса адсорбенту $M_{\text{сорб}}$, кг	Холодильний коефіцієнт при ΔT_1		
Na_2SO_4	силікагель			$\Delta T_1 = 65^\circ\text{C}$	$\Delta T_1 = 75^\circ\text{C}$	$\Delta T_1 = 85^\circ\text{C}$
80	20	1,349	0,58	1,11	1,09	1,07
60	40	1,060	0,74	1,10	1,08	1,06
40	60	0,771	1,01	1,09	1,07	1,05
20	80	0,482	1,62	1,06	1,04	1,02

Встановлено, що підвищення вмісту натрій сульфату в композиті сприяє, вочевидь, зниженню маси композита, і отже кількості теплоти, яку необхідно витратити на регенерацію адсорбенту. Максимальні значення холодильного коефіцієнта відповідають композитам, які містять, мас. %: силікагель – 20 та натрій сульфат – 80.

На величину кількості теплоти, яка необхідна для регенерації композита Q_3 , і, отже, холодильного коефіцієнта істотно впливає різниця температури адсорбенту та температури регенерації ΔT_1 .

З її зростанням спостерігається монотонне зменшення холодильного коефіцієнта. Максимальні значення ε встановлені при $\Delta T_1 = 65^\circ\text{C}$.

Висновки

Проведено дослідження процесів експлуатації адсорбційної холодильної геліоустановки на основі композитних адсорбентів «силікагель – натрій сульфат». Визначено основні фактори, які впливають на холодильний коефіцієнт циклу.

Показана кореляція між складом адсорбенту та холодильним коефіцієнтом установки. Показано збільшення холодильного коефіцієнту при зростанні вмісту натрій сульфату в композиті. Підтверджено кореляцію режиму процесу регенерації композита та холодильним коефіцієнтом установки. Встановлено зростання величини холодильного коефіцієнту при зменшенні різниці температур адсорбенту та температури регенерації ΔT_1 .

Встановлено, що максимальні значення холодильного коефіцієнта спостерігалися відповідають $\Delta T_1 = 65^\circ\text{C}$ для композитів, які містять близько, мас. %: силікагель – 20 та натрій сульфат – 80.

Представлена робота виконана при частковому держбюджетному фінансуванні (номер держреєстрації НДР 0118U003343).

Література

1. An analysis of the performance of a novel solar silica gel–water adsorption air conditioning / Z.S. Lu, R.Z. Wang, Z.Z. Xia, Q.B. Wu, Y.M. Sun, Z.Y. Chen // Applied Thermal Engineering. – 2011. – V. 31, I.17–18. – P. 3636–3642.
2. Novel ammonia sorbents “porous matrix modified by active salt” for adsorptive heat transformation: 5. Designing the composite adsorbent for ice makers / Alexandra D. Grekova, Janna V. Veselovskaya, Mikhail M. Tokarev, Larisa G. Gordeeva // Applied Thermal Engineering. – 2012. – V. 37. – P. 80–86.
3. Khattab N.M. A novel solar-powered adsorption refrigeration module / N.M. Khattab // Applied Thermal Engineering. – 2004. – V. 24, I. 17–18. – P. 2747–2760.
4. A new zero energy cool chamber with a solar-driven adsorption refrigerator / Md. Parvez Islam, Tetsuo Morimoto // Renewable Energy. – 2014. – V. 72. – P. 367–376.
5. Development and transient performance results of a single stage activated carbon – HFC 134a closed cycle adsorption cooling system / N.D. Banker, M. Prasad, P. Dutta, K. Srinivasan // Applied Thermal Engineering. – 2010. – V.30, I.10. – P. 1126 – 1132.
6. Pressurized adsorption cooling cycles driven by solar/waste heat / Azhar Bin Ismail, Ang Li, Kyaw Thu, Kim Choon Ng, Wongee Chun // Applied Thermal Engineering. – 2014. – V. 67, I. 1–2. – P.106–113.

7. Pressurized adsorption cooling cycles driven by solar/waste heat / Azhar Bin Ismail, Ang Li, Kyaw Thu, Kim Choon Ng, Wongee Chun // *Applied Thermal Engineering*. – 2014. – V. 67, I.1–2. – P. 106 – 113.
8. Study on gradient thermal driven adsorption cycle with freezing and cooling output for food storage / F.P. Song, L.X. Gong, L.W. Wang, R.Z. Wang // *Applied Thermal Engineering*. – 2014. – V. 70, I. 1. – P. 231 – 239.
9. Belal Dawoud A hybrid solar-assisted adsorption cooling unit for vaccine storage / Dawoud Belal // *Renewable Energy*. – 2007. – V.32, I. 6. – P.947 – 964
10. A resorption refrigerator driven by low grade thermal energy / H.S. Bao, R.Z. Wang, L.W. Wang // *Energy Conversion and Management*. – 2011. – V. 52, I. 6. – P. 2339 – 2344.
11. Working pairs for resorption refrigerator / H.S. Bao, R.G. Oliveira, R.Z. Wang, L.W. Wang, Z.W. Ma // *Applied Thermal Engineering*. – 2011. – V. 31, I. 14–15. – P. 3015 – 3021.
12. Isothermal sorption characteristics of the BaCl₂–NH₃ pair in a vermiculite host matrix / Y. Zhong, R.E. Critoph, R.N. Thorpe, Z. Tamainot-Telto, Yu.I. Aristov // *Applied Thermal Engineering*. – 2007. – V. 27, I. 14–15. – P. 2455 – 2462.
13. Experimental study of a novel CaCl₂/expanded graphite–NH₃ adsorption refrigerator / S.L. Li, Z.Z. Xia, J.Y. Wu, J. Li, R.Z. Wang, L.W. Wang // *International Journal of Refrigeration*. – 2010. – V. 33, I. 1. – Pages 61 – 69.
14. Adsorption chilling driven by low temperature heat: New adsorbent and cycle optimization / Alessio Sapienza, Ivan S. Glaznev, Salvatore Santamaria, Angelo Freni, Yuriy I. Aristov // *Applied Thermal Engineering*. – 2012. – V. 32. – P. 141 – 146.
15. Thermal conductivity of selective water sorbents under the working conditions of a sorption chiller / A Freni, M.M Tokarev, G Restuccia, A.G Okunev, Yu.I Aristov // *Applied Thermal Engineering*. – 2002. – V.22, I. 14. – P. 1631 – 1642.
16. Simulation of a solid sorption ice-maker based on the novel composite sorbent “lithium chloride in silica gel pores” / G. Maggio, L.G. Gordeeva, A. Freni, Yu.I. Aristov, G. Santori, F. Polonara, G. Restuccia // *Applied Thermal Engineering*. – 2009. – V. 29, I. 8–9. – P. 1714 – 1720.
17. Пат. 86227 Україна, МПК F 25 В 17/00. Адсорбційний холодильник / Сухий К.М., Сухий М.П., Коломієць О.В. [та ін.]; заявник і патентовласник Державний вищий навчальний заклад “Український державний хіміко-технологічний університет”. – № u 2013 05136; заявл. 22.04.2013 опубл. 25.12.2013, Бюл. №24.
18. Sukhyy Kostyantyn M. Structure and adsorption properties of the composites ‘silica gel – sodium sulphate’, obtained by sole gel method [Text] / Kostyantyn M. Sukhyy, Elena A. Belyanovskaya, Yaroslav N. Kozlov, Elena V. Kolomiyets, Mikhaylo P. Sukhyy // *Applied Thermal Engineering*. – 2014. – Vol. 64. – P. 408–412.
19. Коломієць О.В., Беляновська О.А., Сухий К.М., Прокопенко О.М., Козлов Я.М., Сухий М.П. Основні робочі характеристики сонячного адсорбційного холодильника на основі композитного сорбенту «силікагель/Na₂SO₄» // *Одеська національна академія харчових технологій. Наукові праці*. – 2015. – вип. 47, Т.2. – С. 176 – 181
20. Руководство по расчету теплового баланса холодильных камер и выбору основных проектных параметров холодильных установок. – М.: Остров, 1999. – 56 с.
21. Sukhyy K., Belyanovskaya E., Kovalenko V., Kotok V., Sukhyy M., Kolomiyets E., Gubynskyi M., Yeromin O., Prokopenko O. The study of properties of composite adsorptive materials “silica gel – crystalline hydrate” for heat storage devices // *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. – 2018. – Vol. 91, № 1. – P. 52 – 58. (DOI: 10.15587/1729-4061.2018.123896)

УДК: 544.723

ЗАСТОСУВАННЯ НВЧ ВИПРОМІНЮВАННЯ ПРИ ВИЛУЧЕННІ БІЛКІВ ЗІ СТІЧНИХ ВОД ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

Сабадаш В.В. канд. техн. наук, доцент
Гумницький Я.М. д-р техн. наук, професор
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

APPLICATION OF MICROWAVE RADIATION ON THE DISCHARGE OF PROTEINS FROM STEEL WATER OF FOOD MANUFACTURERS

V. V. Sabadash, J. M. Gumnitsky
Lviv National Polytechnic University
Lviv, Ukraine

Анотація. В роботі приведено результати досліджень кінетики вилучення білків з модельного розчину, зміни оптичної густини розчинів білка в результаті дії на досліджуваній розчин випромінювання надвисокочастотного діапазону. Процес денатурації розчинів білка, що моделюють стічні води підприємств харчової промисловості, здійснювали під дією НВЧ випромінювання з частотою 2450 Гц. Обробленню піддавали водні дисперсії альбуміну та казеїну з масовою часткою сухих речовин 5% за потужності надвисокочастотного випромінювання 800 Вт. Контроль за процесом денатурації білка здійснювали за зміною оптичної густини досліджуваних розчинів. Експериментальні дослідження показали, що ступінь вилучення альбуміну без застосування інших методів розділення становила 80%, а казеїну 35%. Виведено теоретичну залежність для розрахунку зміни температури досліджуваного об'єкту від потужності генератора електромагнітних хвиль та часу дії на об'єкт випромінювання надвисокочастотного діапазону. В основу розрахунків кінетики нагрівання електролітів у полі дії електромагнітного випромінювання поставлено зв'язок між напруженістю електромагнітного поля, що генерується в резонаторній НВЧ-камері, та потужністю НВЧ-генератора. Експериментальне дослідження кінетики денатурації водних дисперсій білка показало хорошу збіжність експериментальних та розрахункових даних. За допомогою приведеного рівняння можна з достатньою точністю визначати теплофізичні параметри процесу нагрівання вологих об'єктів та розчинів до 100 °C, або для діелектриків з низьким вмістом вологи. Розроблений спосіб обробки стічних вод передбачає введення НВЧ модуля у технологічну схему очищення стічних вод біотехнологічних виробництв. Це дозволить здійснювати знезараження стічних вод та ефективного вилучення білкових сполук шляхом переведення білків у коагульований стан та збільшити ефективність очищення стічних вод.

Ключові слова: стічні води, білок, денатурація, НВЧ – випромінювання, теплообмін

Abstract. The paper presents the results of investigations of the kinetics of protein extraction from the model solution and changes in the optical density of protein solutions as a result of influence of the ultrahigh-frequency radiation on the test solution. The process of denaturation of protein solutions that simulate wastewater from food industry enterprises under the influence of microwave radiation at a frequency of 2450 Hz was carried out. The samples of aqueous dispersions of albumin and casein with a mass fraction of dry matter of 5% were treated of ultrahigh-frequency radiation of the power of 800 W. Control of process of the protein denaturation was carried out by changing the optical density of the investigated samples. Experimental studies have shown that the degree of albumin excretion without application of other methods of separation was 80% and casein 35%. The theoretical dependence for calculating the temperature change of the investigated object from the power of the generator of electromagnetic waves and the time of action on the object of radiation of the ultrahigh-frequency range was derived. The basis of calculations of the kinetics of heating of electrolytes in the field of electromagnetic radiation is the relationship between the intensity of the electromagnetic field generated in the chamber of microwave resonator and the power of the microwave generator. An experimental study of the kinetics of denaturation of aqueous dispersion of the protein showed good correlation of experimental and calculated data. Application of the given equation it is possible to determine with sufficient accuracy the thermophysical parameters of the process of heating the wet objects and solutions to 100°C or for dielectrics with low moisture content. The developed method of treatment of sewage involves the introduction of a microwave module in the technological scheme of sewage treatment of biotechnological industries. This will allow for the disinfection of sewage and the effective removal of protein compounds by converting proteins into a coagulated state and increasing the efficiency of wastewater treatment.

Key words: sewage, protein, denaturation, microwave radiation, heat exchange

Постановка проблеми. Проблема очищення стічних вод від органічних забруднень дуже часто супроводжується труднощами, пов'язаними з низькою ефективністю вилучення колоїдних частинок. У випадку наявності білкових сполук у стічних водах виникає небезпека нецільової втрати не тільки цінних поживних речовин, але й небезпека створення живильного середовища для патогенної мікрофлори, що буде утруднювати процес очищення стічних вод. Відомо, що стічні води підприємств харчової промисловості забруднені органічними сполуками та мінеральними речовинами [2]. Біотехнологічні виробництва займають одне з перших місць серед галузей промисловості, що скидають значну кількість стічних вод[1,2]. Це в основному дріжджові клітини, білки, вуглеводи, залишки масел, хлориди, фосфати, калій, азот, БПК загального стоку становить 1500-5000 мг/л.

Мета роботи – дослідити кінетику вилучення білків з модельного середовища під дією випромінювання надвисокочастотного діапазону та встановити закономірності зміни теплофізичних характеристик досліджуваних об'єктів в залежності від тривалості дії на них мікрохвильового випромінювання та потужності НВЧ-генератора.

Аналіз останніх досліджень і публікацій. У літературних джерелах міститься багато даних про способи вилучення білків з водних розчинів, зокрема і сорбційні методи із застосуванням природних та синтетичних сорбентів[2,3]. Встановлено, що сорбційна ємність цеоліту щодо альбуміну становить 14 мг/г.адс. Вказується, що наявність білка в стічних водах значно сповільнює процес адсорбційного вилучення фосфатів та амонію зі стічних вод і призводить до зменшення сорбційної ємності адсорбентів, оскільки молекули білка сорбуються на поверхні пор [1,2].

У попередніх публікаціях вказується, що процес адсорбції білків проходить у зовнішньо дифузійній області. Досягнення вищих показників якості очищення стічних вод потребує розробки новітніх технологій, зокрема застосування техніки НВЧ. Використання НВЧ-випромінювання в різних галузях за останні десятиліття поширилося завдяки можливостям ефективного миттєвого нагріву, висушування, стерилізації, швидкого розігріву замороженої сировини і т.д.

Надвисокі електромагнітні хвилі, проникаючи в об'єм матеріалу, що обробляється, діють швидко та рівномірно. Діелектрики та зневоднені об'єкти при цьому не підігріваються, а ті, що містять воду, можна за невеликий проміжок часу нагріти і висушити. Після обробки НВЧ випромінюванням структура матеріалу переважно не змінюється. Ефективність перетворення енергії електромагнітного поля на тепло зростає прямо пропорційно до частоти коливальних і квадрату напруженості електромагнітного поля. Важлива перевага НВЧ нагріву – відсутність теплової інерційності, тобто можливість практично миттєвого включення і виключення теплового впливу на сировину, яка обробляється. Це дозволяє підтримувати високу точність регулювання процесу нагріву. ККД перетворення енергії НВЧ на тепло наближається до 100%. [3,4]. Процес нагрівання модельного розчину в лабораторній установці відбувався у нестационарному режимі. Температура досліджуваного об'єкта змінювалася в часі.

Для експериментальних досліджень використовували скляний контейнер, виготовлений з кварцового скла, що і є неполярним діелектриком. У контейнері здійснювали нагрівання досліджуваної дисперсії шляхом пропускання електромагнітного випромінювання. Поверхня контейнера контактувала у конвективному і радіаційному теплообміні з навколишнім середовищем, що має більш низьку температуру. Принцип нагрівання під дією змінного електромагнітного поля на досліджуваний об'єкт спричинює поляризацію і пов'язані електричні заряди спрямовано здійснюють переміщення. Поляризація середовища збільшується зі збільшенням частоти та напруженості електромагнітного поля.

У водних дисперсіях НВЧ випромінювання призводить до впорядкованого руху диполів води, що спричинює виділення тепла, яке рівномірно розподіляється в об'ємі розчину [5]. Теплофізичні та оптичні характеристики досліджуваних матеріалів залежать від температури.

Експериментальні дослідження. Проведено серію дослідів, у яких досліджували процес денатурації розчинів білка, що моделюють стічні води підприємств харчової промисловості. Дослідження кінетики вилучення білків з модельного середовища під дією випромінювання надвисокочастотного діапазону здійснювали шляхом оброблення дисперсії альбуміну та казеїну з масовою часткою сухих речовин 5% у полі НВЧ випромінювання з частотою 2450 Гц за потужності 800 Вт. 1 дм³ водної дисперсії білка вносили у скляний контейнер висотою 15см і діаметром 10см та поміщали у експериментальну установку. Включали нагрів на 800Вт. Проби відбирали кожні 50с.

Після проведення нагріву проби досліджуваного розчину охолоджували до температури 20°C, відстоювали та аналізували на вміст білка атомно-абсорбційним методом. Результати експерименту представлено на рис. 1.

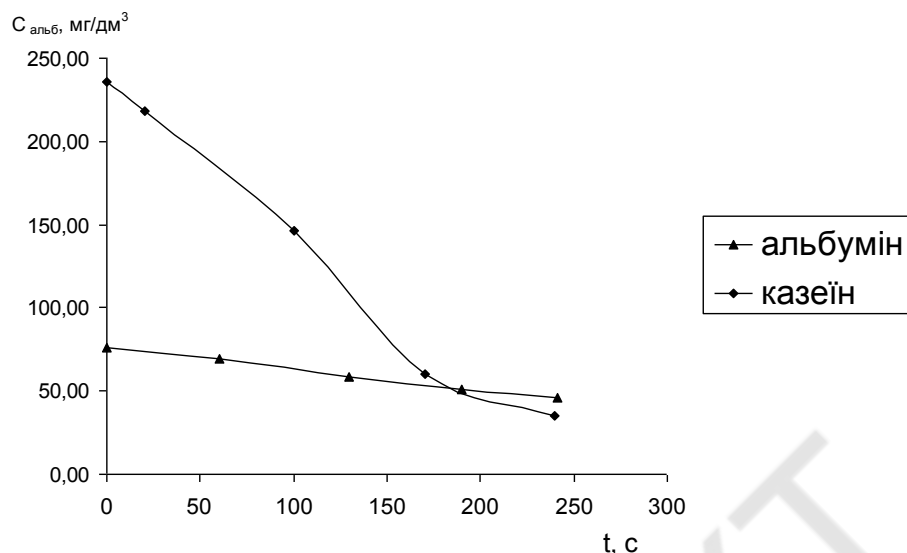


Рис. 1. Кінетика вилучення білків з модельного розчину

Як видно з результатів дослідження, під дією НВЧ поля відбувається зменшення концентрації білків у модельному розчині за рахунок утворення осаду денатурованого білка. Експериментальні дослідження показали, що ступінь вилучення альбуміну без застосування інших методів розділення становила 80%, а казеїну 35%. В процесі денатурації спостерігається зміна оптичної густини розчину. Результати дослідження приведені на рис. 2.

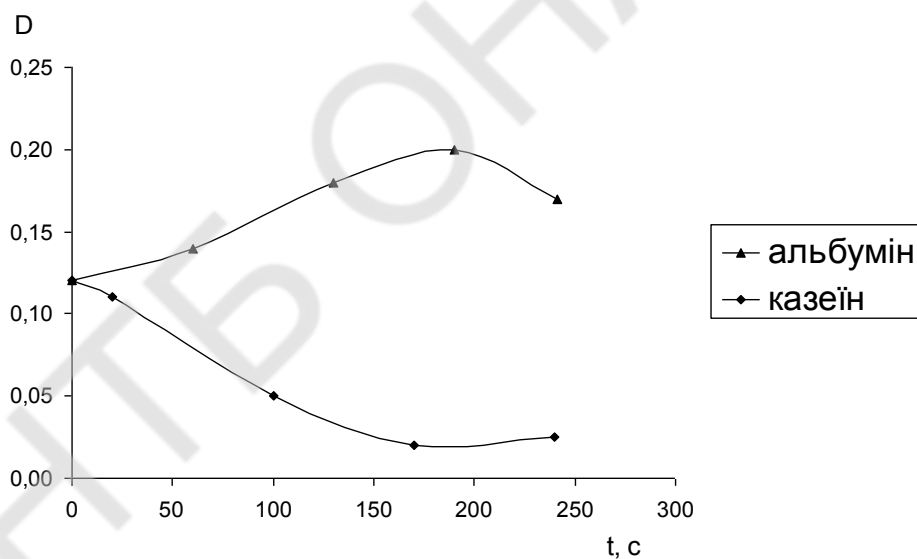


Рис. 2. Зміна оптичної густини розчинів білка

Зв'язок між напруженістю електромагнітного поля, що генерується в резонаторній НВЧ-камері, та потужністю генератора електромагнітних хвиль надвисокочастотного діапазону описується загально відомими рівняннями електродинаміки [6,7].

В результаті впливу НВЧ променів конфігурація білків, руйнується. Денатурований у такий спосіб білок втрачає свою біологічну активність і стає нерозчинним. На процес денатурації має вплив температура середовища, яка буде збільшуватися в залежності від потужності електромагнітного випромінювання, що діє на досліджуваний об'єкт [8].

Розрахункову формулу для визначення середнього значення питомої потужності внутрішніх джерел теплоти під час нагріву у надвисокочастотному полі представлено у [6]:

$$\omega = \frac{P}{lS} \frac{1}{R} \int_0^R e^{-\frac{r}{l}} dr \quad (1)$$

де ω - потужність внутрішніх джерел теплоти, Вт/м³;
 S - площа поверхні об'єкта, що піддається нагріву, м²;
 V - об'єм продукту, м³;
 $R=V/S$ - відношення об'єму до площі поверхні досліджуваного об'єкта, м;
 l - глибина проникнення НВЧ - випромінювання у досліджуваний об'єкт, м;
 Проінтегрувавши (1) одержимо:

$$\omega = \frac{P}{V} \frac{l}{R} \left(1 - e^{-\frac{R}{l}} \right) \quad (2)$$

де P - потужність нагрівання тіла довільної форми в момент часу τ , Вт:

$$P = cm \frac{(T_2 - T_1)}{\tau}, \quad (3)$$

де m - маса об'єкта, що піддається нагріву, кг;
 T_1 і T_2 - початкова та кінцева температури досліджуваного об'єкта °K;
 c - теплоємність, Дж/(кг·K);
 τ - час, с.

З врахуванням (3) рівняння (2) матиме наступний вигляд:

$$\omega = \frac{cm(T_2 - T_1)}{\tau V} \frac{l}{R} \left(1 - e^{-\frac{R}{l}} \right) \quad (4)$$

Температура нагрівання тіла довільної форми в момент часу τ після впливу НВЧ поля буде рівна:

$$T_2 = \frac{\omega V \tau R}{cm \left(1 - e^{-\frac{R}{l}} \right)} + T_1, \text{ або} \quad (5)$$

$$T_2 = \frac{P \tau R}{cm \left(1 - e^{-\frac{R}{l}} \right)} + T_1,$$

де $P_2 = \omega \cdot V$ - потужність НВЧ-генератора, Вт;

Для перевірки теоретичних даних ми дослідили зміну температури досліджуваного об'єкта. Порівняння теоретичних та експериментальних даних (рис. 3) свідчить про те, що за допомогою рівняння (5) можна визначати теплофізичні параметри процесу до 100°C (або для діелектриків з низьким вмістом води) з достатньою точністю.

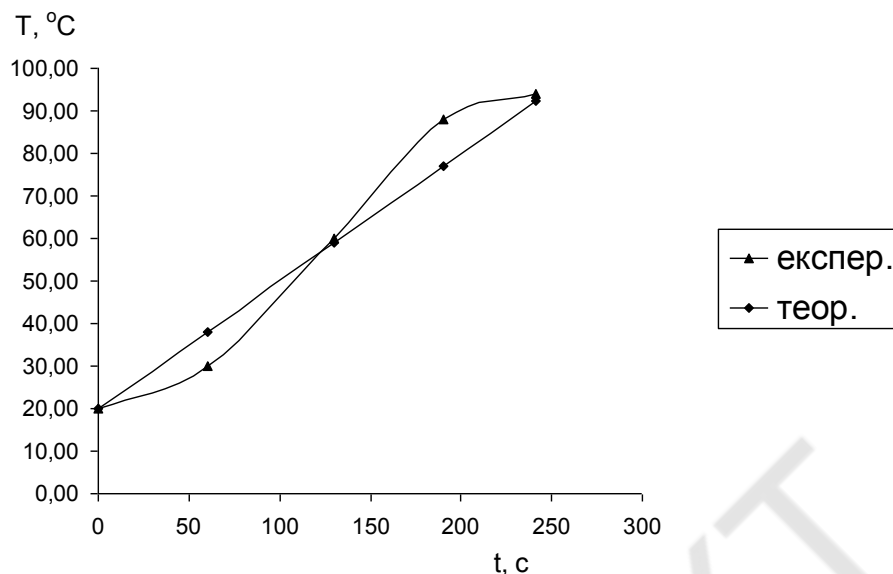


Рис. 3. Зміна температури розчинів білка під впливом НВЧ випромінювання

Висновки. Аналіз результатів експериментальних досліджень використання випромінювання надвисокочастотного діапазону показав, що генератори електромагнітних хвиль надвисокочастотного діапазону можна використовувати для вилучення білків з водних розчинів, а також для здійснення термічного знешкодження промислових стоків. Дана технологія дає змогу забезпечити зменшення енергозатрат, скорочення тривалості процесу обробки та мікробіологічну стабільність продукції. Перспективи більш широкого застосування НВЧ-випромінювання пов'язані з розробкою і впровадженням НВЧ-установок нового покоління.

Література

1. Мацуська О. В. Очищення стоків від білків природними сорбентами/ О. В. Мацуська, Р. П. Параняк, Я. М. Гумницький //Науковий вісник Львівського національного університету ветеринарної медицини та біотехнологій ім. Гжицького. - 2011. - Т. 13, № 2(2). - С. 255-261
2. Гумницький Я.М. Кінетика адсорбції альбуміну природним сорбентом/ Я.М. Гумницький, (А.М. Гивлюд), В.В.Сабадаш //Наукові праці ОНАХТ. - Одеса, 2015. – Вип. 47.- Т.1. - С. 133-139.
3. Beszedes S. Application of thermal and microwave pre-treatments for dairy wastewater sludge / S. Beszedes, G. Szabo, G. Geczi. // International Journal Of Engineering. – 2012. – №10. – С. 231–235.
4. Теорія електромагнітного поля і основи техніки НВЧ: навч. Т 59 посіб. / С.В. Соколов, Л.Д. Писаренко, В.О. Журба; за заг. ред. Г.С. Воробйова. – Суми : Сумський державний університет, 2011. – 393 с.
5. Калинин Л. Г. Применение метода регулярного режима для определения электро- и теплофизических характеристик дисперсных систем / Л. Г. Калинин // Наук. праці. ОНХАТ. – Одеса, 2010. – Вип. 37. – С. 170–173.
6. Потапов В. О. До питання розрахунку внутрішніх джерел теплоти під час мікрохвильової обробки харчових продуктів/ В. О. Потапов, В. В. Качалов, С. В. Михайлова //Прогресивні техніка та технології харчових виробництв ресторанного господарства і торгівлі. - 2013. - Вип. 1(2). - С. 73-81.
7. Кудряшов Ю. Б., Перов Ю. Ф. Рубин А. Б. Радиационная биофизика: радиочастотные и микроволновые электромагнитные излучения. Учебник для ВУЗов. — М.: Физматлит, 2008. — 184 с.
8. Диденко А.Н. СВЧ-энергетика. Теория и практика / А.Н. Диденко. – М.: Наука, 2003. – 447 с.

УДК 664.723.047.

ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ СУШІННЯ НАСІННЯ ЗЕРНОВИХ КУЛЬТУР ІЗ ТЕПЛОВИМИ НАСОСАМИ

Пазюк В. М., к.т.н., с. н. с., Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

ENHANCEMENT OF ENERGY EFFICIENCY OF DRYING SEEDS OF GRAIN CROPS WITH HEAT PUMPS

Pazyuk V.M., Ph.D., p. N. s., Institute of Technical Thermophysics of the National Academy of Sciences of Ukraine, Kyiv

В статті наведені дослідження з енергоефективного сушіння насіння ріпаку із застосування теплових насосів.

The paper presents studies on energy-efficient drying of rape seeds using heat pumps.

Ключові слова: сушіння, тепловий насос, схожість насіння.

В сучасних умовах розвитку зерносушіння основою вибору сушильних установок є енергетична складова процесу сушіння та якісні характеристики матеріалу.

Проведений аналіз існуючих зерносушарок показав, що діючі зерносушарки не відповідають вимогам за енергетичними показниками від 10 – 30% (нормативні витрати 4000 кДж/кг вип. вологи). Для насіннєвого зерна витрати складають більше на 30% (нормативні витрати 5200 кДж/кг вип. вологи) із-за неможливості застосування високотемпературних режимів [1].

Витрати теплоти, якщо взяти за 100% за даними досліджень [2] можна розділити наступним чином:

на випаровування вологи – 53,2%; на нагрівання зерна та транспортних пристроїв – 15%; з відпрацьованим теплоносієм – 23,9%; від корпусу зерносушарки – 6,9%; від неповного згоряння палива – 1%.

Заходи направлені на зниження витрат на процес сушіння частково реалізується в сучасних розробках, що відповідно знижує витрати теплоти на сушіння та підвищує коефіцієнт корисної дії зерносушарок.

Зниження витрат теплоти на випаровування вологи, відбувається через розробку енергоефективних технологій сушіння, вдосконалення конструкції зерносушарок, автоматизація процесу.

Для зниження нагрівання зерна та транспортних пристроїв – вдосконалення процесу нагрівання та охолодження, створення конструкцій нагрівача та охолоджувача на основі теплового насосу.

При зниженні втрат теплоти з відпрацьованим теплоносієм, можливо використання теплонасосного циклу для зниження вологи високотемпературного відпрацьованого теплоносія і направлення їх для попереднього нагрівання теплоносія або часткового змішування в системі подачі для сушіння зерна.

Під зниженням втрат в навколишнє середовище розуміють встановлення теплоізоляції зерносушарки та топкових пристроїв та їх найближче конструктивне розташування.

Втрати теплоти від неповного згоряння палива вирішуються через автоматизацію спалювання палива, правильної експлуатацією топків, а також використання теплоти димових газів топкових пристроїв та направлення теплоти на сушіння за допомогою теплових насосів.

На основі проведених літературних досліджень та результатів власних досліджень, вказують на доцільність впровадження теплонасосних установок, за енергетичними показниками (табл. 1).

Таблиця 1.

Ефективність технологій сушіння насіння зернових культур

№	Технологія	Витрати теплоти, кДж/кг	Переваги	Недоліки
1	Сушіння на традиційних видах палива	5000 - 11000	Високе знімання вологи, не потребує додаткового обладнання	Великі енергетичні витрати, зниження якості при порушенні технології
2	Активне вентилування	2500 - 3000	Енергозбереження, висока якість насіння	Тривалість процесу, невелике знімання вологи
3	Застосування енергозберігаючих технологій сушіння	3244 - 4800	Енергозбереження, висока якість продукції	Потрібні додаткові капітальні вкладення та введення нового обладнання

4	Сушіння із застосування теплових насосів (власні дослідження) [3]	3000 - 3800	Низькі енергетичні витрати, висока якість насіння, зниження собівартості	Недостатньо вивчено і потребує конструкторських розробок
---	---	-------------	--	--

Особливість використання теплових насосів полягає в тому, що їх можна використовувати для сушіння насіннєвих культур і отримати високу якість.

Використання теплових насосів досить широке, вони можуть використовувати не тільки теплоту навколишнього середовища, теплоту відпрацьованих газів та теплоносія, але і альтернативні джерела енергії, можуть поєднувати процеси нагрівання, сушіння та охолодження.

Для більш детальної характеристики використання теплових насосів була розроблена схема використання теплових насосів при сушінні насіннєвого зерна (рис.1).

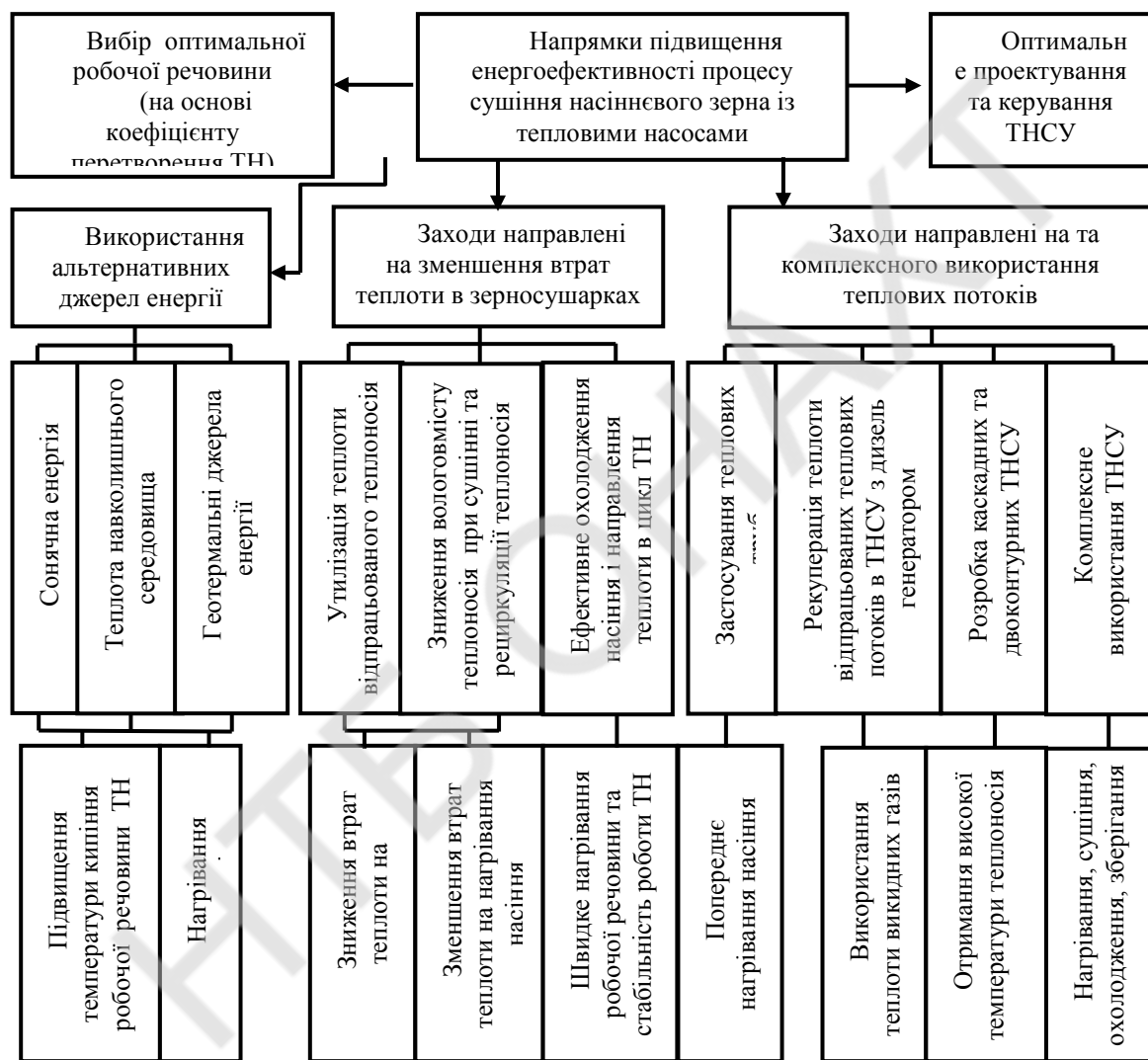


Рис. 1. Напрямки підвищення енергоефективності сушіння насіннєвого зерна із тепловими насосами

Розроблена схема на рис. 1. показує ефективне застосування теплових насосів через:

- використанням низькопотенційної теплоти альтернативних джерел енергії (сонячна, навколишнє середовище, геотермальні джерела) та сушіння насіння при постійній температурі сушильного агента 40 - 60°C, що залежить також від коефіцієнту перетворення теплового насосу;

- зниження втрат теплоти на сушіння зерна в прямооточних та рециркуляційних зерносушарках, через заходи направлені на рециркуляцію, утилізацію та рекуперацію теплоти відпрацьованого теплоносія і направлення в зону сушіння;

- комплекс заходів направлених на підвищення енергоефективності та інтенсивності сушіння із отриманням високої температури сушильного агента 80 - 90°C, а також виконання одночасно декількох технологічних операцій;

- заходи по енергозбереженню також залежать від типу робочої речовини в системі ТН, а також розробці та керуванні більш сучасних ТНСУ із коефіцієнтом перетворення 3 і вище.

Використання низькопотенційної теплоти альтернативних джерел енергії залежить від природно-кліматичних умов регіону і не завжди дає можливість ефективного застосування в процесах сушіння насіннєвого зерна.

Для поглинання сонячної радіації і передачі теплоти теплоносію застосовують спеціальні геліоколектори та геліоконцентратори. Наукові дослідження із використанням сонячної енергії часто проводились із комбінаціями з іншими джерелами енергії, а також з тепловими насосами [4 - 6].

Дослідження із застосування теплових насосів в процесах сушіння насіння зернових культур, зокрема пшениці, ячменя та вівса, засвідчили зменшення енергетичних витрат на процес та високу схожість насіння.

Експериментальна теплонасосна зерносушарка складається з наступних частин (рис. 2): теплонасосного агрегату 1, зернової шахти 5 та приладів контрольно-вимірювальними приладами та систем автоматики: регулятора швидкості 6, лічильника електроенергії 7, терезів 8 з цифровим табло 11.

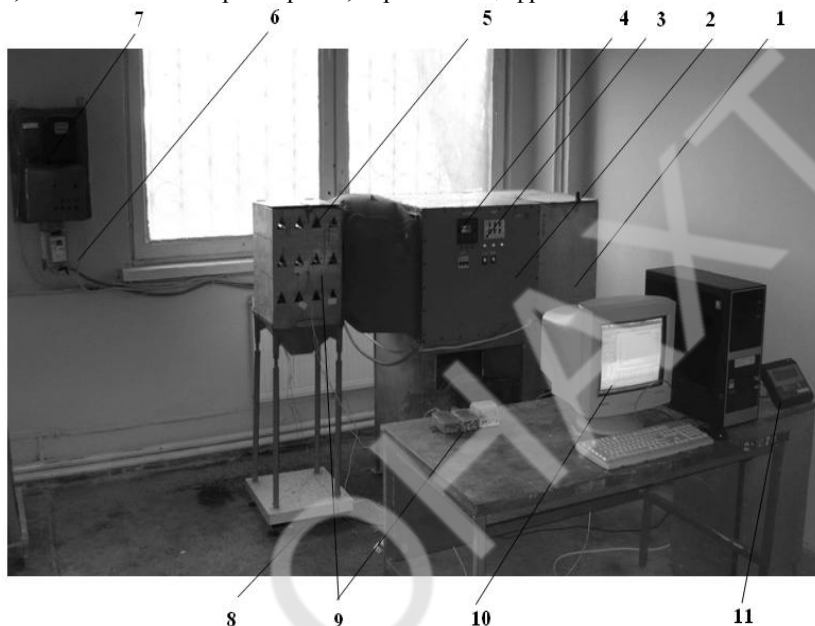


Рис. 2. Експериментальна теплонасосна зерносушарка:

1 – теплонасосний агрегат; 2 – щит керування; 3 – реле часу; 4 – термореле; 5 – сушильна шахта; 6 – регулятор швидкості; 7 – лічильник електроенергії; 8 – напільні терези; 9 – аналоговий цифровий перетворювач *i-7018*, конвертор-інтерфейс *i-7520* та хромель-копелеві термоелектричні перетворювачі; 10 – персональний комп'ютер; 11 – цифрове табло терезів.

Для проведення порівняння теплонасосного та електричного способу сушіння в установку перед зерносушильною шахтою встановлені додатково нагрівачі потужністю 7,5 кВт (на рисунку не показані).

Методика проведення дослідження передбачає зміну наступних параметрів:

- зміна температури сушильного агента від 40 до 50 °С;
- зміна вологовмісту теплоносія від 6 до 12 г/кг сухого повітря;

Методика проведення експерименту на теплонасосній зерносушарці проходить наступним чином:

1. Проведення досліду починається з вмикання теплонасосної зерносушарки та комп'ютерної системи збору та обробки інформації, яка безперервно реєструє час досліду, температуру теплоносія, температуру на поверхні та в середині шару матеріалу, зміну маси зерна і покази лічильника електроенергії..

2. Після встановлення в теплонасосній зерносушарці режиму сушіння засипаємо партію зернового матеріалу в сушильну шахту і проводимо сушіння до кінцевої вологості.

3. З партії отриманого висушеного зернового матеріалу відбираємо дві проби:

3.1. Перша проба йде на визначення насіннєвих властивостей матеріалу.

3.2. Друга – визначає кінцеву вологість матеріалу.

4. Після визначення абсолютно сухої маси зразка розраховуємо і будуємо криві сушіння та швидкості сушіння зерна: $W = f(\tau)$, $dW/d\tau = f(W)$.

Дослідження енергоефективності процесу сушіння проводилось на насінні ріпаку. Визначення кінетики процесу сушіння насіння ріпаку проводилась в зерносушильній шахті з відстанню між коробами 20 мм при температурі теплоносія 50°C з швидкістю руху 1,2 м/с.

Визначив вологовміст теплоносія на виході з теплового насосу 6 г/кг с. п. порівнюємо його з вологовмістом навколишнього середовища без теплового насосу 10 г/кг с. п. з підігріванням теплоносія за допомогою електронагрівачів.

Зменшення вологовмісту теплоносія в тепловому насосі прискорює процес сушіння насіння ріпаку на 11%. Кінцева температура теплоносія в шарі ріпаку в теплонасосній зерносушарці при вологості зерна 8% складає 40,9°C, з електричним нагріванням - 41,2°C (рис. 3,а).

Сушіння насіння ріпаку при різних вологовміст теплоносія проходить періоди нагрівання, постійної та падаючої швидкості сушіння (рис. 3,б). Чим менший вологовміст повітря, тим більша швидкість сушіння ріпаку. Максимальна швидкість сушіння ріпаку для вологовмісту повітря 6 г/кг с. п. в критичній точці K_1 складає 0,283%/хв, а при вологовмісту повітря 10 г/кг с. п. – 0,243%/хв.

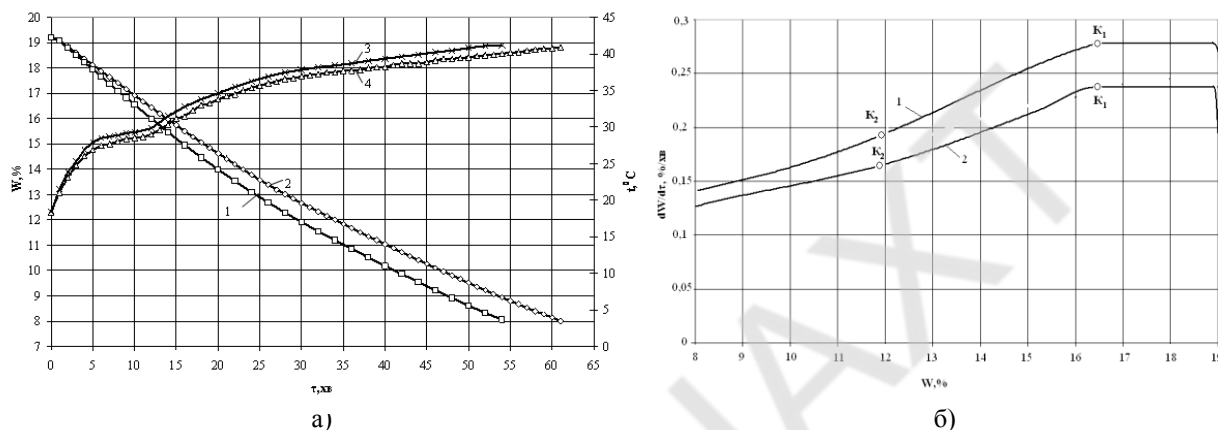


Рис. 3. Кінетика процесу та температурні криві сушіння насіння ріпаку з:
1 – тепловим насосом ($d = 6 \text{ г/кг с. п.}$); 2 – електронагрівом ($d = 10 \text{ г/кг с. п.}$).
 $t = 50^\circ\text{C}$, $V = 1,2 \text{ м/с}$, $W_n = 19,2\%$, $\delta = 20 \text{ мм}$.

Критичні точки K_2 в залежності від режиму сушіння знаходяться при вологості насіння ріпаку 11,8 – 11,9% з швидкістю сушіння 0,16 – 0,19 %/хв.

Питомі витрати теплоти в теплонасосній зерносушарці в енергоефективних режимах сушіння складають 3675 – 3700 кДж/кг вип. вологи (рис. 4).

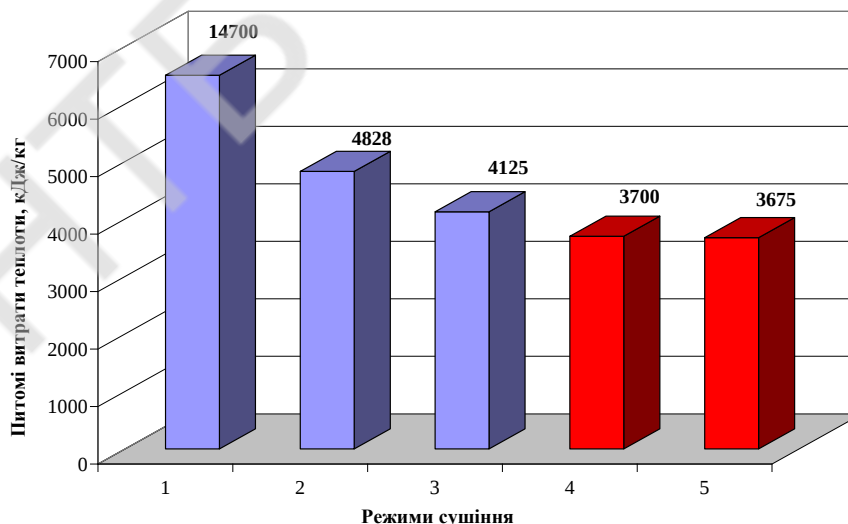


Рис. 4. Середні питомі витрати теплоти від режиму сушіння насіння ріпаку:
електронагрівом: 1 – $t = 50^\circ\text{C}$, $V = 1,2 \text{ м/с}$, $\delta = 20 \text{ мм}$, $d = 10 \text{ г/кг с. п.}$;
в тепловому насосі: 2 – $t = 40^\circ\text{C}$, $V = 1,2 \text{ м/с}$, $\delta = 40 \text{ мм}$, $d = 6 \text{ г/кг с. п.}$;
3 – $t = 50^\circ\text{C}$, $V = 1,2 \text{ м/с}$, $\delta = 40 \text{ мм}$, $d = 6 \text{ г/кг с. п.}$;
4 – $t = 50^\circ\text{C}$, $V = 1,5 \text{ м/с}$, $\delta = 40 \text{ мм}$, $d = 6 \text{ г/кг с. п.}$;
5 – $t = 50^\circ\text{C}$, $V = 1,2 \text{ м/с}$, $\delta = 20 \text{ мм}$, $d = 6 \text{ г/кг с. п.}$

Схожість насіння ріпаку відповідають початковій схожості насіннєвого матеріалу і складає 100%.

Наведені витрати теплоти в експериментальній теплонасосній зерносушарці показали доцільність використання теплових насосів. Але для підтримання температурних режимів при низьких температурах, для розгону теплового насоса бажано було б використовувати електричне нагрівання теплоносія на початку процесу.

Висновки.

1. Експериментальні дослідження показали, що використання теплових насосів створюють умови для зменшення витрат теплоти на 30 – 40% в діючих зерносушарках, і в 4 рази в сушарках з електричним нагріванням.

2. Тривалість процесу під час сушіння з тепловим насосом зменшується на 13%, кінцева температура нагрівання насіння в тепловому насосі складає 40,9%, що найкраще впливають на схожість насіння.

Література

1. ГОСТ 28293 – 89. Зерносушилки шахтные. Показатели энергопотребления – М.: Стандартинформ, 2006. – 4 с.
2. Малин Н.И. Энергосберегающая сушка зерна / Н.И. Малин – М.: КолосС, 2004. – 240 с.
3. Снежкін Ю.Ф. Теплонасосна зерносушарка для насіннєвого зерна / Ю.Ф. Снежкін, В.М. Пазюк, Ж.О. Петрова, Д.М. Чалаєв. - К.: Поліграф-Сервіс, 2012. – 154 с.
4. Рей Д., Макмайкл Д. Тепловые насосы // М.- Энергоиздат.-1981.-224 с.
5. Fordsmand M. Practical and theoretical investigation of a heating/ cooling heatpump with ground storage and solar collector // Preprints. 16 congress international du froid.- commission E2. 1983. P. 144- 149.
6. Умбетбеков А.Т. Использование солнечной энергии при сушке зерновых культур / А.Т. Умбетбеков, М.М. Абдибаттаева, Г.Б. Танабекова, Д.А. Аманкос [Електронний ресурс]. – Режим доступу: <http://group-global.org/ru/publication/33221-ispolzovanie-solnechnoy-energii-pri-sushke-zernovykh-kultur>.

УДК 662.997

ИНТЕГРАЦИЯ ПРОЦЕССА ТЕПЛООБМЕНА СОЛНЕЧНОЙ УСТАНОВКИ

Селихов Ю.А., канд. техн. наук., профессор, Коцаренко В.А., канд. техн. наук., профессор,
Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков

INTEGRATION OF THE HEAT EXCHANGER OF SOLAR INSTALLATION

Selikhov Yu.A., Cand. tech Sciences., Professor, Kotsarenko VA, Cand. tech scientist, professor
National Technical University "Kharkiv Polytechnic Institute", Kharkiv

Предложена разработанная, изготовленная и запущенная в эксплуатацию двухконтурная солнечная установка в одном южном регионе Украины. Получены обобщающие зависимости: плотности теплового потока от температуры теплоносителя в коллекторе, времени работы установки в течение светового дня и расхода теплоносителя; коэффициента полезного действия от плотности теплового потока; максимального коэффициента полезного действия от максимальной плотности теплового потока; количества теплоты при конвекции от скорости натекания ветрового потока от 1 до 6 м/с на внешнюю поверхность солнечного коллектора. Зависимости получены при разных объемных расходах V от 0,5 до 3,0 м³/ч теплоносителя. Максимальная погрешность проведенных расчетов не превышает 5 %.

Ключевые слова: интеграция, солнечные установки, двух контурные установки, возобновляемые источники энергии, солнечный коллектор.

The developed, manufactured and commissioned dual-circuit solar installation in one southern region of Ukraine is proposed. Generalizing dependences are obtained: the heat flow density from the coolant temperature in the collector, the operating time of the installation during the daylight and the coolant flow; coefficient of efficiency from the density of heat flow; the maximum efficiency from the maximum heat flux density; the amount of heat in convection from the rate of leakage of the wind flow from 1 to 6 m / s on the outer surface of the solar collector. Dependencies

were obtained at different volumetric flows V from 0.5 to 3.0 m³ / h of the heat carrier. The maximum error in the calculations does not exceed 5%.

Keywords: integration, solar installations, two circuit installations, renewable energy sources, solar collector.

Постановка проблеми. Интенсивное использование традиционных источников энергии в мире привело к появлению ряда экологических проблем, наиболее острыми из которых являются: увеличение выбросов в атмосферу углекислого газа и уменьшение толщины озонового слоя. Сегодня, когда растет стоимость традиционных источников энергии, а запасы их исчерпываются, первоочередным вопросом является использование альтернативных или нетрадиционных источников энергии, таких как солнечная, ветровая, геотермальная, биоэнергия и фотосинтез. Наиболее мощным источником энергии для человечества является Солнце, большая активность которого будет сохраняться еще по меньшей мере 3–4 миллиарда лет. Количество солнечной энергии, которая попадает на землю, почти в 15000 раз превышает потребности населения нашей планеты, однако лишь незначительная ее часть используется на хозяйственные нужды. Самым простым и эффективным способом использования энергии Солнца является превращение ее в тепловую энергию в солнечных коллекторах. На данное время разработано и используется значительное количество солнечных коллекторов разных конструкций, что отличает их по технико-экономическим показателям. Подавляющее большинство солнечных коллекторов изготавливаются в форме плоских конструкций, площадь поверхности которых является определяющим фактором в оценке количества как падающей на нее солнечной энергии, так и эффективности превращения ее в тепловую энергию [1]. Поэтому, развитие и совершенствование нетрадиционных способов получения тепловой энергии, внедрение солнечных установок для получения тепловой низкопотенциальной энергии, которая используется для горячего водоснабжения и отопления объектов различного назначения, а также улучшение экологической обстановки региона, в котором используются солнечные установки, – являются актуальными задачами.

Анализ последних исследований и публикаций. Солнечные коллекторы изготавливаются из различных материалов: обычный черный металл, нержавеющая сталь, алюминий, медь и полимерные материалы [2, 3], которые, как правило, предназначены для конкретных гелиотехнических установок и отличаются по технологическим, эксплуатационным и технико-экономическим параметрам. Нами был проведен анализ работы существующих солнечных установок и были выявлены их недостатки. Они были учтены при разработке новой конструкции солнечной установки. Хотя принцип работы солнечных коллекторов простой, разработано огромное количество разных конструкций солнечных коллекторов из разного металла, а в технической литературе приведено много экспериментальных исследований работы солнечных коллекторов, изготовленных из разных металлов, в разных регионах с разной солнечной активностью. Однако обобщающих зависимостей, что описывают взаимосвязь основных параметров эффективности солнечных установок для коллекторов, изготовленных из полимерных материалов: зависимость плотности теплового потока от температуры теплоносителя и времени суток работы солнечной установки при разных расходах теплоносителя; зависимость коэффициента полезного действия (КПД) от плотности теплового потока при разных расходах теплоносителя в коллекторе; зависимость максимального коэффициента полезного действия от максимальной плотности теплового потока при разных расходах теплоносителя, мы не встречали.

Цель статьи. В данной работе авторами предлагается разработанная, изготовленная и запущенная в эксплуатацию двухконтурная солнечная установка в одном южном регионе Украины. В результате эксплуатации установки нами были получены экспериментальные результаты работы установки в различных режимах. Установка представлена на рисунке 1.

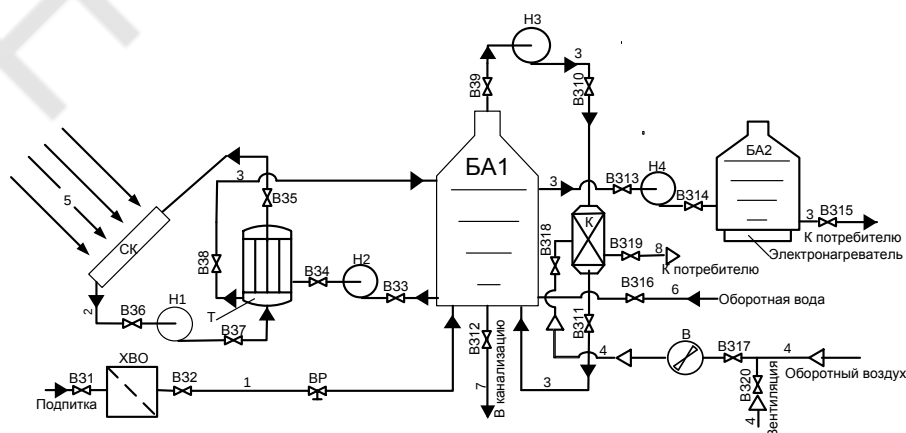


Рис. 1. Принципиальная технологическая схема двухконтурной солнечной установки для отопления помещений СК – солнечный коллектор; БА1, БА2 – баки-аккумуляторы; Н1, Н2, Н3, Н4 – циркуляционные насосы; ВР – вентиль регулировочный; В31÷В34 – вентили запорные; К – калорифер; В – вентилятор; Т –

теплообменный аппарат; ХВО – аппарат химводоочистки; 1, 3, 6, 7 – холодный теплоноситель; 2 – антифриз; 4,8 – воздух;; 5 - солнечное излучение

Сделаем описание вариантов работы новой технологической схемы, которая представлена на рис.1. Солнечная установка может работать как сезонно, так и круглогодично. Сезонная работа. По первому варианту антифриз из первого контура теплообменника Т через вентили запорные В37, В36 и В35 циркуляционным насосом Н1 подается в солнечный коллектор СК, где он нагревается до необходимой температуры и обратно поступает в первый контур теплообменника Т. Нагретый антифриз отдает свое тепло во втором контуре теплообменника Т теплоносителю (воде), подающемуся циркуляционным насосом Н2 через вентили запорные В33, В34 и В38 из бака-аккумулятора БА1 в теплообменник Т и далее поступает обратно в теплообменник Т. В третьем варианте холодный теплоноситель из сетевого трубопровода через вентиль запорный В31 подается в аппарат химводоочистки ХВО, где теплоноситель очищается от многих солей и далее через вентиль запорный В32 и вентиль регулировочный ВР поступает и наполняет бак-аккумулятор БА1. В выбранном нами баке-аккумуляторе происходит накопление и прямое аккумулирование тепла, поскольку аккумулирующей и теплообменной является одна и та же среда. В случае аварийной ситуации есть возможность выпустить теплоноситель в канализацию через вентиль запорный В312. Для круглогодичной работы. В четвертом варианте теплоноситель (горячая вода) из бака-аккумулятора БА1 через вентили запорные В39 и В310 циркуляционным насосом Н3 подается в калорифер К и далее через вентиль запорный В311 обратно в бак-аккумулятор БА1. В пятом варианте холодный воздух из приточной вентиляции через вентили запорные В320 и В317 вентилятором В через вентиль запорный В318 подается в калорифер К, где нагревается горячей водой и через вентиль запорный В319 подается для нагрева помещения. Когда необходимо нагреть теплоноситель до более высокой температуры в работу включается шестой вариант. Теплоноситель через вентили запорные В313 и В314 циркуляционным насосом Н4 направляется в бак-аккумулятор БА2, где нагревается электронагревателями до необходимой температуры и далее через вентиль запорный В315 подается к потребителю (на отопление помещений, на кухню). Обратная вода через вентиль запорный В316 возвращается обратно в бак-аккумулятор БА1. Мы также заменили плоские металлические коллектора на гибкие полимерные, двухконтурные теплообменные аппараты на скоростные пластинчатые аппараты.

Рассмотренный солнечный коллектор СК выполнен из полиэтиленовой пленки черного матового цвета [4] специальной конструкции, которая уложена в теплоизолированный со всех сторон пенополистиролом толщиной 30 мм металлический корпус [5]. Площадь тепловоспринимающей поверхности солнечного коллектора равна – 210 м² и состоит из 21 секции. То есть, в 21 металлическом корпусе находится 21 секция гибкого полимерного коллектора. Сверху каждый металлический корпус закрыт оконным стеклом толщиной 4 мм и фиксируется к корпусу с помощью прижимных планок. Испытания проводились при разных объемных расходах теплоносителя, в качестве которого применялась вода. Контроль и сбор информации о параметрах теплоносителя (расход, температура) осуществлялся системой автоматизированного управления солнечной установкой. Конструкция солнечного коллектора позволяет производить ремонт посекционно, не отключая всей установки. А в случае закупоривания проходных сечений коллектора накипью, которая образуется в каналах, т.к. температура теплоносителя повышается до 90 °С, секция коллектора отключается автономно, очищается и устанавливается на прежнее место или заменяется новым коллектором.

В настоящей статье также рассматривается вопрос обобщения экспериментальных данных, полученных для различных постоянных расходов теплоносителя (V): с целью получения зависимостей: плотности теплового потока (q) от температуры теплоносителя (t) в коллекторе и времени работы установки в течение светового дня (τ); КПД (η) от плотности теплового потока (q); максимального

КПД (η) от максимальной плотности теплового потока; количества теплоты (Q), уносимого ветровым потоком с внешней поверхности стекла солнечного коллектора от скорости ветрового потока (V).

Одной из основных характеристик эффективности работы солнечного коллектора является изменение плотности теплового потока (q) от температуры теплоносителя (t) в коллекторе и времени работы установки в течение светового дня (τ) при разных объемных расходах (V) теплоносителя, которое представлено на рис. 2. Нами был выполнен анализ экспериментальных данных при изменении постоянного расхода V теплоносителя от 0,5 до 3,0 м³/ч (1 – 0,5; 2 – 1; 3 – 1,5; 4 – 2; 5 – 2,5; 6 – 3,0) и получены обобщающие зависимости вида $q = f(t, \tau)$ при $V = \text{const}$. Номера в скобках соответствуют номерам на кривых рис. 2.

Нами были выполнены теплотехнические расчеты экспериментальных данных при изменении расхода V теплоносителя от 0,5 до 3,0 м³/ч и получены обобщающие зависимости вида $q = f(t, \tau)$ при $V = \text{const}$. При анализе экспериментальных данных с целью представления в аналитическом виде функциональной зависимости, т. е. в подборе формулы, описывающей результаты эксперимента, были использованы возможности надстройки среды Excel (пакет анализа), а именно регрессионный анализ [6].

Инструменты регрессионного анализа позволяют анализировать большие совокупности данных не только для получения основных статистических характеристик и построения соответствующих кривых зависимости (линии регрессии) для визуальной оценки, но и найти уравнение, которое наилучшим образом

отображает множество данных, которые математически описывают влияние ряда независимых переменных на ожидаемый результат.

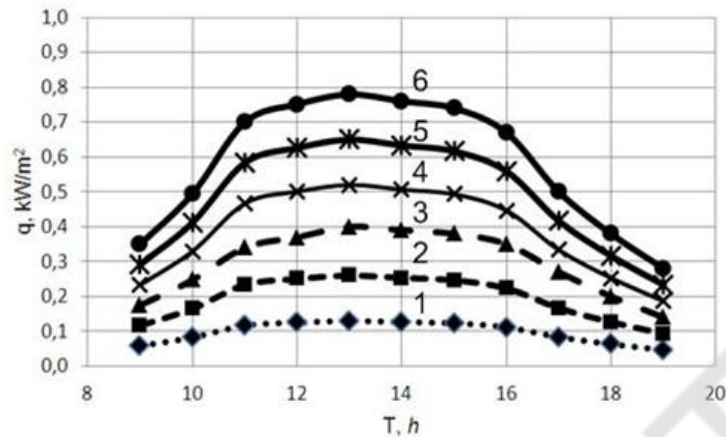


Рис. 2. Изменение плотности теплового потока

Ниже приведены функциональные зависимости вида $q = f(t, \tau)$ для постоянных значений V .

$$q = 0,010339 \cdot 1,027805^t \cdot 1,01145^\tau \quad (1)$$

$$q = 0,02069 \cdot 1,021806^t \cdot 1,011405^\tau \quad (2)$$

$$q = 0,026081 \cdot 1,02701^t \cdot 1,032366^\tau \quad (3)$$

$$q = 0,041415 \cdot 1,021796^t \cdot 1,011428^\tau \quad (4)$$

$$q = 0,051707 \cdot 1,027809^t \cdot 1,011443^\tau \quad (5)$$

$$q = 0,06211 \cdot 1,0278^t \cdot 1,011416^\tau \quad (6)$$

Еще одной характеристикой эффективности работы солнечного коллектора является изменение коэффициента полезного действия при изменении плотности теплового потока, которое представлено на рисунке 3.

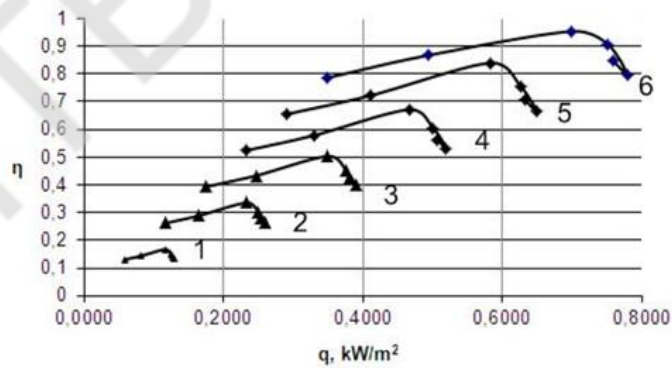


Рис. 3. Изменение коэффициента полезного действия при изменении плотности теплового потока при $V \text{ (м}^3/\text{ч)} = \text{const}$: 1 – 0,5; 2 – 1; 3 – 1,5; 4 – 2; 5 – 2,5; 6 – 3,0.

Нами был выполнен анализ экспериментальных данных, представленных на рисунке 3, и получены обобщающие зависимости вида $\eta = f(q)$ при $V = \text{const}$. Номера в скобках соответствуют номерам на кривых рис. 3.

Ниже приведены уравнения, которые описывают $\eta = f(q)$ при $V = \text{const}$:

$$\text{КПД}(\eta) = 0,68 - 1022q^3 + 264,99q^2 - 21,4q \quad R^2 = 0,98 \quad (1)$$

$$\text{КПД}(\eta) = 1,3 - 255,04q^3 + 132,45q^2 - 21,39q \quad R^2 = 0,98 \quad (2)$$

$$\text{КПД}(\eta) = 2,04 - 113,45q^3 + 88,28q^2 - 21,4q \quad R^2 = 0,98 \quad (3)$$

$$\text{КПД}(\eta) = 2,72 - 63,83q^3 + 66,22q^2 - 21,4q \quad R^2 = 0,98 \quad (4)$$

$$\text{КПД}(\eta) = 3,4 - 40,8q^3 + 52,92q^2 - 21,38q \quad R^2 = 0,98 \quad (5)$$

$$\text{КПД}(\eta) = 2,95 - 19,72q^3 + 30,94q^2 - 14,34q \quad R^2 = 0,95 \quad (6),$$

где R^2 – коэффициент корреляции.

Как видно, при анализе коэффициентов корреляции погрешность расчетов не превышает 5 %. Сделав анализ зависимостей на рисунке 3, мы построили зависимость максимального коэффициента полезного действия от максимальной плотности теплового потока при разных объемных расходах теплоносителя, которая представлена на рисунке 4.

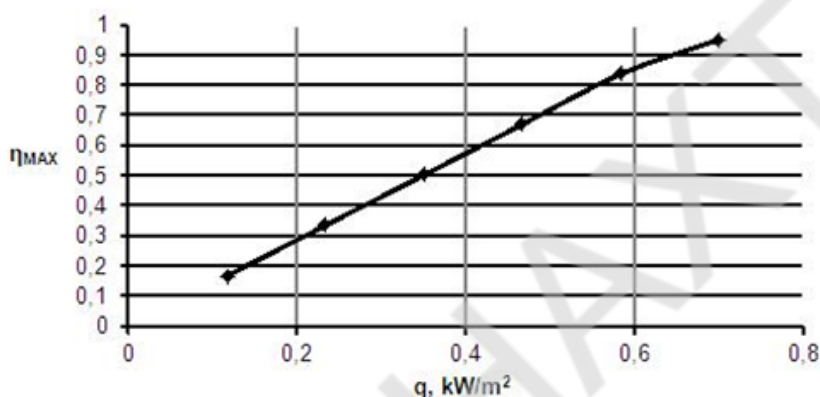


Рис. 4. Изменение максимального коэффициента полезного действия от максимальной плотности теплового потока при разных объемных расходах V от 0,5 до 3,0 м³/ч.

Как видно из рисунка 4 зависимость максимального коэффициента полезного действия (η) от максимальной плотности теплового потока (q) носит линейный характер и может быть представлена уравнением: $\text{КПД}(\eta) = 1,37 \cdot q + 0,018$, с коэффициентом корреляции $R^2=0,99$, это показывает, что погрешность расчетов не превышает 1 %.

Обобщенное уравнение количества теплоты (Q , кВт), уносимого ветровым потоком с внешней поверхности стекла солнечного коллектора от скорости ветрового потока (V , м/с) представлено уравнением

$$Q = 165,27 \cdot \ln(V) + 69,445,$$

где $R^2=0,99$, это показывает, что погрешность расчетов не превышает 1 %.

Выводы. 1. Разработана, изготовлена и запущена в эксплуатацию новая солнечная установка из новых материалов. 2. Получены обобщающие зависимости: плотности теплового потока от температуры теплоносителя в коллекторе, времени работы установки в течение светового дня и расхода теплоносителя; коэффициента полезного действия от плотности теплового потока; максимального коэффициента полезного действия от максимальной плотности теплового потока; количества теплоты, уносимого ветровым потоком с внешней поверхности стекла солнечного коллектора от скорости ветрового потока. Зависимости получены при разных объемных расходах V от 0,5 до 3,0 м³/ч теплоносителя. Максимальная погрешность проведенных расчетов не превышает 5 %. 3. Проведенные исследования показали, что для всех типов полимерных материалов при разных объемных расходах V от 0,5 до 3,0 м³/ч теплоносителя можно рассчитать: плотность теплового потока по условиям теплообмена на входе в коллектор; максимальный коэффициент полезного действия по максимальной плотности теплового потока и расходу теплоносителя; количество теплоты, которое теряется во время работы солнечной установки. 4. Натурные испытания показали, что коллектор из полимерного материала наиболее полно поглощает тепло солнечного излучения, это приводит к нагреву теплоносителя до более высоких температур (90 °C) по сравнению с конструкциями солнечных коллекторов, изготовленных из разных металлов (63 °C). 5. Применение солнечных коллекторов из полимерных материалов позволяет уменьшить: себестоимость получаемой тепловой энергии; материалоемкость солнечной установки;

срок окупаемости солнечной установки; упростить схему ее работы; усовершенствовать действующие солнечные установки.

Литература

1. Концепция государственной энергетической политики Украины на период до 2020 г. // Информационное приложение. – 2001. – № 10. – 8 с.
2. Даффи Дж., Бекман У.А. Тепловые процессы с использованием солнечной энергии. – М.: Мир, 1977. – 420 с.
3. Селихов Ю.А., Ведь В.Е., Бухкало С.И., Костин В.М. Конструкционные особенности увеличения эффективности работы гелиоустановок. Экотехнологии и ресурсосбережение. – Киев: Типография НАН Украины, № 3, 2004. – с. 70–75.
4. Селіхов Ю.А., Бухкало С.І. Полімерна композиція. Патент України № 72078 А, Бюл.№ 1, 2005.
5. Селіхов Ю.А. Геліоводонагрівник. Патент України № 75178, Бюл.№ 3, 2006.
6. Коцаренко В.О., Селіхов Ю.А., Горбунов К.О. Розрахунки в середовищі Excel: навч. посіб. – Харків: Вид-во «Підручник НТУ «ХПІ»», 2011. – 272 с.

УДК 631.8

ВИКОРИСТАННЯ МІНЕРАЛЬНИХ ДОБАВОК У ПРОЦЕСАХ КОМПОСТУВАННЯ ХАРЧОВОЇ СКЛАДОВОЇ ТВЕРДИХ МУНІЦИПАЛЬНИХ ВІДХОДІВ

Г.В. Крусір, д.т.н., О.А. Сагдєєва, здобувач, О.О. Чернишова, асистент, Мадані М.М., к.т.н., доцент,
Гаркович О.Л., к.б.н., доцент

Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

STUDY OF COMPOSTING PROCESSES OF MUNICIPAL SOLID WASTES' FOOD COMPONENTS WITH THE USE OF MINERAL ADDITIVES

G.V. Krusir, Doctor of Technical Sciences, O.A. Sagdeeva, O.O. Chernyshova, Post-Graduate, Madany M.M.,
PhD in Tech. Sci., associate prof., Garkovych O.L., PhD in Bio.Sci., associate prof.
Odessa National Academy of Food Technologies

Анотація. Ефективне управління твердими муніципальними відходами є першочерговим завданням у сфері міжнародної та національної екологічної безпеки. В Україні воно фактично вирішується через зберігання сотень тисяч відходів на керованих та некерованих звалищах та полігонах. Оскільки до 40% твердих муніципальних відходів відноситься до органічних, що легко розкладаються (харчові відходи, відходи ринків, домогосподарств, міських зелених господарств, муніципальної мережі харчування), вилучення цієї частини відходів зі звалищ за рахунок компостування суттєво зменшить навантаження на фактично розміщені та потенційно заплановані звалища. Аеробне компостування є однією з найкращих найбільш доступних технологій для інтегрованої системи управління відходами за рахунок мінімізації антропогенного впливу на довкілля, відповідності новітнім вітчизняним та зарубіжним розробкам, економічності та практичної прийнятності технології.

Метою експериментального дослідження було вивчення можливості прискорення процесу компостування харчової складової твердих муніципальних відходів за рахунок внесення мінеральних добавок для впровадження в якості природоохоронної технології на звалищах. У статті представлено результати дослідження впливу мінеральної добавки на перебіг процесів компостування харчової складової твердих муніципальних відходів з метою його прискорення в мезофільному і термофільному температурних режимах з керованими параметрами. Для підвищення ефективності процесу компостування та порівняння особливостей перебігу процесів в якості мікробіологічного інокуляту використовували ґрунт, в якості мінеральної добавки – розчини мінеральних солей.

Показано, що мінеральний комплекс прискорює процес компостування харчової складової твердих побутових відходів в 2,2 рази за термофільного режиму і в 1,4 рази за мезофільних умов проведення процесу компостування, що свідчить про ефективність його використання в процесах переробки твердих муніципальних відходів з метою підвищення загального рівня екологічної безпеки.

Abstract. Efficient management of municipal solid waste is a top priority in the field of international and national environmental safety. In Ukraine, it is actually dealt with through the storage of hundreds of thousands of waste at managed and unmanaged landfills. Since up to 40% of municipal solid waste is classified as organic (food waste, market waste, households' waste, waste of municipal food network and urban green household), removing this part of waste from landfill by composting will substantially reduce the load on the actual placed and potentially planned

Збірник наукових праць XVII міжнародної наукової конференції

«Удосконалення процесів і обладнання харчових і хімічних виробництв» 3-8 вересня 2018

landfill. Aerobic composting is one of the best available technologies for an integrated waste management system, minimizing anthropogenic environmental impact, complying with the latest domestic and foreign developments, economic and practical acceptance of technology.

The purpose of the pilot study was to study the possibility of accelerating the composting process of the municipal solid waste's food component through the using of mineral additives for the introduction as a conservation technology in landfills. The article presents the study results of the mineral additive's influence on the composting process of the solid municipal waste's food component in order to accelerate it in the mesophilic and thermophilic temperature regimes with controlled parameters. To improve the composting process and to compare the peculiarities of the processes the soil was used as microbiological inoculums and the mineral salts' solutes were used as a mineral additive.

It was shown that the mineral complex accelerates the composting process of the municipal solid waste's food component by 2.2 times for the thermophilic regime and by 1.4 times for the mesophilic conditions of composting process, that testifies to the efficiency of its use in the municipal solid waste' recycling processes in order to improve the overall level of environmental safety.

Ключові слова: компостування; відходи; суміш, що компостується; мінеральна добавка; мезофільний і термофільний режими компостування

Keywords: composting; waste; composting mixture; mineral additive; mesophilic and thermophilic modes of composting

Вступ. Оцінка впливу на довкілля та визначення екологічних аспектів звалищ твердих муніципальних відходів є актуальним завданням природоохоронної сфери в більшості країн світу. Безперечно, звалища відходів, облаштовані без сучасних інженерно-екологічних вимог, є потужними джерелами компонентів біосфери [1; 2]. Харчові та рослинні відходи в складі твердих муніципальних відходів (до 40%), які характеризуються найбільшим обсягом та здатністю до біохімічних реакцій, потребують розробки технологічних заходів щодо мінімізації їх кількості та впливу на навколишнє середовище [3]. Найбільш екологічно доцільним методом переробки такого виду відходів є компостування, яке відноситься до біотехнологічних методів утилізації, базується на природних процесах і тому є безпечним для живих організмів та довкілля [4-6].

Аналіз літературних джерел та формулювання мети досліджень. В країнах ЄС та у світі стрімко поширюється органічне виробництво як цілісна система раціонального природокористування, що стає основою застосування сучасних технологій компостування органічної сировини з отриманням якісного продукту переробки. Компостування, як природоохоронна технологія утилізації харчової складової твердих муніципальних відходів на звалищах, призводить до деструкції відходів за допомогою мікроорганізмів та отримання гігієнічно безпечної нетоксичної гумусоподібної речовини, яка з успіхом використовується, в першу чергу, як стимулятор відновлення ґрунтових екосистем, і в другу – як органічне добриво. Проте компостування характеризується відносно невисокою популярністю в порівнянні з іншими методами утилізації відходів через низку його недоліків, таких як довгий виробничий цикл та, іноді, одержання продукту нестабільної якості. Через це багато досліджень в галузі переробки твердих побутових відходів присвячено способам прискорення процесу компостування через розробку високоефективних апаратів компостування та зміну біотичних (вермикомпостування, використання спеціалізованих культур й співтовариств мікроорганізмів) або абіотичних (температура, рН, аерація, вологість тощо) параметрів перебігу процесу [7; 8].

Пошук оптимального співвідношення біотичних та абіотичних параметрів залишається першочерговою задачею в технології компостування.

Серед сучасних дослідників процесу компостування як раціонального способу управління відходами інноваційними є праці М. В. Гаценка [9], М. К. Лінника [10], О. О. Ляшенка [11], В. В. Шацького [12], в яких багато уваги приділено питанням технології компостування, механізації приготування субстрату, оптимізації керованих параметрів перебігу процесу, оформленню бургів, складу субстрату та співвідношенню основних поживних речовин в ньому. Проте, поряд з питаннями прискорення процесу компостування як заходу зменшення органічних відходів, актуальним залишається утворення конкурентно-спроможного органічного добрива, яке за еколого-економічними показниками здатне задовольняти потреби агропромислового комплексу країни.

Метою даного дослідження було вивчення можливості прискорення процесу компостування рослинних відходів за рахунок внесення мінеральних добавок. Передбачалося, що їх додавання до складу сировинного матеріалу приведе до активації мікробної активності на початкових стадіях процесу.

В ході даного досліджування повинно було виконати наступні завдання:

1) дослідити вплив мінеральних добавок на процеси, що відбуваються при компостуванні органічних відходів у мезофільному та термофільному режимах;

2) дослідити умови перебігу процесів компостування за основними абіотичними і біотичними показниками – за зміною температури, рН та чисельності мікроорганізмів в суміші, що компостується, витраті Карбону (емісії CO₂) із реактора;

3) визначити зрілість компосту за індексом пророщування і співвідношення вмісту загального Карбону і Нітрогену в суміші, яка компостувалась.

Матеріали та методи досліджень. В якості сировини для компостування використовували суміш харчових (очистки картоплі, кабачків та моркви, листя капусти), сільськогосподарських (бур'ян) і садово-паркових (листяний опад) відходів у ваговому співвідношенні 1:1:1. Листяний опад використовували в якості наповнювача. Сировину подрібнювали до розмірів 10-15 мм, підсушували на повітрі протягом 2 годин і загрузали в реактор. В якості добавок для підвищення ефективності процесу компостування та порівняння особливостей перебігу процесів використовували розчини мінеральних солей (нітрат кальцію, дигідрофосфат калію і сульфат магнію). Варто зазначити, що за результатами досліджень [13] структура мікробних комплексів є невід'ємною складовою детальної характеристики ґрунтів, тому доцільно використовувати мікробні комплекси ґрунту в якості мікробіологічної добавки для компостування в природних умовах.

Експеримент проводили в трьох стаціонарних реакторах об'ємом 3 дм³ з примусовою аерацією протягом 6 тижнів. Умови проведення експерименту наведені в таблиці 1.

Табл. 1. Умови проведення експерименту

Номер реактора	Інокулят	Добавка	Температура навколишнього середовища, °С
1	ґрунт	–	18–20
2	ґрунт	мінеральна	18–20
3	ґрунт	мінеральна	55

В кожний реактор вносили суміш, яка компостується (КС), в кількості 1,2 кг (2/3 об'єму) з вологістю біля 75 %, яка перемішувалась зі 100 г ґрунту (типовий для регіону чорнозем південний малогумусний) в якості інокуляту. В реактори 2 і 3 додатково вносили розчини мінеральних солей в кількості 150 г/кг сухої КС за вагового співвідношення $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O} : \text{KH}_2\text{PO}_4 : \text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O} = 4:2:1$

Реактори 1 і 2 були ізольовані від дії температури навколишнього середовища. Реактор 3 помістили в термостат зі встановленою температурою 55 °С з метою термофільного компостування.

Компостування продовжувалось протягом 6 тижнів, при цьому суміш, яка компостувалась, кожного дня перемішували та зволожували для підтримання вологості на рівні біля 70–75 %. Кожного тижня проводили відбір наважок масою біля 10 г для проведення аналізів.

Контроль параметрів процесу компостування здійснювали за зміною температури, рН та чисельності мікроорганізмів в суміші, що компостується, а також емісії CO_2 із реактора. Зрілість компосту, який отримували, визначали за індексом пророщування і співвідношенням вмісту загального Карбону і Нітрогену в суміші, яка компостувалась.

Результати дослідження та їхнє обговорення. У літературі досить повно представлена інформація про біохімічні, мікробіологічні і інші аспекти процесу компостування органічних відходів, що утворюються в сільському і комунальному господарстві, харчовій промисловості та ін. Тому в подальшому необхідно було оцінити, чи впливає інокуляція компостних сумішей мінеральними добавками на процес компостування органічних відходів. В цілому, завершеність процесу компостування характеризується двома поняттями – «стабільність» і «зрілість» компосту, які, незважаючи на свої концептуальні відмінності, одночасно використовуються для визначення ступеню розкладання органічних речовин (ОР) під час процесу компостування. Були обрані параметри, що дозволяють оцінити як інтенсивність розкладання ОР (температура, вміст ОР, розчинного органічного Карбону (РОК) і амонійного азоту), так і його стабільність (респіраторна активність і целюлозолітична активність, чисельність бактерій і мікроміцетів) і зрілість (рН, фітотоксичність).

Результати досліджень зміни рН суміші, яка компостується, представлено на рис.1, зміни емісії CO_2 із реакторів – на рис. 2

Початкове значення рН сировини було слабкокислим, близьким до нейтрального (6,3). У реакторах з мінеральною добавкою в термофільних умовах значення рН середовища спочатку змінювалось в слабкокислому інтервалі рН, потім середовище стало близьким до нейтрального, а в мезофільних – рН спочатку злегка підвищувалось до 7,6 од. рН, потім знижувалось до 5,4 і далі рН середовища змінювалось на нейтральне. Кінцеве значення рН у всіх компостах було приблизно однаковим (6,9-7,6), що свідчить про завершення процесу дозрівання компостної суміші. Значення рН середовища контрольного зразка на 6-й тиждень компостування складало 5,9 од. рН, що вказує на перебіг біохімічних процесів в ньому.

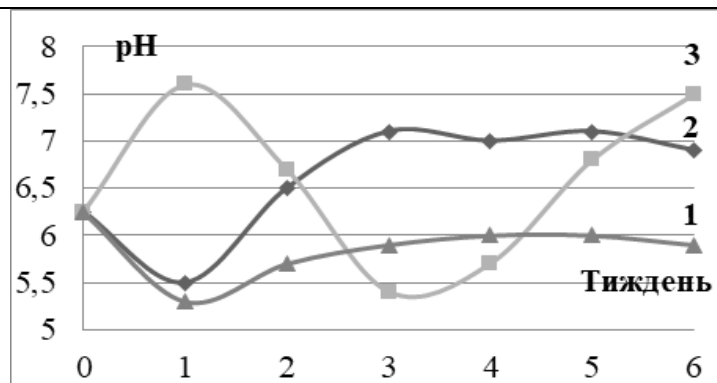


Рис. 1. Зміна pH суміші, яка компостується, в реакторах з мінеральною добавкою в мезофільному (2) та термофільному режимах (3) в порівнянні з контрольним зразком (1)

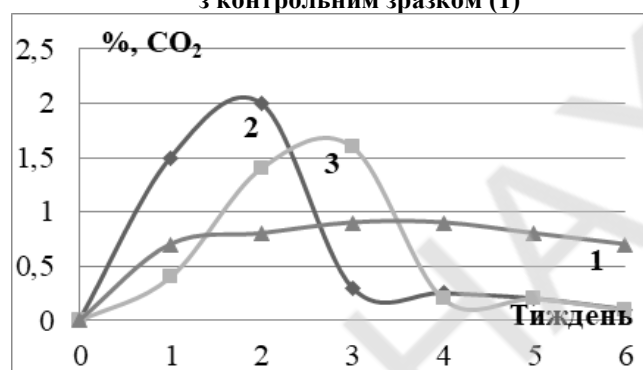


Рис. 2. Зміна емісії CO₂ із реакторів протягом процесу компостування суміші з мінеральною добавкою в мезофільному (2) та термофільному режимах (3) в порівнянні з контрольним зразком (1), % CO₂

Про активність мікроорганізмів можна судити за інтенсивністю їх дихання (споживання кисню або виділення вуглекислого газу). Представлені на рис. 2 залежності зміни концентрації CO₂ в просторі реактора від тривалості процесу біодеструкції показово демонструють зміни активності колоній мікроорганізмів при компостуванні. Активність мікроорганізмів значно вища в реакторі, що знаходиться в термофільних умовах. В реакторах 2 і 3 найбільше значення активності припадає на період з другого по третій тиждень, що свідчить про те, що введення мінеральних добавок стимулює підвищення активності співтовариства мікроорганізмів на початкових стадіях компостування.

Характер залежності зміни кількості загального Карбону від тривалості компостування, який представлений на рис. 3, приблизно однаковий для всіх реакторів: в перші 4 тижні мінералізується більша кількість органічної речовини (близько 20%), потім Карбон споживається незначно (3–4%). Максимальні швидкості деструкції органічних речовин у всіх реакторах спостерігалися після другого тижня. Сумарні втрати загального Карбону були більш значні в реакторі 3 (22%), ніж в реакторі 2 (близько 21%). Таким чином, загальні втрати і швидкість втрат загального Карбону більш виражена при термофільному компостуванні, що свідчить про інтенсивність розкладання органічної речовини саме в цьому режимі.

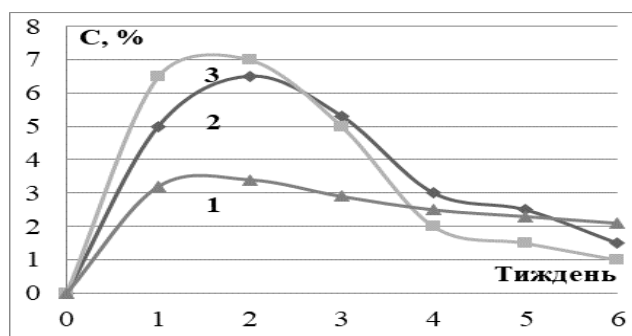


Рис. 3. Зміна швидкості втрат загального Карбону в суміші, яка компостується, в реакторах з мінеральною добавкою в мезофільному (2) та термофільному режимах (3), в порівнянні з контрольним зразком (1), % /тиждень

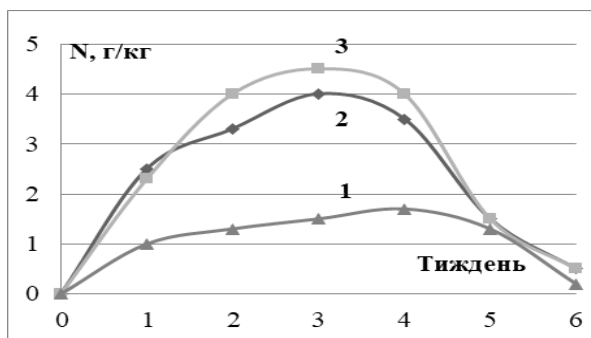


Рис. 4. Зміна швидкості втрат загального Нітрогену в суміші, яка компостується, в реакторах з мінеральною добавкою в мезофільному (2) та термофільному режимах (3) в порівнянні з контрольним зразком (1), г/кг за тиждень

Характер зміни вмісту загального Нітрогену в суміші, що компостується, практично ідентичний для всіх реакторів (рис. 4). В реактори 2 і 3 вносилися мінеральна добавка, яка містить нітрат-іони, тому вміст Нітрогену в масі, що компостується, після першого тижня вищий, ніж у вихідній сировині. Максимальні швидкості втрати Нітрогену у всіх реакторах спостерігалися після третього тижня, причому в реакторі, що функціонує за термофільних умов вона була більш значною і склала 4,5 г/кг КС за тиждень.

Сумарні втрати Нітрогену в реакторі 3 виявилися найбільшими (близько 16 г/кг сухої маси, яка компостується), що свідчить про збільшення втрат Нітрогену при термофільному компостуванні в разі внесення мінеральної добавки. Однак вміст загального Нітрогену в реакторах 2 і 3 в кінці компостування склав 31 і 29 г/кг сухої маси, яка компостується, відповідно, що на 35–40% більше, ніж в контрольному зразку.

Зрілість компосту оцінюється за масовим співвідношенням в ньому загального Карбону і загального Нітрогену (C/N). Згідно з міжнародними стандартами якісний компост повинен мати C/N нижче 25. У табл. 2 наведено залежність зміни C/N від тривалості компостування. Відношення C/N практично не залежить від температури, але помітно знижується при внесенні Нітрогену з мінеральною добавкою.

Табл. 2. Зміни відношення загального Карбону до загального Нітрогену, C/N

Реактор	Час, тижні						
	0	1	2	3	4	5	6
1	36,0	35,5	35,0	34,5	33,0	32,2	29,5
2	36,0	33,0	31,5	30,4	28,5	26,3	22,3
3	36,0	32,2	30,7	29,8	26,7	23,3	21,5

Кінцеве співвідношення C/N у всіх одержаних компостах менше, ніж 25, що свідчить про скорочення дозрівання компосту при внесенні мінеральної добавки приблизно вдвічі, враховуючи швидкість його зміни.

Результати дослідження свідчать про те, що індекс пророщування насіння редису поступово знижується зі збільшенням тривалості компостування (рис. 5). Компост з індексом пророщування менше, ніж 80 %, вважається фітотоксичним, більше, ніж 80 %, – зрілим.

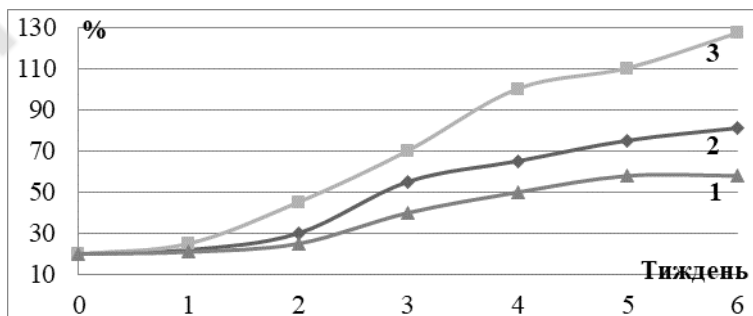


Рис. 5. Зміни індексу пророщування в процесі компостування в КС в реакторах з мінеральною добавкою в мезофільному (2) та термофільному режимах (3) в порівнянні з контрольним зразком (1), %

Після 6 тижнів компостування компости в реакторах 2 і 3 характеризуються індексом пророщування більше, ніж 100 %, що свідчить про те, що компости не тільки не містять фітотоксинів, але і проявляють стимулюючу дію на процес пророщування. Експериментальні дані дослідження дозволяють зробити висновок, що дозрівання компосту в термофільних умовах завершується швидше, ніж в мезофільних, а тривалість дозрівання компосту при внесенні мінеральної добавки прискорюється в 2,2 рази за термофільних умов та в 1,4 рази – за мезофільних.

Висновки. Таким чином, результати проведених досліджень дозволяють зробити висновок про доцільність компостування рослинних відходів з мінеральною добавкою як у випадку термофільного, так і у випадку мезофільного компостування.

Період дозрівання компосту при використанні мінеральної добавки становить 6 тижнів. Показано, що мінеральний комплекс прискорює процес компостування органічної складової твердих побутових відходів приблизно вдвічі як за термофільного режиму, так і за мезофільних умов проведення процесу компостування, що свідчить про ефективність його використання в процесах переробки твердих побутових відходів з метою підвищення загального рівня екологічної безпеки.

Список літератури

1. Gworek B., Dmuchowski W., Koda E., Marecka M., Baczewska A., Brągoszewska P., Sieczka A., Osiński P. Impact of the Municipal Solid Waste Łubna Landfill on Environmental Pollution by Heavy Metals. // Water. 2016. Т. 8 (10). 470. DOI: 10.3390/w8100470
2. Дзяд О. В., Цвєтаєва К. В. Ресайклінг муніципальних відходів у промислово розвинених країнах світу: порівняльний аспект // Вісник Дніпропетровського університету. 2015. № 7. С. 3-12 DOI: 10.15421/181501
3. Шмарин С. Л., Алексеев І. Л., Филозоф Р. С., Ремез Н. С., Денафас Г. Содержание биоразлагаемых компонентов в составе твердых бытовых отходов в Украине // Экология и промышленность № 1. 2014. № 1. С. 79-83
4. Adani F., Tambone F., Gotti A. Biostabilization of municipal solid waste // Waste Management. 2004. Т. 24, № 8. С. 775-783. DOI: 10.1016/j.wasman.2004.03.007
5. Jouraiphy A. Chemical and spectroscopic analysis of organic matter transformation composting of sewage sludge and green plant waste // International biodeterioration and biodegradation. 2005. № 56. С. 101–108. DOI: 10.1016/j.ibiod.2005.06.002
6. Yong Xiao, Guang-Ming Zeng, Zhao-Hui Yang. Continuous thermophilic composting (CTC) for rapid biodegradation and maturation of organic municipal solid waste // Bioresource Technology. 2009. Т. 100, № 20. С. 4807-4813. DOI: 10.1016/j.biortech.2009.05.013
7. Пат. на корисну модель №100991 Україна. C02F 7/00 Спосіб компостування органічних відходів / Шацький В.В., Поволоцький А.А.; власник Запорізький НДЦ з механізації тваринництва ННЦ "Інститут механізації та електрифікації сільського господарства" НААН України. – у 2014 13758; Заявл. 22.12.2014; опубл. 25.08.2015. Бюл. № 16.
8. Kulcu R.,Yaldiz O. Determination of aeration rate and kinetics of composting some agricultural wastes // Bioresource Technology. 2004. Vol. 93. P. 49–57. doi: 10.1016/j.biortech.2003.10.007.
9. Гаценко М. В. Компостування органічної речовини. Мікробіологічні аспекти // Сільськогосподарська мікробіологія. 2014. № 19(1). С. 11–20. http://nbuv.gov.ua/UJRN/smik_2014_19_3.
10. Лінник М. Г., Семчук М. М. Технології і технічні засоби виробництва та використання органічних добрив. Ніжин, 2012. 244 с.
11. Ляшенко О. О., Мовсєсов Г. Є. Технологія та устаткування прискореного компостування органічних відходів // Сотрудничество для решения проблемы отходов: материалы III Міжнар. конф., 7–8 лют. 2006 р. С. 88–89. <https://www.waste.com.ua/cooperation/2006/theses/lyashenko.html>.
12. Шацький В. В., Поволоцький А. А. Основні вимоги до процесу та біотехнічної системи компостування органічної сировини // Вісник Харківського національного технічного університету сільського господарства імені Петра Василенка. 2015. № 157. С. 140–146. http://nbuv.gov.ua/UJRN/Vkhdtusg_2015_157_26.
13. Fierer N., Jackson R.B. The diversity and biogeography of soil bacterial communities // PNAS. 2006. Т. 103, № 3. С. 626-631. <https://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/16407148>

УДК 664.8.022.1

ПРО ЗБЕРЕЖЕННЯ ХАРЧОВОЇ ЦІННОСТІ ТА ЗАОЩАДЖЕННЯ РЕСУРСІВ ПРИ ПЕРЕРОБЦІ ТОМАТІВ

Гаврилов О.В.б к.т.н., доцент

Академія біоресурсів і природокористування ФДАОЗ ВО «КФУ ім. В.І. Вернадського»

ABOUT THE PRESERVATION OF FOOD VALUE AND REDUCTION OF RESOURCES IN THE TOMATO PROCESSING

Gavrilov A., Ph.D. in Tech.Sci., associate professor

Academy of Bioresources and Nature Management of FDAO "KFU them. V.I. Vernadsky"

Анотація. Обґрунтований перспективний напрямок перероблення томат-продуктів, який дозволяє зберігати харчову цінність сировини, заощадити харчові, матеріальні та енергетичні ресурси, що витрачаються на шляху від овочу до напівфабрикату на столі споживача.

Ключові слова: харчова цінність, малогабаритне обладнання, холодне протирання, подрібнення, переробка.

Abstract. Reasonably promising line of processing tomato products, which allows you to save the nutritional value of raw materials, reduce the food, material and energy resources, which are used in the way of vegetables on the table for semi finished consumer..

Keywords: nutritional value, small-sized equipment, cold rubbing, grinding, processing.

Постановка проблеми та мета роботи. На Півдні Причорномор'я щорічно переробляється до 1 млн. т томатів, які використовують для виробництва соків з м'якушем, соусів, кетчупів, приготування приправ до перших та других страв. Відзначимо, що плоди томатів швидко псуються і піддаються промисловій обробці у період відносно короткочасного сезону. Між тим томат-продукти споживаються людиною круглий рік.

У цивілізованих країнах виникають певні технології, які дозволяють переробити томати у сезон збору, зберегти напівфабрикати або готові продукти і доставити до стола кінцевого споживача. На шляху від збору врожаю до кінцевого споживача приймають участь численні організації, які займаються транспортуванням, переробленням сировини та реалізацією готової продукції.

Чисельні дослідження свідчать, що харчова цінність томатного напівфабрикату, що споживається кінцевим споживачем, набагато нижча, ніж цінність сировини. У процесі промислової переробки сировина піддається глибоким перетворенням, які призводять до втрати вітамінів, кольору, смакових якостей. У деяких випадках додаються консервуючі речовини, які можуть справляти небезпечний вплив на здоров'я людини [1].

Добре відомо, що на шляху від збирання томатів до споживача губиться значна кількість сільськогосподарської сировини. Відомі технології для досягнення своєї кінцевої мети змушені затрачувати значні матеріальні ресурси. Серед них можна виділити ресурси, які використовуються багато разів (технологічне, транспортне та торгівельне обладнання), та ресурси разового використання – тара та пакувальні матеріали.

Постачання томат-продуктів населенню пов'язано також із значними витратами енергетичних ресурсів. Серед них можна виділити витрати на транспортування, зберігання, перероблення сировини і готової продукції.

Таким чином, проблема безперервного забезпечення населення продукцією перероблення томатів заслуговує спеціального розгляду. Ми виходимо з припущення, що вирішення цієї проблеми можливе на шляху створення раціональної технології перероблення томатів, яка добре вписується у існуючі технології поставлення харчових продуктів населенню.

Мета цієї роботи – обґрунтувати перспективний напрямок перероблення томат-продуктів, який дозволяє зберігати харчову цінність сировини, заощадити харчові, матеріальні та енергетичні ресурси, що витрачаються на шляху від овочу до напівфабрикату на столі споживача.

I. Постачання томат-продуктами споживачів

Відповідно до об'ємів перероблюваної сировини та ареалу реалізації готової продукції підприємства, які приймають участь у постачанні населенню країни, можна розділити на наступні групи:

- великі консервні заводи для перероблення десятків і сотень тон сировини за добу, які забезпечують потреби області;
- закордонні поставники;

- середні за обсягами виробництва підприємства, які виробляють тони напівфабрикатів. До таких підприємств відносяться спеціалізовані цехи споживчої кооперації, заводи для постачання продуктів локальним мережам харчових виробництв: магазинів, столових, ресторанів;
- кухні окремих столових, ресторанів, які виробляють широкий асортимент блюд для власного використання. Об'єми перероблення томатів становить біля ста кг за добу;
- малі підприємства, кафе, бістро, які споживають десятки кг напівфабрикатів за добу;
- сімейні кухні, що споживають біля одного кг та менше томат-продуктів.

Великі консервні заводи становили основу державної системи постачання томат-продуктів населенню у СРСР. У сучасних умовах ці підприємства втратили своє значення і працюють під конкретних замовників. Їх об'єми виробництва скоротилися до рівня середніх виробників. Утворену нішу зайняли потужні сучасні фірми, які часто постачають продукцію сумнівної якості.

Дрібні підприємства споживають напівфабрикати, які виготовляють у достатньо крупній розфасовці більш крупні постачальники та, за сприятливих умов, виготовляють із томатів власні напівфабрикати.

На рівні побутових кухонь використовують, як правило, напівфабрикати, розфасовані у мілку тару.

Таким чином, на Півдні Причорномор'я склалася система забезпечення населення томат-продуктами, яка включає різні за потужністю виробництва, що виконують неоднакові функції.

II. Технології перероблення томатів

У основі відомих технологій перероблення томатів покладено процес *протирання* – розділення подрібненої томатної суспензії на перфорованій поверхні на оброблений напівфабрикат та відходи. *Оброблений напівфабрикат* містить у собі рідку фазу із частинками тканин, що запасають поживні речовини. Його використовують на харчові потреби. *Відходи* містять насіння, фрагменти шкірочки, подібні до пробки та інші непридатні до харчування частинки із залишками соку. У деяких виробництвах відходи від протирання томатів використовують як вторинну сировину для виробництва олії, в інших – на корм домашньої птиці.

Важливою особливістю томатів, як об'єкту промислової переробки, є сезонний характер дозрівання овочів, який на Півдні Причорномор'я триває від двох до трьох місяців на рік, а також невеликі строки зберігання сировини обробленого напівфабрикату, якщо, зрозуміло, не використовуються спеціальних заходів: стерилізації, або заморожування.

Відповідно до масштабів виробництва можна виділити технології промислового виробництва і технології приготування напівфабрикатів безпосередньо у виробника.

Промислові технології перероблення томатів включають наступні основні технологічні операції [2]:

- Миття сировини.
- Інспекція овочів з метою видалення пошкоджених неякісних та недозрілих плодів.
- Подрібнення.
- Нагрівання суспензії до температури $78 \pm 2^\circ\text{C}$.
- Протирання суспензії у дві ступені на ситах з отворами 1,2 мм та 0,6 мм.
- Приготування соусу, кетчупу або іншого продукту або напівфабрикату.
- Розфасовка у тару (скляну, бляшану або полімерну) та герметизація.
- Стерилізація (переважно у вертикальних автоклавах).
- Нанесення етикеток, надписів.
- Упакування у короба або ящики.
- Складські операції або доставка споживачеві.

Із наведеного переліку видно, що промислова технологія передбачає значні витрати матеріалів (тара, закупорювальні засоби, коробка, тощо), теплової енергії (на проведення технологічних операцій нагрівання напівфабрикату, стерилізацію харчового продукту), електроенергії на подрібнення, протирання, пересування тощо, води на миття сировини та обладнання, стерилізацію. Помітний вплив на собівартість продукції мають амортизаційні відрахування. До цього треба додати простого обладнання у міжсезонний період. Ось чому собівартість продукції на виході такого виробництва у три – п'ять разів перевершує вартість сировини. Ці витрати, природно, лягають на споживача.

Відзначимо також, що інтенсивна теплова обробка перед протиранням та під час стерилізації приводить до значного зменшення харчової цінності продукції. За даними досліджень у кінцевому продукті залишається менше половини вихідних вітамінів, напівфабрикати набувають неприродного кольору [1].

З метою економії теплової енергії на стерилізацію закордонні фірми застосовують антисептичні препарати, які подавляють життєдіяльність мікроорганізмів. Але разом із стерильністю продукти набувають властивості подавляти мікрофлору шлунку та кишечника і можуть привести до розстроюванася системи травлення людини.

Відома технологія, при якій оброблений напівфабрикат зберігають у поліетиленових мішках у замороженому стані [3]. Турецькі та китайські виробники для здешевлення продукції додають крохмаль та декстрин, що негативно впливає на харчову цінність продукту.

Альтернативою промислового виробництва є виготовлення продукції із плодів томатів безпосередньо перед їх споживанням. Таку технологію, хоча і в обмежених масштабах, використовують в умовах малих підприємств, кухонь, домашніх господарств. Технологія включає наступні технологічні операції:

Миття сировини.

Інспекція овочів з метою видалення пошкоджених неякісних та недозрілих плодів.

Подрібнення плодів.

Одноступеневе протирання на ситі з отворами діаметром 0,6 мм або 0,8 мм.

Використання напівфабрикату безпосередньо за призначенням.

Неважко бачити, що приготування томат-продуктів безпосередньо у споживача дозволяє одержати продукт найвищої якості і з мінімальними витратами матеріальних та енергетичних ресурсів.

Основний недолік такого виробництва полягає у тому, що застосувати таку технологію можливо у сезон перероблення томатів, який триває коло трьох місяців на рік. Розтягнути тривалість використання плодів можливо за рахунок зберігання плодів у холодильних камерах.

III. Шляхи збереження харчової цінності томат-продуктів та заощадження матеріальних і енергетичних ресурсів

На перший погляд може здаватися, що завдання збереження харчової цінності сировини та заощадження матеріальних і енергетичних ресурсів не є сумісними. Незважаючи на це у випадку приготування напівфабрикату безпосередньо із томатних плодів перед його споживанням досягаються обидві ці мети.

Чому ж таку перспективну технологію в умовах Півдня Причорномор'я використовують у дуже обмежених масштабах?

На нашу думку такий стан пояснюється двома обставинами:

- напівфабрикати виготовляють із плодів лише у періоди визрівання томатів;
- не освоєно промислове виробництво зручного малогабаритного обладнання для подрібнення та протирання томатів в умовах невеликих виробництв та домашніх кухонь.

Перша обставина втрачає своє значення у зв'язку із застосуванням теплиць, які дають свіжі овочі круглий рік та внаслідок появи ранніх сортів томатів.

Друга обставина потребує розроблення та промислового освоєння принципово нового малогабаритного обладнання для подрібнення та протирання томатів. Необхідно, щоб при мінімальних розмірах та конструктивній простоті, легкості санітарної обробки таке обладнання забезпечувало ефективне протирання томатів у сирому стані.

У теперішній час на кафедрі технології та обладнання виробництва і переробки продукції тваринництва Академії біоресурсів і природокористування ведеться перспективна робота по створенню малогабаритної машини для холодного подрібнення і протирання томатів, придатної для умов невеликих підприємств. Актуальною задачею досліджень у цьому напрямку є обґрунтування режиму холодного протирання томатів, підвищення якості отриманого соку.

Висновки. Сучасні технології перероблення томатів можна розділити на промислові та технології приготування напівфабрикату безпосередньо у споживача.

Специфіка промислових технологій приводить до значних витрат матеріальних і енергетичних ресурсів. При цьому втрачається харчова цінність сировини.

Технологія, заснована на приготуванні протертого напівфабрикату безпосередньо у споживача, дозволяє отримати напівфабрикат високої харчової цінності і зберегти матеріальні і енергетичні ресурси.

Потенційно безпосередньо у виробника може протиратися приблизно 20% вирощуваних на Півдні Причорномор'я томатів.

Актуальною задачею є розроблення ефективного обладнання та обґрунтування режимів холодного протирання томатів.

Список літератури

1. Гоулд У.А. Производство томатов. Выращивание и переработка. / Пер. с англ. А. И. Иваненко и др.; Под ред. А. Ф. Наместникова. – М.: Пищ. пром-сть, 1979. – 200 с.
2. Гладушняк О.К., Ліпнягов М. П., Ліпнягов П.П., Бурчак В.І. Вдосконалено технологію переробки томатів // "Харчова і переробна промисловість", № 8-9, 2000 р., С. 16 - 17.
3. Гладушняк А.К., Чумак Н.И., Н.П. Липнягов. Новая технология производства плодово-ягодных натуральных полуфабрикатов-наполнителей для производства мороженого // Холодильна техніка і технологія - № 3, 2002. – с. 43-46.

УДК 66.047

ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІ РЕЖИМИ РОБОТИ БАРАБАННОЇ СУШАРКИ КОМПЛЕКСУ ВИРОБНИЦТВА КОМПОЗИЦІЙНОГО БІОПАЛИВА

Корінчук Д. М., канд. техн. наук, старший науковий співробітник
Снесжкін Ю.Ф., д-р техн. наук, професор, Бунецький В. О.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

ENERGY EFFICIENT MODES OF THE WORK OF BURABAN COMPUTER COMPONENTS COMPLEX COMPONENTS COMPOSITION BIOPUBLIC COMPONENTS

Korinchuk D. N., Sneszkin Yu.F, Bunetskiy V. A.
Institute of Engineering Thermophysics of National Academy of Sciences of Ukraine, Kyiv

Анотація. Стаття присвячена розробці енергоефективних режимів сушіння композиційних сумішей біомаси в барабанній сушарці комплексу виробництва композиційного біопалива.

Проведено аналіз математичних моделей сушки дисперсних матеріалів в барабанній сушарці. Обґрунтовано застосування для аналізу режимів роботи барабанної сушарки напівемпіричної моделі заснованої на кінетичному рівнянні сушки. В якості критерія продуктивності використано питому продуктивність за випареною вологою з одиниці об'єму барабана. В якості критерія енергоефективності використано енерговитрати на кілограм випареної вологи. Запропоновано розрахункову методику.

Теоретично отримані залежності питомих показників продуктивності і енерговитрат процесу при змінних вихідних параметрах біомаси за початковою вологістю та дисперсним складом. Проведено аналіз впливу температурної інтенсифікації процесу сушіння, зміни швидкості обертання барабана і динамічного регулювання кута нахилу в діапазоні $-3^\circ < \beta < 3^\circ$.

Встановлено, що температурна інтенсифікація процесу при суміщенні з регулюванням дисперсного складу сировини не забезпечує номінальну продуктивність барабанної сушарки в граничних випадках відхилення початкової вологості сировини. Обґрунтовано необхідність розробки методів розширення діапазону регулювання.

Встановлено, що поєднання динамічного регулювання кута нахилу в досліджуваному діапазоні і дисперсного складу забезпечує при мінімальних енерговитратах на процес сушіння найбільш широкий діапазон регулювання питомої продуктивності барабана, який становить 70 кг/м^3 . Метод може бути реалізовано залученням додаткового подрібнюючого обладнання або регулюванням компонентного та фракційного складу композиційної суміші біомаси. Встановлено, що методи динамічного регулювання кута нахилу барабана з регулюванням числа обертів або температурного режиму сушіння забезпечують розширення діапазону регулювання продуктивності барабанної сушарки в межах $30\text{--}85 \text{ кг вип. вол./м}^3$ при зменшенні енерговитрат на $10\text{--}15\%$ в порівнянні з існуючими технологіями.

Abstract The article is dedicated to the development of energy-efficient modes of drying composite biomass mixtures in a drum dryer of a complex for composite biofuel production.

The analysis of mathematical models of drying of disperse materials in a drum dryer is carried out. The application of a semiempirical model based on the kinetic equation of drying for analyzing the modes of drum dryer operation is substantiated. The specific productivity of evaporating the moisture per volume unit of drum is used as a productivity criterion. The energy consumption per kilogram of evaporated moisture is used as an energy efficiency criterion. The calculation method is proposed.

The dependences of specific indicators of productivity and energy consumption of the process at variable initial humidity and disperse composition parameters of biomass are theoretically obtained. The analysis of influence of temperature intensification of drying process, change of speed of a drum rotation and dynamic adjustment of an angle of inclination in the range $-3^\circ < \beta < 3^\circ$ is carried out.

It has been established that the temperature intensification of the process when combined with the regulation of the disperse composition of the raw material does not ensure the nominal productivity of the drum dryer for extreme deviation of the initial moisture content of the raw material. The necessity of development methods for expansion of the regulation range is substantiated.

It has been established that the combination of dynamic adjustment of the angle of inclination in the investigated range and regulation of the disperse composition ensures, with minimum energy consumption for the drying process, the widest range of regulation of the specific productivity of the drum, which is 70 kg / m^3 . The method can be

implemented with involvement of additional crushing equipment or by regulation of the component and fractional composition of the biomass composite mixture. It has been established that the methods of dynamic adjustment of the angle of inclination of the drum with regulation of the rotation number or the temperature regime of the drying provide an expansion of the range of the regulation of the drum dryer productivity in the range of 30–85 kg of evaporated moisture per m³ with a 10–15% reduction of energy consumption in comparison with existing technologies.

Ключові слова: біомаса, композиційне біопаливо, барабанна сушарка, енергоефективний режим.

Key words: biomass, composite biofuel, drum dryer, energy-efficient mode.

Постановка проблеми. Виробництво гранульованого біопалива з залишків біомаси рослинного та деревинного походження набуває в Україні стрімкого розвитку. Слід відзначити, що це обумовлено достатньо низькою собівартістю паливних гранул в порівнянні з іншими видами біопалива в сукупності з простотою технології виробництва [1]. Основними технологічними операціями виробництва гранульованого біопалива є подрібнення, сушіння та гранулювання біомаси. Одним з найбільш енергоємних технологічних процесів в виробництві гранульованого біопалива є процес сушіння, який реалізується в апаратах барабанного типу. На процеси сушіння в технологічних лініях виробництва твердого біопалива припадає близько 30–40 % загальних енергозатрат, а в випадках висушування сировини високого вологовмісту – до 70 % [2]. На процес сушіння витрачається до 20 % біопалива, що виробляється на підприємстві. В більшості технологічних ліній саме стадія сушіння визначає продуктивність всієї лінії.

До переваг барабанних сушарок біопаливних комплексів в порівнянні з іншими видами сушарок можна віднести універсальність; високу якість сушіння за рахунок інтенсивного змішування матеріалу; можливість сушити високовологий, пористий матеріал; простота монтажу, прийнятна ціна. Барабанні сушарки досить добре зарекомендували себе при сушінні сировини з постійними параметрами вологості на вході та незначних коливаннях дисперсного складу, але, оскільки, основний період роботи лінії виробництва біопалива припадає на осінь, зиму та весну, для сировини властиві суттєві коливання вологості, що, в свою чергу, впливає на процеси подрібнення та дисперсний склад сировини [3]. Диверсифікація сировинної бази біопаливних підприємств дозволяє орієнтуватися на дешеві доступні види або композиції різних видів біомаси але потребує постійного контролю змінних властивостей сировини. Сукупний вплив дисперсного складу та вологості призводить до коливання продуктивності сушарки. Для правильного ведення технологічного процесу та підтримання постійної продуктивності в агрегаті застосовують регулювання температури сушильного агенту шляхом збільшення витрати палива та безступінчасте регулювання швидкості барабана в межах від 2 до 10 об./хв., що встановлюється оператором лінії сушіння вручну за допомогою варіатора [4]. При цьому енергоефективний режим сушіння сировини вибирається покладаючись тільки на кваліфікацію та досвід оператора. Тому якість отриманого матеріалу напряму залежить від людського фактору. Коливання продуктивності лінії призводять до порушень технологічного процесу та підвищення собівартості палива, особливо в зимовий період, та роблять виробництво в цей період нерентабельним.

Одним із методів забезпечення низької собівартості продукції є розробка енергоефективних заходів регулювання продуктивності сушарки та скорочення енерговитрат на виробництво. Проблема оцінки роботи існуючого обладнання та вибору режиму сушіння, що забезпечує підвищення ефективності використання сушильної установки, є для сьогодні актуальною задачею.

Метою роботи є теоретичне обґрунтування енергоефективних режимів та заходів регулювання продуктивності барабанної сушарки комплексу виробництва гранульованого біопалива при змінних параметрах вихідної суміші за вологістю та дисперсним складом.

Аналіз попередніх досліджень. Визначення енергоефективних режимів при змінних параметрах вхідної сировини потребує об'ємних та затратних експериментальних досліджень. Фізико-математичні методи моделювання спростують пошук раціональних енергоефективних режимів роботи обладнання. Вирішення поставленої в роботі мети потребує вибору та обґрунтування теоретичної моделі процесу сушіння. Фізико-математичне моделювання процесу сушіння в барабанних сушарках представлено в роботах Miskell & Marshall (1956), Hirosue & Shinohara (1982), Hallström (1985), Kamke & Wilson (1986), Kelly (1995), Sherritt (1993), Juuso et al. (1998), Koskinen (1998), Duchesne (1996). Модель сушильної барабанної установки в загальному вигляді складається з двох допоміжних моделей, з яких одна є детальним описом поведінки твердого матеріалу, а інша враховує конструкцію барабану. Переважна кількість досліджень сконцентровані на вдосконаленні формули, що виражає час перебування та розподіл матеріалу в барабані, що визначає ефективність спрацювання сушильного агенту та продуктивність сушарки. Дослідження дають можливість визначити час перебування матеріалу в сушарці, загальне теплове навантаження, а також їх співвідношення залежно від розмірів барабана та умов процесу сушіння, але більшість співвідношень є напівемпіричними та пов'язані з конкретними конструктивними рішеннями. Аналіз узагальнених сучасних моделей проведений в роботах [5 – 7] виявив розбіжності за параметром часу перебування часток в сушарці майже на порядок. Таким чином, треба орієнтуватися на вибір прийнятної математичної моделі наближеної емпіричною складовою до досліджуваного матеріалу та процесу, найбільш загальною та не надто складною для вирішення. Математична модель на базі кінетичного рівняння сушіння дисперсних матеріалів в барабанній сушарці, висунута в роботі [8] та розвинена в дослідженнях ЦНДІФ та інших дослідників [9–10] цілком задовольняє поставленим вимогам та

може бути використана для дослідження та розробки енергоефективних режимів та заходів регулювання продуктивності барабанної сушарки комплексу виробництва композиційного біопалива при змінних параметрах вихідної суміші.

Основний матеріал. Напівемпірична модель [9] включає наступні кінетичні рівняння (1 – 4) сушіння подрібненої біомаси в барабанній сушарці:

$$G = M \cdot \sqrt{\frac{t_k - 30}{t_{noc} - t_k + 10}} \cdot (\rho v) D^2 t_{noc}^{0,425} \quad (1)$$

$$M = \frac{1360 \cdot \psi^{0,39,0,39} \left(\frac{W_k}{W_{noc}(W_{noc} - W_k)} \right)^{0,34} \left(\frac{n^2}{1800} \right)^a D^n \sin \beta^b}{A^{0,34} d_{сер}^{0,526} (\rho v)^{0,136}} \quad (2)$$

де G – продуктивність апарату за сухим матеріалом, кг/год; t_{noc}, t_k – температура сушильного агента на вході та виході з апарату відповідно, °C; ρv – масова швидкість сушильного агента, кг/(м²·с); ρ – густина сушильного агента, кг/м³; v – швидкість сушильного агента, м/с; D – внутрішній діаметр апарату, м; ψ – коефіцієнт заповнення апарату, %; l – довжина барабану, φ_{noc}, φ_k – початкова та кінцева вологість біомаси, %; n – частота обертів барабану, об/хв.; β – кут нахилу барабану, град; $d_{сер}$ – середній розмір часток сировини, який визначається за результатами ситового аналізу, мм.

Час перебування часток заданого фракційного складу в сушильному барабані τ , хв., визначається за залежністю (5):

$$\tau = 47,1 \cdot D^2 \cdot \psi \cdot l \cdot G \quad (3)$$

Температура відпрацьованого сушильного агента визначається в результаті спільного розв'язанням рівняння (6) та рівняння (1, 2) методом послідовних ітерацій:

$$\frac{t_{noc} - t_k}{M \cdot t_{noc}^{0,425} \sqrt{\frac{t_k - 30}{t_{noc} - t_k + 10}}} = 0,713 \frac{W_{noc} - W_k}{100} + 0,00038 C_m (t_k - 30) \frac{W_{noc} - 100}{100} \quad (4)$$

де C_m – теплоємність матеріалу при середніх значеннях його температури та вологості, кДж/кг·°C.

В роботі [12] наводяться залежності для визначення коефіцієнтів a, a_1, b , отримані на основі досліджень ЦНДІФ процесу сушіння подрібненої деревини. З достатнім наближенням ці залежності можуть бути використані для розрахунку процесу сушіння композиційних сумішей подрібненої біомаси.

Критерієм енергетичної ефективності режиму сушіння прийнято питомі витрати теплоти на кілограм випареної вологи Q_{num} :

$$Q_{num} = 1,05 \cdot (Q_{mat} + Q_{суш} + Q_z) / G_{вол} \quad (5)$$

де Q_{mat} – втрати теплоти з висушеним матеріалом; кДж/год; $Q_{суш}$ – кількість теплоти на випарювання вологи, кДж/год; Q_z – втрати теплоти з відпрацьованим сушильним агентом, кДж/год; $G_{вол}$ – кількість випареної вологи, кг/год. Втрати через огоджуючі конструкції приймалися в розмірі 5% витрат на процес.

Критерієм інтенсивності процесу прийнято питому продуктивність за випареною вологою з одиниці об'єму барабана q_{num} , кДж/м³:

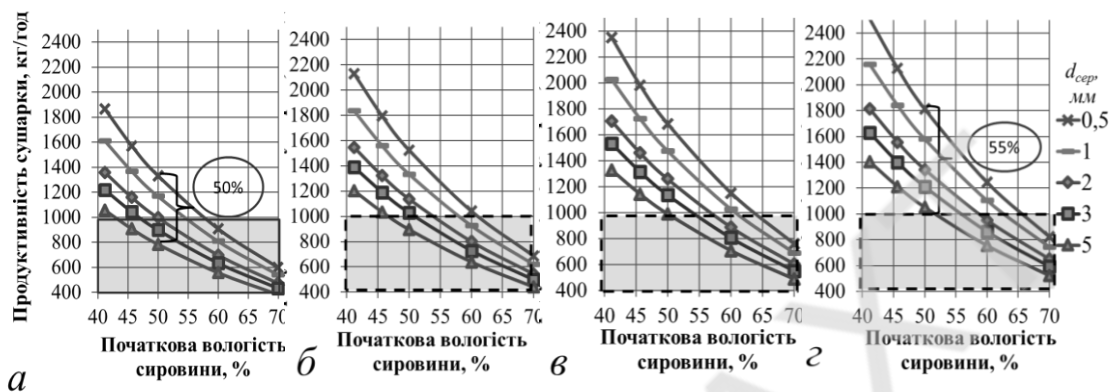
$$q_{num} = 1,27 \cdot G_{вол} / (D^2 l) \quad (6)$$

Розв'язання системи рівнянь (1–6) при змінних початкових параметрах вологості та середнього розміру композиційної суміші дозволило за умови постійної вологості кінцевого матеріалу на рівні 10 % отримати комплекс даних, що характеризують процес сушіння композиційної суміші біомаси деревинного та рослинного походження.

Більшість ліній виробництва біопалива обладнані сушарками комплексу виробництва трав'яного борошна типу АБМ–1.5 та їх модифікаціями з продуктивністю G на рівні 1 т/год, для яких характерні габаритні розміри барабану: діаметр $D = 1,2–1,6$ м, довжина $L = 8–12$ м. Аналіз проведено для сушарки комплексу СК–3 продуктивністю 1 т/год, виготовленій за проектною документацією компанії ТОВ «БМ–Інжиніринг» на виробничих потужностях ТОВ БМЗ «ПРОГРЕС» м. Запоріжжя, на замовлення ТОВ «АЛЬФА–ЛАЙН», м. Новоград–Волинський. Сушарка має наступні конструкційні розміри: робочий діаметр барабану $D = 1,7$ м, довжина $L = 11$ м, лопатеві розподілюючі пристрої – 36 шт.

Теоретично досліджено вплив початкової вологості сировини та середнього дисперсного складу на продуктивність барабанної сушарки СК–3, встановлену з додатнім кутом нахилу 3°, кількість обертів становила 4 об./хв., температура сушильного агента на вході в сушарку становила 250 °C. Результати розрахунків

представлені на діаграмі (рис. 1, а). Як видно, збільшення вологості сировини з середнім розміром фракції 2 мм з 50 до 70% призводить до зменшення продуктивності барабанної сушарки за кінцевим продуктом майже в 2 рази, а коливання фракційного складу одного порядку до зміни продуктивності в межах 50%. Зменшення дисперсного складу на порядок дозволяє підвищити ефективність спрацьовування сушильного агента та підвищити продуктивність барабанної сушарки майже на 50%. Метод може бути реалізований залученням додаткового подрібнюючого обладнання або регулюванням фракційного та компонентного складу композиційної суміші. При вологості сировини більше 57% даний метод не дозволяє досягнути рівня продуктивності за сухим продуктом 1 т/год.



а – температура сушильного агента $T_{поч}=250\text{ }^{\circ}\text{C}$; *б* – температура сушильного агента $T_{поч}=300\text{ }^{\circ}\text{C}$;
в – температура сушильного агента $T_{поч}=350\text{ }^{\circ}\text{C}$; *г* – температура сушильного агента $T_{поч}=400\text{ }^{\circ}\text{C}$

Рис. 1 – Вплив початкової температури сушильного агента на продуктивність барабанної сушарки за змінних вхідних параметрів композиційної суміші біомаси в діапазоні вологості сировини 40 – 70%, середнього розміру суміші 0,5–5 мм

Температурна інтенсифікація не в повній мірі може забезпечити вихід апарата на номінальну продуктивність 1 т/год. Проведено розрахунки для температурного діапазону 250 – 400°C. Результати розрахунку представлено на (рис.1, а – 1,г). З рисунків видно, що зі збільшенням температури інтенсивно зростає продуктивність для сировини з вологістю 40 – 55%. Для сировини з вологістю 50% збільшення продуктивності при збільшенні температури та зменшенні дисперсного складу на порядок становить 20% і в межах дисперсного складу 55%, загалом 75%. Середній прогрес підвищення продуктивності за рахунок температурної інтенсифікації становить 15, 10, 6% на кожні 50°C. Суміщення подрібненням сировини та температурної інтенсифікації процесу в межах 220 – 300°C дає на даному етапі найбільший ефект підвищення продуктивності. Та навіть при дії суміщеного впливу температури та дисперсного складу на процес сушіння в барабанній сушарці, забезпечити номінальну продуктивність сушарки 1 т/год, як видно з (рис.1 г), не завжди вдається. Розглядаючи додаткові методи інтенсифікації процесу сушіння слід виходити з того, що в барабанній сушарці має місце два види теплообміну – конвективний та кондуктивний. Як відомо [11] кількість теплоти, що передається конвекцією майже в 20 раз вище. Відповідно основною задачею інтенсифікації є перерозподіл сировини в апараті, що забезпечує збільшення площі контакту між сировиною та сушильним агентом. Згідно досліджень ЦНДІФ установка барабану з кутом нахилу в сторону завантаження веде до збільшення циклів конвективного сушіння окремих часток сировини, підвищення ступеня заповнення та ефективності спрацьовування сушильного агента, що робить доцільним використання пристроїв динамічного регулювання кута нахилу в технологіях сушіння біомаси в барабанних сушарках.

На базі представленої вище методики проведено аналіз питомої продуктивності сушарки та витрат енергії на кілограм випареної вологи при зміні швидкості обертання барабана, температури сушильного агента в межах 250–400 °C, та дисперсного складу матеріалу спільно з регулюванням кута нахилу барабана в межах $-3 < \beta < 3$ (рис. 2).

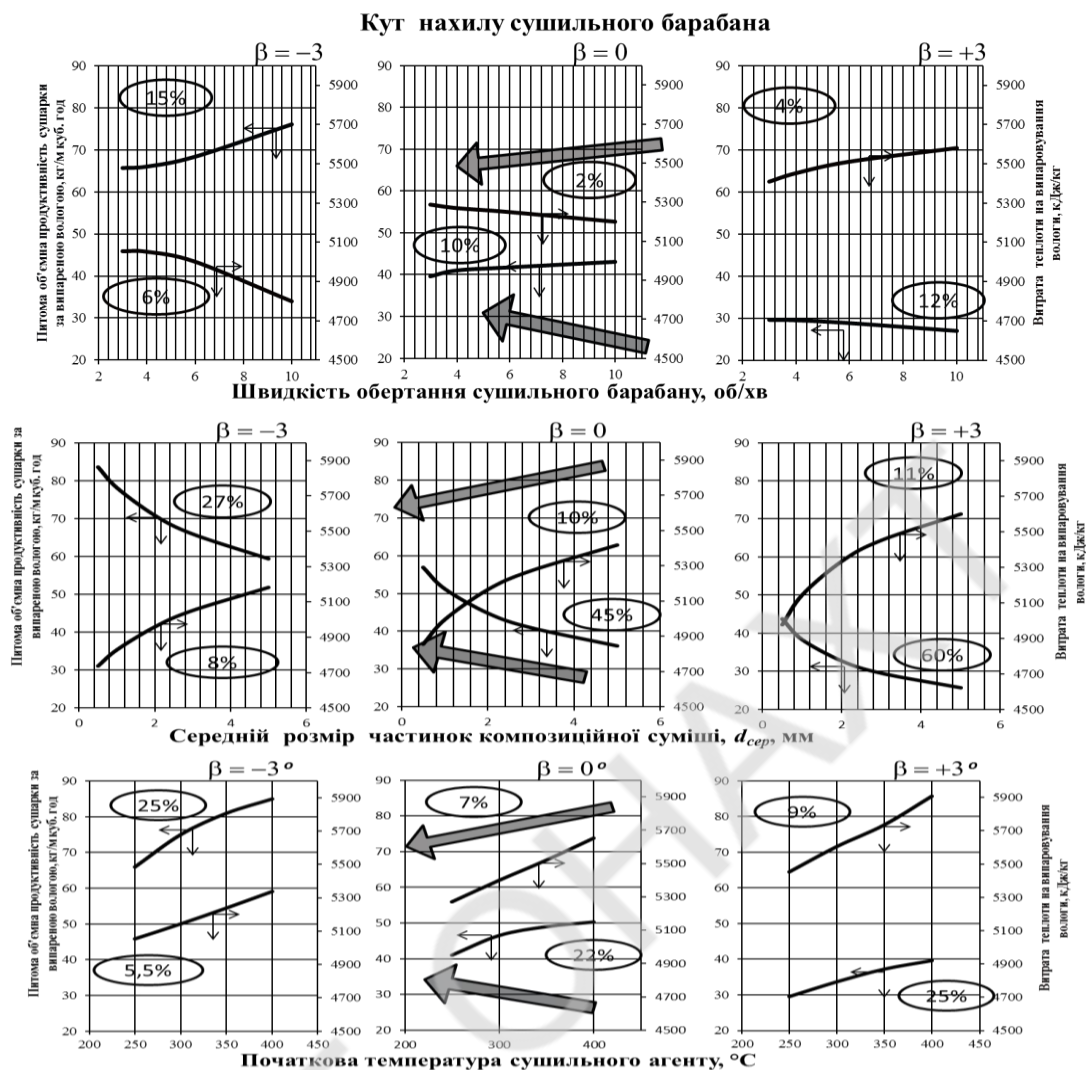


Рис. 2. Вплив кута нахилу сушильного барабана, температури сушильного агента та кількості обертів на продуктивність барабанної сушарки та енерговитрати на процес.

Базовими параметрами процесу прийнято $T_{\text{поч}}=250\text{ }^{\circ}\text{C}$, $n=4\text{ об./хв.}$, $d_{\text{сер}}=2\text{ мм}$. При додатному куті нахилу барабанної сушарки збільшення кількості обертів веде до зменшення продуктивності за випареною вологою з $30\text{ кг/м}^3\cdot\text{год.}$ майже до $25\text{ кг/м}^3\cdot\text{год.}$, а витрата теплоти на випаровування води зростає з 5300 до 5600 кДж/кг . Зміна дисперсного складу веде до зменшення продуктивності за випареною вологою з $45\text{ кг/м}^3\cdot\text{год.}$ до $15\text{ кг/м}^3\cdot\text{год.}$, витрата теплоти на випаровування води зростає з 5000 до 5600 кДж/кг . Збільшення температури сушильного агента веде до підвищення продуктивності за випареною вологою з $30\text{ кг/м}^3\cdot\text{год.}$ до $40\text{ кг/м}^3\cdot\text{год.}$, а витрата теплоти на випаровування води зростає з 5400 до 5900 кДж/кг .

Як видно з рис. 2 регулювання кількості обертів суміщене зі зміною кута нахилу з додатного до від'ємного дозволяє підвищити вологопродуктивність в граничних значеннях до $75\text{ кг/м}^3\cdot\text{год.}$ навіть без температурної інтенсифікації. Слід зауважити, що при додатному куті нахилу зі збільшенням кількості обертів продуктивність спадає, в той же час при від'ємному куті нахилу спостерігається зворотне явище. В останньому випадку це явище пояснюється збільшенням кількості циклів конвективного сушіння окремих часток біомаси, а відповідно ступеня заповнення барабана і часу перебування крупних часток в барабані.

Регулювання температури сушильного агента або дисперсного складу суміщене зі зміною кута нахилу з додатного до від'ємного дозволяє підвищити продуктивність в граничних значеннях до $85\text{ кг/м}^3\cdot\text{год.}$ Це явище пояснюється збільшенням часу перебування крупних часток в барабані та виносом сухих та дрібних часток. Тобто можна організувати вибіркове сушіння вологої сировини суміщене з сепараційним ефектом.

Динамічне регулювання кута нахилу барабанної сушарки безпосередньо впливає на збільшення часу перебування часток в апараті, ступеня заповнення сушарки та поверхні контакту між матеріалом та сушильним

агентом в одиниці об'єму сушарки. Відповідно зменшується температура відпрацьованого сушильного агенту та збільшується ефективність його використання, що приводить до зменшення питомих витрат теплоти на випаровування води в межах 4750 – 5000 кДж/кг при суміщенні з регулювання кількості обертів, в межах 5000 – 5300 кДж/кг при суміщенні з регулюванням температури сушильного агенту та 4700 – 5200 кДж/кг у випадку регулювання дисперсного складу що відповідає підвищенню енергоефективності установки на 10 – 15%. Слід зауважити, що при поєднанні динамічного регулювання кута нахилу та дисперсного складу досягається найбільший діапазон регулювання продуктивності сушарки, який становить за випареною вологою 70 кг/м³·год.

Висновки: За результатами досліджень встановлено, що найбільш енергоефективний метод регулювання продуктивності барабанної сушарки комплексу виробництва композиційного біопалива полягає в поєднанні динамічного регулювання кута нахилу барабану в межах $-3^{\circ} < \beta < 3^{\circ}$ з контролем та регулюванням дисперсного складу біомаси на вході в сушарку. Метод забезпечує найбільший діапазон регулювання продуктивності сушарки, який становить за випареною вологою 70 кг/м³·год і може бути реалізований залученням додаткового подрібнюючого обладнання або регулюванням компонентного та фракційного складу композиційної суміші біомаси. Це дозволить забезпечити в річному циклі роботи підприємства проектну продуктивність [3].

Не менш ефективними методами, але значно простішими в реалізації є поєднання динамічного регулювання кута нахилу барабану з регулюванням кількості обертів, або температурного режиму сушіння. Запропоновані методи забезпечують розширення діапазону регулювання продуктивності в межах 30-85 кг вип. вол./ м³ при зменшенні енерговитрат на 10-15% в порівнянні з існуючими технологіями. Результати роботи використані при розробці інноваційного сушильного комплексу СК-3.

Література

1. Гелетуха Г., Крамар В., Епик О. та ін. Комплексний аналіз Українського ринку пелет з біомаси. Київ, 2016. 334 с.
2. Снежкін Ю. Ф., Корінчук Д. М. Безгін М. М., Степчук І. В. Енергетичний аналіз технологій виробництва твердого біопалива // Наукові праці ОНАХТ. 2014 Т45, №3. С. 187-190.
3. Korinchuk D.M. Justification of energy consumption during the comminution stage in the technologies of biofuel production // Scientific Herald of National University of Life and Environmental Sciences of Ukraine. Series: Technique and energy of APK. 2017. № 268. pp. 90-100.
4. Середин М. Ю. Розробка системи керування швидкісним режимом сушіння в технологічному комплексі виготовлення твердого біопалива // Вісник ХНТУСГ Петра Василенка. 2014. № 153. С. 144-146.
5. Yliniemi, L., Koskinen, J., & Leiviskä, K. Advanced control of a rotary dryer. IFAC Proceedings. 1998. Vol. 31. № 23. p. 119-124.,
6. Янюк Ю. В. Математическое моделирование и оптимизация процессов сушки сыпучих материалов в сушильной установке барабанного типа: дис. докт. техн. наук . 05.13.18. захист 27.02.2004 / наук кер. Питухин А. В. Петрозаводск: Петрозавод. гос. ун-т., 2004. 164 с
7. Петровский В. С., Сафонов А.О. Исследование закономерностей удаления влаги из древесных частиц в прямоточных барабанных сушилках // Известия высших учебных заведений. Лесной журнал. 2002. №6. С. 42-48.
8. McCormick P. Y. Gas velocity effects on heat transfer in direct heat rotary dryers // Chemical Engineering Progress. 1962. – Т. 58. № 6. С. 57-61.
9. Стерлин Д. М. Сушка в производстве фанеры и древесностружечных плит. М.: Лесная промышленность, 1977. – 384 с.
10. Байтурсев А. М., Ертаева Ж. А. Математическое моделирование и решение оптимизационной задачи при определении температуры сушильного агента на выходе из сушильного барабана // Успехи современного естествознания. 2015. № 9. С. 482-485.
11. Храмов А. Н., Субботин М. Ю. Повышение эффективности сушки сыпучих материалов за счет интенсификации конвективного теплообмена // Вестник Иркутского государственного технического университета. 2014. № 6. С. 161-165

УДК 678.742.2-405.8

ТЕХНОЛОГІЧНІ ОБ'ЄКТИ УТИЛІЗАЦІЇ-МОДИФІКАЦІЇ ПОЛІМЕРНОЇ ТАРИ ТА ПАКУВАННЯ

Бухкало С.І. канд. техн. наук, професор

Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків

TECHNOLOGICAL OBJECTS FOR UTILIZATION-MODIFICATION OF POLYMERS PACKING

Bukhkalov S.I.

National Technical University «KhPI», Kharkov, Ukraine

Анотація: Розглянуто деякі особливості використання полімерної частки ТПВ на комплексному підприємстві, яке може забезпечувати всі свої енергетичні потреби самостійно. Дослідження спрямовані на вивчення таких питань, як класифікація об'єктів технології утилізації-модифікації тари та пакування після закінчення терміну її експлуатації. При цьому враховували фактори вибору науково-обґрунтованих методів переробки та утилізації полімерів; розробку необхідних технологічних схем і устаткування для переробки полімерних відходів; вибір підприємств для реалізації утилізації полімерів і виду енергетичних ресурсів для реалізації цих проектних рішень.

Abstract: Technological objects for utilization-modification of polymers packing is presented. Some features of the possibilities of solving evidence-based problems of improving the use of wastes of different industries on a complex enterprise that can provide all its energy needs alone. The problem of wastes utilization and recycling is present as complex research and analysis of energy- and resource saving processes for treatment of polymer wastes of various origin. The research focused on the study of issues such as the development of models of waste-modifying polymer. The investigation are focused in researching such problems as selection of scientific based methods of wastes to be utilized or recycled; the development of appropriated process flow sheets and choice of modifications additives and equipment for polymers waste recycling. The choice of appropriate plants with selected energy resources is very important for projects realization.

Ключевые слова: интегрированные энерго- и ресурсосберегающие технологии, объект научно-обоснованной технологии, модели вспенивания.

Keywords: technological objects, utilization-modification, integrated energy technologies, evidence-based methods, wastes conversion and recycling.

Постановка проблеми у загальному вигляді та її зв'язок із важливими науковими чи практичними завданнями. На наш погляд з урахуванням проведеного аналізу, підготовка до створення комплексних підприємств з утилізації-модифікації полімерної частки твердих побутових відходів (ТБВ) різного походження вже на рівні виконання підготовчих операцій потребує ідентифікації технологічних об'єктів. Подальше наукове обґрунтування проблем та задач утилізації-модифікації надає можливість використання фактично повністю вищевказані полімерні відходи і використовувати усі побічні продукти та викиди всіх складових такого виробничого комплексу або інших підприємств. Об'єкт дослідження хіміко-технологічної системи (ХТС) – деякі моделі інноваційних ресурсо- та енерготехнологій – комплексна переробка-утилізація полімерної частки полімерної тари та пакування або полімерної частки твердих побутових відходів. З метою вдосконалення технології утилізації полімерних поліетиленових відходів як частини ТПВ досліджувалася можливість отримання вторинного поліетилену (ВПЕ): створення нової ефективної науково-обґрунтованої, маловідходної або безвідходної технології утилізації-модифікації, котра дозволяє одержувати цільові продукти для хімічної промисловості та енергоносії, а з системи мають виводитися тільки екологічнобезпечні продукти, що складають біосферу. Створення таких технологій дозволяє вирішувати два взаємозалежних завдання: 1) екологічна безпека утилізації частини ТПВ з урахуванням ресурсо- і енергозбереження, і 2) економічна доцільність, з урахуванням соціальної ефективності, що дозволяє інтенсивно розвивати галузі промисловості.

Виклад основного матеріалу дослідження з повним обґрунтування отриманих наукових результатів. Дослідження, розроблені нами, вперше спрямовані на розробку та вивчення таких питань, як розробка сучасних високоефективних моделей синергетичної утилізації-модифікації поліолефінової полімерної частки ТПВ (рис. 1) з метою виробництва інноваційних вторинних полімерів [1–3]. Нами також розроблено наукове підґрунтя взаємозв'язків синергетичних процесів утилізації-модифікації [1, 4, 5], проаналізовані експериментальні дослідження особливостей експлуатації полімерної тари та пакування, визначено характеристики усіх складових ідентифікації цих процесів: зміна їх структури, властивостей і, навіть, можлива дії на організм людини і т.і.

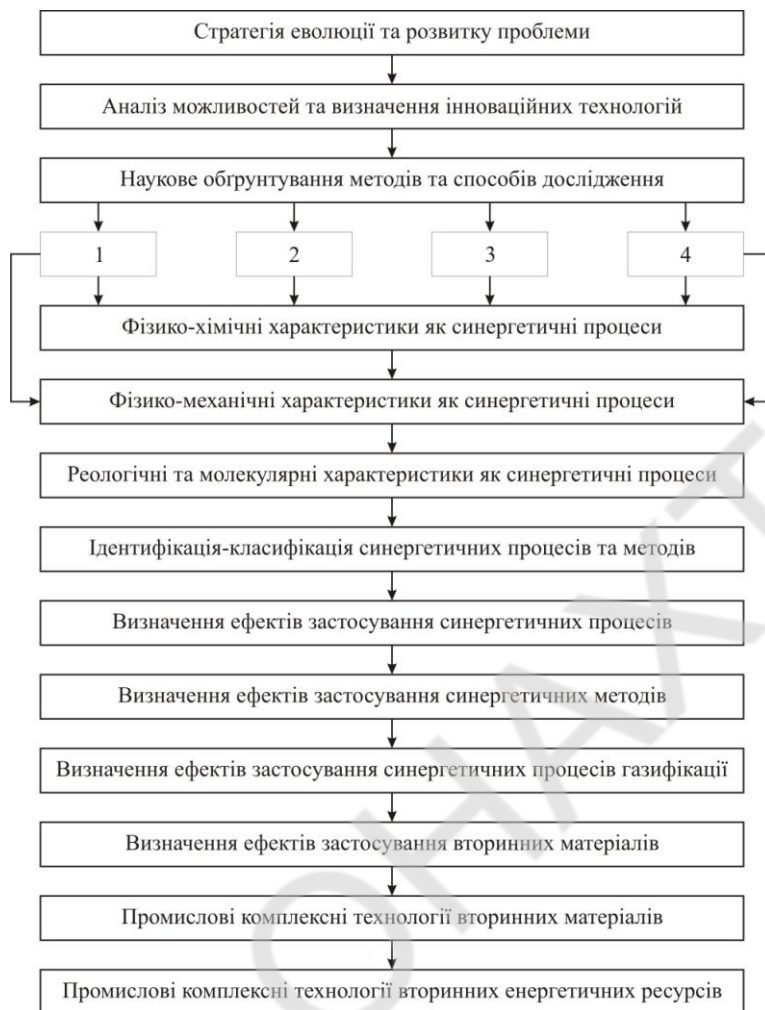


Рис. 1. Моделі об'єктів технології утилізації-модифікації

З результатів аналітичного та виконаного нами експериментального дослідження реальних процесів експлуатації виробів з полімерів, стало відомо, що визначення зміни фізико-хімічних (1 $\rightarrow$ 1'), молекулярних (4), реологічних (3 $\rightarrow$ 3') та фізико-механічних (2 $\rightarrow$ 2') властивостей надають можливості виявити певні зв'язки з подальшою утилізацією полімерної тари та пакування.

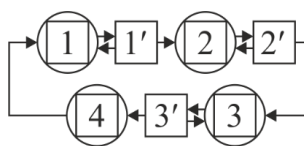


Рис. 2. Функціональна схема визначення зміни властивостей тари та пакування при експлуатації

Потрібно зазначити, що, наприклад, поліетилен у процесі експлуатації набуває нових властивостей: 1 – фізико-хімічних (визначена нами кількість киснеутримуючих груп: складноєфірних, карбоксильних, гідроксильних); 2 – структурних (кількість гель-фракції та зміна молекулярної маси); 3 – фізико-механічних (δ_p – руйнівне напруження при розтяганні, ε – відносне подовження при розриві, які далі у процесах повторної переробки, наприклад поліетилену, надають неізотермічність його розплаву) і інші показники [2–5]. Для підвищення якості виробів з ВПЕ необхідно отримати і досліджувати математичні моделі впливу чинників: 1) зміни властивостей в процесі експлуатації поліетиленової плівки і 2) технологічних параметрів процесу утилізації-модифікації для різновидів асортименту галузей використання виробів. Синергетичні процеси утилізації-модифікації (рис. 3) композиції вторинного поліетилену (ВПЕ) зі стеаратом барію (СБ) досліджені за реологічними кривими. Характерною

ознакою визначена практично прямопропорційна залежність напруги від швидкості зсуву, що свідчить про можливість полегшення переробки матеріалу і дозволяє її проводити в більш широкому інтервалі технологічних параметрів. Загальне підвищення технологічних властивостей при введенні модифікатору призводить до збільшення продуктивності в процесі гранулювання, а також до підвищення якості виробів.

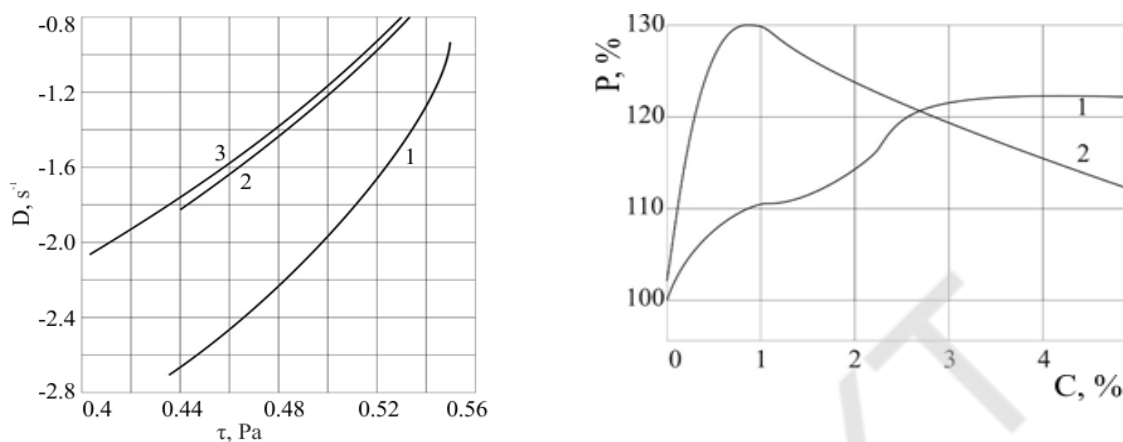


Рис. 3. Криві течії композицій: $D = f(\tau)$ 1 – ВПЕ; 2 – ВПЕ+1 % СБ; 3 – ВПЕ+2 % СБ; та $P = f_1(C)$ продуктивність процесу гранулювання композицій: 1 – ВПЕ+СБ; 2 – ВПЕ+поліетилгідроксилан

Таким чином, механізм синергізму при утворенні технологічних об'єктів вторинної полімерної сировини у процесах утилізації-модифікації, наприклад поліолефінів, можна розглядати як використання особливостей хімічних перетворень у полімері при його експлуатації з урахуванням того, що основні сегментальні рухи, дифузійні процеси й хімічні взаємодії відбуваються в аморфній фазі полімеру.

Висновки. За результатами дослідження можна визначити загальні фрагменти теорії синергетичного механізму утилізації-модифікації полімерної частки ТПВ, який розглядали з умов спільної дії сукупності факторів для обраних науково-обґрунтованих моделей виробництва вторинних полімерних матеріалів. Для досягнення загальних цілей процесів утилізації-модифікації, використовували принципи, що ціле (вторинний полімер) представляє за властивостями щось більше, ніж сума його частин. Визначений нами синергетичний науковий напрямок технології полімерних матеріалів сприяє дослідженню зв'язків між елементами структури (підсистеми), що утворюються в відкритих системах, завдяки інтенсивному (потоківому) обміну властивостями сировини, обраними речовини з синергетичними можливостями та механізмами взаємодії з навколишнім середовищем в нерівноважних умовах. Суттєвою відмінністю стратегій технологічної діяльності синергетичної утилізації-модифікації полімерної частки ТПВ є освоєння принципово нових типів об'єктів та процесів, що представляють досить складні макросистеми.

Література

1. Бухкало С.І. Моделі енергетичного міксу для утилізації полімерної частки ТПВ // Вісник НТУ «ХП». – Х.: НТУ «ХП». 2016. – № 19 (1191). – с. 23–32.
2. Бухкало С.І., Ігліс С.П. Деякі моделі дослідження структурно-хімічних змін при експлуатації полімерних виробів / Інтегровані технології та енергозбереження. – Х.: НТУ «ХП». 2016. – № 3. – с. 52–57.
3. Бухкало С.І. Інноваційні технології використання відходів. 4-й міжн. конгрес Сталій розвиток: захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування, 21–23 вересня 2016 р., Львів. 2016, – с. 111.
4. Бухкало С.І. Синергетичні процеси утилізації-модифікації полімерної частки твердих побутових відходів // Вісник НТУ «ХП». – Х.: НТУ «ХП». 2017. – № 41 (1263). – с. 17–27.
5. Бухкало С.І. Технології ресурсо- та енергозбереження для полімерної тари та пакування / Ресурсо- та енергоощадні технології виробництва і пакування харчової продукції – основні засади її конкурентноздатності. Матеріали V міжн. спеціалізованої науково-практичної конференції. 14 вересня 2016 р., – Київ. – К. НУХТ, 2016. – с. 21–23.

УДК 620.92/640.41:640.43

ЗАСТОСУВАННЯ СОНЯЧНИХ КОЛЕКТОРІВ РІЗНОГО ТИПУ В СИСТЕМАХ ТЕПЛОПОСТАЧАННЯ ГОТЕЛЬНО-РЕСТОРАННИХ КОМПЛЕКСІВ

І.М.Ощипок, д-р техн. наук, професор
Львівський торговельно-економічний університет, м. Львів, Україна

THE APPLICATION OF SOLAR COLLECTORS OF VARIOUS TYPES OF HEATING SYSTEMS FOR HOTEL AND RESTAURANT COMPLEXES

Oshchypok I.M.
Lviv trade and economic University, Lviv, Ukraine

Анотація. У статті розглянуто використання нетрадиційного відновлювального джерела енергії (НВДЕ) сонця при конструюванні систем теплопостачання, з сонячними водонагрівальними установками (СВНУ). Експериментально перевірено показники ефективності сонячних колекторів з вакуумними трубками, в порівнянні з іншими типами сонячних колекторів в умовах України. Зіставлені теоретичні та практичні показники сонячної установки, що включає в схему не тільки систему сонячних колекторів, але й усі супутні елементи. Основні дослідження по визначенню характеристик сонячних колекторів були спрямовані на вивчення параметрів колекторів вакуумного типу як найбільш ефективних для кліматичних умов України. Ефективність сонячних колекторів залежить від потужності падаючого у площину колектора сонячного випромінювання, температури навколишнього атмосферного повітря і температури теплоносія, що протікає через колектор. В результаті досліджень встановлено, що вакуумний колектор починає генерацію теплоти раніше і закінчує пізніше порівняно з плоским колектором, за рахунок використання розсіяного випромінювання. Підтверджено також, що колектор цього типу має кращу теплову ізоляцію.

Критеріями орієнтації колекторів є кут нахилу і азимут. Найбільша кількість енергії сприймається поглиначем колектора при розташуванні площини колектора під прямим кутом до напрямку інсоляції. Оскільки кут інсоляції залежить від часу доби і року, орієнтацію площини колектора слід виконувати відповідно з висотою Сонця в період найбільшого надходження кількості сонячної енергії. На практиці рекомендований кут нахилу в залежності від сезону експлуатації сонячної установки може становити від 25 до 70°. В результаті випробувань визначено, що для умов України оптимальний кут нахилу колекторів може становити 44...48° і раціональний азимут 165°. Результати проведеної роботи можна застосувати для проектних розрахунків систем теплопостачання готельно-ресторанних комплексів з СВНУ.

Ключові слова: теплопостачання, готель, ресторан, сонячна, енергія, установка, ефективність

Abstract. The article considers the use of non-renewable energy source (NRES) of the sun when designing heating systems with solar water heating installations (SWHI). Experimentally tested indicators of efficiency of solar collectors with vacuum tubes, in comparison with other types of solar collectors in Ukraine. Mapped theoretical and practical performance of solar installation, which includes the scheme not only solar panels but all the accompanying elements. Basic research on the characterization of solar collectors was aimed at studying the parameters of the collectors of the vacuum type as most effective for the climatic conditions of Ukraine. The efficiency of solar collectors depends on the power of the incident in the collector plane solar radiation, temperature of the ambient air and the temperature of the coolant flowing through the manifold. As a result of researches it is established that manifold vacuum begins to generate heat early and ends late compared to the flat collector, through the use of scattered radiation. Also confirmed that the collector of this type has the best thermal insulation.

Criteria orientation of collectors is the angle of inclination and azimuth. The greatest amount of energy perceived by the absorber of the collector in the position of the plane of the collector at a right angle to the direction of insolation. Since the angle of insolation depends on the time of day and year, the plane orientation of the collector should be performed in accordance with the altitude of the Sun at the period of greatest revenues of the quantity of solar energy. In practice, the recommended angle of inclination depending on the season for a solar installation can range from 25 to 70°. As a result of tests it was determined that for conditions of Ukraine the optimal tilt angle of collectors may be 44...48° and rational azimuth 165°. The results of this work can be used for the design calculations of systems of a heat supply of hotel and restaurant complexes with SWHI.

Keywords: heat supply, hotel, restaurant, solar, energy, installation, effectiveness

Постановка проблеми в загальному вигляді та зв'язок із найважливішими науковими чи практичними завданнями. Раціональне використання органічних запасів традиційних енергоресурсів та охорона навколишнього середовища від шкідливих викидів при спалюванні різних видів палива продовжує набирати актуальності. Використання нетрадиційних відновлювальних джерел енергії (НВДЕ) сонця, вітру, геотермальних вод, припливів та відливів тощо, частково вирішує перераховані проблеми. Найбільш перспективним джерелом енергії без сумніву є сонячне випромінювання, оскільки воно повсюдне і безкоштовне.

В даний час карти ресурсів сонячної енергії знаходяться у відкритому доступі. Ці карти часто використовують для визначення потенціалу вироблення сонячної енергії для конкретної території. Вони створюються на основі супутникових знімків і інтерполяції даних наземних метеорологічних станцій. Однак станції не рідко дуже віддалені одна від одної, а їх дані не завжди точні. Дані цих карт часто не досить високої якості та мають занадто великий масштаб для того, щоб служити надійною опорою для прийняття рішень з вибору необхідного обладнання. Через відмінність в мікрокліматі і топографії місцевості помилка у виборі місця розташування закладу всього лише на кілька сотень кілометрів може призвести до суттєвого зменшення можливої кількості сонячних днів у році.

Аналіз останніх досліджень і публікацій. При конструюванні систем теплопостачання, з сонячними водонагрівальними установками (СВНУ), важливим завданням є оцінка ефективності роботи сонячних колекторів різного типу в кліматичних умовах України. В Україні є великі ресурси застосування сонячних колекторів в системах теплопостачання. Результати досліджень, пов'язаних з випробуваннями колекторів плоского типу наводяться в роботах [1-7]. Випробування та експериментальна оцінка робочих процесів в дослідно-промислових установках з вакуумними колекторами наведені в роботах [2, 6].

Постановка завдання. Мета дослідження полягає в експериментальній перевірці показників ефективності сонячних колекторів з вакуумними трубками, в порівнянні з іншими типами сонячних колекторів в умовах України, а також у зіставленні теоретичних (розрахункових) та практичних показників сонячної установки, що включає в схему не тільки систему сонячних колекторів з усіма супутніми елементами (теплообмінники, теплові акумулятори тощо), але також тепловий насос для відбору частини теплової енергії від бака-акумулятора і зниження середньої температури теплоносія. Основні дослідження по визначенню характеристик сонячних колекторів були спрямовані на вивчення параметрів колекторів вакуумного типу як найбільш ефективних для кліматичних умов України.

Виклад основного матеріалу дослідження. Ефективність сонячних колекторів залежить від потужності падаючого у площину колектора сонячного випромінювання, температури навколишнього атмосферного повітря і температури теплоносія, що протікає через колектор. Експериментальну ефективність сонячного колектора можна визначити, як відношення корисної енергії, що генерується колектором, до потужності сонячного випромінювання:

$$\eta_{\text{ск}} = Q_{\text{ск}} / (J F_k) \quad (1)$$

де $\eta_{\text{ск}}$ — ефективний коефіцієнт корисної дії (ККД) сонячного колектора;

$Q_{\text{ск}}$ — корисна енергія сонячного колектора, кВт/год;

J — інтегральна щільність сонячної енергії, що падає на м^2 абсорбера колектора;

F_k — площа колектора, м^2 .

Корисна енергія, отримана від сонячного колектора, визначається з урахуванням впливу оптичного ККД і теплових втрат:

$$Q_{\text{ск}} = J(\tau\alpha) F_k - U_k F_k (T_t - T_v) \quad (2)$$

Виходячи із залежностей (1), (2) вираз для розрахунку ефективного ККД сонячного колектора можна представити у вигляді

$$\eta_{\text{ск}} = (\tau\alpha) - U_k (T_t - T_v) / J \quad (3)$$

де τ — коефіцієнт пропускання скла;

α — поглинальна здатність абсорбера;

U_k — коефіцієнт теплових втрат колектора;

T_t — температура теплоносія;

T_v — температура навколишнього повітря.

З усієї сонячної енергії, яка надходить на сонячний колектор корисно використовується лише частина цієї енергії, а теплові втрати повертаються в навколишнє середовище.

У ряді випадків ефективність роботи сонячних колекторів різних типів оцінюється сумарним коефіцієнтом теплових втрат U_k .

Для сонячних незаскленних колекторів $U_k \approx 21 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, для заскленних плоских колекторів $U_k \approx 4 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ і для вакуумних трубчастих колекторів $U_k \approx 1,5 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ [2, 4].

Дослідження робочих процесів у сонячних колекторах плоского типу і з вакуумними трубками були проведені в натурних умовах приватних підприємств України. Вимірювання витрати теплоносія одночасно в

декількох сонячних колекторах дає можливість еквівалентно регулювати витрату теплоносія, що важливо при порівнянні ефективності роботи сонячних колекторів різних типів.

В результаті досліджень встановлено, що вакуумний колектор починає генерацію теплоти раніше і закінчує пізніше порівняно з плоским колектором, за рахунок використання розсіяного випромінювання.

Підтверджено також, що колектор цього типу має кращу теплову ізоляцію. Однак продуктивність вакуумного колектора можуть зменшувати опади у вигляді снігу. Для оцінки застосування колекторів в зимових умовах були виконані спеціальні дослідження. Як плоскі, так і вакуумні трубчасті колектори досить швидко звільняються від наносів снігу за рахунок їх природного танення. Незважаючи на невелику затримку у процесі самоочищення від снігового покриття вакуумні колектори мають найвищі середньомісячні показники щодо вироблення теплоти (рис. 1)

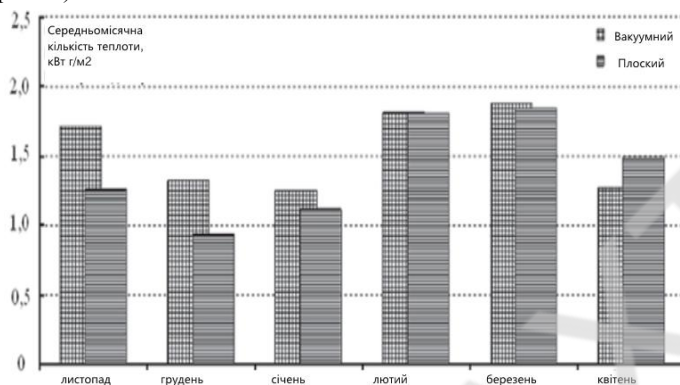


Рис. 1. Питоме середньомісячне вироблення теплової енергії колекторами у період з листопада по квітень

Технічні характеристики широко застосовується при конструюванні СВНУ вакуумного колектора типу ES58-1800-15R представлені в табл. 1. При випробуваннях сонячних колекторів використовувався незамерзаючий теплоносій – 40 % водний розчин 1,2-пропіленгліколю. В якості контрольного показника обрана комплексна енергетична характеристика колектора

$$E = f(\Delta T / Q_{\text{СК}}),$$

що показує, яка кількість теплової енергії вироблена колектором за день

$$\Delta T = (T_{\text{Т}} - T_{\text{Б}}),$$

при відомому робочому перепаді температур і визначеній інтенсивності сонячної радіації

Таблиця 1 Технічна характеристика колектора

Кількість труб	30 труб
1	2
Загальна ширина (включаючи вх./вих. патрубки)	2575 мм
Загальна площа поверхні	5,02 м²
Площа апертури (по склу)	4,09 м²
1	2
Загальна довжина	1950 мм
Загальна глибина	155 мм
Площа абсорбера	2,44 м²
Діаметр вх./вих. патрубків	22×1

Енергетична характеристика, отримана в результаті випробувань та моніторингу показників роботи вакуумного сонячного колектора, представлена на рис. 2.

На рис. 3 представлена діаграма денного надходження сонячної радіації і питомого вироблення теплової енергії сонячним колектором в процесі випробувань на стенді в осінньо-зимовий період.

характеристики дозволили визначити значення оптичного ККД і коефіцієнтів втрат для вакуумного колектора табл. 2.

Таблиця 2 Показники ефективності вакуумного колектора

Оптичний ККД	Коефіцієнт втрат		
$\eta_{\text{опт}}$	$U_k, \text{Вт}/^\circ\text{C}/\text{м}^2$	$k_1, \text{Вт}/^\circ\text{C}/\text{м}^2$	$k_2, (\text{Вт}/^\circ\text{C}/\text{м}^2)^2$
0,875	2,767	1,838	0,929

Примітка : * k_1 – коефіцієнт втрат в навколишнє середовище за рахунок конвективного теплообміну з поверхні колектора; k_2 – коефіцієнт втрат за рахунок відбитого радіаційного випромінювання, $U_k = k_1 + k_2$.

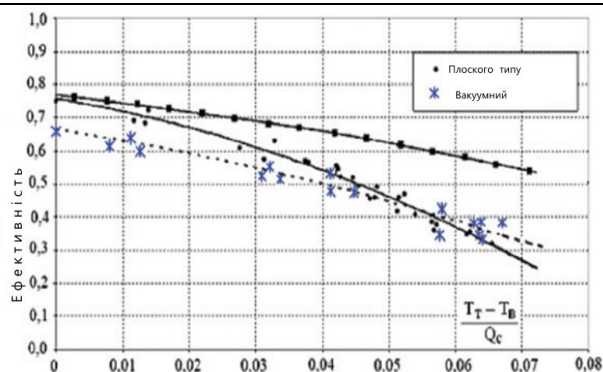


Рис. 2. Результати експерименту з визначення енергетичної характеристики сонячних колекторів;
 ---■--- теоретичний розрахунок (без врахування впливу оптичного ККД)

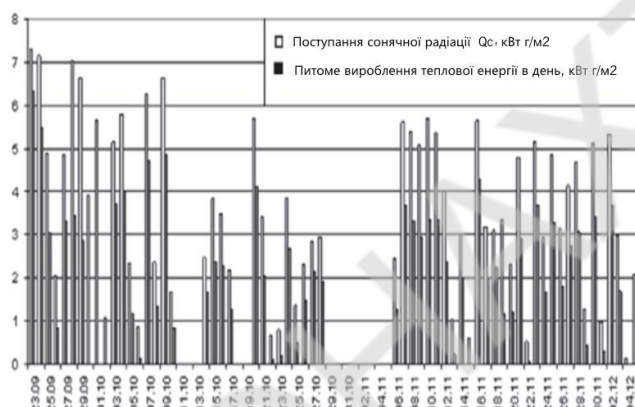


Рис. 3. Діаграма надходження сонячної радіації і питомого вироблення теплової енергії вакуумним сонячним колектором

Заміри параметрів сонячного колектора і подальша апроксимація представленої енергетичної

Критеріями орієнтації колекторів є кут нахилу і азимут. Найбільшу кількість енергії сприймається поглиначем колектора при розташуванні площини колектора під прямим кутом до напрямку інсоляції. Оскільки кут інсоляції залежить від часу доби і року, орієнтацію площини колектора слід виконувати відповідно з висотою Сонця в період найбільшого надходження кількості сонячної енергії. На практиці рекомендований кут нахилу в залежності від сезону експлуатації сонячної установки може становити від 25 до 70°.

Оскільки найбільш інтенсивна інсоляція спостерігається в середині дня, площа колектора повинна бути орієнтована на південь. Допустимі відхилення від напрямку на південь до 45°. Тому при проведенні досліджень уточнювали значення оптимального кута нахилу сонячних колекторів при їх різному розташуванні на даху будівлі (табл. 3).

Таблиця 3 Надходження сонячної енергії на поверхню, розташовану під різними кутами до горизонту

Період	Сумарна енергія сонячного випромінювання, кВт·год/(м²)		
Кут нахилу колекторів	0°	45°	90°
За рік	1281	1571	1258
З травня по жовтень (включно)	746	850	666
З листопада по травень	535	721	592

В результаті випробувань визначено, що для умов України оптимальний кут нахилу колекторів може становити 44...48° і раціональний азимут 165°. Контроль параметрів робочих процесів в сонячних колекторах на дослідній установці включав вимірювання таких величин: температура входу теплоносія в колектор і виходу з нього, температура навколишнього середовища, інтенсивність сонячної радіації, витрата теплоносія через колектор. Вся інформація записувалася на комп'ютер для подальшого аналізу і обробки. Наявні дані підтверджують, що найбільш ефективними для отримання підвищених температур теплоносія у СВНУ є вакуумні трубчасті колектори, середніх температур – плоскі заклені колектори і низьких (ненабагато перевищують температуру навколишнього середовища) – плоскі незаклені колектори [6].

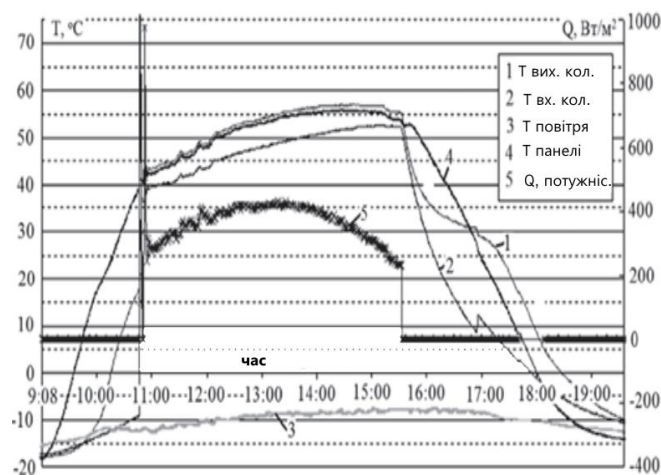


Рис. 5. Характерний режим роботи колектора (зимовий період)

Висновок. Результати проведеної роботи можна застосувати для проектних розрахунків систем тепlopостачання готельно-ресторанних комплексів з СВНУ. Підтверджено, що сонячні колектори з вакуумними трубками є найбільш ефективними і надійними серед інших типів сонячних колекторів. Ці колектори краще задовольняють помірні температурні вимоги до теплоносія (50-95 °C). Сонячні колектори з вакуумними трубками мають внутрішній мідний стрижень, який знаходиться у запечатаній вакуумній трубці – «термосі», в результаті теплові втрати порівняно низькі навіть в прохолодних кліматичних районах України. Орієнтовний термін служби вакуумного колектора становить 20-25 років. Протягом сонячного дня в середньому в рік вакуумний колектор ES 58/1800-30 R1 генеруватиме до 14 кВт·год теплоти. В середньому один сонячний вакуумний колектор вироблятиме близько 3 700 кВт·год теплової енергії в рік.

Досвід експлуатації сонячних колекторів показує, що чим нижче температура теплоносія в колекторі і менша різниця температур між теплоносієм і навколишнім середовищем, тим вище ефективність колектора. Тому запропоновано підвищити ефективність роботи вакуумних колекторів шляхом включення в схему СВНУ теплового насоса для відбору частини теплової енергії від бака-акумулятора і зниження середньої температури теплоносія в першому контурі впроваджуваних сонячних водонагрівальних установок. Таке рішення дозволить розробити ефективну конструкцію комбінованої сонячно-теплогоспосної установки для тепlopостачання готельно-ресторанних комплексів.

Список литературы

1. Бутузов В.А. Анализ опыта разработки и эксплуатации гелиоустановок в Краснодарском крае // Сантехника, отопление, кондиционирование. – 2002. – № 7. – С. 53–56
2. Попель О.С. Сравнительный анализ показателей конструкций солнечных коллекторов зарубежного и отечественного производства. Новые технические решения // Теплоэнергетика. – 2006. – № 3. – С. 23–29.
3. Слесаренко В.В., Копылов В.В., Княжев В.В. Оценка эффективности установок солнечной энергетики в системах теплоснабжения // Вестник ДВО РАН. – 2010. – № 3. – С. 119–124.
4. Слесаренко В.В., Богданович Г.А., Жуков В.А., Слесаренко И.Б. Особенности применения гелиоустановок с тепловыми насосами // Энергосбережение и водоподготовка. – 2011. – № 5. – С. 24–28.
5. Тарнижевский, Б.В. Состояние и перспективы использования нетрадиционных возобновляемых источников энергии в России // Промышленная энергетика. – 2002. – № 1. – С. 52–56.
6. Харченко Н.В. Индивидуальные солнечные установки. – М.: Энергоатомиздат, 1991. – 208 с.
7. Souproun A.V. Dynamic method of solar collector testing // Solar Energy Eng. – 1992. – № 2. – Р. 1149–1154.

СЕКЦІЯ 4.

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ, ФАРМАЦЕВТИЧНИХ, ХІМІЧНИХ ТА ПАРФУМЕРНИХ ВИРОБНИЦТВ

УДК: 641.7

АНАЛІЗ СИРОВИНИ, ПРОЦЕСІВ ТА ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ОТРИМАННЯ ХАРЧОВИХ ПОРОШКІВ

Потапов В.О., д-р техн. наук, професор,

Євлаш В.В., д-р техн. наук, професор,

Педорич І.П.

Харківський державний університет харчування та торгівлі, м. Харків

ANALYSIS OF RAW MATERIALS PROCESSES AND EQUIPMENT FOR THE PRODUCTION OF FOOD POWDERS

Potapov V.O., Evlash V.V., Pedorych I.P.

Kharkiv State University of Food Technology and Trade, Kharkiv, Ukraine

Анотація. Визначена актуальність проблем переробки та утилізації рідких відходів харчових та переробних виробництв. Розглянуто продукти переробки спиртової, пивної, молокопереробної, м'ясної, цукрової, овочеконсервної промисловості, олійних та зернових виробництв. Проведено порівняння характеристик способів тепло-масообмінної обробки високовологих харчових продуктів - кондуктивного, конвективного, сушіння під дією енергетичних полів та сублімаційного. Визначена проблема раціонального використання ресурсів у переробних галузях аграрного сектора, в якому процеси переробки сільськогосподарської сировини переводяться на безвідходний цикл виробництва, заснований на комплексному використанні природно-сировинних ресурсів і технологічних відходів. За результатами огляду зроблено висновки що до потреб ринку, які вимагають розробку малогабаритного та універсального обладнання, в якому було б можливе поєднання операцій вакуумного концентрування та сушіння при переробці, в першу чергу, відходів підприємств невеликої потужності. Запропоновано використання радіаційно-конвективного способу теплопідведення у випарувально-сушильному апараті, що дозволить суттєво знизити експлуатаційні витрати на процес і отримати високоякісний порошкоподібний продукт.

Abstract. The importance of processing and utilization of liquid waste from the food and processing industry is noted. The products of processing of alcoholic beverages, beer, milk processing, meat, sugar, canning industry, oil refining industry are considered. Comparison of the characteristics of heat and mass transfer methods of high-wet food products - conductive, convective, drying under the influence of energy fields and sublimation. The problem of rational use of resources in the processing industries of the agrarian sector, in which processes of processing agricultural raw materials are transferred to a non-waste production cycle, based on the integrated use of natural resources and technological waste. According to the results of the review, conclusions are drawn to the needs of the market, which require the development of small and universal equipment, which would be a possible combination of vacuum concentration and drying operations during the processing, first of all, waste of enterprises of low power. The use of the radiation-convection heat transfer method in the evaporating and drying apparatus is proposed, which will significantly reduce the operating costs of the process and obtain a high-quality powder-like product.

Ключові слова: утилізація, переробка, продукти харчування, сушіння; вакуум, теплопідвод, тепломасообмін.

Keywords: utilization, processing, food, drying; vacuum, heat transfer, heat and mass transfer.

Останнім часом все більш актуальною проблемою людства є створення безвідходного виробництва з замкнутими системами водокористування, та створення таких сучасних технологій, які б запобігали надходженню шкідливих речовин в стоки. Харчові відходи високовологовмісні, що є причиною складностей їх переробки: вони можуть згнити, прокиснути, стати джерелом розмноження патогенних мікроорганізмів. У рідких стоках харчових продуктів міститься велика концентрація органічних кислот. Саме тому розміщення таких відходів на полігонах, а це найдешевший спосіб утилізації, вкрай небезпечно для навколишнього середовища [1]. Ефективні методи утилізації харчових відходів – це можливість заощадити і поліпшити умови для закладів громадського харчування та харчових виробництв. Для підприємств, пов'язаних з переробкою продуктів харчування, проблема зберігання і утилізації відходів вирішується шляхом правильної організації виробництва, місця зберігання відходів і їх подальшого вивезення [2].

Для боротьби з м'якими відходами пропонуються промислові утилізатори харчових відходів, що представляють собою млин з подачею води на жорна. Принцип роботи подрібнювачів харчових відходів ґрунтується на подрібненні м'яких відходів з їх одночасним змішуванням з водою, що дає на виході рідку пульпу, яка зливається в каналізаційну мережу. Коли стан каналізаційних мереж не дозволяє скидати пульпу з

великим вмістом твердих фракцій, до виходу каналізаційного патрубку утилізатора приєднується депульпатор, щоб відділити воду від більшої частини перемелених відходів. На виході пристрій видає воду з вмістом відходів не більше 20%, і відходи з вмістом води на рівні 10–20%. За рахунок перемелювання і пресування, обсяг зменшується в середньому на 70%. Отримані такі відходи простіше зберігати.

Рідкі відходи спиртової промисловості пивна дробина, спиртова барда та мелясна брага [3]. Рідка фаза барди, що складається із пептидів, амінокислот, цукру, органічних кислот і води, це прозора рідина світло-коричневого кольору. Відокремлене на сепараторі сусло з міжзернового простору пивної дробини використовується в основному виробничому циклі заводу чи направляється на переробку в кормові дріжджі, скидається в каналізацію або переправляється на очисні споруди. Мелясну брагу також використовують для одержання кормових дріжджів. Після вирощування дріжджів і їх відділення, утворюється відхід – після дріжджова брага, яку частково застосовують для одержання кормового вітаміну В, органо-мінеральних добрив та у аграрному секторі для поливів. Стоки, в яких містяться живі й мертві дріжджові клітини є одним з основних забруднювачів навколишнього середовища пивоварного виробництва [4].

В молокопереробній промисловості при сепаруванні молока, виробництві сметани, вершкового масла, натуральних сирів, сиру і молочного білка за традиційною технологією отримують побічні продукти – знежирене молоко, скотини і молочну сироватку. Вони мають цінні споживчі характеристики, в них переходить від 50 до 75% сухих речовин молока. Знежирене молоко і скотини містять практично весь білковий, вуглеводний і мінеральний комплекс молока і частково молочний жир. У молочну сироватку переходить вуглеводний комплекс, сироваткові білки і мінеральні солі. Повне використання всього сухого залишку молочної сироватки можна досягти лише при виробництві сухої сироватки. У сухому вигляді сироватка застосовується при виготовленні харчових і кормових продуктів і користується попитом на світовому ринку. Процес зневоднення сироватки супроводжується послідовним видаленням вільної та зв'язаної (осмотичної і адсорбційної) вологи [10]. Сироватку загущують у вакуум-випарному апараті. Після концентрування до 45–55% вмісту твердих речовин її швидко охолоджують до температури близько 30°C в пластинчастому теплообміннику і переміщують в ізольований танк з сорочкою для охолодження до 15–20°C при постійному перемішуванні. Сушку сироватки проводять за допомогою розпилювальних сушарок [5]. Кислу сироватку, яка утворилася при виробництві домашнього сиру і казеїну не можна висушувати через високий вміст молочної кислоти. Вона утворює грудки при переробці в розпилювальній сушарці через підвищені температури [6].

З відходів переробки плодоовочевих культур і винограду найбільш поживні та багаті за своїм складом відходи овочеконсервного виробництва, потім – перетирки і насіння, яблучні вижимки, з яких одержують пектин, цінну сировину для виробництва харчових напівфабрикатів у консервній і кондитерській галузях, плодові кісточки, картопляна мезга, картопляний сік, виноградні вижимки і насіння. Понад 80% побічних продуктів і відходів плодово-ягідної і овочевої сировини згодують тваринам у свіжому або консервованому вигляді [8].

З відходів м'ясокомбінатів виробляють м'ясне, м'ясо-кісткове, кров'яне борошно, пір'яне та рибне борошно. У високоякісному рибному борошні – до 60% протеїну. Воно багате на незамінні амінокислоти і вітаміни групи В, кальцій, фосфор, магній, залізо та йод. Для молодняку птиці й свиней воно є ціннішим кормом, ніж м'ясо-кісткове [10].

З усіх галузей харчової промисловості найбільшу масу відходів отримують в цукровому виробництві. Високовологими відходами цукрової промисловості при переробці буряка є меляса, пресова і дифузійна вода, рафінадна патока, дефекат (фільтраційний осад). Мелясу використовують для виробництва кормового концентрату лізину, однієї з найважливіших незамінних амінокислот, що входять до складу білків тваринного походження, моноглутамат натрію, L – лізин, пеніциліни та інші антибіотики, вітаміни і стимулятори зростання. Меляса являється основною сировиною для виробництва вітаміну В₁₂.

Нині відходи переробки технічних і олійних культур становлять близько 95% загального обсягу сільськогосподарської сировини, що переробляється в харчовій промисловості. Макуха і шрот сояшникові, льняні, ріпакові, соєві, сояшникова лузга, фосфатидні концентрати є одним з найдешевших джерел кормового і харчового білка, сировиною для виробництва медичних препаратів, кормових добавок. За амінокислотним складом, біохімічною цінністю білки макухи і шроту відрізняються від зернових злаків більшим вмістом лізину, метіоніну, цистину, триптофану, кальцію та фосфору, вітамінів групи В.

Відходи і побічні продукти переробки зернових культур також майже повністю залучають для господарських потреб. Досить раціонально їх використовують в крохмальній промисловості. Так, зародки насіння кукурудзи повністю переробляють на кукурудзяну олію, а велику й дрібну мезгу, глютен і фільтрпресові осад використовують для виробництва сухих кукурудзяних кормів [7]. З полісахаридовмісних відходів (сояшникова і зернова лузга, оболонки соєвих бобів тощо) сучасна технологія дає можливість одержувати вуглеводи, спирти, розчинники, гліцерин, кормові дріжджі, органічні кислоти, феноли тощо.

З метою продовження термінів зберігання харчової сировини, отримання продукту з новими якісними властивостями використовують зневоднення, що може здійснюватися механічним шляхом або концентруванням з підведенням теплової енергії. Кількісне співвідношення води і сухих речовин в продукті

істотно впливає на вибір параметрів сушіння і на умови зберігання сухого продукту [9]. Нині велику увагу приділяють екологічності виробництва і зниженню забруднення навколишнього середовища за допомогою розширення обсягу і асортименту переробки й цільового використання відходів виробництва.

Найбільш вживаним, економічно обумовленим та раціональним способом переробки, утилізації та зберігання продукції сільськогосподарських та переробних харчових виробництв є сушіння. Висушений харчовий продукт повинен мати високі показники якості, як органолептичні, так і фізико-хімічні. Оптимальний режим сушіння повинен здійснюватися при мінімальних витратах тепла і енергії і полягати в максимальному збереженні хіміко-технологічних показників якості сировини [11]. Дослідження останніх років спрямовані на вдосконалення способів сушіння, які б забезпечували максимальну ефективність харчових і смакових переваг продукту, а також високу ефективність процесу. Для сучасних способів сушки [12] характерна інтенсифікація процесів тепломасообміну, яка досягається різними шляхами: збільшенням поверхні контакту між продуктом і сушильним агентом; зниженням відносної вологості сушильного агента; застосуванням комбінованого підведення тепла; підвищенням швидкості переміщення сировини і сушильного агента; поєднанням зневоднення з різними технологічними процесами: заморожуванням, підриванням, диспергуванням і ін. Вибір способу сушіння залежить від біохімічних і структурно-механічних властивостей сировини, стану її в процесі зневоднення (цілі плоди, нарізані шматочками, рідкі продукти), а також властивостей кінцевого продукту і економічності процесу.

Одним з перспективних напрямків сушіння є отримання порошків харчових продуктів. Вони дозволяють розширити харчові ресурси, поліпшити асортименти нових видів харчових виробів, в яких у концентрованому вигляді збережені всі інгредієнти, що входять до складу вихідної сировини. В той же час існують різні методи сушіння для отримання порошків із високовологих та рідких продуктів

Найбільш поширеними способами сушіння рідин, що використовуються в харчовій промисловості, є кондуктивний, конвективний, сушіння під дією енергетичних полів та сублимаційний [11, 13, 14, 16]. Найчастіше висушування рідин проводять кондуктивним способом, який ґрунтується на передачі теплоти матеріалу під час контакту з гарячою поверхнею. За такого способу сушіння повітря необхідне тільки для видалення водяної пари з сушарки. У разі висушування рідин кондуктивним методом частіше використовують вальцеві сушарки. Якість отриманого сухого продукту характеризується високими органолептичними показниками. Перевагами кондуктивного сушіння є швидкість, яка пояснюється високим коефіцієнтом теплопередачі між гарячою поверхнею і продуктом, низькі енергозатрати і невисока вартість устаткування. Але цей спосіб має обмеження для продуктів з низькою термостійкістю.

Конвективний метод застосовують для рідин, що містять термолабільні речовини, оскільки тривала дія високих температур призводить до їх інактивації. За такого методу здійснюється розпилювання рідин у потоці гарячого повітря температурою близько 150°C протягом 2–3с. За такий короткий проміжок часу перегрівання рідини не відбувається. Недоліком розпилювального сушіння є великі розміри і дороге обладнання, підвищені енергозатрати. Продукти, що виготовлені вище згаданими способами сушіння мають погані відновлювальні характеристики.

Також застосовується ультразвукове сушіння рідких харчових продуктів під дією інтенсивних акустичних коливань. До переваг цього способу сушіння відноситься можливість прискорення процесу в 2–6 разів порівняно з кондуктивним методом без суттєвого збільшення температури сировини, що особливо важливо під час сушіння термолабільних продуктів, які легко окислюються. За цього методу використовується дороге обладнання [12], що суттєво збільшує затрати на виготовлення кінцевого продукту.

Одним із інноваційних методів висушування рідин є метод сублимаційного сушіння. Сушіння заморожених рідин у морозильній камері здійснюється сублимацією льоду в пар у вакуумній камері, минаючи фізичний стан вологи у вигляді води. Одержані продукти відрізняються якістю, низьким вмістом вологи, високою кількістю поживних речовин, розчинністю але чутливі до вологи і кисню. Такі сушарки є дуже складним і дорогим обладнанням, складні в експлуатації та мають підвищені витрати електроенергії.

Використання інфрачервоного випромінювання є перспективним напрямком в сушінні харчових продуктів. Його сутність полягає в порушенні атомів і молекул, яке відбувається при їх тепловому русі. Енергія переноситься від тіла з більшим потенціалом перенесення тепла, до тіла з меншим потенціалом. Що стосується харчових продуктів, то в них інфрачервоне випромінювання проникає приблизно на 6-12 мм в глибину. Доходить не багато енергії, але на глибині 6-7 мм зростання температури продукту значно вище, ніж при конвективному сушінні. Це відбувається за рахунок впливу на продукт короткохвильових променів інфрачервоного діапазону, які надають більш глибокий вплив на молекулярну структуру.

Особливість інфрачервоного сушіння продуктів полягає в тому, що вибирається така довжина хвилі випромінювання, яка впливає тільки на воду в продукті. Це випромінювання не поглинається самим продуктом, що дає можливість сушити при досить низьких температурах в 40–60°C. В продукті зберігається до 90% вітамінів і інших корисних речовин а колір і смак також залишаються незмінними. Такі характеристики процесу сушіння із застосуванням інфрачервоного випромінювання дозволяють говорити про те, що цей напрямок є в даний час одним з найбільш перспективних серед інших методів сушіння харчових продуктів. Для того щоб оброблений продукт відновив всі свої колишні якості його потрібно лише на 10–20 хвилин замочити.

При цьому органолептичні, фізичні та хімічні показники будуть майже повністю відповідати вихідному продукту.

З метою зменшення витрат паливно-енергетичних ресурсів під час сушіння рідких харчових продуктів, використовують попереднє видалення води з вихідної сировини (згущування) шляхом випарювання в випарних установках (багатокорпусних чи однокорпусних з термокомпресією) а потім проводиться сушіння в сушильній камері, що має пристрій для розподілу і перетворення теплоносія в пар. При роботі такої установки основна кількість вологи з речовини видаляється у випарному апараті, а решта – в сушильній камері з використанням водяної пари в якості теплоносія. Недоліком є застосування водяної пари в сушильній камері, що призводить до підвищеної температури при виході теплоносія.

Висновки.

Проведений аналіз сучасних способів отримання порошко-подібних продуктів із рідкої або високовологої сировини показав, що використання двохступеневого процесу, за якого спочатку сировину концентрують вакуумним випарюванням, а потім висушують до кінцевої вологості дуже енерговитратно і є економічно доцільною тільки за високої продуктивності, що пов'язано з технічними складнощами експлуатації вакуумно-випарювальних апаратів та розпилюючих сушарок за малої продуктивності.

Потреби ринку вимагають розробку малогабаритного та універсального обладнання, в якому було б можливо поєднання операцій вакуумного концентрування та сушіння при переробці, в першу чергу, відходів овоче-концентратних та м'ясопереробних підприємств невеликої потужності.

Одним з перспективних методів розв'язання цього науково-технічного завдання є використання радіаційно-конвективного способу теплопідведення у випарювально-сушильному апараті, що дозволить знизити експлуатаційні витрати на процес і отримати високоякісний порошкоподібний продукт [15].

Література

1. Комаров В.И., Лебедев Е.И., Мануйлова Т.А. Проблема использования вторичных ресурсов отраслей пищевой и перерабатывающей промышленности и их влияние на окружающую среду. – М: “Пищевая промышленность” № 2. – 1998.
2. Касьянов Г.И. Современные технологии переработки вторичных ресурсов. – М: “Пищевая промышленность” № 8. – 1998.
3. Патент РФ № 2248720 Россия, МПК7 A23K 1/00, 1/10, A23P 1/12. Способ утилизации высоковолажных пищевых отходов /Попов В.П., Василевская С.П.; заявитель и патентообладатель ГОУ ОГУ № 2003100285. Заявл. 04.01.2003. Опубл. 27.03.2005. Бюл. № 9.
4. Козьмина Н.П. Биохимия хлебопечения. – М: “Пищевая промышленность” – 1978.
5. Ю. Я. Борисов, “Способ получения сухого молока, молочных и молокосодержащих продуктов,” Р.Ф. Патент 2127526, 20.03, 1999.
6. Ковалевский А.П. Двустадийность процесса сушки казеината натрия в псевдоожиженном слое инертного материала. “Труды ВНИЭКИ–Продмаш” № 53. – 1979.
7. Соколов А.Я. Прессы пищевых и кормовых производств. – М: “Машиностроение” – 1973.
8. Воскобойников В.А. Сушеные овощи и фрукты /В.А. Воскобойников, В.Н. Гуляев, З.А. Кац, О.А. – М: “Пищевая пром-сть” – 1980. – 187 с.
9. Атаназевич, В.И. Сушка пищевых продуктов. – М.: “ДеЛи” – 2000. – 295 с.
10. Семенов, Г.В. Сушка сырья: мясо, рыба, овощи, фрукты, молоко /Г.В. Семенов, Г.И. Касьянов. – Ростов н/Д: Издательский центр “МарТ”, – 2002. – 112 с.
11. Cook, E.M., and Du Mont, J.D. Process Drying Practice. – NY: McGraw–Hill, – 1991.
12. Fellows, P. Food Processing Technology: Principles and Practice. – Chichester, U.K.:Fills Horwood, – 1988.
13. О. І. Черевко, А. М. Поперечний, “Масообмінні процеси,” у “Процеси і апарати харчових виробництв,” Харків, Україна, “Світ книги” – 2014, розд. 6, сек. 6.5, с. 440–449.
14. Keey, R.B. Drying of Loose and Particulate Materials. – Н.У: Himisphere, – 1991.
15. В. А. Потапов, В. В. Евлаш, Н. М. Цуркан, И. П. Педорич, “Выбор рационального тепло–массообменного процесса получения диетической добавки «Нутрио–Гем»,” у “Удосконалення процесів і обладнання харчових та хімічних виробництв,” Одеса, Україна, – 2016. с. 66–70.
16. Гинзбург А.С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов. – М: “Пищевая промышленность” – 1973. – 528 с.

УДК 631.17

ІНФРАЧЕРВОНЕ СУШІННЯ ЗЕРНОВОЇ ПРОДУКЦІЇ З ВІБРОХВИЛЬОВИМ КОНВЕЄРОМ. ОБГРУНТУВАННЯ ПАРАМЕТРІВ ПРОЦЕСУ

Паламарчук І.П. д.т.н., професор¹, Кюрчев С.В. к.т.н., професор², Верхоланцева
В.О. к.т.н., ст. викладач²

Національний університет біоресурсів та природокористування України, м. Київ¹
Таврійський державний агротехнологічний університет, м. Мелітополь²

INFRASTRUCTURE OF GRAIN PRODUCTION WITH VIBROWAVE CONVEYOR. BASIC STATEMENT OF PROCESS PARAMETERS

Palamarchuk I.P., Kiurchev S.V., Verkholantseva V.A.

¹National University of Life and Environmental Sciences of Ukraine, Kyiv

²Tavria State Agrotechnological University, Melitopol

Анотація. Проведений аналіз конвеєрних апаратів для забезпечення необхідного вологовидалення сипкої сільськогосподарської сировини дозволив обґрунтувати ефективність вібраційних конвеєрних схем. Класичні віброконвеєрні машини базуються на електромагнітному віброзбудженні та використанні жорсткого вантажонесучого органу, що вимагає значних витрат енергії та матеріалу. Дана проблема вирішується за рахунок використання механічного віброзбудження та недеформувального транспоруючого елемента, що притаманні віброхвильовим конвеєрним апаратам. Представлена принципова схема віброхвильової терморадіаційної сушарки, яка дозволяє ефективно вирішити проблеми достатньо інтенсивної та рівномірної обробки при мінімізації енерго- та матеріаловитрат, помірного термічного навантаження на шари продукції та максимального збереження її вихідних властивостей. На основі експериментальних досліджень розробленої дослідної моделі даної сушарки було складено критеріальне рівняння тепломасобміну, що дозволяє проектувати сушарки із заданими параметрами процесу.

Abstract. The analysis of conveyor devices to ensure the necessary moisture removal of loose agricultural raw materials allowed to substantiate the effectiveness of vibration conveyor circuits. Classic vibroconveyor machines are based on electromagnetic vibroexcitation and the use of a rigid carrier, which requires significant energy and material costs. This problem is solved by the use of mechanical vibration and undetectable transporter element inherent in vibrating conveyor devices. The principal scheme of the vibratory thermo-radiation dryer is presented, which allows to effectively solve the problems of sufficiently intensive and uniform treatment with minimization of energy and material costs, the moderate thermal load on the product layers and maximal preservation of its initial properties. On the basis of experimental researches of the developed experimental model of this dryer, a criterial equation of the heat capacity was compiled, which allows the design of driers with the given parameters of the process.

Ключові слова: зберігання, параметри, продукція, зерно, інфрачервоне опромінювання, сушіння, вологість, віброхвильова інфрачервона сушарка.

Keywords: storage, parameters, products, grain, infrared irradiation, drying, humidity, vibrating infrared dryers.

На сучасному етапі, в умовах ринкової економіки на Україні з виникненням фермерських і орендних підприємств, виникли нові вимоги до техніки, яка використовується для післязбиральної обробки, і зокрема, сушки зернових та олійних культур. Загальні теоретичні і практичні основи сушки зерна базуються на фундаментальних наукових працях О.Г. Бурдо, А.С. Гінзбурга, А.А. Долінського, В.І. Жидко, О.В. Ликова, Л.А. Орлова, О. Кришера, Г.К. Філоненко та інших відомих вчених [1,2,3,4].

Проблемою створення високопродуктивного сушильного обладнання є забезпечення високої інтенсивності вологовидалення при мінімізації енерговитрат та максимальному збереженні вихідних властивостей сировини, що лежить в основі мети та відповідно задач даного дослідження.

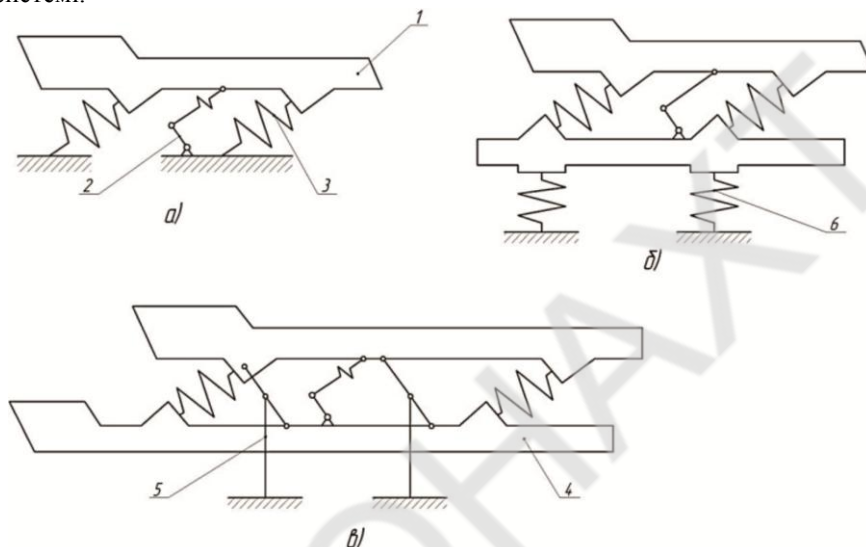
Одним з найбільш розповсюджених та ефективних засобів інтенсифікації означених процесів є використання вібраційного поля. Внаслідок впливу такого технологічного фактору має місце інтенсивний як циркуляційний, так і відносний рух часток продукції в робочій камері по як завгодно складним траєкторіям, що зумовлює оптимальні умови для здійснення тепло- та масообміну [5,6,7]. Крім того, можливість регулювання параметрів вібрації в широких межах дозволяє впливати як на значні об'єми продукції, так і на дуже локалізовані її області.

Широке розповсюдження знайшли вібраційні конвеєрні технологічні машини, що мають спеціальні механізми для реалізації транспортної операції у вигляді відомих механічних транспортерів, серед яких перевагу надають стрічковим конвеєрам. Надалі реалізація та удосконалення віброконвеєрних установок

відзначалося застосуванням недеформувального транспоруючого органу, режимами руху сипкої маси з підкидуванням при використанні електромагнітних вібробуджувачів. Саме удосконалення останніх визначало пріоритетний напрямок досліджень при проектуванні конвеєрних вібромашин.

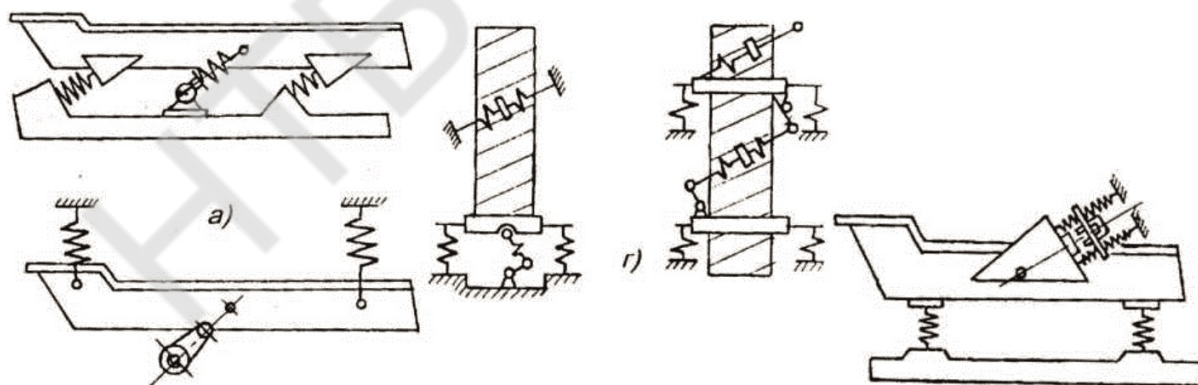
Математичне моделювання даних процесів, теоретичні та експериментальні дослідження закономірностей їх реалізації, розробка конструктивних схем хвильових та вібраційних транспоруючих машин наведені у фундаментальних працях А.О. Співаковського, І.Ф. Гончаревича, К.Ф. Фролова [8,9]

Одномасна вібраційна транспоруюча машина включає вантажонесучий орган 1 (рис. 1), що встановлюється на фундамент через пружний зв'язок 3. Коливання вантажонесучого органу передаються механічним приводом 2 з пружним шатуном. Установки даного типу відрізняються конструктивною простотою, але внаслідок невідновженості сил інерції коливаючих мас привід підлягає дії великих динамічних навантажень. Другим недоліком цих машин є підвищені витрати енергії на здолення шкідливих опорів, що діють в системі.



а) одномасна схема; б) двомасна схема; в) двомасна схема з ізолюваною реактивною масою.

Рис. 1 - Схема вібраційних транспоруючих машин з механічним приводом



а) з кінематичним приводом; б) з інерційним приводом;
в) з електромагнітним приводом; г) вібраційні підйомники з гвинтовим вантажонесучим органом та кінематичним приводом

Рис. 2 - Схеми вібраційних конвеєрів із механічним та електромагнітним приводом

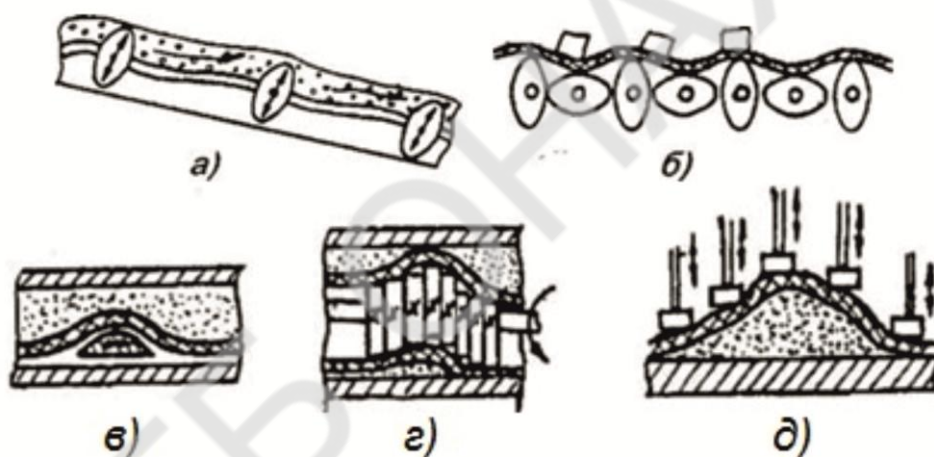
Тому у двомасній системі передбачена наявність реактивної маси 4, яка може бути також ізолюваною від опорних конструкцій через додаткові пружні елементи 6. Вібраційні конвеєрні машини різняться також типом приводу, що ілюстровано на рис. 2. Вібраційне переміщення з успіхом застосовується при транспортуванні як в горизонтальній, так і у вертикальній площині, при переміщенні як сипучих, пороховидних, так і рідких, липких та пластичних мас (рис. 3). Вібраційне транспортування може здійснюватися або при асиметрії сил інерції, або

при асиметрії сил тертя, або при асиметрії як сил інерції, так і сил тертя, що діють на вантаж в процесі зворотньо-поступального руху вантажонесучого органа.

Найбільш близьким по сутності здійснення до вібраційного конвеєра є хвильовий конвеєр. Основним елементом цього типу машин є деформувальний вантажонесучий орган, в якому тим або іншим способом створюються хвильові рухи [10,11].

Картина руху створюється в результаті коливань точок поверхні робочих органів відносно певного центру у повздовжньому та поперечному напрямках. При цьому кожна точка переміщується відносно сусідньої з деяким зсувом по фазі. При відсутності цього зсуву мав би місце вібраційний рух, що характерний для жорстких робочих органів, що не деформуються. В загальному випадку процес транспортування вантажу формується як поперечними, так і повздовжніми хвилями на транспортувальній поверхні. Поперечні хвилі керують взаємодією транспортувальної поверхні з вантажем за рахунок періодичної зміни тиску вантажа на опорну поверхню. Повздовжні хвилі формують швидкість переміщення. Конфігурація хвилі, її транспортні можливості визначаються параметрами повздовжніх та поперечних хвиль при їх взаємодії. Як привід для хвильових конвеєрів використовуються різні типи віброзбуджувачів, що можуть бути вмонтовані безпосередньо в стрічку. При цьому враховують, що частоти коливань пружної системи, яка утворюється під дією рівномірно рухомого гармонічного джерела, зміщені по відношенню до частоти джерела (ефект Доплера).

Хвильове переміщення є більш загальним випадком транспортування ніж вібраційне. Так, вібраційне переміщення являє собою приватний випадок хвильового транспортування, коли довжина вантажонесучого органа незначна по відношенню до довжини хвилі. Таким чином, можливості хвильових установок по різноманітності режимів транспортування набагато перевищують вібраційні транспортуючі машини. Хвильове переміщення досягається за рахунок поперечних і повздовжніх стоячих та біжучих хвиль на транспортувальній поверхні (рис. 2.29). При цьому мають вагу конфігурація хвилі та співвідношення швидкості транспортування та швидкості розповсюдження біжучих хвиль.



а) – схема процесу; б) – вантажонесучий орган хвильового конвеєру з обертальними кулачковими валами; в) – з шаблоном, що поступально рухається; г) – обертальним шаблоном; д) – з локальною деформацією.

Рис. 3 - Схеми реалізації хвильового переміщення

Подальший розвиток такий клас машин знайшов при застосуванні деформувального елемента при здійсненні транспортного руху, що має місце у розроблених віброхвильових конвеєрних системах, що дають унікальні ефекти при реалізації терморадіаційного сушіння, семіфлюїдизації та інших тепломасообмінних процесів за рахунок максимального збільшення поверхні контактної взаємодії з енергоносієм, рівномірності обробки при мінімізації енерговитрат та металоємкості конструкцій машин.

Серед особливостей хвильових конвеєрів можна виділити: наявність повздовжніх деформацій вантажу; повна врівноваженість приводного механізму, так як для них, на відміну від вібраційних, характерна відсутність періодичного переміщення зосереджених мас за рахунок того, що при роботі хвильових конвеєрів відбувається лише періодична зміна форми деформувального робочого органу.

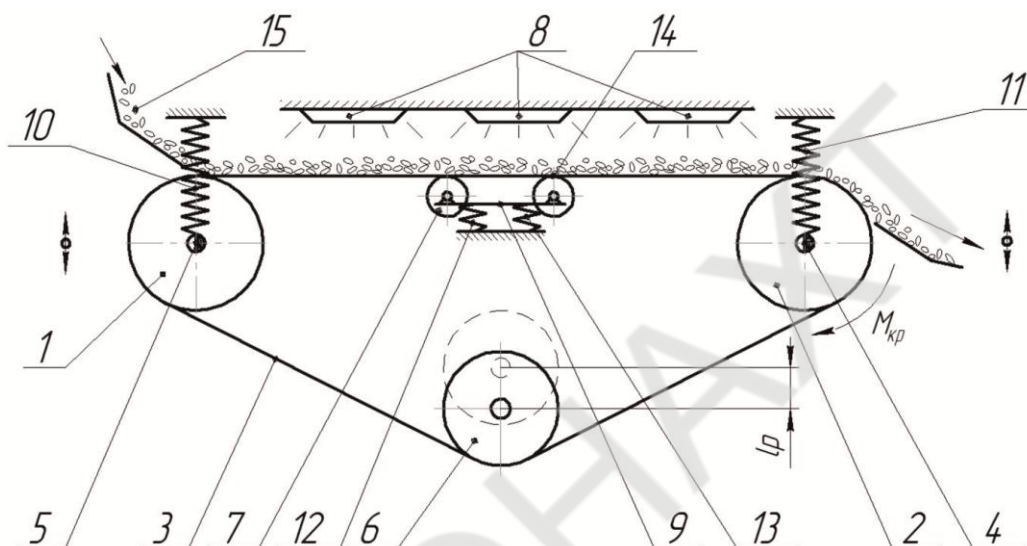
Поряд із хвильовим транспортером, в основу дії якого покладений ефект тиску хвиль, представляє інтерес хвильовий рушій, що переміщується за рахунок спрямованого випромінювання хвиль. Для реалізації цього руху по однорічній пружній напрямній необхідно, щоб рушій поєднував в собі одночасно два типи когерентних джерела коливань, один із яких збуджує хвилі в напрямній синфазно в обидві сторони, а другий – протифазно. В результаті інтерференції сумарне випромінювання спрямоване в одну сторону та під дією сил віддачі (реакції випромінювання) відбувається рух.

Проблему складає високе термічне навантаження на поверхневі шари сипкої продукції. Розроблена установка (рис.4) [11,12] з інфрачервоним опромінюванням зернового матеріалу дозволяє, по-перше, завдяки

вібромеханічному приводу забезпечити об'єкту переробки необхідний рівень активності речовин і вологості; по-друге, при допомозі опромінювачів 8 реалізувати необхідну енергетичну і технологічну ефективність процесу; по-третє, від вібробудувачів 4,5 способом механічної дії утворити на поверхні стрічки 3 хвилю, що дає можливість здійснити одночасно транспортування і перемішування матеріалу 15.

Аналіз віброхвильової коливальної системи проводимо за кінематичними, силовими та енергетичними критеріями оцінки. В якості кінематичних характеристик досліджуємо амплітуду коливань, кутову швидкість обертання приводних валів вібробудувачів, віброшвидкість та віброприскорення.

Силовий аналіз проводимо, досліджуючи параметри вібрації для альтернативних способів незрівноваженості коливальної системи при варіюванні інерційних зусиль, що виникають в опорних котках стрічки при роботі вібробудувачів. Серед енергетичних характеристик досліджуємо витрати потужності на привод, а також питомі витрати потужності на одиницю коливальної маси елементів системи.



1,2 – опорні робочі котки; 3 – стрічковий деформувальний транспортуючий елемент; 4,5 – механічні вібробудувачі; 6 – натяжний коток; 7,14 – підтримуючі котки; 8 – панелі інфрачервоного випромінювання; 9 – опорна платформа; 10,11 – пружні підвіски; 12,13 – пружні елементи підтримуючого пристрою; 15 – сипка маса, що обробляється.

Рис. 4 – Схема віброхвильової конвеєрної установки для терморадіаційного сушіння

Синхронізацію роботи вібробудувачів в опорних котках машини проводимо з метою отримання таких параметрів хвилі на робочій частині трічки, щоб забезпечити як стійку подачу продукції, так і максимальну продуктивність машини. При цьому необхідно задовольнити умови досягнення потрібного вилучення вологи за один прохід продукції на хвильовому конвеєрі. Отримані експериментальні дані згідно з планом досліджень дозволяють обґрунтувати режимні параметри розробленої віброхвильової інфрачервоної сушарки, провести її техніко-економічний та функціонально-вартісний аналіз, а також перевірити адекватність математичного моделювання досліджуваного процесу.

Як правило, процес обробки в інфрачервоному обладнанні складається з двох етапів: перший етап – обробка продукту при максимальній температурі джерела інфрачервоного опромінювання до утворення на поверхні виробу скоринки підсмажування; другий етап – доведення продукту до повної готовності при зменшеній постійній температурі генераторів. Зменшення температури на другому етапі здійснюється за допомогою зменшення електричної потужності або збільшення відстані продукту до джерела інфрачервоного опромінювання. Конструктивні рішення з компоновки блоку інфрачервоних ламп і самих генераторів забезпечують досягнення рівномірного опромінювання згідно вимог переробки відповідного зернового матеріалу.

Для вивчення впливу технологічних, енергетичних і конструктивних параметрів при інфрачервоному опромінюванні на ефективність видалення вологи з продукту була створена експериментальна установка, схема якої представлена на рисунку 3. У процесі обробки на стрічку подається певна кількість цілого зерна ріпаку або сої, отримуючи значення питомого завантаження рівними відповідно 2,5; 3,5; 5 кг/м². Після цього приводимо до руху стрічку зі швидкістю 0,13; 0,33 або 0,54 см/с. Під час руху стрічки під інфрачервоними випромінювачами продукція сприймає вплив опромінювання певної потужності 100, 200, 300 Вт. При цьому по ходу стрічки вмикаємо один, два або три випромінювачі. Потужність випромінювачів регулюється за допомогою зміни сили струму, що вимірюємо за допомогою струмових клещів.

Використовуючи чисельні значення тепломасообмінних параметрів, що були отримані в ході експериментальних досліджень інфрачервоного сушіння у рухомому шарі зернової продукції, розраховуємо основні питомі показники досліджуваного процесу. Питомий потік променистої енергії на одиницю площі опромінення $S_{оп}$, маси оброблюваної продукції та маси видаленої вологи розраховуємо за формулами (1-16):

$$N_s = \frac{N_B}{S}, \text{ Вт/м}^2; \quad (1)$$

$$N_m = \frac{N_{он}}{m_n}, \text{ Вт/кг}; \quad (2)$$

$$N_B = \frac{N_{он}}{m_B}, \text{ Вт/кг} \quad (3)$$

Маса видаленої вологи складає $m_B = m_{\delta} + m_n - m_k$

де m_{δ} – маса буюкса; m_n – маса наважки або продукції, що висушується; m_k – маса продукції в буюксі після сушіння.

Продуктивність за обробленою продукцією Π_m та за видаленою вологою Π_v визначаємо за формулами:

$$\Pi_m = \frac{m_{np}}{\tau} = \frac{m_n}{\tau}, \quad \text{кг/год}; \quad (4)$$

$$\Pi_v = \frac{m_B}{\tau}, \text{ кг/год} \quad ; \quad (5)$$

де τ – час обробки продукції.

Об'ємна продуктивність Π_v складає

$$\Pi_v = V_m \cdot \Pi_B, \text{ м}^3/\text{с} \quad (6)$$

де $V_m = 1/\rho_v = 0,849 \text{ м}^3/\text{кг}$; $\rho_v = 1,178 \text{ кг/м}^3$ для вологи.

Відповідно питомі потоки енергії на одиницю маси вологи E_v та продукції E_m визначаємо за формулами:

$$E_B = \frac{E_{он}}{m_B}; \quad E_m = \frac{E_{он}}{m_n}, \text{ Дж/кг} \quad (7)$$

Для визначення вологості продукції використовуємо вологомір для зерна AQUA-15.

Серед необхідних розрахункових даних відзначаємо наступні.

$$\Delta X = \frac{m_B}{m_{II}} = X_p - X_i, \text{ кг/кг}; \quad (8)$$

$$\text{коефіцієнт масообміну } \beta = \frac{\Pi_v}{\Delta X \cdot S_3}, \text{ м/с}$$

де S_3 – поверхня зернини, що опромінюється: $S_3 = 0,1413 \text{ м}^2$;

m_{II} – маса повітряного теплоносія.

Враховуючи особливості досліджуваного процесу, використовуємо для подальшого математичного аналізу критерії Пекле, Стентона та Бурдо:

$$Pe = \frac{v_c \cdot d}{a}; \quad (9)$$

$$St = \frac{\beta}{v_c}; \quad (10)$$

$$Bu = \frac{E_o}{Q_B}; \quad (11)$$

де $a = 12,6 \cdot 10^{-8} \text{ м}^2/\text{с}$ – коефіцієнт температуропровідності зернини;

d – характерний діаметр зернини.

$$E_o = N_o \cdot \tau; \quad (12)$$

$$N_o = N_{он} + N_{np}; \quad (13)$$

$N_{np} = 300 \text{ Вт}$ – потужність приводного механізму.

$Q_B = m_B \cdot r$ – кількість теплоти, що необхідна для випаровування маси води m_B ; r – питома теплота пароутворення, $r = 2,3 \cdot 10^6$ Дж/кг ($\text{м}^2/\text{с}^2$)

Таким чином, $Bu = \frac{N_o \tau}{m_B r}$ та враховуючи, що

$$\Pi_V = \frac{m_B}{\rho_B \tau} \cdot \frac{N_o r}{N_o r} = \frac{N_o}{\rho_B r} \cdot \frac{1}{Bu}; \quad (14)$$

$$Bu = \frac{N_o}{\Pi_V \rho_B r}; \quad (15)$$

Використовуючи другу теорему подібності Федермана-Бекінгема та теорію «розмірностей», отримуємо шукане рівняння тепло масообміну у критеріальному вигляді:

$$\beta_{ef} = A P e^{1,08} B u^{1,2} \cdot \frac{1}{v} \left(\frac{\Pi_V r}{a^3} \right)^{1,2} \cdot \left(\frac{P_s d}{\rho} \right)^{1,56} \cdot v_c \quad (16)$$

Висновок

Розробка високопродуктивного та енергоощадного сушильного обладнання обґрунтовується необхідністю створення технологічних автоматизованих ліній з комплексною вібраційною обробкою продукції для досягнення вищих форм безперервності та пропорційності. Така тенденція відповідає конвеєрним установкам, у яких в якості інтенсифікуючих факторів виступають інфрачервоне опромінення та вібраційна технологічна дія. Комбінування терморадіаційного впливу в умовах віброзв'язаного шару сировини дозволяє ефективно поєднувати інтенсивність обробки, енергоощадність процесу та максимальне збереження вихідних властивостей сировини. Дані фактори були покладені в основу розробленої віброхвильової конвеєрної сушарки та складеного критеріального рівняння тепло масообміну, що дозволить закласти означені якості у проєктовані конвеєрні машини даного типу.

Література:

1. Баум, А. Е. Сушка зерна [Текст] / А. Е. Баум, В. А. Резчиков. – М. : Колос, 1983. – 223 с.
2. Бурдо, О.Г. Энергетический мониторинг пищевых производств [Текст] / О.Г.Бурдо. – Одесса: Полиграф, 2008 – 244 с.
3. Бурдо, О.Г. Эволюция сушильных установок [Текст] / О.Г.Бурдо // Одесса: Полиграф, 2010 – 368 с.
4. Гинзбург, А.С. Основы теории и технологии сушки пищевых продуктов [Текст] / А.С. Гинзбург Пищевая промышленность. – 1973, - 528 с.
5. Паламарчук І.П., Застосування вібротехнологій у процесах зберігання сільськогосподарської продукції / І.П. Паламарчук, С.В. Кюрчев, В.О. Верхованцева // Матеріали IV міжнародної науково-практичної конференції (17-18 травня 2018р., м.Умань). Імпортозамінні технології вирощування, зберігання і переробки продукції садівництва та рослинництва. -с.113-115.
6. Palamarchuk, I. Hydrodynamic and diffusive parameters of electro-osmotic drying of pectin containing raw materials [Текст] / I. Palamarchuk, O. Zozuliak, V. Palamarchuk // Ukrainian Journal of Food Science, 2014. Vol. 2. Issue 2. 318-325.
7. Паламарчук, І.П. Обґрунтування робочих параметрів хвильового конвеєра для переміщення фаршу / І.П. Паламарчук, І.Г. Липовий // Вібрації в техніці та технологіях, 1997. – С. 80-82.
8. Спиваковский, А.О. Вибрационные машины [Текст] / А.О.Спиваковский, И.Ф.Гончаревич. – М.: Наука, 1983. – 288 с.
9. Гончаревич И.Ф. Теория вибрационной техники и технологий [Текст] / И.Ф.Гончаревич, К.В. Фролов. – М.: Наука, 1981. – 320 с.
10. Членов, В. А. Виброкипящий слой [Текст] / В. А. Членов, Н. В. Михайлов. – М. : Наука, 1972. – 344 с.
11. Паламарчук, І.П. Обґрунтування конструктивної та технологічної схеми конвеєрної вібраційної сушарки / І.П. Паламарчук, В.М. Бандура, В.І. Паламарчук // Вібрації в техніці та технологіях. №2(66). Вінниця, 2012 - С.116-125.
12. Пат. №87767 України. Вібраційна конвеєрна сушарка з інфрачервоними випромінювачами / І.П. Паламарчук, В.М. Бандура, В.І. Паламарчук. – заявл. 28.02.2013 ; опубл. 25.02.2014, Бюл. № 4. — 4 с.

УДК 66.021.1:[534.1+532.58]

РАЦІОНАЛЬНЕ КОМПОНУВАННЯ ФАЗНИХ РОЗДІЛЮВАЧІВ З МОДУЛЬНИМИ СЕПАРАЦІЙНИМИ ПРИСТРОЯМИ

Ляпощенко О.О., д-р. техн. наук, гол. наук. співробітник, Іванов В.О., канд. техн. наук, ст. наук. співробітник, Павленко І.В. канд. техн. наук, ст. наук. співробітник, Дем'яненко М.М., аспірант, наук. співробітник, Старинський О.Є., мол. наук. співробітник, Ковтун В.В., магістрант
Сумський державний університет, м. Суми

RATIONAL SETTING OF PHASE SUSPENSION WITH MODULAR SEPARATION DEVICES

O.O. Liaposhchenko, D.Sc., principal research assistant, Ivanov V.O., Ph.D., senior research assistant, I.V. Pavlenko, Ph.D., senior research assistant, M.M. Demianenko, research assistant, O.Ye. Starynskyi, junior research assistant, V.V. Kovtun, master's degree student
Sumy State University, Sumy

Анотація. У даній статті розглядаються способи підвищення ефективності, оптимізації та інтенсифікації процесів сепарації та сепараційного обладнання установок стабілізації нафти/конденсату. Робота включає в себе теоретичне ознайомлення з процесом сепарації газорідних сумішей та труднощами, які пов'язані з ним. Проведено аналіз досліджуваного обладнання, а саме його конструктивних особливостей, принципу роботи, переваг та недоліків, визначена оптимальна компоновка апаратів. Запропоновано новий нестандартний підхід до вдосконалення існуючого сепараційного обладнання, а саме метод оптимізаційного компонування фазних розділювачів з застосуванням модульних сепараційних пристроїв. Було проведено комп'ютерне моделювання багатфазних течій у внутрішньому об'ємі вертикального фазного розділювача та одного з модульних сепараційних пристроїв, що реалізує спосіб динамічної сепарації. Достовірність комп'ютерного моделювання підтверджується верифікацією отриманих даних за результатом чисельного експерименту з режимними параметрами роботи сепаратора.

Спосіб динамічної сепарації являється не традиційним методом розділення гетерогенних систем, його особливістю являється застосування автоматичного регулювання гідравлічного опору, де регулюючою дією є сили пружності. Для чисельного розрахунку гідродинаміки вертикального фазного розділювача використовувався програмний комплекс, що реалізує метод скінченних об'ємів, а саме FlowVision. Оскільки, при роботі модульного сепараційного пристрою мають місце аерогідропружні явища необхідно розглядати механіку руху газорідного потоку з одного боку та твердого деформованого тіла з іншого боку.

Враховуючи це для його дослідження використовувався програмний комплекс ANSYS Workbench, а саме модулі, які засновані на методах скінченних об'ємів та елементів, відповідно Fluid Flow Fluent та Transient Structural, об'єднанні за допомогою System Coupling. Наведені конструкції нових модульних сепараційних елементів та рекомендації для оптимізації їх компоновки у фазних розділювачах, що дозволять значно збільшити ефективність та інтенсивність процесів розділення емульсій та газорідних сумішей і в цілому підвищать якість цільових компонентів.

Abstract. This article discusses ways of the efficiency improvement, optimization and intensification of the separation processes, which takes place in stabilizer units for oil and condensate. The work includes the theoretical introduction to the separation of gas-liquid mixtures and difficulties associated with process. Investigated equipment, specifically their design features, operating principle, advantages and disadvantages was analyzed, in consequence of which the optimal equipment packaging was determined.

The non-typical approach for improvement of most commonly used separation equipment is proposed, namely method of optimizing phase separation equipment packaging, which includes using of modular separation devices. For this purpose numerical simulations of multiphase flow in the vertical phase separator internal volume and one of the modular separation devices, which implement the dynamic separation method, were carried out. The reliability of computer simulation is confirmed by verification data, which obtained from the results of numerical experiment, with the separator functioning parameters.

The method of dynamic separation isn't traditional method for heterogeneous systems separation. The main feature of this method is using of hydraulic resistance automatic regulation, in this case regulating forces are the elastic forces. For numerical calculation of the vertical phase separator hydrodynamics was used software complex namely

FlowVision, which implements the finite volume method. Since, in case of the modular separation devices functioning take place the aerohydroelasticity phenomena's, it is necessary to be consider mechanics of the gas-liquid flow motion of the on one side and mechanics of the solid deformable body on the other hand. Taking into account the above for investigations of this modular separation device was used the ANSYS Workbench software complex, namely modules, which are based on the finite volume and finite element methods, respectively Fluid Flow Fluent and Transient Structural, which combined by System Coupling module. The presented designs of new modular separation elements and recommendations for their optimal disposition in phase separation equipment will significantly increase the efficiency and intensity of emulsions and gas-liquid mixtures separation processes, moreover it's all will improve the quality of the target components.

Ключові слова: нафта, сепараційний пристрій, моделювання, розділення, бензосепаратор, оптимізація, очистка, фазні розділювачі.

Key words: oil, separation device, simulation, separation, separator for petroleum production, optimization, cleaning, phase separation equipment.

Після видобутку сирої нафти зі свердловини, перед транспортуванням, зберіганням та переробкою на цільові продукти, здійснюється її первинна підготовка, під час якої відбувається дегазація, деемульсація, знесолення та очистка від механічних домішок. Для зниження металоємності та об'ємів обладнання, спрощення розробки та впровадження автоматизованих систем управління, дані технологічні операції одночасно протікають у фазних розділювачах (багатофазних сепараторах), що поєднують у своїй конструкції сепараційні пристрої засновані на різних способах очистки. Необхідно відмітити, що існуючі алгоритми розрахунку сучасних фазних розділювачів не дають повного уявлення про характер процесів, що в них протікають. Тому проєктовані апарати не завжди відповідають існуючим вимогам до якості розшарування водонафтових емульсій та очистки газових потоків, саме тому відбувається втрата значної кількості легких вуглеводнів C_1-C_4 .

На сьогоднішній день вирішити цю проблему можливо шляхом дослідження гідродинаміки існуючих конструкцій сепараційних пристроїв за допомогою сучасних програмних комплексів, що засновані на методі скінченних об'ємів. За допомогою даного підходу у роботі [1] детально розглядається поведінка потоків у внутрішньому об'ємі розділювачу з метою вдосконалення сепараційного обладнання, визначаються вплив розподілу розмірів часток дисперсної фази на продуктивність апарату та ефективність роботи окремих сепараційних пристроїв, а саме вхідного розподілювачу, відбійної перегородки, пакету пластинчастої насадки та вихідного тумановловлювача. Також у дослідницьких роботах звертається увага на вплив параметрів потоку - швидкість, гідравлічний опір, концентрація дисперсної фази та ін., на ефективність та інтенсивність процесу розділення з метою визначення оптимальних габаритних розмірів сепараторів [2]. Звичайно, що результати досліджень методами обчислювальної гідродинаміки (CFD-методи), потребують верифікації з результатами експериментів [1-3].

Отже, метою дослідження є підвищення ефективності, оптимізація та інтенсифікація процесу сепарації, визначення найбільш сприятливої компоновки та конструкції модульних сепараційних елементів, комплексне вивчення гідродинаміки і структури газорідних потоків [4]. Задачі досліджень полягають у проведенні комп'ютерного моделювання процесів розділення у сепараційному обладнанні, визначення локальних гідродинамічних параметрів потоків, швидкостей та тиску, прогнозуванні ефективності розділення в окремих сепараційних

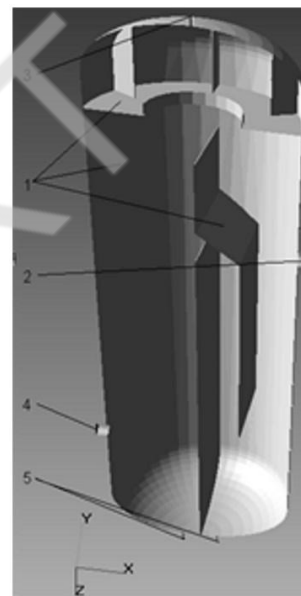


Рисунок 1 – Граничні умови: 1 - стінка з логарифмічним профілем швидкості в пристінковій зоні; 2 - вхід газорідної суміші; 3 - вихід газу; 4 – вихід бензину; 5 - вихід води.

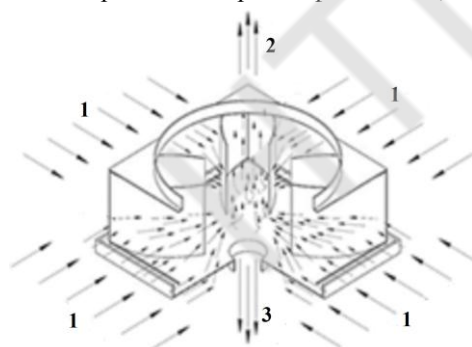


Рисунок 2 – Динамічний сепараційний елемент з чотирма входами (1 – газорідний потік, 2- очищений газ, 3 – вловлена рідина)

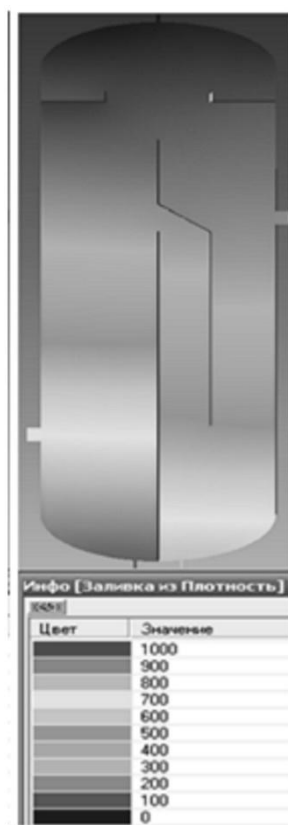


Рисунок 3 - Заливки за густиною потоку у повздовжньому перетині бензосепаратора

елементів, оптимальному компонуванні фазних розділювачів з застосуванням модульних сепараційних пристроїв. Об'єктом досліджень обрано бензосепаратор УСН Гнідинцівського ГПЗ, має вигляд циліндричної вертикальної ємності, у якій розміщені відбійні та переливні пластини для гравітаційно-інерційної сепарації газорідного потоку. Конструкцією бензосепаратора передбачено встановлення сітчастого тумановловлювача, оскільки легкі вуглеводні C_1-C_4 , що перебувають у вигляді дрібнодисперсних часток, можуть видалятись з апарату у складі газового потоку, тому вихідний газовий потік потрібно очистити від дисперсної рідини. На першому етапі дослідження проводимо чисельне моделювання гідродинаміки бензосепаратора, у програмному комплексі Flow Vision. Для імітації двофазної течії за незначних чисел Рейнольдса та при малій зміні густини застосовується математична модель "Incompressible fluid" (Нестискаєма рідина) з додатковою моделлю "Particles" (Частки). При цьому чисельно вирішуються рівняння Нав'є-Стокса, рівняння збереження енергії, рівняння збереження імпульсу та рівняння нерозривності. Розрахункова область геометрії бензосепаратора створена у відповідності до розмірів промислового зразку (діаметр корпусу 3800 мм, висота циліндричної частини корпусу 11400 мм, внутрішній об'єм апарату 110 м^3). Початкові та граничні умови приймаються у відповідності до регламенту та режимних параметрів роботи УСН, тиск $P=305 \text{ кПа}$, температура ШФЛВ $T=35^\circ\text{C}$, швидкість вхідного потоку 10 м/с. Згенеровано адаптовану розрахункову сітку розмірами $20 \times 30 \times 20$ осередків. Поверхні для задання граничних умов та розрахункова область геометрії зображені на рисунку 1. Наступним етапом дослідження є верифікація отриманих даних у результаті чисельного моделювання, яку можливо здійснити порівнявши параметри технологічного режиму роботи апарату та результати імітації гідродинаміки. Рівень розподілу фаз за регламентом УСН складає від 30% до 70% або від 2800 мм до 2950 мм за шкалою рівнеміра. Рівень розподілу фаз по результатам моделювання можливо визначити з ізолій густини потоку у повздовжньому перетині, та як видно з рисунку 3 рівень розподілу фаз складає 45%, що відповідає вказаному у регламенті УСН. Отже, проведене моделювання можна вважати достовірним та спиратися на його результати у подальших дослідженнях. Основним недоліком бензосепаратора є недостатня ступінь очистки газового потоку від дисперсної рідини, яка реалізується сітчастим тумановловлювачем. При відносно малій швидкості газового потоку краплини рідини проходять сітчасту набивку разом із газовим потоком, при збільшенні швидкості газу рідина накопичується у відбійнику і відбувається повторне унесення краплин, що значно знижує ефективність сепарації дисперсної рідини у обох випадках. Тому для запобігання даної проблеми було запропоновано встановити динамічний сепараційний елемент, який являється вихідним модульним сепараційним пристроєм та призначений для уловлення дрібнодисперсних часток при різких змінах гідродинамічних параметрів потоку. Принцип роботи та конструкція сепараційного елемента зображена на рисунку 2. В подальшому планується провести перевірку можливості його застосування за допомогою комп'ютерного моделювання течії газорідної суміші крізь пристрій. Моделювання динамічного сепараційного елемента необхідно проводити у програмному комплексі ANSYS Workbench, а саме у модулях Fluent та Transient Structural об'єднаних за допомогою технології System Coupling. Це пов'язано з тим, що для дослідження процесу розділення необхідно вирішувати задачу гідроаеропружності. Перед початком моделювань пристрою окремо, необхідні дані щодо початкових та граничних умов, а саме розподілу швидкостей на вході до пристрою. Вказані дані визначаємо по результатам проведеного чисельного експерименту за заливкою по значенню швидкості у поперечному перетині до напрямку руху потоку, зображеному на рисунку 4. Швидкість газорідного потоку у місцях розташування вхідної частини динамічного сепараційного елемента складає, як видно із заливки за швидкістю, 3-6 м/с. Підвищення ефективності роботи даного апарату, а саме інтенсивності дегазації рідини, можливе лише до певного значення, оскільки обмежується вільною площею поверхні розділення фаз. Вертикальний сепаратор має незначну площу вільної поверхні горизонтального перетину, тому для розділення газорідних сумішей зі значним газонасиченням рідини застосовуються горизонтальні фазні розділювачі [6].



Рисунок 4 - Заливки за швидкістю потоку у поперечному перетині бензосепаратора

Горизонтальний трифазний сепаратор, має вигляд циліндричної ємності, розділеної на вхідну сепараційну секцію, що призначена для початкового відділення газорідинного потоку від рідини, секцію осадження, в якій відбувається процес розшарування вуглеводневої емульсії, та секції краплевловлення (рисунок 5). Головним недоліком апаратів даного типу є порівняно незначна продуктивність, оскільки зазвичай процеси розділення в них протікають під дією сил гравітації, відповідно займають значні проміжки часу необхідні для вільного осадження та спливання дисперсних часток і переходу до суцільної фази. Для вдосконалення даного апарату пропонується застосувати модульний підхід, як і у випадку з бензосепаратором УСН Гнідинцівського ГПЗ. Так замість встановлених на вході до апарату зливних полицок, на яких відбувається виділення основної кількості газу із газорідинної суміші, пропонується розмістити вертикальний шнековий елемент, який забезпечує вищу ефективність дегазації за рахунок додаткового застосування отдувочного газового потоку та значно більшої вільної поверхні розподілу фаз. Дослідження вертикального шнекового дефлектору було проведено в роботі [7]. Щоб підвищити ефективність вловлювання рідини з нафтового газу, який вивільнився, пропонується встановити блок динамічних сепараційних елементів, що складається з пружних пластин, консольно закріплених під гострим кутом до напрямку потоку, у місці розташування секції краплевловлення, яка виконується зазвичай у вигляді пакету гофрованих пластин. Для проведення дослідження роботи динамічних сепараційних пристроїв, як вказувалось вище, необхідно вирішити задачу гідроаеропружності.

В якості вихідних даних приймалися результати технологічного розрахунку апарату, а саме швидкість руху газорідинного потоку вздовж апарату яка може змінюватись від 2 до 6 м/с. На даному етапі задавалось постійне значення об'ємної частки рідини 0,0002, діаметр краплин 1 мкм. Чисельне моделювання проводилось з використанням програмного комплексу ANSYS Workbench, а саме модулів Fluent та Transient Structural, що об'єднані за допомогою технології System Coupling [8]. Дана задача являється затратною для обчислення,

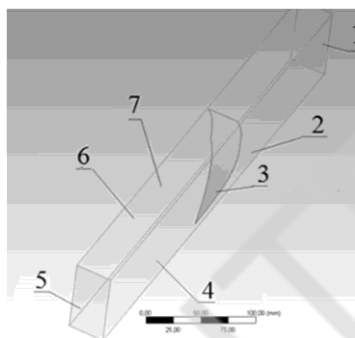
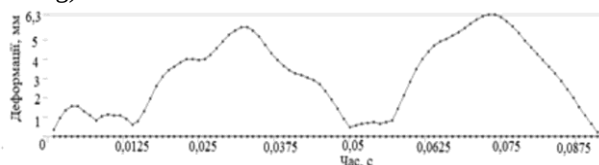


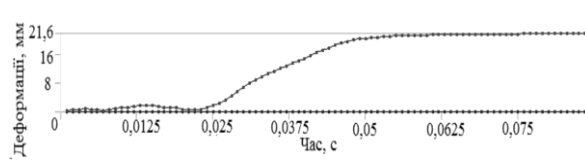
Рисунок 6 – Граничні умови для розрахунку динамічного сепараційного елемента (1 – inlet, 2 – symmetry, 3 – wall, 4 – wall, bottom, 5 – outlet, 6 – wall top, 7 – wall)

тому щоб зменшити розрахункову сітку будемо вирішувати симетричну задачу. Але при побудові моделі необхідно враховувати, що два лопаткові елементи контактують, що являється неможливим при розрахунку потоку, для цього в модулі Transient Structural вводимо твердий елемент, який буде запобігати зімкненню пружних пластин. Між введеним твердим тілом та пружною пластиною задаємо тип контакту Frictionless, який являється контактом без тертя. Кромку пластини закріплюємо у всіх напрямках за допомогою Fixed Support. На рисунку 6 наведені граничні умови для розрахунку течії в каналі. Оскільки канал по якому проходить потік має рухомі границі необхідно використовувати деформовану розрахункову сітку. В ANSYS Fluent доступна велика кількість методів її перебудови та деформації, які обираються в залежності від швидкості та значень переміщень. У даному випадку було обрано для кожної границі свої методи деформації сітки, а саме: вхід (inlet) та вихід (outlet) були нерухомими (Stationary), деформованими (Deforming) – верхня (wall_top) та нижня (wall_bottom) стінки каналу, оскільки їх частиною є кромки пружної пластини, поверхні пружної пластини для обміну даними з модулем Transient Structural – FSI. Для зменшення часу розрахунку до гранично

можливих значень скошеності елементів (0.95) та якості ортогональності (0.01) число вузлів та зв'язки між ними не змінювались, а лише деформувались самі елементи, за допомогою методу згладжування (Diffusion Smoothing).



а)



б)

Рисунок 7 – Залежність переміщень пластини від часу отримані для швидкості входу 6 м/с та товщини пружної пластини 0,5 мм (а) та 1 мм (б)

Після виходу якості елементів за допустимі межі автоматично додавались або перебудовувались лише деякі елементи за допомогою Local cell Remeshing та при неспроможності підтримувати якість елементів при використанні попередніх двох функцій на необхідному рівні повністю перебудовувався весь внутрішній об'єм, використовуючи при цьому Zone Remeshing. Для моделювання руху газорідинної суміші була обрана модель турбулентності k-ε та для врахування багатофазності потоку модель Euliripian. В результаті отриманих розрахунків було визначено, що починаючи зі швидкості входу газорідинного потоку 3 м/с виникають коливання елементів з частотою 104 Гц та зростають до частоти в 153 Гц для швидкості входу 6 м/с. Траєкторія руху передньої кромки пружної пластини вказана на рисунку 7 а. Зрозуміло, що при коливанні пружних елементів відбувається розбризкування шару вловленої рідини з їх поверхні, тому для запобігання розбризкування було вирішено збільшити товщину елементів до 1 мм, на рисунку 7 б вказана траєкторія руху кромки елемента для швидкості входу 6 м/с. Необхідно відмітити, що під час проведення досліджень виникла ідея не запобігати коливанню елементів, а використовувати їх для коливання потоку, що як відомо може підвищити ефективність розділення газу та рідини за рахунок коагуляції дисперсних краплин. Прототипом даного підходу до розділення є метод акустичної віброкоагуляції краплин. Саме на дослідження даних явищ і будуть направлені подальші дослідження.

Робота виконана за підтримки МОН України (ДР №0117U003931 «Розробка та впровадження енергоефективних модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання») під керівництвом д.т.н., гол. наук. співробітника Ляпощенко О.О.

Висновки

Існуюче сепараційне обладнання, що застосовується на установках стабілізації нафти/конденсату, відрізняється застарілим конструктивним оформленням та низьким ступенем розділення багатофазних потоків. Принципово новим підходом до його вдосконалення є метод оптимізаційного компонування з застосуванням модульних сепараційних пристроїв. При перевірці запропонованих варіантів компонування проводилось чисельне моделювання гідродинаміки потоків у фазних розділювачах. У результаті чого було визначено гідродинамічні параметри потоку, а саме локальний розподіл швидкостей та густини, а також висота вільної поверхні розподілу фаз. Співставлення результатів моделювань з регламентом та режимними параметрами роботи УСН підтвердили достовірність числового експерименту. Також було проведено моделювання динамічного сепараційного пристрою, для застосування в горизонтальних фазних розділювачах. В результаті була виявлена оптимальна товщина пружних пластин динамічних сепараційних елементів при яких не відбувається їх коливання. Був запропонований спосіб віброкоагуляції при якому не буде необхідності запобігати коливанням пружних елементів, саме на вивчення даного способу і будуть направлені подальші дослідження.

Застосування вищевказаних методів при проектуванні окремих сепараційних елементів та обладнання в цілому дозволяє одночасно вивести на новий рівень основні робочі параметри, ефективність та інтенсивність сепарації, продуктивність, зменшити матеріалосмієність розділювачів та капітальні і експлуатаційні затрати при їх виробництві, а також енергетичні затрати на транспортування та переробку нафти.

Література

1. N. Kharoua, CFD Modelling of a Horizontal Three-Phase Separator: A Population Balance Approach / N. Kharoua, L. Khezzar, Petroleum Institute, Abu Dhabi, United Arab Emirates, H. Saadawi, Abu Dhabi Company for Onshore Oil Operation (ADCO), Abu Dhabi, United Arab Emirates // American Journal of Fluid Dynamics 2013, N. 3(4): P. 101-118.
2. Pourahmadi Laleh, Computational Fluid Dynamics-Based Study of an Oilfield Separator--Part II: An Optimum Design. / Pourahmadi Laleh, A., Svrcek, W. Y., & Monnery, W. // Oil and Gas Facilities, Society of Petroleum Engineers, Journal Paper 2013, February 1 P. 52 - 59
3. Pourahmadi Laleh, Computational Fluid Dynamics-Based Study of an Oilfield Separator--Part I: A Realistic Simulation. / Pourahmadi Laleh, A., Svrcek, W. Y., & Monnery, W. // Oil and Gas Facilities, Society of Petroleum Engineers, Journal Paper 2012, December 1 P. 57 - 68
4. O.O. Liaposhchenko Hydrodynamics simulation and forecasting the efficiency of separation equipment oil stabilization unit of Gnidyt'sky gas processing plant / O.O. Liaposhchenko, I.V. Pavlenko, M.M. Demianenko, O.Ye. Starynskyi // II International Scientific and Technical Conference "Machines, Equipment and Materials for Oil and Gas Production Increase" PGE – 2018 24 – 27 April - Ivano Frankivsk 2018 – P. 340 – 342.
5. Пат. 111039 У Україна, МПК (2016.01) B01D 45/00. Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку / О.О. Ляпощенко, О.В. Настенко, І.В. Павленко, М.М. Дем'яненко, О.Є. Старинський (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201605061; заявл. 06.05.2016; опубл. 25.10.2016, бюл. № 20
6. Павленко І. В. Оптимізаційне компонування трифазних сепараторів для установок стабілізації вуглеводневої сировини / Павленко І. В., Дем'яненко М.М., Старинський О. Є., Ковтун В. В., Борисова Н. В.// Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної

конференції (м. Суми, 17–20 квітня 2018 р.) / редкол.: О. Г. Гусак, І. В. Павленко – Суми : Сумський державний університет, 2018. – С. 232.

7. Ляпошенко, О.О. Моделювання процесів сепарації та розробка методики розрахунку трифазного сепаратора / О.О. Ляпошенко, І.В. Павленко, Р.Ю. Усик, М.М. Дем'яненко // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій : науковий журнал. – Серія «Технічні науки». – 2015. – № 47. – Т. 1. – С. 62–66.

8. Sloboda, O., Numerical approach in aeroelasticity. / Sloboda, O., Korba, P., Hovanec, M., & Pila, J. // Scientific Journal of Silesian University of Technology. Series Transport, 2016, Vol. 93, P. 115–122.

УДК 663.26

СУЧАСНІ СЕПАРУВАЛЬНІ АПАРАТИ ДЛЯ ВИНОПРОДУКТІВ

Ковалевський К.А. проф., к.т.н., Валько М.І. проф., д.т.н., Мамай О.І. доц., к.т.н., Кузьміна Т.О. проф., д.т.н., Яковенко Т.О., асистент.

Херсонський національний технічний університет, м. Херсон

MODERN SEAFINDING EQUIPMENT FOR WINE PRODUCTS

Kovalevskiy K.A., PhD in Tech.Sci., prof., Valko M.I., Dr. of Tech.Sci., prof., Mamay O.I., PhD in Tech.Sci., Asosiate prof., Kuzmina T.O., Dr. of Tech.Sci., prof., Yakovenko T.O., assistant

Kherson National Techikal University, Kherson, Ukraine

Анотація. В статті наводяться результати досліджень щодо застосування гідроциклонів для відокремлення твердих частинок з виноградного сусла, виноградного насіння з вичавок, а також для освітлення дифузійного соку після екстракції виноградних вичавок, стічних вод та інших забруднених рідин. В результаті проведених досліджень визначені оптимальні параметри гідроциклонів при відокремленні різних твердих частинок. Запропоновано режими роботи гідроциклонів, при яких досягаються максимальні ефекти розподілу. Для розподілу використовуються різні конструкції гідроциклонів, з регулюванням отвору виходу осадів з обертовим активатором, тощо.

Ключові слова: виноградне насіння, сусло, обертовий активатор, ефект розподілу.

Abstract. The article presents the results of research on the use of hydrocyclones for separation of solid particles from grape wort, grape seeds from grease, and for clarification of diffusion juice after extraction of grape scraps, sewage and other contaminated liquids. As a result of the studies, the optimum parameters of hydrocyclones were determined in the separation of various solid particles. The operating modes of hydrocyclones are proposed, at which the maximum separation effects are achieved. For separation, various designs of hydrocyclones are used, with the adjustment of the outlet of the precipitation, and also with the rotating activator.

Key words: grape seeds, wort, adjustable cross section, rotating activator, separation effect.

Гідроциклони відносяться до класу вихрових апаратів, призначених для поділу рідких неоднорідних систем (суспензій, нестійких емульсій та газовмісних рідин) в полі відцентрових сил [1]. Завдяки простоті конструкції, компактності, високій питомій продуктивності та надійності, гідроциклони набули широкого застосування в хімічній, нафтовидобувній, гірничорудній, харчовій галузях, в енергетиці, металургії, а також в системах очищення промислових і побутових стічних вод [2]. Ці апарати вигідно відрізняються можливістю застосування в безперервних замкнених технологічних циклах і в безвідходних виробництвах із забезпеченням порівняно високої якості розділення сумішей. Фактор поділу в гідроциклонах становить 500 ... 2000, а в гідроциклонах і мультициклонах високого тиску - до 5000.

Практичне застосування гідроциклонів в ряді галузей промисловості (цукрової, крохмале-патокової, олійно-жирової, консервної та ін.), а також позитивні результати досліджень з освітлення сусла і виноматеріалів, суспензій при переробці вторинних продуктів виноробства свідчать про можливість використання цього типу апаратів у виноробстві. Гідроциклони застосовувались у виноробстві для відокремлення виннокислого вапна від маточного розчину, для відокремлення завислих частинок від сусла при подачі його на сепаратор, для очищення цукрового сиропу в плодово-ягідному виробництві, для відокремлення кристалів винного каменю з виноматеріалу і ін. [3-5]. За кордоном гідроциклони на винзаводах використовуються, як правило, для видалення піску із сусла і захисту від зношування дорогих барабанів сепараторів [6,7].

До переваг гідроциклонів відносять простоту конструкції, відсутність обертових частин, малі габаритні розміри і велику продуктивність. Проте, незважаючи на простоту конструкції гідроциклонів, розробка

працездатного та надійного апарату вимагає проведення великого комплексу експериментальних робіт. Практика застосування гідроциклонів показує, що досвід їх установки не можна механічно переносити з одного проекту на інший. Впровадження і використання гідроциклонів у виноробстві стримується також відносно низьким у порівнянні з іншими апаратами ефектом розподілу фракцій.

Конструкція гідроциклону складається з циліндроконічного корпусу з двома штуцерами для введення рідини і виведення її після відокремлення твердих частинок та отворів в нижній частині корпусу. Для досягнення необхідного ефекту поділу на гідроциклоні необхідно ретельно аналітично обґрунтувати і експериментально визначити необхідні параметри розмірів його частин.

Одним із шляхів регулювання процесу відокремлення твердих частинок із продуктів виноробства є зміна розміру отвору штуцера нижнього зливу або зміна конструкції конічної частини.

Метою цієї роботи було визначення впливу параметрів гідроциклонів різної конструкції на ефективність відокремлення твердих частинок із різних продуктів виноробства.

Дослідження проводили на гідроциклонах, принципові схеми яких приведено на рис. 1, 2, 3.

Конструкція гідроциклону з регульованим отвором виведення осадів знайшла застосування для відокремлення твердих включень від виноградного і плодово-ягідного суслу (соку), відокремлення виннокислого вапна. Крім цього за допомогою такої конструкції можна визначати конструктивні розміри гідроциклонів для інших продуктів, наприклад, для відокремлення виноградних кісточок з потоку води з вичавками.

В результаті проведених досліджень були визначені оптимальні конструктивні розміри гідроциклонів при відокремленні різних твердих частинок. Результати представлені в табл.1.

Таблиця 1

Параметри гідроциклонів для різних твердих частинок

Параметри, мм	Для суспензій соку, суслу	Для виноградних кісточок	Для частинок каналізаційних стоків
D	60	100	120
D	20	30	40
D _{узв}	45	50	76
d _{вх}	40	50	70
d _{вих}	40	50	70
d _{гл}	8	10	12
H _{кон}	143	198	226
H _{цил}	20	30	40
α° (град)	20	20	20

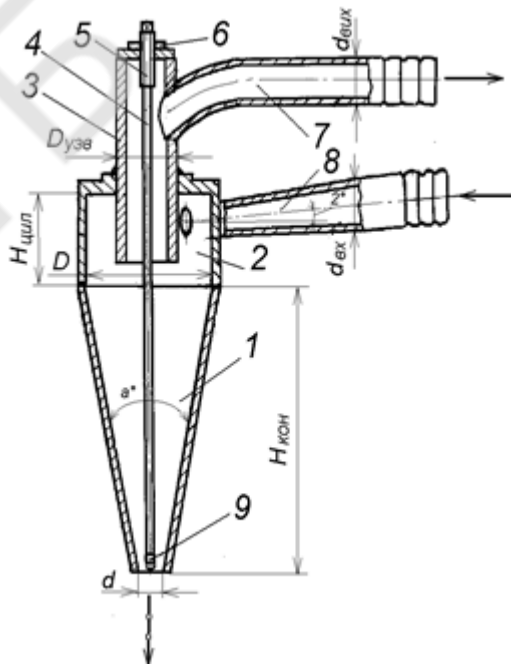


Рис. 1. Гідроциклон з регульованим отвором виведення осадів: 1 - конічна частина корпусу; 2 - циліндрична частина корпусу; 3 - вузол виведення освітленої частини продукту; 4 - стрижень клапану регулювання отвору виходу осадів; 5 - частина стрижня з різьбленням; 6 - контргайка; 7 - штуцер виведення освітленого продукту; 8 - штуцер введення продукту; 9 - клапан.

D - внутрішній діаметр циліндричної частини; $D_{\text{узв}}$ - діаметр патрубку верхнього зливу; d - діаметр нижнього зливу; $d_{\text{вх}}$ - діаметр патрубка входу суспензії; $d_{\text{вих}}$ - діаметр патрубка виходу суспензії; $d_{\text{гл}}$ - діаметр стрижня; $H_{\text{кон}}$ - висота конуса; $H_{\text{цил}}$ - висота циліндричної частини; α° - конусність.

Раніше був запропонований гідроциклон для освітлення дифузійного соку, отриманого на екстракторі безперервної дії РЗ-ВЕА [8] (рис. 2), а також дослідна модель гідроциклону з обертовим стрижнем і активатором (рис 3) [9].

Гідроциклон для освітлення дифузійного соку (рис.2) складається з циліндроконічної ємності 1, що має конусну частину 2 для відведення осаду, тангенційно встановленого патрубка 4 для подачі дифузійного соку, що підлягає освітленню, патрубка 5 для відводу освітленої фази, штоку 8, встановленого всередині ємності 1 по її вісі, що закінчується голчастим клапаном і забезпеченого електромагнітним приводом. Останній складається з електромагніту 12 з тягою 11, планки 14, розміщеної на стійці 10, пружини 15, що впливає на положення планки. Від переміщення вгору планки 14, а, отже, і штока утримують гайки. Останні служать також для регулювання положення голчастого клапана по відношенню до отвору у конусній частині 2. Таким чином з їх допомогою можна регулювати розмір цього отвору.

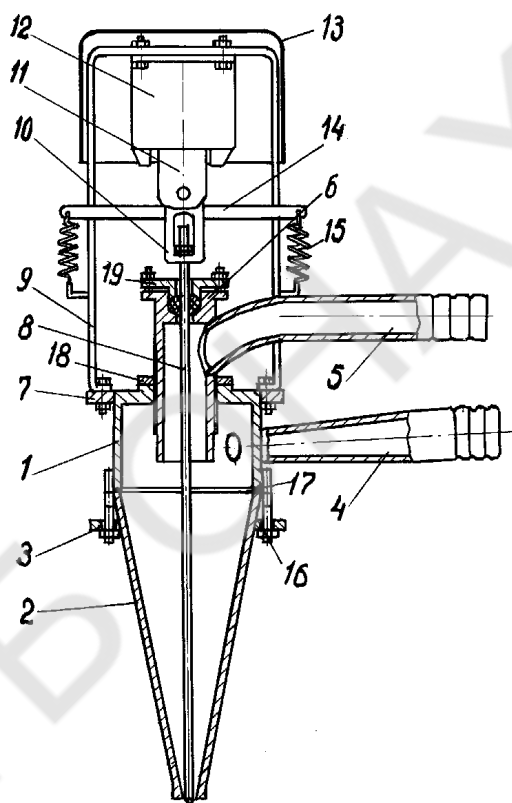


Рис. 2. Гідроциклон для освітлення дифузійного соку.

Працює гідроциклон наступним чином. В ємність 1 по патрубку 4 подається неосвітлений дифузійний сік. Під дією відцентрових сил, що виникають внаслідок завихрення рідини в ємності, домішки, що мають більшу щільність, ніж рідка фракція, відкидаються до периферії ємності і направляються по її конічній частині 2 до вихідного отвору. Через кільцевий зазор, утворений краєм отвору 2 і голчастим клапаном 8, осад виводиться з пристрою. Освітлений сік під дією тиску неосвітленого соку, що входить в гідроциклон, виводиться зовні по патрубку 5.

Осад поступово накопичується в нижній (конусній) частині гідроциклону. При цьому шток 8 з конусним накінецьником щільно закриває вихідний отвір, бо пружини 15 утримують планку 14 в потрібному положенні. Електромагнітний клапан виключений. В міру накопичення осаду в конусній частині або засмічення кільцевого отвору гідродинамічний тиск осаду на кінецьник штоку 8 перевищує зусилля пружин. Шток з клапаном опускається вниз на 20-30 мм, а його верхній край тягне за собою тягу електромагніту і одночасно стискає врівноважувальні пружини. В отвір конусної частини продавлюється згусток осаду, що утворився. Як тільки тиск осаду на клапан штоку зменшиться електромагнітний клапан підтягне планку 14 у вихідне положення, а пружини 15 врівноважать її. Шток 8 разом з планкою 14 піднімається і закриває вихідний отвір конусної частини. Гідроциклон без зупинки продовжує працювати.

Проведені дослідження і випробування гідроциклону довели його ефективність. Суспензія, що містить 5-8% зважених часточок перетертої вичавки та пропущена один раз крізь гідроциклон з подачею до 15 м³/год, звільняється від домішок на 50-60%. При цьому слід врахувати, що до складу зважених часток входять і дрібні частини насіння. Повторне пропускання дифузійного соку крізь гідроциклон дозволяє очистити його на 30% від твердих частинок, що залишилися після першого очищення. Третє і четверте очищення дифузійного соку дають вельми незначні результати.

Гідроциклон перевірений також в роботі з розділенням суспензій виннокислого вапна (ВКВ). Використання гідроциклону з поверненням перших порцій освітленої рідини дозволяє повністю відокремити домішки з невеликими втратами.

Гідроциклон з обертовим активатором призначений для очищення продуктів виноробства, стічних вод та інших забруднених рідин від крупних частинок (рис. 3). Його відмінністю є наявність обертового активатора, що виконує роль механізму для збільшення відцентрового впливу на частинки та роль рухомого (по вертикалі) клапана, що регулює вихідний отвір для осаду.

З метою поліпшення розподілу сил, що сприяють підвищенню швидкості потоку, вхідний патрубок виконано у вигляді напівкільця з введенням суспензії крізь два діаметрально розташованих тангенціальних отвори в циліндричному корпусі.

Привід голки з активатором, що обертається, здійснюється від електродвигуна, встановленого на ковзаючому майданчику. Останній встановлено в направляючих стійках і з'єднано з гвинтовим механізмом пересування у вертикальному напрямку.

Гідроциклон складається з циліндричного корпусу 1 з плоскою кришкою зверху та фланцевим з'єднанням 2 знизу, яким з'єднується з конічним корпусом 3. По вісі циліндричного корпусу встановлено центральний патрубок 4. Конічний корпус 3 закінчується бобишкою з різьбленням, на якому кріпиться розтруб 5. Останній є і деталлю кріплення змінного патрубку 6 і втулки 7.

По вісі циліндроконічного корпусу встановлена всередині голка 8, із закріпленням на ній активатором 9.

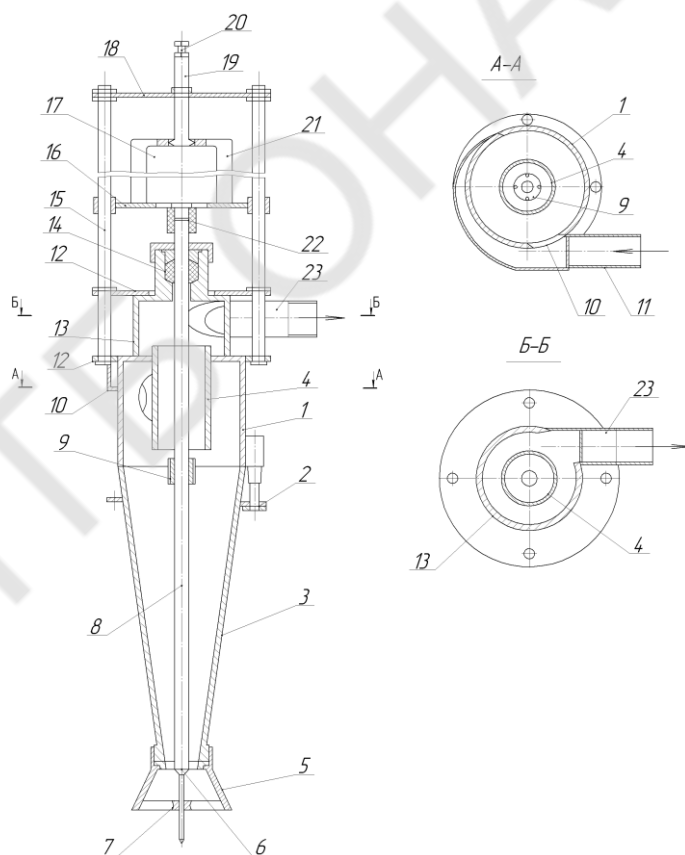


Рис. 3. Гідроциклон з активатором, що обертається.

В циліндричному корпусі виконано отвори 10, розташовані діаметрально і врізані тангенціально щодо корпусу. До корпусу прикріплений напівциліндричний штуцер введення суспензії 11. До кришки 12 циліндричного корпусу 1 кріпиться камера зливу 13, в яку з циліндричного корпусу введений центральний патрубок 4. Камера 13 зверху виконана у вигляді сальникового пристрою, що ущільнює зазор між корпусом і голкою 8. На стійках 15 жорстко закріплених до кришки 12 встановлено рухомий майданчик 16 електродвигуна 17. Стійки 15 зверху з'єднані хрестовиною 18, в центрі якої встановлена бобишка 19 де кріпиться гвинт 20.

шарнірно з'єднаний з майданчиком 16 і підвіскою 21. Вал електродвигуна 17 з'єднаний з голкою 8 еластичною муфтою 22.

Працює такий гідроциклон наступним чином. Суміш виноградних вичавків з рідиною подається під тиском насоса 0,1-0,2 МПа через штуцер введення суспензії 11. Суспензія, розділена на два рівномірних потоки подається в циліндричний корпус, де обертаючись, опускається до зливного штуцера 6. При цьому за рахунок відцентрових сил потік, що обертається, розподіляється за щільністю. Більш щільні частинки рухаються вниз по конічній поверхні і проходять крізь зливний штуцер, перекриваючи його. Більш легка фракція, обертаючись, піднімається вгору крізь центральний патрубок 4, камеру зливу 13 і патрубок верхнього зливу 23. Голка 18 обертається в напрямку обертання потоку, тому поверхню встановленого на ній активатора 9 прискорює обертання рідини, яка піднімається до патрубку верхнього зливу. Цим самим поліпшується відокремлення від потоку рідини твердих частинок, що відкидаються в потік, який рухається по поверхні конічного корпусу. За допомогою гвинта 20, бобишки 19, закріпленої до приставки 18, майданчик 16 з встановленим на ньому електродвигуном 17 можна піднімати або опускати. Разом з двигуном 17 пересувається у вертикальному напрямку і голка 8 з активатором 9. Таким чином регулюється отвір вхідного штуцера 6 і вихід осаду.

Для різних розчинів конічні корпуси були виготовлені з різною довжиною та кутом конусу. Голка під час обертання хвостовиком спирається на направляючу втулку 7, прикріплену до направляючого розтрубу 5, що дозволяє зменшити швидкість обертання осаду в момент його випуску.

Дослідження показали, що при одноразовому пропусканні суміші крізь гідроциклон ефект очищення досягає близько 50%. Тому було прийнято рішення пропускати один і той же обсяг багаторазово крізь гідроциклон. Гідроциклон був виконаний в трьох варіантах: з різним кутом нахилу і різною довжиною конусу. Результати випробувань гідроциклону з відокремленням виноградних кісточок наведені в табл. 2. Дані свідчать, що без голки активатора ефект очищення від кісточок досягає 88%, та найменша кількість рідини виходить з кісточками. Досліди проводилися з дворазовим пропуском об'єму суспензії крізь гідроциклон (конус 1), а також збільшеною тривалістю процесу (конус 2). Збільшення часу проходження рідини крізь гідроциклон сприяє збільшенню ефекту відокремлення насіння.

Таблиця 2

Результати випробувань гідроциклону

Вид сировини	Тривалість обробки, хв	Оснащення гідроциклону	Ефект відокремлення домішок, %	Кількість води з осадом, %
Конус № 1				
із завислими частинками та залишками насіння	6	З голкою, що обертається	88	3,5
	6	Без обертання голки	88	3,5
	6	Без голки	80	12,5
Конус № 2				
із завислими частинками та залишками насіння	15	З активатором, що обертається	80	15
	15	Без голки та активатора	72	7,5
	15	Без активатора з голкою, що обертається	93	6,5
	15	Без обертання голки	97	5

Проводились також дослідження з відокремлення виноградного насіння, змішаного з дріжджовою бардою. Ефект очищення в даному випадку був вищий завдяки рівномірному розподілу насіння в усьому об'ємі рідини.

Висновки

Завдяки поліпшенню розподілу потоку на вході в гідроциклон, підвищенню швидкості обертання потоку активатором, ефект очищення суспензії від домішок збільшується на 15-20%.

Для подальшого вивчення ефективності розподілу кожного продукту необхідно провести випробування гідроциклону зі збільшеною висотою і діаметром циліндричної частини корпусу, конічної частини з різними кутами конусності і величини отвору для нижнього зливу зі скла. Особливо це перспективно при застосуванні гідроциклону для відокремлення насіння від рідини з легкими завислими частинками (шкіркою). Дослідження будуть продовжені.

Література

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. - М.: Химия, 1971.- 784 с.
2. Боголюбовский С.Д. Исследование работы гидроциклонов и их совершенствование. Экспресс-информация. Зарубежный опыт. М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1986.- 6 с.
3. Виноградов В.А. Оборудование винодельческих заводов.- Т.1.- Симферополь: Таврида, 2002.- 416 с.

4. Зайчик Ц.Р., Литвинов А.К., Казначеева О.А. Применение гидроциклонов в виноделии. - М.: ЦНИИТЭИпищепром, 1978.- №8.- с. 1-5.
5. Литвинов А.К. Исследование работы гидроциклонов при освещении виноматериалов: автореф. дис. на соискание учен. степени канд. техн. наук: спец. 05.02.14 «Машины и аппараты пищевых производств» / А.К. Литвинов. - М., 1980. - 25 с.
6. Chiarificatori e dekanter nelle cantine vinicole. Italia. Milano.:1983.- 40 с.
7. Системы и технологические процессы от ГЕА Вестфалия Сепаратор для виноделия. Каталог концерна GEA GROUP.- М.: ООО «ГЕА Вестфалия Сепаратор Си Ай Эс», 2013.- 66 с.
8. Ковалевский К.А. Гидроциклон экстрактора РЗ-ВЭА. // Садоводство. Виноградарство и виноделие Молдавии, 1981.- №6 . - С.41-42.
9. Комплексная технология переработки дрожжевых осадков и нестандартного плодово-ягодного сырья / В.А. Виноградов, А.Д. Шанин, К.А. Ковалевский, О.И. Мамай // Магарач. Виноградарство и виноделие.- 2012. - №1.- С. 32-34.

УДК 664.723.047

ПРИМЕНЕНИЕ ИННОВАЦИОННЫХ РЕШЕНИЙ В ПРОЦЕССАХ СУШКИ И КОНЦЕНТРИРОВАНИЯ

Бурдо О.Г., Зыков А.В., Мордынский В.П., Светличный П.И., Пур Д.Р.
Одесская национальная академия пищевых технологий

APPLICATION OF INNOVATIVE SOLUTIONS IN DRYING AND CONCENTRATION PROCESSES

Burdo O.G., Zykov A.V., Mordynskij V.P., Svetlichnyj P.I., Pur D.R.
Odessa National Academy of Food Technologies

Аннотация. Удаление влаги из пищевого сырья является одной из ключевых и наиболее энергозатратных задач пищевых технологий. Наиболее распространенными технологиями обезвоживания являются выпаривание и сушка. При этом энергетический КПД процесса сушки в 2 и более раз меньше КПД процесса выпаривания. Одним из путей совершенствования процесса обезвоживания есть использование технологий адресной доставки энергии, при которых не формируется пограничный слой, и концентрация раствора перестает быть критичной для обезвоживания сырья, что позволяет поднять конечную концентрацию сухих веществ в продукте до 92%. Применение технологии адресной доставки энергии при сушке позволяет вместо слабого диффузионного потенциала использовать мощный механический потенциал, который способен на порядки интенсифицировать процесс массопереноса. Это связано с ростом давления в микрокапиллярной структуре сырья, в результате чего происходит выброс парожидкостной смеси. Проблемы современных вакуумных сушилок решает предложенная инновационная конструкция с двухфазным испарительно-конденсационным контуром для подвода теплоты к сырью и системой конденсации паров воды непосредственно в самой сушильной камере. Такая система энергоподвода позволяет поддерживать стабильную и равномерную температуру продукта, а удаление из камеры не пара, а конденсата значительно снизит гидродинамическое сопротивление линии отвода удаляемой влаги. Разработана модель процессов обезвоживания в вакуумных аппаратах с электромагнитным подводом энергии позволившая разработать и построить инновационные вакуумные сушилки. Испытание разработанных сушилок было проведено на различном виде пищевого сырья. С помощью тепловизионной съемки были получены термограммы процесса свидетельствующие о равномерности прогрева сырья. Специфический способ подвода энергии требует поиск новых методов оценки эффективности таких аппаратов. Предлагается для оценки энергетической эффективности использовать подходы, где учитываются затраты энергии на единицу продукта.

Abstract. Removing moisture from food raw materials is one of the key and most energy-consuming tasks of food technology. The most common technologies of dewatering are evaporation and drying. At the same time, the energy efficiency of the drying process is 2 or more times less than the efficiency of the evaporation process. One of the ways to improve the process of dewatering is the use of technologies for targeted energy delivery, in which the boundary layer is not formed, and the concentration of the solution ceases to be critical for the dehydration of raw materials, which allows raising the final concentration of solids in the product to 92%. The application of the technology of targeted energy delivery during drying allows us to use a powerful mechanical potential instead of a weak diffusion potential, which is capable of intensifying the mass transfer process. This is due to the increase in pressure in the microcapillary structure of the raw materials, as a result of which the vapor-liquid mixture is ejected. The problems of modern vacuum dryers are solved by the proposed innovative design with a two-phase evaporation-condensation circuit for supplying heat to the raw material and condensation system of water vapor directly in the drying chamber. Such an energy supply

system allows maintaining a stable and uniform product temperature, and removing from the chamber not steam but condensate will significantly reduce the hydrodynamic resistance of the line of removal of the moisture to be removed. A model of dehydration processes in vacuum devices with an electromagnetic energy supply has been developed, which made it possible to develop and construct innovative vacuum dryers. The test of the developed dryers was carried out on a different kind of food raw material. With the help of thermal imaging, the process thermograms indicating the uniformity of the heating of the raw materials were obtained. A specific way of supplying energy requires the searching for new methods for evaluating the effectiveness of such devices. It is proposed to use approaches, which take into account energy costs per unit of product, for the estimation of energy efficiency.

Ключевые слова Вакуумная сушилка, энергетика обезвоживания, режимы сушки, морепродукты, растительное сырье.

Key words: Vacuum dryer, dewatering energy, drying regimes, seafood, vegetable raw materials..

Введение. Производство пищи является энергоемким в развитых странах [Ошибка! Источник ссылки не найден., Ошибка! Источник ссылки не найден.]. Значительные расходы энергии присущи для технологий пищевых концентратов [Ошибка! Источник ссылки не найден.], где удаление влаги – одна из основных задач. В основном, применяются два принципа: выпаривание и сушка. Казалось бы, у этих процессов одинаковые задачи - перевести в пар влагу. Но затраты энергии на удаление единицы влаги оказываются существенно разными. Если энергетический КПД самого несовершенного процесса выпарки 85%, то лучшие сушильные технологии не превышают 40% [Ошибка! Источник ссылки не найден. – Ошибка! Источник ссылки не найден.] (рис.1).

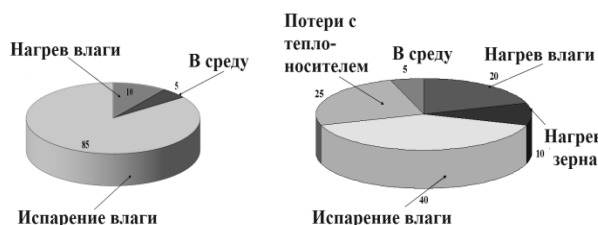


Рис.1. Энергетика обезвоживания

Причины в том, что в конвективных сушилках задача достижения высоких значений коэффициентов массопереноса решается путем увеличения скорости (расхода) сушильного агента. Однако повышение расхода приводит к пропорциональному росту потерь теплоты в окружающую среду. Эти противоречия не имеют практического решения, и резервы повышения эффективности использования энергии [Ошибка! Источник ссылки не найден., Ошибка! Источник ссылки не найден.] в конвективных сушилках практически исчерпаны. Процесс выпаривания по

классификации относится к тепловым, его движущей силой является разность температур. Механизмы этих процессов хорошо изучены. Вопросы моделирования и проектирования выпарных аппаратов практически решены. Что касается сушки – то это массообменный процесс, движущей силой которого является разность парциальных давлений пара на поверхности продукта и в окружающей среде. Сушка сложный и продолжительный процесс. Максимальная движущая сила в процессе сушки создается в вакуумных установках. Но достаточно сложные требования к конструкции, отсутствие систематических исследований вакуумных сушилок создают определенные барьеры при их внедрении. Поэтому актуальны поиски прогрессивных технических решений, использование современных принципов организации процессов тепломассопереноса [Ошибка! Источник ссылки не найден. –14] в инновационных вакуумных аппаратах.

Анализ проблемы и формулировка научно-технической гипотезы. Рассмотрим схемы передачи теплоты и направления потоков влаги в традиционных выпарных аппаратах и в инновационном – микроволновом (рис.2). Традиционный выпарной аппарат – это поверхностный теплообменник. От горячей стенки 1 (рис.2,а) тепловой поток q преодолевая термическое сопротивление пограничного слоя 2 передает энергию раствору 3. В результате образуется паровая фаза 4. Проблема традиционного выпарного аппарата в том, что с выходом пара повышается концентрация раствора. Это приводит к росту вязкости раствора, увеличению толщины пограничного слоя 2 и повышению его термического сопротивления. Эффективные методы воздействия на формирование пограничного слоя отсутствуют, возникает перегрев продукта в пограничном слое и, как следствие, его пригар, привкус варки. Разработанная в ОНАПТ инновационная технология адресной доставки энергии при обезвоживании сырья [15, Ошибка! Источник ссылки не найден.] позволяет решить указанные противоречия. Техническая идея инновации заключается в том, что подвод энергии осуществляется при граничных условиях 2 рода, а не 3 рода как в традиционных аппаратах (рис.2). Именно этот факт открывает новые возможности: концентрация раствора перестает быть критичной для обезвоживания сырья. Объясняется это тем, что в схеме (рис.2,б) отсутствует традиционная теплопередача, т.е. не формируется пограничный слой продукта. Подвод энергии по схеме (рис.2, б) является объемным.

Аналогичные проблемы характерны и для вакуумной сушильной техники. Проведем сравнение традиционных конвективных сушильных технологий и инновационных при адресной доставке энергии (рис.3). Традиционная сушильная система состоит из горячего теплоносителя 1, слоя поверхностной влаги 2 и влажного продукта 3 (рис.3, а). Тепловой поток расходуется сначала на удаление поверхностной влаги (первый период сушки), а затем процесс влагопереноса тормозится внутренним диффузионным сопротивлением.

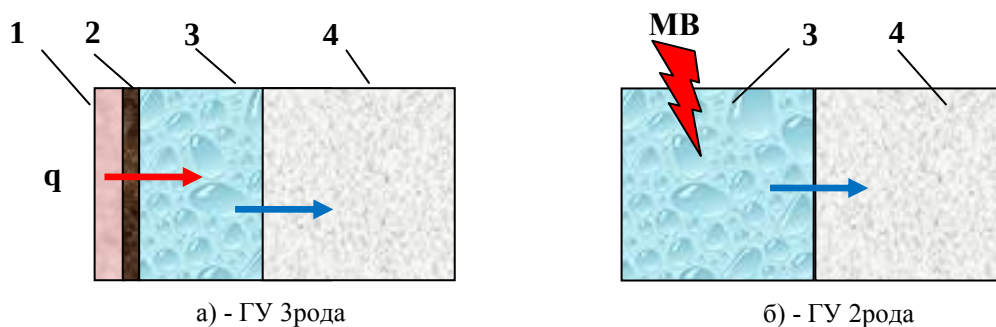


Рис. 2. Схемы подвода энергии и потоков влаги при выпаривании.

В инновационной сушилке (рис.3,б) осуществляется объемный подвод электромагнитной энергии микроволнового диапазона, происходит взаимодействие поля с полярными молекулами, образуется паровая фаза. В результате растет давление в микрокапиллярной структуре сырья и происходит выброс парожидкостной смеси. Такой процесс назван бародиффузией [15, 16], его движущей силой является разность давлений. Вместо слабого диффузионного потенциала включается мощный механический потенциал, который способен на порядки интенсифицировать процесс массопереноса [15, 16].

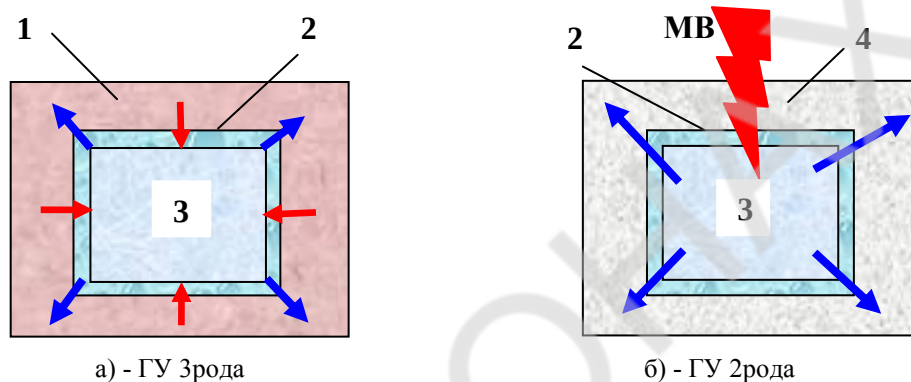


Рис. 3. Схемы подвода энергии и потоков влаги при сушке.

В большинстве конструкций вакуумных сушилок энергия, необходимая для осуществления процесса влагоудаления, подводится от полок, в которых циркулирует теплоноситель. Такая схема подвода энергии обладает существенными недостатками: температура теплоносителя по поверхности полок разная. Это влияет на качество готового продукта, повышает продолжительность сушки.

В работе формулируется гипотеза: «в условиях стабильного вакуума поверхность для конденсации паров можно располагать внутри сушильной камеры и отводить из установки не пар, а конденсат, что значительно снизит гидродинамическое сопротивление линии отвода удаляемой влаги, упростит эксплуатацию и даст возможность четко контролировать кинетику удаления влаги по расходу конденсата. При этом организация эффективного подвода энергии при граничных условиях 1 рода обеспечивается за счет теплопередачи посредством двухфазного испарительно-конденсационного контура». Для реализации этого положения необходимо решить две технических проблемы. Во-первых, обеспечить надежную конструкцию системы вакуумирования. Во-вторых, разработать инновационную систему подвода энергии.

Схема вакуумной сушильной установки. В основе разработанной установки предложенное научное положение реализовано. Во - первых, охлаждаемая стенка для конденсации удаляемых из сырья паров располагается внутри вакуумной камеры. Во - вторых, подвод теплоты к продукту происходит с помощью двухфазного испарительно-конденсационного контура. Схема разработанной установки приведена на рис.4. Установка состоит из вакуумной сушильной камеры 1, в которой на поддонах 2 размещается слой сырья. Поддоны устанавливаются на полках 3, которые являются конденсаторами двухфазной испарительно-конденсационной системы, состоящей из парогенератора 4, паропровода 5, парового коллектора 6, коллектора конденсата 7 и конденсатопровода 8. Образовавшийся при сушке пар конденсируется на холодной поверхности 9, охлаждаемой водой циркулирующей из агрегата ВДО, состоящего из холодильной машины и регулятора температуры (РТВ), стабилизирующего температуру холодной воды при контроле датчиком Д2 в пределах $1,5^{\circ}\text{C}$. Вакуум в камере 1 обеспечивается вакуум-насосом (ВН) и контролируется образцовым вакуумметром (М). Датчик Д1 контролирует температуру пара, его сигнал принимает регулятор (РТП) и стабилизирует температуру пара в пределах 1°C . Задание уровня температуры пара поступает с измерительно-вычислительного комплекса (ИВК).

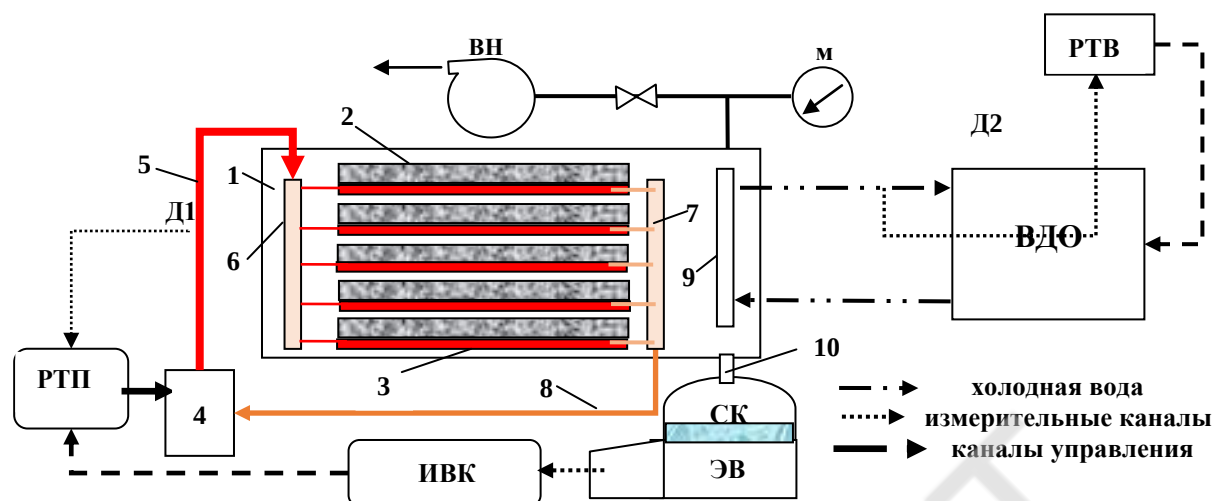


Рис.4. Схема вакуумной сушильной установки с двухфазным испарительно-конденсационным контуром.

Образовавшийся на поверхности 9 конденсат стекает на дно камеры и через патрубок 10 собирается в сборнике (СК), который устанавливается на электронных весах (ЭВ). Технические характеристики вакуумной сушилки с испарительно-конденсационным контуром приведены в табл.1.

Таблица 1. Основные технические характеристики вакуумной сушилки

	Параметр	Значение
1	Мощность, потребляемая парогенератором, Вт	3000
2	Количество полок и поддонов, шт	16
3	Загрузка поддона, кг	2 – 2,5
4	Давление в сушильной камере, кПа	5 - 15
5	Температура сушки, °С	40 - 90
6	Температура холодной воды, °С	4 - 20

Производительность установки по удаленной влаге определялась по весу конденсата.

Результаты исследований и их обсуждение.

Испытание установки проводилось на различном виде пищевого сырья (табл.2).

Таблица 2. Режимы сушки морепродуктов и растительного сырья в вакуумной установке

Сырье	Начальные условия		Параметры сушки		
	Загрузка, кг	Влажность, %	Температура, °С	Скорость удаления влаги	j, кВтч/кг влаги
Мидии и креветки	15	50	55	0,11...0,05%/мин	1,7-2
Мидии	25				
Овощи:					
морковь	4	86%	60	2...1,7 кг/час	1,2 - 1,5
свекла	4				
яблоки	3,6				

Цепочка термических сопротивлений при сушке растительного сырья характеризуется меньшими значениями, чем в случае с морепродуктами. Для мидий теплоперенос к влаге происходит через ракушки. Именно они являются значительным барьером для потока теплоты к влаге.

Растительное сырье загружалось в 6 кассет (рис.5, 6). Полученные образцы сушеных продуктов по технологическим параметрам соответствовали регламенту.

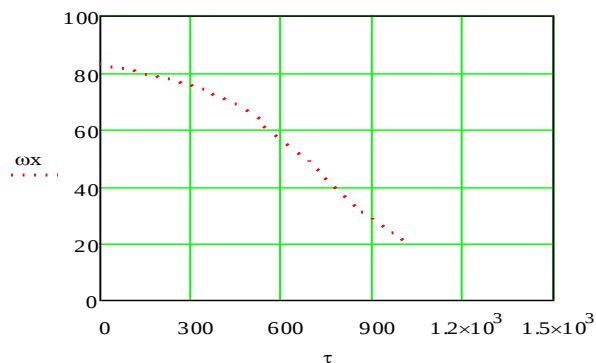


Рис. 5. Кинетика сушки яблук

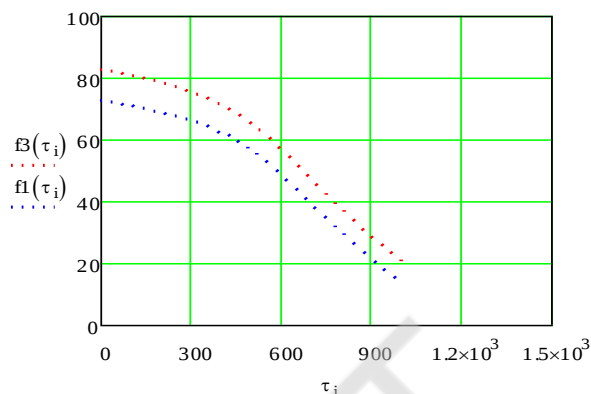


Рис. 6. Кинетика сушки буряка и моркови.

Мидии загрузались в 7 кассет, а креветки – в 1. Важным параметром при сушке морепродуктов является температура сырья. Для сохранения пищевого потенциала сырья температура термообработки не должна превышать 60°C .

Поэтому система теплоподвода ограничивала верхний уровень температур в камере 55°C . Стабилизировалась температура пара, поступающего в коллектор 6 (рис.4). температура продукта в кассетах 3 была ниже на $5 - 8^\circ\text{C}$ и не превышала 47°C . Это подтверждается термограммами, полученными с помощью тепловизионной съемки.

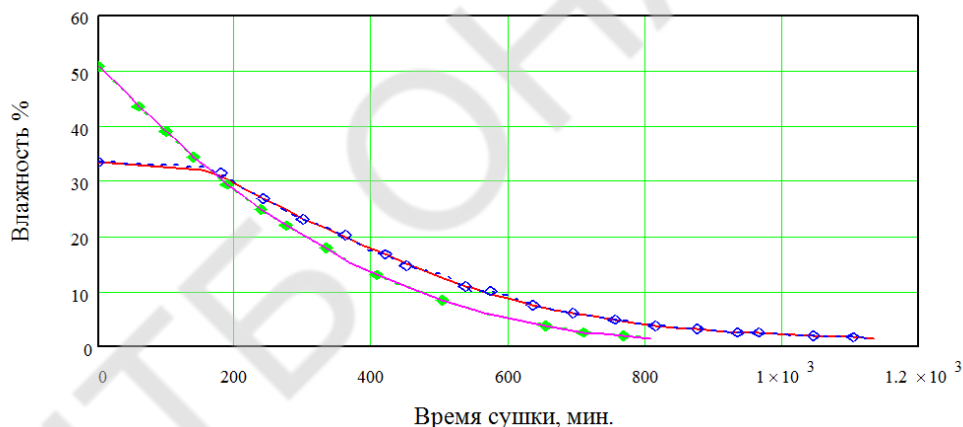


Рис. 7. Кинетика сушки мидий

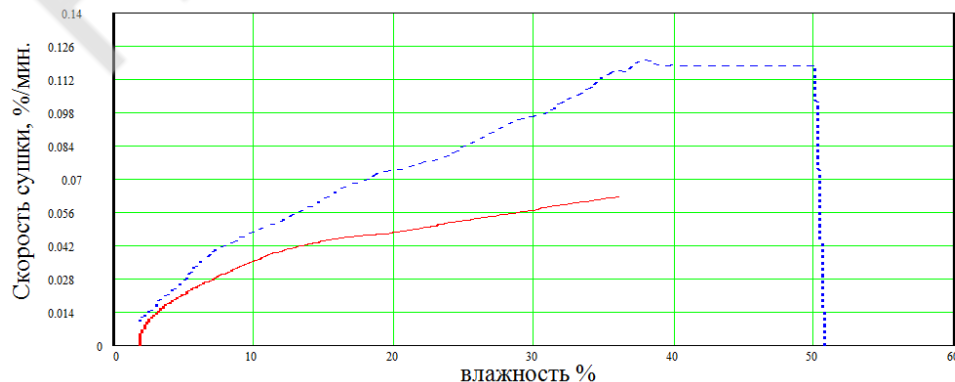


Рис. 8. Зависимость интенсивности сушки от влагосодержания мидий

Выводы.

Доказана возможность организации процесса сушки в вакууме при конденсации водяного пара непосредственно в объеме сушильной камеры. Необходимость вакуумирования камеры ограничивается 1 разом в смену.

Доказана возможность теплопередачи к поверхности продукта посредством двухфазного испарительно-конденсационного контура. Термограммы продукта, полученные с помощью тепловизора, свидетельствуют о незначительном (в пределах 1 °C) отклонении температур во всех кассетах. Уровень температур и интенсивность выхода пара из сырья показывают, что установка отвечает требованиям к инновационным образцам энергоэффективной техники сушки.

Литература.

1. Gromadzki, G. Energy game : Ukraine, Moldova and Belarus between the EU and Russia /G. Gromadzki, W. Konończuk; Stefan Batory Found. – Warsaw: Stefan Batory Found., 2007.– 47 p
2. Бурдо О.Г. Энергетический мониторинг пищевых производств – Одесса: Полиграф, 2008 – 244с.
3. Бурдо О.Г. Энергетика экоиндустрии пищевых концентратов /Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Левтринская Ю.О. // Научный информационно-аналитический инженерный журнал «Problemele energeticii regionale (Проблемы региональной энергетики)» – Кишинев, 2015г. – №3 (29) – С.112–118.
4. Долинский А.А., Малецкая К.Д. Распылительная сушка – Киев: Академперіодика, 2011.– 376 с.
5. Потапов В.А., Якушенко Е.Н. Повышение энергоэффективности сушки виноградных выжимок в массообменном модуле с кондуктивным подводом теплоты //Наук. праці Од. націон. акад. харчових технологій. – Одеса: 2013. – Вип.43, Т2. – с.179-184..
6. Bernic Mircea, Raducan Marcel, Ciobanu Eugeniu, (2013). Drying Kinetics of Sunflower Seeds using Pulsed UHF Energy Intake, TEM Journal, 2(4), pp. 305-308.
7. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок. Одесса: Полиграф, 2010 – 368с.
8. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок. Энергетический аспект /Труды межд. науч. тех. сем. Актуальные проблемы сушки и термовлажностной обработки материалов. – Воронеж: 2010.- с. 478-487.
9. Burdo O.G. Nanoscale effects in food-production technologies // Journal of Engineering Physics and Thermophysics – 2005.- Vol.78, Issue 1.- pp. 90-96.
10. Бурдо О.Г., Пищевые нанотехнологии. Херсон, 2013 – 294с.
11. Бурдо О.Г. Принципы направленного энергетического действия в пищевых нанотехнологиях /Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Бандура В.Н.// Научный информационно-аналитический инженерный журнал «Problemele energeticii regionale (Проблемы региональной энергетики)» – Кишинев, 2015г. – №1 (27) – С.79–85
12. Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Яровой И.И., Ружицкая Н.В. Исследование модуля ленточной сушки растительного сырья с комбинированным электромагнитным подводом энергии// Труды IV Международной научно-практической конференции «Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и термовлажностная обработка материалов СЭТТ-2011)». – Т.1, Москва, 2011. – С. 422 – 426.
13. The Nanotechnological Innovation in Food Industry [Text] / O.G. Burdo, A. V. Zykov, S. G. Terziev, N.V. Ruzhitskaya // International Journal of Engineering Research and Applications (IJERA) – 2016 - Vol. 6 - Issue 3 - P. 144-150.
14. Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Яровой И.И., Борщ А.А. Электромагнитные технологии обезвоживания сырья /Problemele energeticii regionale, Chisinau, №1 (18), 2012.- pp.69- 79.
15. Burdo O. et al. The technologies of targeted energy supply in food industry // MOTROL. Com. Mot. Energ. Agric. 2016. Vol. 18, № 8. P. 7–14.
16. Burdo O. et al. Development of wave technologies to intensify heat and mass transfer processes // EasternEuropean J. Enterp. Technol. 2017. Vol. 4, № 11–88.

СПОСІБ ПЕРЕРОБКИ ЯГІД ВІНОГРАДУ В НАТИВНОМУ СТАНІ

Кепін М.І., к.т.н., доц.

Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

METHOD OF PROCESSING VEGETABLE BERRIES IN THE NATURAL CONDITION

Kepin NI, Ph.D., Assoc.

Odessa National Academy of Food Technologies, Odessa

Аннотація. На експериментальному рівні досліджено можливість переробки ягід винограду сорту "Молдова" в нативному стані з метою розділення на складові – напівфабрикат (м'якоть) та відходи (фрагменти шкірки і насіння). Розділення відбувається в полі відцентрових сил з використанням нерухокої перфорованої оболонки та лопатевого ротора, який виконує обертовий рух з ягодами.

Процес переробки може бути виконано за два етапи: на першому етапі відбувається руйнування ягід, на другому – розділення одержаної суміші на складові: напівфабрикат та відходи.

Напівфабрикат може бути використаний для одержання як однорідних так і неоднорідних видів продукції (просвітлених соків та соків з м'якоттю, виноградного пюре, добавок до морозива тощо) на переробних підприємствах.

Окрім вказаних видів продукції на кафедрі "Процеси, обладнання та енергетичний менеджмент" Одеської національної академії харчових технологій розроблена установка для сушіння напівфабрикату при переробці рослинної сировини в умовах розрідження, що дає змогу одержати готову продукцію з максимальним збереженням біологічно активних речовин таких як тклапи (грузинська пастила), желе, мармелад, пеламуші, а також напівфабрикат для одержання чурчхели.

Окрім вказаного запропонований спосіб переробки дозволяє одержувати насіння без зміни вихідних властивостей, що дає можливість використовувати насіння як насіннєвий матеріал та сировину для вторинної переробки з метою одержання як харчову продукцію, так і продукцію для використання в медицині, косметології, та інших галузях.

Олія з насіння, одержана холодним способом, містить до 68 % поліненасичених кислот (Омега-3 і Омега-6) від усіх жирних кислот, бета-каротин. В олії також є мінеральні речовини: калій, кальцій, залізо та фосфор; мікроелементи – алюміній, бор, ванадій, цинк, марганець та інші мінерали. Окрім вказаного із насіння можна одержувати порошок, який використовують як в хлібопекарній галузі так і в кондитерській як заміник какао-порошка. Такий порошок багатий клітковиною, що позитивно сприяє при травленні страв. Він також містить поліфенольні речовини, які позитивно впливають на функціонування серцево-судинної системи.

Ключові слова: виноград, ягода, переробка, м'якоть, насіння, готова продукція.

Annotation. At the experimental level, the possibility of processing grape varieties "Moldova" in the native state with the aim of dividing into components - semi-finished product (pulp) and waste (fragments of peel and seeds) was investigated. The separation occurs in the field of centrifugal forces using a fixed perforated shell and a rotor blade, which performs rotational motion with berries.

The processing process can be performed in two stages: at the first stage, the berries are destroyed, on the second stage, the mixture is divided into components: semi-finished product and waste.

Semi-finished products can be used to produce both homogeneous and heterogeneous products (clarified juices and juices with pulp, grape puree, additives to ice cream, etc.) at processing plants.

In addition to these types of products, the plant "Processes, equipment and energy management" of the Odessa National Academy of Food Technologies has developed a plant for drying vegetable half-finished products under vacuum to produce such products as clappi (Georgian pastille), jelly, marmalade, pelamushi, obtaining churchkhela with maximum preservation of biologically active substances.

In addition, the proposed method of processing allows you to obtain seeds without changing the original properties, which is a positive trend for using them as seed and raw materials for secondary processing in order to obtain both food products and products for use in medicine, cosmetology and other industries.

Oil from seeds, obtained in a cold way, contains up to 68% of polyunsaturated acids (Omega-3 and Omega-6) from all fatty acids, beta-carotene. The oil also contains mineral substances: potassium, calcium, iron and phosphorus; microelements - aluminum, boron, vanadium, zinc, manganese and other minerals. In addition to the mentioned seeds,

it is possible to produce a powder which is used both in the baking industry and in the confectionery industry as a substitute for cocoa powder. Such a powder is rich in fiber, which promotes digestion of dishes. It also contains polyphenolic substances, which have a positive effect on the functioning of the cardiovascular system.

Key words: grapes, berry, processing, pulp, seeds, finished products.

Вступ. В сучасних умовах основними перспективними напрямками переробної промисловості на всіх етапах є: застосування інноваційних режимів і технологій, які дозволять не лише збільшити вихід готової продукції, а й також зберегти біологічно цінні речовини в її складі; використання технологій комплексної (безвідходної) переробки сировини; перехід виробництва на енергозберігаючі технології.

Основними чинниками, які впливають на дотримання перших двох напрямків є режими переробки і вид сировини відповідно. Наявність в першому випадку необхідності виконання теплової обробки продукту за температури, вище якої відбуваються негативні зміни вихідних властивостей сировини, приводить до зниження харчової цінності кінцевого продукту.

В другому випадку відповідність або невідповідність виконання процесів переробки за принципами безвідходних технологій в основному залежить від виду сировини, фізичних та структурно-механічних (реологічних) властивостей окремих її видів. Наприклад, при переробці більшості насінневих та зерняткових рослинних культур, в залежності від вимог до кінцевого продукту, кількість відходів а також можливостей їх переробки як вторинної сировини значно ускладнює виконання вимог безвідходних технологій в порівнянні з кісточковими культурами.

Одним із напрямків переробки рослинної сировини в харчовій промисловості є виноробна галузь. Основні види продукції, яку одержують внаслідок бродіння, включають вина натуральні, кріплені, шампанські, газовані, коньяки та інші алкогольні напої. Окрім вказаних видів продукції виноград слугує цінною сировиною для виробництва негазованих та газованих просвітлених соків, соків з м'якоттю, виноградного пюре та інших продуктів [1]. Також виноградний сік слугує основною складовою при виготовленні таких страв як пеламуші, чурчхела, тклапи (грузинська пастила).

Формулювання задачі та аналіз літературних джерел. В роботах [2, 3] за результатами експериментальних досліджень показана можливість переробки плодів кісточкових культур в нативному стані з використанням перфорованих оболонок в умовах відцентрового поля з метою розділення плодів на напівфабрикат (м'якоть) та відходи (кісточки). М'якоть подають на подальшу переробку а кісточки є цінною вторинною сировиною. Показано, що до основних переваг такого способу переробки відносять можливість збереження біологічного потенціалу вихідної сировини за рахунок вилучення теплової обробки плодів на етапі попередньої переробки, що, в свою чергу, приводить до зменшення витрат теплової енергії.

Ягоди винограду є складовою грон (кетягів), які подаються на підприємства первинного виноробства. Другою складовою грон є гребені, на яких за допомогою плодоніжок утримуються ягоди.

Схеми переробки винограду значно відрізняються між собою за причиною технологічних вимог до кінцевих продуктів.

При виробництві вина та виноматеріалів існує два способи переробки винограду: по білому і червоному способам, які залежать від тривалості контакту суслу з твердими частинами грону (фрагментами гребенів, шкірки, клітинними оболонками та насінням) при умові, що основна частка гребенів була відокремлена на попередній стадії за допомогою гребеневідокремлювачів [4].

В обох випадках внаслідок пресування одержують до 20 % вичавок, в яких масова частка насіння досягає 25 %. При цьому треба зважити на те, що при переробці за білим способом в насінні зберігаються вихідні біологічні властивості в той час як при використанні переробки за червоним способом насіння втрачає такі властивості за рахунок їх екстрагування під час бродіння.

Схема переробки вичавок з метою одержання насіння представляє собою доволі складний процес і включає наступні операції [5]: промивання вичавок гарячою водою, виділення насіння із промитих вичавок, його сушіння та пакування.

Передбачається, що при реалізації пропонованого способу переробки ягід основною складовою буде насіння з незначним вмістом фрагментів гребенів і шкірки, відокремлення яких від насіння можна буде реалізувати способом центрифугування в безперервному режимі.

Пропонований спосіб переробки ягід пов'язаний з їх механічним руйнуванням. При цьому важлива роль приділяється аналізу їх будови, вивчають властивості окремих складових та зв'язок між ними. Такий підхід дозволяє встановлювати оптимальні режими переробки сировини, створювати ефективні технологічні схеми її переробки, проектувати нове обладнання.

Складовими ягоди є шкірка, м'якоть і насіння. В залежності від сорту винограду вміст ягоди від її маси складає: м'якоть (75...85), шкірка (15...21), насіння (3...6) %. Основною складовою при виготовленні різних видів продукції є м'якоть.

Із сукупності фізичних властивостей, які можуть впливати на процес переробки пропонованим способом, основними можна вважати розмір і форму, із структурно-механічних властивостей – міцність складових ягід.

За розміром ягоди поділяють на чотири групи при умові що розмір пропорційний їх діаметру. За цим показником ягоди розділяють на наступні групи, мм: дрібні – до 13, середні – (13,1...18), крупні – (18,1...23), більше 23 мм – дуже крупні.

Для ягід, форма яких відрізняється від форми кулі, умовний діаметр визначають за двома геометричними показниками: висоті і максимальним діаметром або максимальній ширині по висоті.

Для характеристики форми ягід використовують індекс форми $U = H / D$, де H і D відповідно висота і діаметр ягоди в найбільшому поперечному перерізі. При $U < 1$ ягоди сплюснуті; при $U \approx 1$ – округлі; при $U = (1,1...1,3)$ – висота ягоди помітно перевищує максимальний діаметр; при $U = (1,3...1,6)$ – висота ягоди значно перевищує максимальний діаметр; $U > 1,6$ – ягода має витягнуту форму.

Товщина і міцність шкірки, а також густина (консистенція) м'якоті ягід відрізняються у сортів винограду настільки суттєво, що вказані особливості є сортовими ознаками. За вказаними чинниками сорти винограду умовно розділяють на три групи: сорти, в яких шкірка тонка і легко руйнується; сорти, в яких шкірка за показниками товщини і міцності перевищує першу групу і сорти, в яких за товщиною і міцності шкірки перевищують другу групу.

Шкірка ягід складається із епідермісу і декількох шарів клітин, які містять фарбувальні речовини. Останні формують колір ягід. Епідерміс покритий кутикулою. Шкірка покрита шаром воскоподібної речовини, яку іноді називають пруюном.

М'якоть являє собою найбільш важливу частину ягоди. Після досягнення повної зрілості м'якоть становить від 75 до 85% загальної маси ягоди. Вона складається майже виключно з вакуолярного соку своїх великих клітин. Тверді частинки, що складаються із залишків дуже тонких целюлозних перегородок і дуже тонких судинно-волокнистих пучків і утворюють каламутний осад, ледь досягають 0,5% маси м'якоті, внаслідок чого на практиці не роблять різниці між складом м'якоті і складом сусла.

Насіння ягід винограду європейських сортів в основному мають овально-грушоподібну форму: в верхній частині вони округлі, в нижній – витягнуті у вигляді носика. Їх розмір залежить від кількості в ягоді – чим їх більше тим розміри менші. Висота коливається в діапазоні (3...6) мм.

Виноградна ягода нормально повинна мати чотири насіння, що розвинулися з яйцеклітин, які існують в квітколожі, але майже завжди їх буває менше: три, два або найчастіше одне через відсутність або незапліднення однієї, або декількох зародкових клітин. Маса насіння в одній ягоді складає (3...6) %.

Насіння є цінною вторинною сировиною для виробництва олії і порошку. Склад насіння і вміст кожної складової залежить від сорту, умов вирощування, агротехніки та інших чинників і становить, %: вода – (25...45); вуглеводи – (34...36); олія – (13...20); танін – (4...6); речовини, які включають азот – (4,0 ...6,5); мінеральні речовини – (2...4); жирні кислоти – 1.

Згідно класифікації харчових продуктів за реологічними показниками і текстурними ознаками [7] ягоди винограду являють собою висококонцентровані дисперсні системи з просторовими структурами, властивості яких, як біологічно активних систем, постійно змінюються від моменту запліднення до стану стиглості.

Харчова сировина, напівфабрикати та продукти відносяться до реальних тіл, яким властива пружність, пластичність та в'язкість. В залежності від виду, тривалості та швидкості навантаження реального тіла деякі із структурно-механічних (реологічних) властивостей проявляються особливо яскраво, в той час як інші ледь помітні якими можна нехтувати [6, 7].

В залежності від характеру та величини прикладених до плодів зовнішніх сил їх форма та лінійні розміри змінюються завдяки деформації. При цьому вони можуть пружними (зворотними) або пластичними (незворотними). Якщо зовнішні сили не перевищують деякої межі, то зміщення частин із рівноважного стану не відбувається і деформації, які при цьому виникають, будуть зворотними, тобто початкова форма та розміри не змінюються.

Пластична деформація виникає при навантаженнях, які перевищують межу пружності. При цьому відбувається руйнування внутрішньої структури тіла без його поділу на окремі фрагменти. Але перевищення межі пластичної деформації приводить до повного руйнування тіла на окремі фрагменти.

Таким чином, процес переробки ягід винограду зазначеним способом полягає у визначенні режимів, при яких відбувається їх руйнування. При цьому, на підставі аналізу процесу переробки кісточкових культур, передбачається, що процес переробки ягід винограду з метою розділення необхідно виконувати в два етапи. На першому етапі необхідно виконати руйнування ягід, на другому – виконати розділення одержаної суміші на складові. Для цього треба визначити як геометричні так і кінематичні параметри ефективного виконання зазначеного процесу переробки.

Матеріали та методи дослідження. Для визначення ваги ягід до і після проведення експерименту використовували електронні ваги ТВЕ-0,6-0,01, секундомір СДСпр-1-2-000. В якості об'єкта дослідження використовували виноград сорту "Молдова" врожаю 2017 р.

Послідовність виконання експериментів полягала в наступному. Від грону відокремлювали ягоди без механічних пошкоджень і випадковим чином формували партію згідно з планом проведення експериментів. На кожному рівні експерименти проводили в десятикратній повторності.

За допомогою експериментальної установки, опис якої подано в роботі [3], варіювали і контролювали наступні параметри процесу: діаметри отворів перфорованих ділянок на рівнях 2, 4, 6, 8 та 10 мм; частоту обертання лопатей на рівнях 600, 900, 1200, 1500 та 1800 об/хв, що відповідало їх коловій швидкості 3,93; 5,89; 7,85; 9,81 та 11,78 м/с при внутрішньому діаметрі перфорованої оболонки 125 мм.

За допомогою стробоскопу в холостому режимі встановлювали необхідну частоту обертання обертів лопатей згідно рівня проведення експерименту. Після цього відключали електродвигун, встановлювали плід в гніздо, включали електродвигун з одночасним включенням секундоміра. Фіксували час переробки плоду, після чого вимикали електродвигун з одночасною зупинкою секундоміра. Визначали залишкову масу. Розділивши різницю вихідної і залишкової мас ягоди на час її переробки визначали інтенсивність руйнування ягід в залежності від умов експерименту. З метою запобігання впливу ягід між собою дослідження виконували з одиничними екземплярами.

Дослідження виконували за класичним методом, при якому на кожному рівні досліджували вплив кожного фактора окремо, решту факторів фіксували на сталому рівні.

Для визначення середнього значення міцності ягід в вихідному стані (міцність шкірки разом з м'якоттю) на прокол випадковим чином відібрали шість зразків і на кожному із них визначали міцність на різних трьох ділянках поверхні. Після цього з плодів відокремлювали шкірку і визначали міцність м'якоті також на різних трьох ділянках поверхні. Міцність визначали за допомогою пенетрометра з циліндричним індентором площею 1 мм².

Середні значення міцності становлять, гс/мм²: ягід – 112; м'якоті – 44,2. Таким чином, міцність покривної тканини (шкірки) разом з м'якоттю (ціла ягода) в 2,5 рази перевищує міцність м'якоті для даного сорту.

Результати досліджень. На рис. 1 подано зразки фрагментів шкірки в залежності від колової швидкості лопатей та діаметрів отворів перфорації.

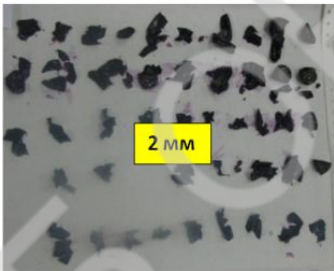
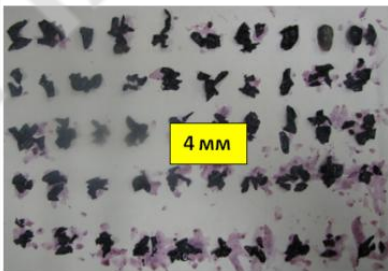
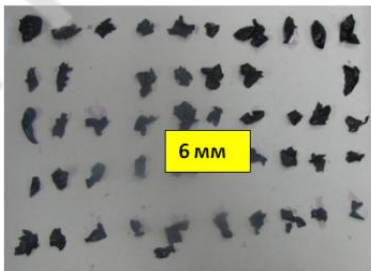
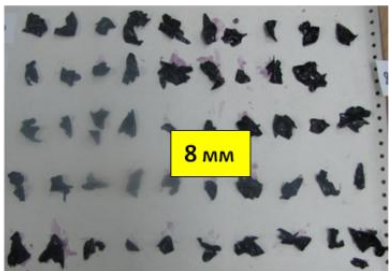
Колова швидкість лопатей, м/с	Діаметр отворів перфорації, мм	
	2	4
3,93		
5,89		
7,85		
9,81		
11,78		
Колова швидкість лопатей, м/с	Діаметр отворів перфорації, мм	
	6	8
3,93		
5,89		
7,85		
9,81		
11,78		

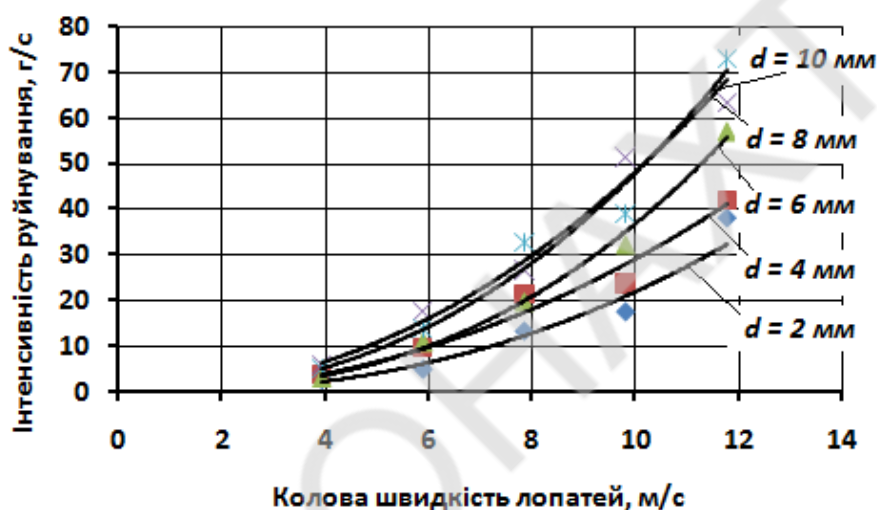
Рис. 1 – Зразки фрагментів шкірки процесу руйнування ягід в залежності від колової швидкості лопатей та діаметрів отворів перфорації

В таблиці 1 подано середні значення за десятима повторами інтенсивності руйнування ягід в залежності від колової швидкості лопатей та діаметрів отворів перфорації.

Таблиця 1 - Середні значення інтенсивності руйнування ягід в залежності від колової швидкості лопатей та діаметрів отворів перфорації

Колова швидкість лопатей, м/с	Інтенсивність руйнування ягід, г/с				
	Діаметр отворів перфорації, мм				
	2	4	6	8	10
3,93	2,80	3,93	3,20	6,22	5,20
5,89	5,14	9,69	11,01	17,79	13,90
7,85	13,50	21,38	19,79	26,77	32,60
9,81	17,75	23,73	32,32	51,37	38,93
11,78	38,34	41,79	57,03	63,26	72,80

На рис. 2 подано графічні залежності за експериментальними даними згідно табл. 2.

**Рис. 2 – Залежність інтенсивності руйнування ягід від колової швидкості лопатей та діаметрів отворів перфорації**

Висновки. 1. Інтенсивність руйнування ягід залежить від колової швидкості лопатей та діаметрів отворів перфорації із збільшенням яких інтенсивність руйнування збільшується.

2. Процес переробки ягід доцільно виконувати за два етапи: на першому етапі виконувати подрібнення сировини з використанням оболонок з діаметрами отворів 8 або 10 мм, на другому – виконувати розділення суміші на м'якоть (клітинний сік, фрагменти клітинних оболонок та шкірки) та насіння. При цьому необхідно використовувати оболонки з діаметрами отворів в діапазоні (1...2) мм.

3. В залежності від складу напівфабрикату останній можна подавати на подальшу переробку для виготовлення консервованої продукції з необхідною при цьому тепловою обробкою в теплообмінниках безперервної дії, безпосередньо подавати на сушіння в умовах розрідження для виготовлення пастоподібної продукції (напівфабрикат після другого етапу) або фасувати в асептичних умовах (напівфабрикат після першого етапу). Можливі і інші напрямки переробки.

4. Пропонована схема переробки може бути реалізована згідно умовам безвідходних технологій.

Література.

1. Справочник по виноделию / Под ред. Г.Г. Валуйко. - М.: Агропромиздат, 1986. - 447 с.
2. Кепін М.І. Використання методів теорії подібності та розмірностей при фізико-математичному моделюванні процесів переробки плодів кісточкових культур холодним способом // Наукові праці [Одеської національної академії харчових технологій]. - 2016. - Том 80. Вип. 1. - С. 146-149.
3. Кепін М.І. Моделювання процесу переробки плодів кісточкових культур у свіжому стані на перфорованій поверхні в полі відцентрових сил // Пищевая наука и технология. - Одеса: ОНАХТ. - 2016. - Том 10. Вип. 2. - С. 66-72.
4. Зайчик Ц.Р. Оборудование предприятий винодельческого производства. - 3-е изд., перераб. и доп. - М.: Агропромиздат, 1992. - 384 с.

5. Огай Ю.А. Технология переработки виноградной выжимки в непрерывном потоке // Труды научного центра виноградарства и виноделия. - Ялта: ИВиВ «Магарач», 1999. - С.78-83.
6. Реометрия пищевого сырья и продуктов: Справочник / Под ред. Ю.А. Мачихина. - М.: Агропромиздат. - 1990. - 271 с.
7. Лонцин М., Мерсон Р. Основные процессы пищевых производств: Пер. с англ. - М.: Легкая и пищевая пром.-сть, 1983. - 384 с.

УДК 628.16.084:66.065.5.045.5

ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ПРОЦЕСУ ОЧИЩЕННЯ ВОДИ З ЗАСТОСУВАННЯМ МЕТОДУ БЛОЧНОГО ВИМОРОЖУВАННЯ

Трішин Ф.А., Светлічний П.І., Трач О., Орловська Ю.

Анотація. Метою роботи є вивчення впливу ультразвуку малої потужності на процеси тепло- і масообміну в установках блочного виморожування. Доведено, що ефективним засобом управління потоками енергії при блочному виморожуванні є застосування ультразвукового поля. Зафіксовано збільшення маси блоку льоду завдяки зростанню коефіцієнту масовіддачі на 15-20%, зниження вмісту солей в стоках на 40% та зниження пористості блоку льоду на 22%. Визначено залежність кінетики сепарування та кристалізації блоку льоду від потужності і частоти ультразвуку. Методами теорії подібності проведено узагальнення отриманих експериментальних даних. Отримана залежність $St_w(Eu_w, Gr)$, що може бути використана для оптимізації та конструкторських розрахунків установок блочного виморожування з ультразвуковим інтенсифікатором в діапазоні частот від 20 до 60 кГц.

INTENSIFICATION OF THE WATER CLEANING PROCESS WITH APPLICATION OF THE BLOCK CLEANING METHOD

Trishin F.A., Svetlichnyi P.I., Trach O.R., Orlovskaya Yu.V.

Abstract. For the period from 1900 to 1995, freshwater consumption in the world increased six-fold. Scientists predict that by 2030, 47 % of the population of the Earth will have difficulty with access to drinking water. In that regard, the development of energy-efficient methods for obtaining purified water is of practical and scientific interest. 96% of total desalinated water in the world is obtained with distillation desalination plants, 2.9% – with electrodialysis plants, 1% – by reverse osmosis plants, and 0.1% – with the share freezing and ion exchange desalination plants. There is a growing interest in the technologies of block freezing for water cleaning. Systems of this type are characterized by simplicity of design, compactness, and energy efficiency. Over the last years, the interest in intensification of the processes which use ultrasonic radiation has been increased. Despite a wide range of studies, the use of moderate and low power ultrasound to crystallize and separate water is still insufficiently studied. The objective of this work is to study the influence of the low power ultrasound on the processes of heat and mass exchange in block freezing units. In experiments, an ultrasonic generator with variable frequency (from 10 to 80 KHz) and power used. The use of ultrasonic field has been proved to be an effective method of controlling energy flow during block freezing. It has been established that ultrasound increases the mass of ice, and intensifies the freezing process. It has been observed that the ice block mass increases when the weight ratio increases by 15-20 %, and the salt content in the drains and the ice block porosity decrease by 40 % and by 22 %, respectively. It has been determined that there is dependence of the separation and crystallization kinetics of the ice block from the ultrasound power and frequency. Low temperature separation under the influence of ultrasonic fields characterized by significantly lower energy consumption compared with traditional distillation. To summarize the obtained experimental data, the methods of similarity theory have been used. The dependence $St_w(Eu_w, Gr)$ has been obtained which can be used for optimization and design calculations of block freezing units with ultrasonic intensifier within the frequency range of 20 KHz to 60 KHz. Ключові слова: моделювання, кристалізація, пористість, концентрація, температура, теплопередача.

Keywords: modeling, crystallization, porosity, concentration, temperature, heat transfer.

Вступ. Наразі в світі значно збільшуються масштаби споживання води, і, відповідно, її дефіцит, що може стати причиною погіршення умов проживання та уповільнити економічний розвиток країн, що зазнають нестачі питних ресурсів. В першу чергу це стосується густонаселених регіонів Землі, де відносно небагато великих річок і зосереджена велика кількість промислових підприємств. За період з 1900 по 1995 рік споживання прісної води в світі збільшилося в шість разів, що в два рази випереджає темпи приросту населення. Вже сьогодні близько третини населення планети відчуває проблеми з отриманням якісної прісної води, оскільки проживає в країнах, які споживають воду в обсязі, що на 10 відсотків перевищує наявні у них запаси. Прогнозують, що до

2030 року ситуація істотно погіршиться та ця цифра буде складати вже 47%, або майже 4 млрд. осіб [1]. У 1970-ті роки на одного жителя земної кулі припадало в середньому близько 11 тис. м³ на рік поверхневих вод, в 1980-ті – вже 8,7 тис., а в кінці XX ст. – 6,5 тис. м³ на рік [2,3,4]. В зв'язку з такою ситуацією розробка енергоефективних способів отримання очищеної води представляє практичний та науковий інтерес. З усього обсягу опрісненої води, що отримується зараз в світі, 96% припадає на частку дистильційних опріснювальних установок, 2,9% – електродіалізних, 1% – оберненого осмосу і 0,1% – на частку виморожуючих та іонообмінних опріснювальних установок [5]. Зазначимо, що через низьку енергоефективність дистильційних опріснювальних установок частка альтернативних способів очищення води постійно зростає. Оскільки, витрати енергії на утворення льоду в 6,7 разів менші ніж витрати енергії на випаровування, то виморожуючі установки мають значні перспективи розвитку. В першу чергу це стосується систем блочного виморожування, оскільки вони характеризуються простотою конструкції, компактністю та енергетичною ефективністю. Подальше поширення цих установок можливе при появі нових способів підвищення їх енергоефективності.

Літературний огляд. В останні роки підвищується інтерес до технологій інтенсифікації процесів за допомогою ультразвукового випромінювання, зокрема, з використанням потужного ультразвуку. Потужний ультразвук характеризується потужністю від 10 Вт/см² і до 1000 Вт/см², в залежності від області застосування [6,7]. При цьому частоти можуть бути надзвичайно низькими, порядку тисяч герц. Типові робочі частоти для більшості систем на основі потужного ультразвуку становлять від 20 до 100 кГц, хоча в деяких випадках застосовуються і частоти до 10 кГц і вище 500 кГц. В деяких системах очищення або сонохімії можна зустріти навіть мегагерцовий діапазон. Застосування потужного ультразвуку до рідких середовищ викликає ряд широко відомих ефектів: акустичну кавітацію [8,9], ультразвуковий капілярний ефект [10,11,12], сонолюмінісценцію [11], прискорення процесів дифузії [13], а також ряд хімічних ефектів [14]. Встановлено, що ультразвукове випромінювання має позитивний вплив на процес вирощування кристалів з розчину [15,16], покращує процес очищення води від забруднень [17], підвищує ефективність різноманітних процесів обробки продуктів в харчовій промисловості [18,19,20,21,22], а також покращує процеси тепло- і масопереносу [23].

Мета роботи та аналіз схеми процесу. Незважаючи на широкий спектр досліджень, все ще недостатньо вивчене застосування ультразвуку середньої і малої потужності, а також застосування ультразвукового випромінювання до процесів кристалізації і сепарації води. Запропонована гіпотеза, що енергоефективність процесу блочного виморожування можна підвищити за допомогою впливу ультразвуку середньої і малої потужності. Передбачається, що організація локального впливу ультразвуковим генератором на поверхню фазового контакту «лід-вода», дозволить здійснювати формування блоку льоду з більш щільною упаковкою кристалів, а на стадії сепарування – більш ефективну евакуацію розчинів з пористої структури блоку льоду. Блок льоду – це своєрідна система з порами (капілярами), під впливом ультразвуку молекули незамерзлого сольового розчину розхитуються, що полегшує їх вихід з пористої структури блоку, це теоретично дозволяє значно скоротити час сепарування.

Розглянемо фізику процесу виморожування на прикладі базової установки блочного типу (рис.1).

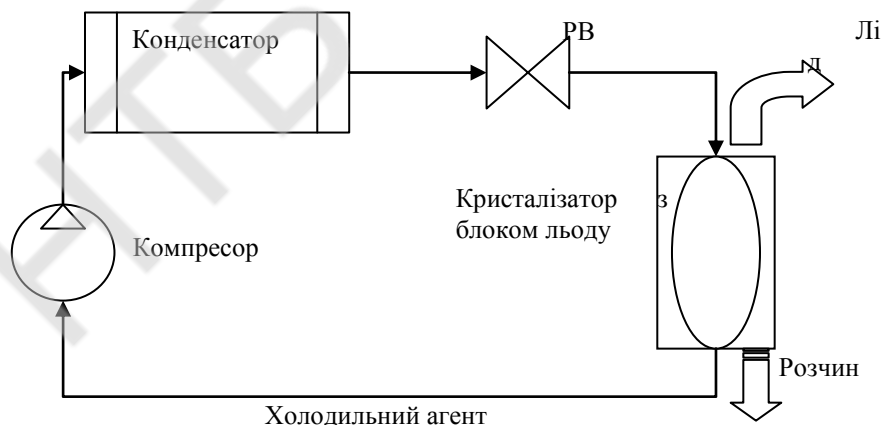


Рис. 1. Схема базової технології блочного виморожування.

Рівень температур процесу виморожування стабілізується регулюючим вентилем (РВ). Використання енергії льоду в даній схемі не передбачено, одна схема може бути легко вдосконалена для того, щоб теплота плавлення льоду використовувалась в холодильному циклі для зниження температури холодильного агента перед дроселюванням. З розчину на кристалізаторах формується блок кристалів льоду, після чого, розчин, що залишився видаляється з концентрату. Утворений блок льоду відокремлюється від кристалізатора та проходить етап гравітаційного сепарування. Нетривалий процес відтаювання супроводжується плавленням тонкого поверхневого шару блоку, вода, що утворилася внаслідок цього процесу, змиває розчин солі з поверхні блоку та капілярних об'ємів. Після цього проводиться розплавлення льоду та отримується очищена вода. Таким

чином, можна забезпечити безперервний процес опріснення, процес легко механізувати, ним легко управляти. В якості охолоджуючого середовища можна використовувати холодильний агент, наприклад, холодне повітря з навколишнього середовища. Інтерес представляють співвідношення матеріального балансу процесів кристалізації і сепарування, рівняння теплового балансу і термодинамічні умови фазового рівноваги в системі «розчин - лід». Розглянемо балансові моделі процесу блочного виморожування. На вхід в кристалізатор надходить розчин з концентрацією X_s в кількості G_s (рис. 2).

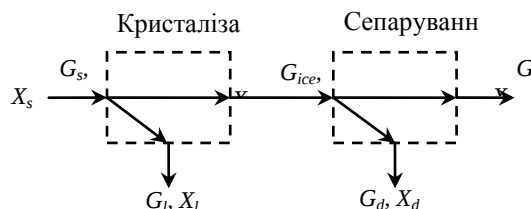


Рис.2. Схема матеріальних потоків.

З концентратора виходить розчин з концентрацією X_l в кількості G_l і лід, маса якого G_{ice} .

У порах льоду міститься рідина, концентрація якої в блоці льоду – X_{ice} . Після сепарування відокремлюються стоки в кількості G_d з концентрацією X_d .

Розплав льоду, маса якого G_m , має концентрацію X_m . На практиці легко вимірюються параметри: G_s , X_s , G_l , X_l , G_d , X_d . Для розрахунку інших параметрів складаються системи рівнянь.

Для процесу кристалізації:

$$\left. \begin{aligned} G_l + G_{ice} &= G_s \\ G_l X_l + G_{ice} X_{ice} &= G_s X_s \end{aligned} \right\} \quad (1)$$

З першого співвідношення в (1) знаходиться G_{ice} , яке підставляється в друге рівняння і, після нескладних перетворень, визначається зміст сухих речовин в блоці льоду:

$$X_{ice} = \frac{G_s X_s - G_l X_l}{G_s - G_l} \quad (2)$$

Для процесу сепарування:

$$\left. \begin{aligned} G_d + G_m &= G_{ice} \\ G_d X_d + G_m X_m &= G_{ice} X_{ice} \end{aligned} \right\} \quad (3)$$

Значення G_{ice} і X_{ice} отримані з розрахунку кристалізатора. Аналогічно (9) знаходяться концентрації солей в розплаві льоду:

$$X_m = \frac{G_{ice} X_{ice} - G_d X_d}{G_{ice} - G_d} \quad (4)$$

Розглянемо схему енергетичних потоків в установці блочного виморожування для демінералізації води.

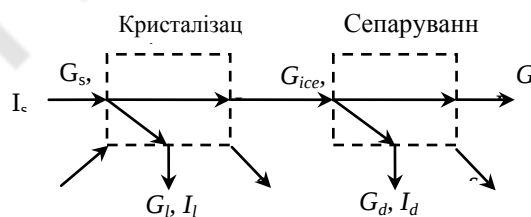


Рис. 3. Схема енергетичних потоків.

В технологічну лінію (рис. 3) ззовні надходить 2 потоки енергії: з вихідною сировиною ($Q_m = G_s I_s$) і електрична (N). У загальному випадку енергія може витратитися на роботу компресора, систему термостатування при сепарування блоку льоду і на роботу зовнішніх інтенсифікаторів процесу кристалізації і сепарування. Енергія N витрачається на охолодження розчину від початкової температури до температури кристалізації (Q_r) і безпосередньо на процес льодотворення ($Q_c = G_{ice} \Omega$).

Результати експериментальних досліджень. В досліді з вивчення впливу ультразвукового поля на фізичні параметри процесу кристалізації та сепарування. був застосований ультразвуковий генератор зі змінною частотою (від 10 до 80 кГц).

Встановлено, що ультразвук збільшує масу льоду, та інтенсифікує процес виморожування (рис.4). 20 КГц.

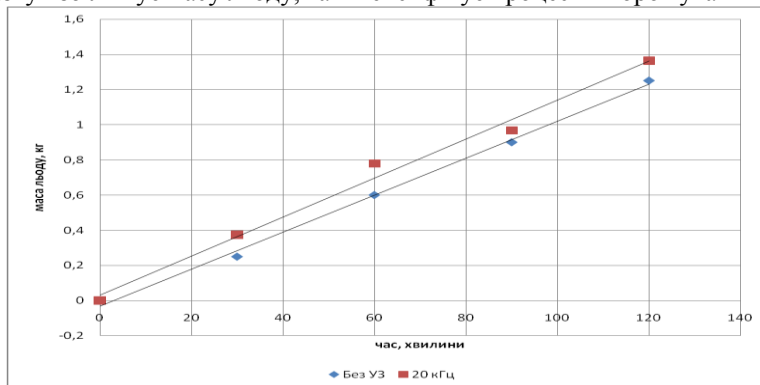


Рис. 4. Вплив ультразвуку на масу блоку льоду.

Під впливом ультразвуку частотою 20 кГц маса блоку льоду зростає швидше ніж в контрольному випадку (рис. 4). Аналогічна залежність спостерігається і для інших частот.

Важливим параметром, що характеризує процес кристалізації є коефіцієнт масовіддачі:

$$\beta = \frac{V}{\tau S_{ice} (X_{cr} - X_c)} \quad (5),$$

де τ – тривалість процесу, S_{ice} – поверхня блоку льоду, V – його об'єм, X_{cr} – вміст солей при криоскопічній температурі, а X_c – вміст солей при поточній температурі.

Отримано залежність коефіцієнту масовіддачі від частоти (рис. 5).

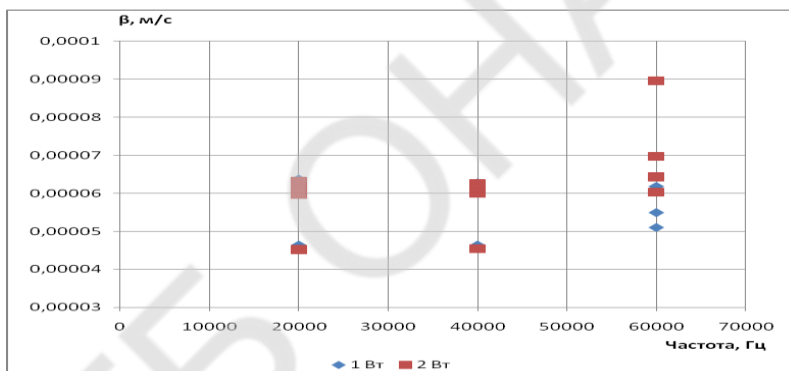


Рис. 5. Залежність коефіцієнту масовіддачі від частоти ультразвукового випромінювання при різних потужностях.

Можна побачити (рис. 5), що коефіцієнт масовіддачі зростає при підвищенні частоти від 20 до 60 кГц.

Для проведення конструкторських розрахунків установок блочного виморожування важливо отримати формулу, що характеризує параметри апарату. Для цього звернемось до теорії подібності та розглянемо залежність $St_w(Eu_w, Gr)$, де індекс w означає хвильовий.

Враховуючи залежності швидкості від параметрів хвильового перемішування та опираючись на теорію подібності та літературні джерела [24,25] отримаємо наступну формулу для хвильового числа Ейлера:

$$Eu_w = \frac{q_v}{\mu f^2} \quad (6)$$

Конвективні процеси в апараті характеризує число Грасгофа:

$$Gr = \frac{g \beta_v \Delta t h^3}{\nu^2} \quad (7)$$

В якості розміру, що характеризує параметри апарату h , виберемо більший розмір виморожуючої установки, тобто довжину, β_v – коефіцієнт об'ємного розширення.

Число Стантона хвильового, з якого розраховується коефіцієнт масовіддачі (β) визначається за формулою:

$$St_w = \frac{\beta}{df} \quad (8),$$

Використовуючи теорію подібності, та запропоновані хвильові числа, що приведені вище, отримано рівняння для визначення хвильового числа Стантона:

Відповідно розраховується за формулою:

$$St_w = 0.56Gr^{-0.65}Eu_w^{0.32} \quad (9)$$

Формула (9) може бути використана для оптимізації та конструкторських розрахунків установок блочного виморожування з ультразвуковим інтенсифікатором в діапазоні частот від 20 до 60 кГц.

Наступним етапом роботи було дослідження процесу сепарації [3]. Доказано, що застосування ультразвуку значно знижує концентрацію солей в стоках, що підвищує енергетичну ефективність процесу (рис.6).

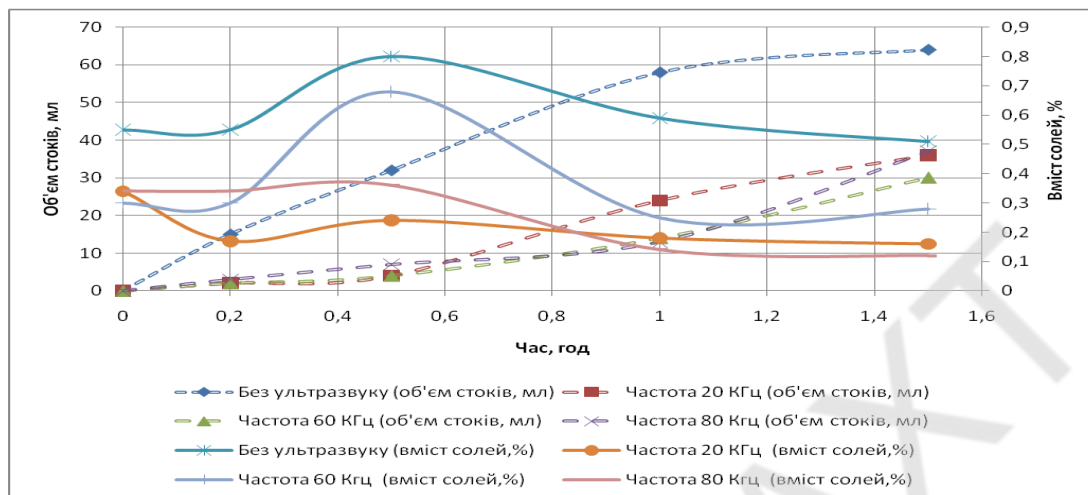


Рис.6. Вміст солей в стоках та об'єм стоків для різних параметрів УЗ випромінювача.

Отримані результати (рис.6) показують, що ультразвук сприяє більш щільній упаковці кристалів та зменшує пористість сформованого блоку льоду.

Висновки.

В рамках роботи проведено дослідження процесу кристалізації та сепарування блоку льоду в ультразвуковому полі. Експериментально показано, що використання ультразвукового інтенсифікатора дозволяє підвищити енергоефективність процесу, зокрема зафіксовано збільшення маси блоку льоду завдяки зростанню коефіцієнту масовіддачі на 15-20%, зниження вмісту солей в стоках на 40% та зниження пористості блоку льоду на 22%. Це можна пояснити меншим значенням пористості блоку, більш швидким його наморозуванням і більш щільною упаковкою кристалів. При цьому слід зауважити, що низькотемпературне розділення під впливом ультразвукових полів характеризується витратами енергії значно нижчими в порівнянні з традиційною дистилляцією. Для процесу кристалізації було отримано залежність $St(Eu_w, Gr)$, яка дозволяє проводити оптимізацію та конструкторські розрахунки установок блочного виморожування з ультразвуковим інтенсифікатором в діапазоні частот від 20 до 60 кГц.

Література

1. Four billion people facing severe water scarcity [Електронний ресурс] // Science Advances. – 2016. – Режим доступу до ресурсу: <http://advances.sciencemag.org/content/2/2/e1500323.full>
2. Хвесик М. А. Водні ресурси – інвестиція сьогодення і перспектива майбутнього / М. А. Хвесик, В. М. Мандзик. // Інвестиції: практика та досвід. – 2009. – №1. – С. 2–8.
3. Шимко Д. А. Проблема дефіцита пресної води в мирі / Д. А. Шимко, О. Б. Бондарчик. // AlfaBuild. – 2017. – №1. – С. 7–15.
4. Данилов-Данильян В. И. Глобальная проблема дефицита пресной воды / В. И. Данилов-Данильян. // Век глобализации. – 2008. – №1. – С. 45–56.
5. Мосин О. В. Установки опреснения морской воды / О. В. Мосин. // Сантехника, Отопление, Кондиционирование. – 2012. – №1.
6. Karl F. Graff, Juan A. Gallego-Juárez. Power Ultrasonics. Applications of High-intensity Ultrasound. Woodhead Publishing, 2014, 1166p.
7. J. David N. Cheeke. Fundamentals and Applications of Ultrasonic Waves, Second Edition. CRC series in pure and applied physics, 2017, 504p.
8. Leighton T.G. The Acoustic Bubble. London: Academic Press, 1994. 611 p.
9. Choi, P. K. (2017). Sonoluminescence and acoustic cavitation. *Japanese Journal of Applied Physics*, 56(7S1), 07JA01.

10. Dezhkunov, N. V., & Leighton, T. G. (2004). Study into correlation between the ultrasonic capillary effect and sonoluminescence. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*, 77(1), 53-61.
11. Dezhkunov, N. V., Francescutto, A., Ciuti, P., & Ignatenko, P. (2003). Ultrasonic capillary effect and sonoluminescence. In *Proc. of 5-th World Congress on Ultrasonics (WCU 2003). Paris* (pp. 597-600).
12. Lang, R. J. (1962). Ultrasonic atomization of liquids. *The journal of the acoustical society of America*, 34(1), 6-8.
13. Mason T.J., Lorimer J.P. *Applied Sonochemistry: Uses of Power Ultrasound in Chemistry and Processing*. N.Y.: Wiley&Sons, 2002. 314 p.
14. Suslick, K. S. (1989). The chemical effects of ultrasound. *Scientific American*, 260(2), 80-87.
15. Ubbenjans B., Frank-Rotsch Ch., Virbulis J., Nacke B., Rudolph P. Influence of Ultrasonic Treatment on Crystal Growth From Melt. International Scientific Colloquium, Modelling for Material Processing, Riga, September 16-17, 2010, pp. 79-84.
16. John R.G. Sander, Brad W. Zeiger, Kenneth S. Suslick. (2014) Sonocrystallization and sonofragmentation. *Ultrasonics Sonochemistry*, 21, pp. 1908-1915.
17. A. Hiratsuka and D. Pathak, "Application of Ultrasonic Waves for the Improvement of Water Treatment," *Journal of Water Resource and Protection*, Vol. 5 No. 6, 2013, pp. 604-610. doi: 10.4236/jwarp.2013.56061.
18. Deora, NS, Misra, NN, Deswal, A, Mishra, HN, Cullen, PJ & Tiwari BK (2013) Ultrasound for Improved Crystallisation in Food Processing, *Food Engineering Reviews*, 5(1):36-44.
19. Wagh, Ashwini & Birkin, Peter & Martini, Silvana. (2016). High-Intensity Ultrasound to Improve Physical and Functional Properties of Lipids. *Annual review of food science and technology*. 7. 10.1146/annurev-food-041715-033112.
20. Chemat, Farid & , Zill-e-Huma & Khan, Muhammad. (2010). Applications of Ultrasound in Food Technology: Processing, Preservation and Extraction. *Ultrasonics sonochemistry*. 18. 813-35. 10.1016/j.ultsonch.2010.11.023.
21. Kasaai, M. (2013) Input power-mechanism relationship for ultrasonic Irradiation: Food and polymer applications. *Natural Science*, 5, 14-22. doi: 10.4236/ns.2013.58A2003.
22. Ultrasonication Affects Crystallization Mechanisms and Kinetics of Anhydrous Milk Fat. Rikke P. Frydenberg, Marianne Hammershøj, Ulf Andersen, and Lars Wiking. *Crystal Growth & Design* 2013 13 (12), 5375-5382. DOI: 10.1021/cg4012923.
23. Kentish, Sandra & Feng, Hao. (2014). Applications of Power Ultrasound in Food Processing. *Annual review of food science and technology*. 5. 10.1146/annurev-food-030212-182537.
24. Техника блочного вымораживания / О. Г.Бурдо, С. И. Милинчук, В. П. Мордынский, Д. А. Харенко. – Одесса: Полиграф, 2011. – 294 с.
25. Бурдо О. Г. Холодильные технологии в системе АПК / О. Г. Бурдо. – Одесса: Полиграф, 2009. – 288 с.
26. Управление потоками энергии в низкотемпературных разделительных установках. // Проблемы региональной энергетики. – 2018. – №1. – С. 72–86.

УДК 62229.316.002.51/52:665.3

СУЧАСНІ ТЕХНОЛОГІЇ ОЧИЩЕННЯ РОСЛИННОЇ ОЛІЇ В УМОВАХ МІНІ-ЦЕХІВ

Осадчук П. І. кандидат технічних наук, доцент

Дударев І. І. кандидат технічних наук, доцент

Одеський державний аграрний університет, м. Одеса

MODERN TECHNOLOGIES OF CROP PLANT CLEANING IN MINERALS CIRCUMSTANCES

Osadchuk P.I., PhD, associate professor

Dudarev I.I., PhD, associate professor

Odessa state agricultural university

Анотація: Створено комплекс технічних засобів, що включає обладнання і блоки пресування насіння, адсорбентної рафінації, гідратації і коагуляції, центрифугування і дезодорації, очищення і мікрофільтрації олії. Конструкції технічних засобів дозволяють komponувати окремі складові частини побочно (модульно), враховуючи умови їх розміщення у мало контурних цехах. У технологічному процесі, за необхідності використовується ультразвуковий кавітатор для зниження кислотності олії. Сформований за цим

принципом комплекс забезпечує одержання екологічно чистої рослинної олії за безвідхідною технологією, що актуальна для фермерських господарств. Олія такої якості відноситься до категорії кашерних продуктів.

Abstract: To obtain high-quality edible oils, these should be as much as possible cleaned from concomitant substances, mechanical impurities, phosphatides, waxes, soap and hydrophobic fractions. This process can be realized on the basis of physical methods developed by us with the help of special centrifugal devices, ceramic microfilters, hydration means for purifying phosphatidic concentrate with subsequent belting filtration of mono-dibasic unsaturated acids. A complex of technical means was developed, including equipment and blocks for pressing the seed, adsorbent refinement, hydration and coagulation, centrifugation and deodorization, cleaning and microfiltration of oils. Structures of technical means allow to compose separate components of a unit (modular), taking into account the conditions of their placement in small contour workshops. In the technological process, if necessary, an ultrasonic cavitator is used to reduce the acidity of the oil. The complex formed on this principle ensures the production of ecologically pure vegetable oil in the non-waste technology and in the conditions of the farms. Oil of this quality belongs to the category of casserole products. The technological process involves pressing the seeds, then feeding to a centrifuge for purification from mechanical impurities, for removing water and lightly flowing fractions into a vacuum chamber and microfiltration and lighting in the super-cleaner unit, an ultrasonic cavitator is used to reduce the acidity of the oil. The vegetable oil retains its organoleptic qualities and the nutritional value of the product. Such an effect is achieved by the use of only the production of oils, physical and mechanical processes, without chemical treatment. The technology is implemented by a compact small-scale technical complex, executed in a modular-block type, which is easy to control.

Ключові слова: агровиробництво, олія рослинна, технологія, обладнання, показники якості.

Key words: agricultural production, vegetable oil, technology, equipment, quality indices.

Вступ. На сьогодні в міні-цехах агровиробництва і фермерських господарств широко розповсюджена спрощена технологія отримання соняшникової олії, що базується на простому і не дорогому обладнанні. Однак, ця технологія не включає в себе наступну очистку олії, яка відповідала би діючим стандартам якості продукту щодо вмісту механічних домішок та канцерогенних речовин.

Аналіз літературних джерел, дозволив дійти висновку, що дана проблема досить часто обговорюється у наукових публікаціях, проводяться дослідження у даному напрямку, але аналіз можливих напрямків інтенсифікації тепломасообмінних процесів у тісному зв'язку із законами дисипації енергії та оптимізацією енергетичних витрат практично відсутні.

Для отримання високоякісних харчових олій їх необхідно максимально очистити від супутніх речовин, тобто механічних домішок, фосфатидів, восків, мильних речовин та гідрофобних фракцій. Цей процес можливо реалізувати за розробленою нами технологією на базі фізичних методів із допомогою спеціальних відцентрованих апаратів, керамічних мікрофільтрів, гідраційного засобу очистки фосфатидного концентрату із наступною бельтинг-фільтрацією одно-двохосновних ненасичених кислот [1-6]. Технологічна модель доочистки соняшникової олії фізичними методами наведена на Рис. 1.

Для реалізації технології одержання рослинної олії пропонується комплекс технічних засобів, який містить:

1. Блок пресування (серійного виготовлення).
2. Блок коагуляції і гідратації.
3. Блок центрифугування.
4. Блок вакуумного сушіння.
5. Блок суперочищення (мікрофільтрації).
6. Блок пресування (серійного виготовлення).
7. Блок коагуляції і гідратації.
8. Блок центрифугування.
9. Блок вакуумного сушіння.
10. Блок суперочищення (мікрофільтрації).

Конструкції технічних засобів дозволяють компонувати окремі складові частини поблочно (модульно), враховуючи умови їх розміщення у малоконтурних цехах. При наявності обладнання для пресування (п.1), необхідно виготовити і впровадити у виробництво тільки устаткування по п. п. 2-5.

Комплекс технічних засобів забезпечує пресування олійного насіння, очищення від механічних домішок центрифугуванням, видалення води під вакуумом, суперочищення (освітлення), коагуляцію й гідратацію олії. Призначений для одержання екологічно чистої олії з насіння соняшника.

Технологічний процес виконується в такій послідовності. Олійне насіння підлягає пресуванню, потім неочищена олія подається на центрифугу для очищення від механічних домішок. Очищена олія потрапляє до вакуумної камери для видалення води і легкокиплячих фракцій, потім подається в блок суперочищення

для мікрофільтрації і освітлення. В технологічному процесі, при необхідності використовується ультразвуковий кавітатор для зниження кислотності олії.

Сформований за цим принципом комплекс забезпечує одержання екологічно чистої рослинної олії по безвідхідній технології і в умовах фермерських господарств.

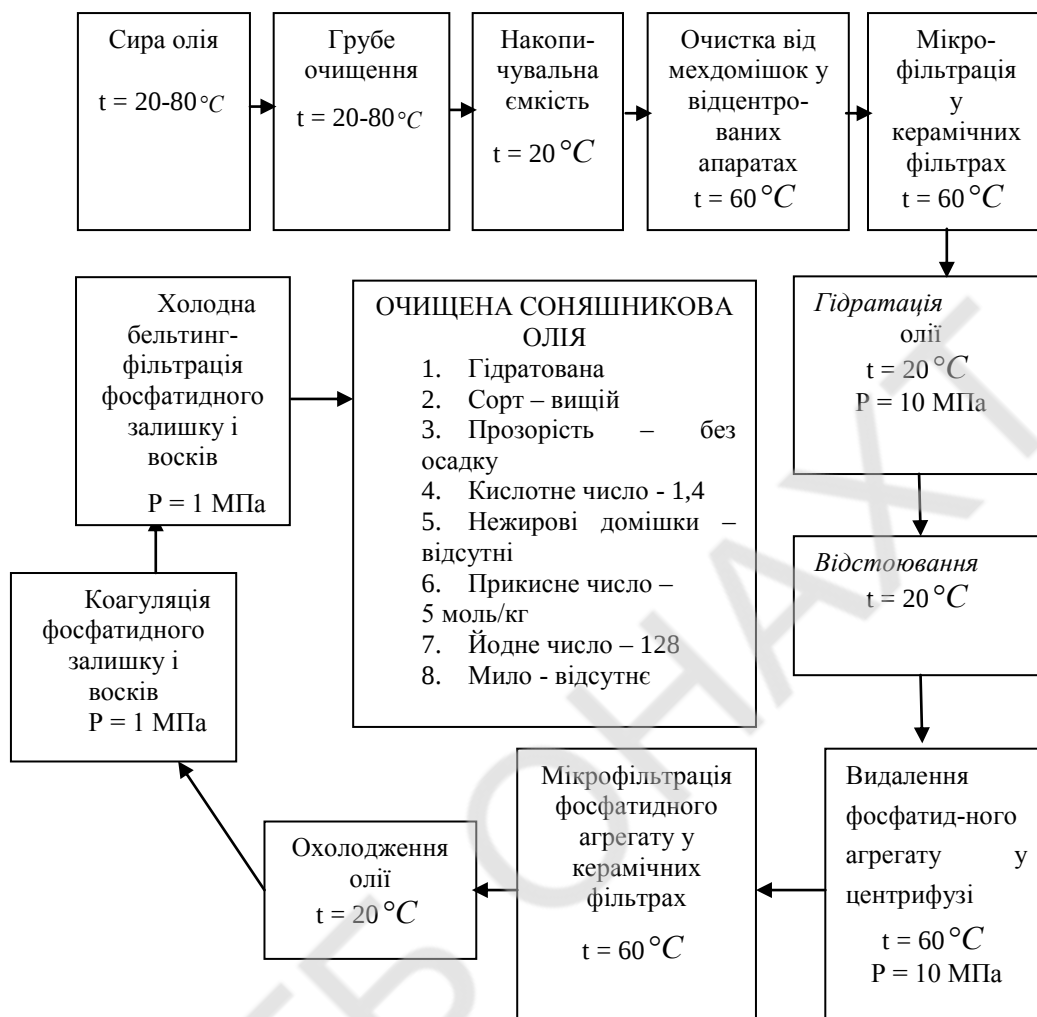


Рис.1. Технологічна схема доочистки соняшникової олії фізичними методами.

Технічна характеристика комплексу:

Номінальне виробництво, л/год – 150-450.

1. Залишковий вміст механічних домішок, не більш 0,005 % масових. Залишковий вміст води в олії – відсутня.
2. Споживча потужність, кВт – 9,5
3. Сировина – насіння соняшника.
4. Персонал – один оператор.

Ефективність методу одержання освітленої екологічно чистої рослинної олії при повному збереженні органолептичної якості і поживній цінності продукту. Такий ефект досягається застосуванням при виробництві олії тільки фізично-механічних процесів, без хімічної обробки. Технологія реалізується компактним малогабаритним технічним комплексом, виконаним по модульно-блочному типу, яким легко керувати. Він зручний та компактний.

Сформована за таким принципом технологія і розроблене обладнання впроваджені в ТОВ “Прогрес” (с. Кремидівка, Одеської області). Отримано позитивні результати, 100 г рослинної олії в середньому містить:

- жирів – 99,9 г;
- холестерину – нуль г;
- вітамінів А – 27 мг., Е – 125 мг.;
- жирні кислоти – насичені – 11,1 г.;

мононасиченні – 59,3 г.

Калорійність олії 3693 кДж (898 ккал), зберігає смак і аромат свіжесвіжатої олії за своєю якістю відноситься до кашерних продуктів.

Показники якості олії приведені у таблиці 1.

Таблиця 1.
Показники якості олії

№ п/п	Найменування показників	Показники
1	Сорт	Дезодорована
2	Масова доля вологи та летючих речовин, %	0,1
3	Ступінь прозорості, фен.	25
4	Кислотне число, мгКОН/г	0,35
5	Перекисне число, мМоль/кг	5,0
6	Кольорове число, мг йоду	10

Показники якості олії з насіння соняшника відповідають діючому стандарту ДГСТ 1129-93 “Олія соняшника”.

Висновки. Сформована прогресивна технологія і створено комплекс технічних засобів для здійснення процесу отримання якісної рослинної олії з насіння соняшника. Ефективність запропонованої технології і технічного комплексу обладнання для її реалізації – отримання екологічно чистої олії при повному збереженні органолептичної якості і поживної цінності продукту.

Література.

1. Топілін Г. Є., Гальцев В. П. Технічний комплекс для виробництва екологічно чистої рослинної олії. //Аграрний вісник Причорномор'я: Зб. Наук. Праць /Одеський ДСГІ. – Одеса: ОДСГІ. – 2000. - №3(11). – с.37-39.
2. Топілін Г. Є., Гальцев В. П., Савченко О. Я. Установка модульно – блочного типу очищення рослинної олії. //Аграрний вісник Причорномор'я: Зб. Наук. Праць /Одеський ДСГІ. – Одеса: ОДСГІ. – 2001. - №4(15). – с.46-51.
3. Топілін Г. Є., Осадчук П. І., Гальцев В. П. Ефективний метод отримання “живої” рослинної олії. //Аграрний вісник Причорномор'я: Зб. Наук. Праць /Одеський ДСГІ. – Одеса: ОДСГІ. – 2002. - №19. – с.91-94.
4. Топілін Г. Є., Гальцев В. П., Богаченко С. Д. Гідротація рослинної олії. //Технології 21 століття. – Міжнародна наукова конференція, Т. 2, с.90-95, Алушта, 2003.
5. Гальцев В. П. Ефективний метод мікрофільтрації рослинної олії в умовах фермерського господарства. //Аграрний вісник Причорномор'я: Зб. Наук. Праць /Одеський ДАУ. – Одеса: ОДАУ. – 2003. - №22. – с.723-726.
6. Осадчук П.І., Топілін Г. Є., Гальцев В. П. Гідратація рослинної олії, коагуляція фосфатидів і вощини. //Аграрний вісник Причорномор'я, Технічні науки – 2004 - № 24 – С.28 - 32.

УДК 621.56

ПЕРСПЕКТИВЫ ПРИМЕНЕНИЙ ДВУОКИСИ УГЛЕРОДА В СОВРЕМЕННЫХ ХОЛОДИЛЬНЫХ СИСТЕМАХ

В.А. Потапов, профессор, доктор технических наук,

Д.В. Белый, аспирант

Харьковский государственный университет питания и торговли, г. Харьков

PROSPECTS OF CARBON DIOXIDE APPLICATIONS IN NEW REFRIGERATION SYSTEMS

V. Potapov, Professor, Doctor of Technical Sciences

D. Biliy, PhD student

Kharkiv State University of Food Technology and Trade, Kharkiv, Ukraine

Анотація. Рассмотрены особенности и теплофизические свойства углекислого газа. Проанализированы экологические и экономические показатели систем работающих на двуокиси углерода, приведены методы повышения эффективности систем, а также сравнительные характеристики при использовании традиционных гидрофторуглеродных и CO₂ хладагентов. Особенное внимание уделено энергоэффективности установок. Оценены массогабаритные показатели систем связанные с их производством и установкой. Показаны преимущества внедрения новых холодильных систем: сферы применения и возможного использования. Сопоставлена потребляемая мощность CO₂ систем в сравнении с R404a. Для сравнения расчетных экономических показателей разных холодильных систем на примере обычного магазина рассмотрена и проанализирована транскритическая холодильная система.

Ключевые слова: CO₂, транскритическая система, каскадная система, энергоэффективность, природные хладагенты

Abstract. The features and thermophysical properties of carbon dioxide are considered. The ecological and economic indicators of systems working on carbon dioxide are analyzed, methods of increasing the efficiency of systems, as well as comparative characteristics with the use of traditional hydrofluorocarbon and CO₂ refrigerants are given. Particular attention is paid to the energy efficiency of equipments. Estimates of mass-size indicators of systems associated with their production and installation are analyzed. The advantages of introducing new refrigeration systems are shown: scope of application and possible use. The power consumption of CO₂ systems compared with R404a is compared. In order to compare the calculated economic indicators of different refrigeration systems, the transcritical refrigeration system was considered and analyzed on the example of a regular store..

Keywords: CO₂, transcritical system, cascade system, high pressure, natural refrigerants..

Постановка проблемы в общем виде. В связи с мерами, предпринимаемыми мировым сообществом для сокращения производства и потребления озоноразрушающих веществ и парниковых газов, все большую популярность приобретают природные хладагенты: углеводороды, двуокись углерода и аммиак.

В декабре 1997 года к Рамочной конвенции ООН об изменении климата был принят Киотский протокол, который обязывает развитые страны и страны с переходной экономикой сократить или стабилизировать выбросы парниковых газов. Позднее, 15 октября 2016 года Стороны Монреальского протокола по веществам, разрушающим озоновый слой, приняли поправку Кигали о постепенном прекращении производства и потребления гидрофторуглеродов (ГФУ) во всем мире.

Одним из наиболее перспективных природных хладагентов, является двуокись углерода (углекислый газ, CO₂). Он не обладает озоноразрушающей способностью, имеет низкий потенциал глобального потепления (ПГП=1), не воспламеняется, химически неактивен, отсутствуют ограничения на утилизацию и вторичное использование, является побочным продуктом от других производственных процессов [1].

Цель статьи дать сравнительную характеристику и проанализировать технико-экономические преимущества применения двуокиси углерода в качестве хладагента современных холодильных систем.

CO₂ содержится в атмосфере и биосфере Земли и имеет целый ряд преимуществ: низкая цена, простое обслуживание, совместимость с минеральными маслами, электроизоляционными и конструкционными материалами. Высокое критическое давление оказывает положительный эффект, связанный с низкой степенью сжатия, вследствие чего эффективность установки возрастает. Возможны применения двуокиси углерода в низкотемпературных каскадных и транскритических установках, тепловых насосах и системах кондиционирования воздуха [2].

Наибольшая энергоэффективность CO₂ систем отмечена при эксплуатации в умеренном и холодном климате и составляет около 10% в сравнении с R404A и около 5% - с ГФУ / CO₂. Высокие рабочие температуры

после сжатия в транскритических холодильных системах создают возможность эффективного использования рекуператоров тепла для уменьшения потребления ископаемого топлива в целях теплоснабжения. В результате таких конструктивных решений достигается максимальная эффективность и минимизация выбросов CO₂.

На практике многие системы с CO₂ имеют очень высокую холодопроизводительность, поскольку основными причинами этого являются пониженное энергопотребление и улучшенный теплообмен, который повышает COP системы. Поэтому у CO₂ в сравнении с традиционными хладагентами объемная холодопроизводительность в 6 раз выше (рис. 1) [3]

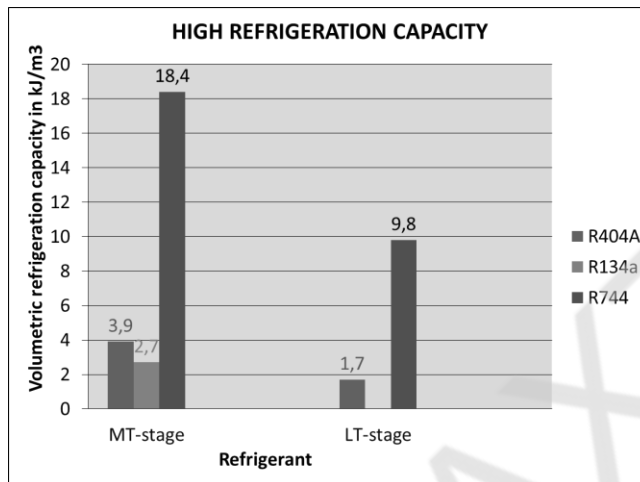


Рис.1. Сравнительная холодопроизводительность CO₂ систем и систем на традиционных холодильных агентах.

Современные холодильные системы на двуокиси углерода обладают высоким рабочим давлением, которое позволяет уменьшить массогабаритные характеристики установок: уменьшить размеры трубопроводов и количество заправляемого хладагента, что снижает стоимость расходных материалов и комплектующих, повысить компактность узлов установки, сократить время монтажа.

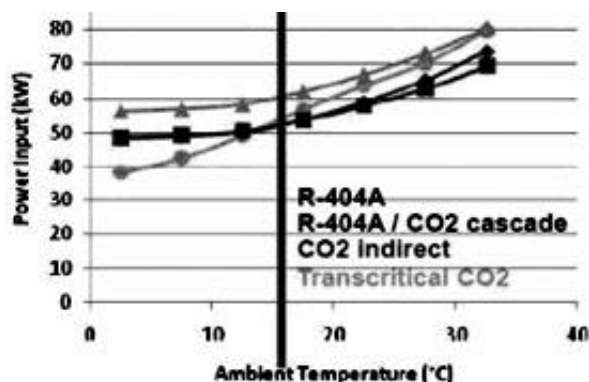
Двуокись углерода образуется естественным образом и является продуктом сжигания ископаемого топлива. CO₂ является побочным продуктом многих отраслей промышленности, легко доступен, поэтому его стоимость не высокая. CO₂ не имеет запаха при низких концентрациях, обладает слабым токсическим действием, слегка острым, кислотным вкусом.

Двуокись углерода используется в качестве сырья для производства различных химических веществ; рабочего материала в системах пожаротушения; карбонизации безалкогольных напитков; для замораживания пищевых продуктов, охлаждения мяса перед измельчением; охлаждения и поддержание идеальных атмосферных условий при транспортировке пищевых продуктов на рынок и т. д.

В тоже время системы на двуокиси углерода имеют тенденцию к более высокой стоимости по сравнению с традиционными системами в связи с использованием высоких давлений в транскритических системах или в связи с повышенной сложностью, как в транскритических так и в субкритических системах. Ввиду того, что количество систем с хладагентом CO₂ растёт, стоимость их постепенно приближается к уровню цен традиционных систем использующих ГФУ хладагенты.

Создание систем работающих на CO₂, особенно в промышленном холодильном оборудовании, может оказаться менее дорогостоящим, чем их аналоги, использующие другие природные хладагенты, поэтому они предполагают меньшие первоначальные затраты и расходы при обслуживании [4].

Из всех вышеперечисленных факторов большую часть эксплуатационных расходов составляет потребление электроэнергии, учитывая динамику роста цен на энергоресурсы, который ежегодно составляет 2-11%. По эффективности системы на CO₂ превосходят на 10-30% установки с синтетическими хладагентами, так как большую часть года работают в области субкритических температур. На рисунке 2 показаны потребляемая мощность систем CO₂ в сравнении с R404a [1, 3].

Рис. 2. Потребляемая мощность холодильных систем на CO₂ в сравнении с R404a

Для сравнения расчетных экономических показателей разных холодильных систем рассмотрим обычный магазин с работающей транскритической холодильной системой (табл. 1). Как видно из таблицы, транскритическая система на CO₂ за год показывает лучшие показатели энергопотребления [1].

Таблица 1 – Сравнение энергопотребления холодильного оборудования на разных хладагентах

Месяц	Энерго- потребление R404a (TC const), кВт·ч	Энерго- потребление R404a (TC var), , кВт·ч	CO ₂ , , кВт·ч	Изменение энерго- потребления (TC const), %	Изменение энерго- потребления (TC var), %
Январь	69289,90	31553,60	17469,10	74,8	44,6
Февраль	62499,50	28437,60	15597,20	75,0	45,2
Март	69351,40	31614,60	18174,30	73,8	42,5
Апрель	60817,30	32927,50	25488,20	61,9	22,6
май	69983,80	40717,30	40572,40	42,0	0,4
Июнь	68687,00	45379,80	49593,30	27,8	-9,3
Июль	70821,40	48786,00	56031,80	20,9	-14,9
Август	70730,40	45475,70	49581,30	29,9	-9,0
Сентябрь	66903,60	36412,60	34064,60	49,1	6,4
Октябрь	69373,80	32697,70	24 322,30	64,9	25,6
Ноябрь	67253,71	30660,80	17782,30	73,6	42,0
Декабрь	68817,80	31319,90	17386,20	74,7	44,5
За год	820529,61	435963,10	36606100	55,4%	16,0%

Выводы. Таким образом учитывая постоянный рост цен на энергоресурсы и запрет в ведущих стран Европы на традиционные хладагенты, применение двуокиси углерода в современных холодильных системах является вполне обоснованным и перспективным.

Дальнейшие исследования будут направлены на энергетический мониторинг и анализ энергоэффективности холодильных систем работающих на CO₂, изучение их конструктивных особенностей и эксплуатационных затрат.

Литература

1. Демонстрационный проект «Действующий макет холодильной установки на диоксиде углерода для магазина продуктового ритейла» [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://www.ozoneprogram.ru>.
2. Гафуров Ш. Д., Карабаев А. С. Перспективы применения углекислого газа в холодильных машинах / Ш. Д. Гафуров, А. С. Карабаев: Молодой ученый. — 2017. — №7. — С. 46-48.
3. CO₂ – хладагент для Европейских ритейлеров [Электронный ресурс]. – Режим доступа : <http://www.carrier-refrigeration.com>
4. Выбор хладагента сейчас и в будущем, Данфосс, 12 – 2010.
5. Ahmed Bensafi, Bernard Thonon (2007), «Transcritical R744 (CO₂) heat pumps.», SHERHPA Technician's Manual, Vol. 72, October 2007.

УДК 637.04

СИРОВИННІ РЕСУРСИ ПТАХОПЕРЕРОБНОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ

Хомічук В.А. к.т.н., Одеська національна академія харчових технологій,
Усатенко Н.Ф. к.т.н., Переяслав-Хмельницький державний педагогічний університет
ім. Г. Сковороди

RAW MATERIALS IN THE BATHROPROOF INDUSTRY

Khomychuk V.A. Ph.D., Odessa National Academy of Food Technologies,
Usatenko NF Ph.D., Pereyaslav-Khmelnytsky State Pedagogical University
them G. Skovoroda

Анотація. Встановлено перелік найбільш перспективних видів спеціальних та вторинних ресурсів переробки курчат-бройлерів, визначено їх характеристики та цінність для належного використання в господарстві. Доведено доцільність використання жовчі курчат-бройлерів у якості сировинного джерела для виробництва холевої жовчної кислоти, шлунка залозистого - для отримання харчового пепсину, ніг – як багате потенційне джерело тваринного білка (колагену).

Ключові слова: жовч, холева кислота, шлунок залозистий, пепсин, ноги, колаген, оксипролін.

Abstract. A list of the most promising types of special and secondary resources for the processing of broiler chickens has been established, their characteristics and value for their proper use in the enterprise have been determined. The expediency of using bile chicken broilers as a raw material for the production of cholecalcium bile acid, the gastrointestinal tract - for the production of pepsin and legs - as a rich potential source of animal protein (collagen) has been proved.

Key words: bile, gallic acid, stomach gland, pepsin, legs, collagen, oxyproline.

Обґрунтування шляхів раціонального використання продуктів, що забезпечить зростання виробничого потенціалу галузі, розширення асортименту продукції і підвищення виходу на одиницю сировини, що переробляється, представляє особливий науково-практичний інтерес. Найбільш перспективними є прикладні аспекти, пов'язані з отриманням з цієї сировини харчових, лікувально-профілактичних і спеціальних продуктів, спрямованих на заповнення потреб в них різних верств населення. Аналіз публікацій із зазначеної проблеми дозволяє дійти висновку про те, що переважну більшість відповідних досліджень виконують науковці та фахівці розвинутих у науковому плані, проте густонаселених країн, що стабільно потерпають від нестачі продовольства тощо. Так, науковці А. Lesekan та ін. з Університету Путра (Малайзія) у роботі [1] доводять перевагу використання зазначених вище матеріалів промислової птахопереробки для виробництва продуктів харчування, замість ресурсовитратної та проблемної, у екологічному сенсі, утилізації цих матеріалів. Зазначена теза знаходить своє підтвердження також у роботі [2] індійських науковців К. Jayathilakan та ін., що представляють Defence Food Research Laboratory, Siddarthanagar Mysore. Достатньо уваги у вирішенні питання щодо використання вторинних (малоцінних) продуктів переробки птиці приділяється в Російській федерації. Так в результаті проведених наукових робіт встановлено, що жовч птиці, на відміну від жовчі великої рогатої худоби, переважно містить в своєму складі одну з самих активних жовчних кислот – таурохолеву, продуктом розпаду якої є холева кислота – одна з двох самих важливих для людського організму жовчних кислот (друга – хенодезоксихолева) і завдяки чому саме жовч птиці володіє високою жовчогінною і антилітогенною активністю. На основі використання курячої жовчі та слизової оболонки і покривного епітелію м'язового відділу шлунка птиці в Росії розроблено медичний препарат «Холесан», призначений для лікування захворювань печінки і жовчовивідних шляхів. Жовч курчат-бройлерів також використано для розробки препарату БАД «СТІКФЕЛ», який успішно застосовується у якості кормової добавки для курчат-бройлерів раннього віку.

Метою даної роботи є отримання даних щодо фізико-хімічних характеристик вторинної сировини переробки сільськогосподарської птиці. Одержана інформація буде використана при подальшому розв'язанні практичних питань з її раціонального використання в якості харчової сировини та джерела біологічно-активних препаратів.

Об'єкт досліджень – жовч, шлунок залозистий і ноги курчат-бройлерів кросу «Кобб-500»

Методи досліджень.

Для розв'язання поставлених завдань визначали:

- масову частку білка

- масову частку жиру

-масову частку вологи

-масову частку колагену - згідно з методиками [3, 4];

- величину рН дослідних зразків

- активність води

-реакція жовчі на відповідність та масову частку холевой кислоти - за ДСТУ 4495

- для визначення концентрації холевой кислоти за оптичною щільністю побудовано калібрувальний графік.

За даними оптичної щільності, які отримували в результаті вимірів досліджуваного розчину, визначали концентрацію холевой кислоти ($x = y/0,471$) і по формулі розраховували масову частку холевой кислоти.

-для визначення масової частки пепсину в шлунках залозистих використовували методику, викладену в ТУ 49 504-83.

-активності пепсину X, ум. од. визначали згідно з методикою, викладеною в ОСТ 10 – 025 – 94.

Розраховували активність пепсину за формулою:

$$X = \frac{A \cdot T_1}{T_2}, \quad (1)$$

де: A – атестоване значення стандартного препарату, ум. од;

T_1 – час згорання субстрату (молочно-ацетатній суміші) атестованим препаратом, с;

T_2 – час згорання субстрату (молочно-ацетатній суміші) дослідним зразком курячого пепсину, с.

-визначання масової частки колагену в ногах курчат-бройлерів виконували згідно з методом, викладеним у [4]. В основі методу лежать виділення оксипроліну в кислотному гідролізаті проби, її окислення, проведення колірної реакції з продуктами окислення та наступне вимірювання інтенсивності забарвлення, вираженої в оптичній щільності. Використовували стандартний препарат оксипроліну. За розчинами стандартного препарату різної концентрації і відповідними їм показниками оптичної щільності будували калібрувальні графіки. Вимірювання оптичної щільності проводили із застосуванням фотометра фотоелектричного КФК-3-01

Для отримання достовірних даних, всі дослідження мали потрібну повторюваність. З метою дотримання репрезентивності вибірки, відбір проб для якісного та кількісного дослідження проводили з різних ділянок зразків, що аналізувались.

Обробку експериментальних даних проводили методами математичної статистики з використанням стандартних комп'ютерних програм.

Цілком очевидно, що для максимального залучення ресурсів тваринного білка в харчуванні, необхідно, насамперед, знайти і обґрунтувати раціональні способи переробки колагеномісткої сировини.

Таким чином, за результатами проведеної роботи можна зробити висновок, що раціональне і повне використання всіх ресурсів птахівничої сировини дозволить значно підняти ефективність галузі, підвищити її конкурентоспроможність на ринку та забезпечити населення всіх соціальних груп високоякісними продуктами харчування та біологічно-активних препаратів.

Висновки.

За результатами вивчення поточного стану і визначення перспективи розвитку ринку спеціальної та вторинної сировини з курчат-бройлерів встановлено, що за значущістю до переліку найбільш перспективної до використання доцільно віднести: жовч, як джерело холевой кислоти, шлунок залозистий, як джерело пепсину та ноги, які є джерелом тваринного колагену з високою засвоюваністю.

В процесі досліджень визначені такі середні характеристики:

- маса жовчного міхура дорівнює 2,2 г, маса жовчі в міхурі - 1,54 г, початкова величина масової частки холевой кислоти в жовчі залежно від віку птиці становить: за віком 49 діб - 3,84 %, за віком 42 доби - 2,30 %, за віком 39 діб - 1,94 %. При зберіганні жовчі за температури мінус 20 °С вміст холевой кислоти в ній швидко знижується і, незалежно від віку, через 33 доби сягає мінімального значення -1,1 %. За зазначених вище умов, за реакцією на відповідність жовч має зберігатися не більше одного місяця.

- маса шлунка залозистого становить від 8, 0 г до 10,0 г, або 0,33 % від маси тушки, активність пепсину, отриманого зі шлунків залозистих складає приблизно 40000 ум. од. Це вдвічі вище вимог за цим показником до сировини, визначених діючою нормативною документацією;

- масова частка ніг складає приблизно 6,0 % від маси напівпатраної тушки. Ноги курчат-бройлерів є вагомим джерелом колагену (до 8,19 %) , який містить 1,06 % оксипроліну.

Список літератури.

1 Lesekan A. Potential of chicken by-products as sources of useful biological resources / A. Lesekan, F. Abu Bakar, D. Hashim // Waste Management, Issue 3, March 2013, pages 552-565.

2 Jayathilakan K. Utilization of byproducts and waste materials from meat, poultry and fish processing industries: a review / K. Jayathilakan, K. Sultana, K. Radhakrishna, A.S. Bawa // Journal of Food Science and Technology, 2012 June; 49(3): 278-293.

3. Антипова Л. В., Глотова И. А., Рогов И. А., Методы исследования мяса и мясных продуктов. – М.: Колос, 2004. – 571 с.: ил.

4. Журавская Н. К., Алехина Л. Т., Отряшенкова Л. М. Исследование и контроль качества мяса и мясопродуктов. – М.: Агропромиздат, 1985. – 296 с

УДК.664.653.122.; 664.653.124.

СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИЙ ЗАМЕСА ТЕСТА – ЗАДАЧИ И ОТВЕТЫ

Янаков В.П. канд. техн. наук, старший преподаватель

Таврический государственный агротехнологический университет, г. Мелитополь

IMPROVEMENT OF BATON MIXING TECHNOLOGIES TASKS AND AWERS

Yanakov V.P. candidate of technical sciences, senior lecturer

Tavria State Agro Technological University, Melitopol, Ukraine

Аннотация. Статья связана с проблемой совершенствования технологий замеса хлебопекарного, макаронного и кондитерского теста. В работе изучены и освещены результаты исследования: алгоритма внедрения достижений фундаментальных и прикладных наук, показателей степени осуществления процессного влияния на перемешиваемое рецептурное сырьё и тесто, концепции исследований работы тестомесильных машин, схемы совершенствования технологий замеса теста, системы уравнений эффективности новых подходов в тестоприготовлении, проблемы различных тестомесильных машин в период осуществления процессного влияния на перемешиваемое рецептурное сырьё и тесто.

Abstract. The article is related to the problem of improving batch baking technologies bakery, macaroni and pastry dough kneading. In the work studied and illuminated the results of the research; algorithm of achievements the basis of applied science, indicators of the degree of process influence on the mixable recipe raw materials and concept of research work of kneading machines, systems of the equation of effectiveness of new approaches in dough preparation, problems of various kneading machines during the period of process influence on mixed formulations and dough.

Ключевые слова: тестомесильная машина, тестоприготовление, процесс, технология, теория, эксперимент.

Keywords: dough mixing equipment, dough preparation, process, technologies, theory, experiment.

Постановка проблемы. Целью совершенствования технологической операции замеса и обминки теста является обеспечение приоритета формирования и установления протекания энергоэффективных процессов. При их реализации в хлебопекарном, кондитерском и макаронном тесте, качествообразующие процессы не должны нуждаться в различных синтетических и искусственных добавках. Одним из способов создания методологии таких процессов является улучшение технологического процесса энергетического воздействия работы тестомесильных машин. Он реализуется в рабочем объёме дежи при перемешивании рецептурных компонентов и теста. Установление современных подходов по данному направлению исследований базируется на анализе новых достижений фундаментальных и прикладных наук, и осуществляется через алгоритм:

Теория и эксперимент работы тестомесильных машин



Энергетическое воздействие месильных и энергопередающих органов
тестомесильной машины



Универсальность процессов перемешивания



Заданный технологически обоснованный уровень однородности теста

Цель статьи. Провести анализ совершенствования процессов реализуемых тестомесильными машинами. Он идёт в направлении создания наименее энергозатратных и наиболее эффективных процессов, что реализуется в технологической операции замеса и обминки теста.

Осуществление базовых операций тестоприготовления позволяет результативно использовать структурный, рецептурный и качественный потенциал качествообразующих процессов в производстве хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста. В технологической цепочке замеса и обминки теста процессы можно

систематизировать следующим образом: энергетические, механические, гидромеханические, теплообменные и массообменные. Степень осуществления энергетического воздействия на перемешиваемое рецептурное сырьё и тесто различными тестомесильными машинами можно сопоставить по следующим показателям:

1. количество, значимость и перспективы развития конструкции данного вида пищевого оборудования;
2. уровень технической и технологической эффективности реализуемых процессов;
3. экономическая (товароведческая) целесообразность методологии в достижении поставленных технологических задач.

Существует проблема формирования единого методологического подхода в разработке передовых пищевых процессов и их аппаратного исполнения в технологической операции замеса и обминки теста. Данный подход основывается на современных методах математического моделирования работы тестомесильных машин, и являются теоретической и экспериментальной базой научной концепции исследований. Он базируется на аксиомах:

1. Работа тестомесильных машин – теория и эксперимент.

Основана на создании приёмов и методов наилучшей системы энергетического воздействия на перемешиваемое сырьё и тесто. Формирование инновационных подходов в развитии тестомесильных машин возможна на основе объединения достижений фундаментальных и прикладных наук.

2. Процессы перемешивания – универсальность и эффективность.

Состоит в том, что оно является наиболее оперативным способом управления динамическим состоянием перемешиваемого рецептурного сырья и теста. Реализуется при различных процессных заданиях в хлебопекарных, кондитерских и макаронных технологиях.

3. Варьирование энергетического воздействия месильных и энергопередающих органов тестомесильной машины.

В результате энергетического воздействия в месильном объёме наблюдается сложное движение частиц перемешиваемого рецептурного сырья. Энергозатраты тестомесильных машин трансформируются в качествообразующие процессы теста с различной степенью однородности.

4. Выбор степени технологически обоснованного уровня однородности теста.

Достижение данного показателя, основано на оценке ключевых закономерностей изменения качества теста, оптимальности его параметров и режимов качествообразующих процессов теста, т.е. величин процесса, устанавливающих достоверность полученных результатов, необходимых для соответствия товароведческим свойствам.

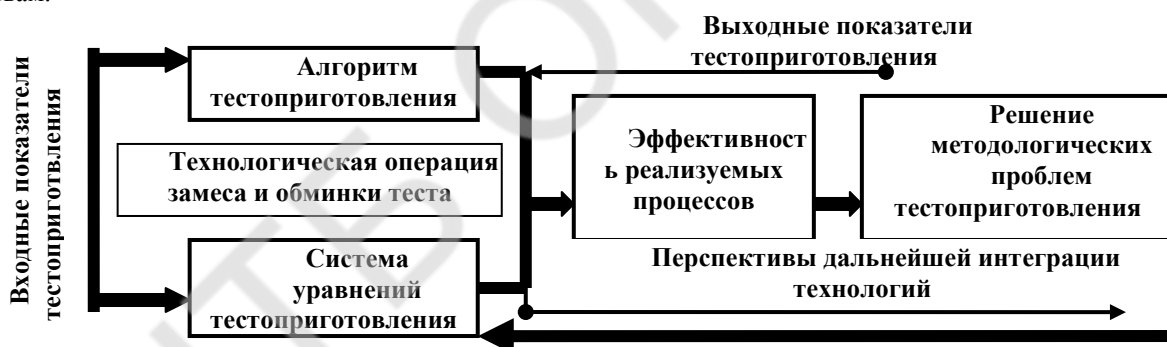


Рисунок 1. Схема совершенствования технологий замеса теста.

При реализации технологий замеса огромное значение играет роль возможности оперативного варьирования энергозатратами, характера, режима и метода воздействия тестомесильных машин в рабочей ёмкости. В целом это даёт возможность определять количественные и качественные показатели теста, что, в конечном счете, определяет стоимость выпускаемой продукции. Полное представление об эффективности применения новых подходов в процессах перемешивания и сопутствующих процессах, возможно, сформулировать в виде системы уравнений:

$$\begin{cases} K_{\Sigma} = \sum_{\Sigma=1}^{n^{\Sigma}} q_{\Sigma} K_{\Sigma i} \end{cases} \quad (1)$$

$$\begin{cases} K^i = \sum_{i=1}^{n^i} k^i x^i \end{cases}, \quad (2)$$

$$\begin{cases} K^j = \sum_{j=1}^{n^j} k^j x^j \end{cases} \quad (3)$$

$$\begin{cases} x^y = \sum_{y=1}^{n^y} k^y x^y \end{cases} \quad (4)$$

где, K_{Σ} – эффективность применения пищевого оборудования (тестомесильной машины);
 K^i – эффективность использования технологий замеса теста в цикле пищевых производств;
 K^j – эффективность применения экспертной оценки по соответствию применения тестомесильной машины и использования технологий замеса теста;
 x^y – время технологического такта производства теста;
 q_{Σ} – коэффициент, характеризующий передачу кинетической энергии через энергопередающие механизмы тестомесильной машины;
 $K_{\Sigma i}$ – результативность технических возможностей тестомесильной машины;
 k^i – коэффициент, характеризующий преобразования потенциальной энергии теста;
 x^i – качественные изменения в выпускаемой продукции (тесте);
 k^j – потенциальная энергия, демонстрирующая изменения в качествообразующих процессах теста;
 x^j – коэффициент, характеризующий уровень, качество и количество качествообразующих процессов тестоприготовления;
 k^y – соответствие качественных показателей рецептурного сырья применяемым хлебопекарным, кондитерским и макаронным технологиям;
 x^{yi} – соответствие технических показателей тестомесильной машины применяемым хлебопекарным, кондитерским и макаронным технологиям;
 $n^{\Sigma}, n^i, n^j, n^y$ – количество факторов в технологии замеса, которые возможно изменять для корректировки тестоприготовления;
 Σ, i, j, y – ширина изменения коридора показателей.

Методологический подход, представленный на рисунке 1 и в системе уравнений (1–4) об эффективности применения новых подходов в процессах перемешивания и сопутствующих, даёт возможность получить представление об условиях управления процессами тестоприготовления. Комплексный анализ технологического цикла хлебопекарных, кондитерских и макаронных производств определяет направления применения технологий замеса.

Дальнейшая адаптация производственных функций тестомесильных машин позволяет максимально увеличить производство теста с различной степенью однородности. Подобный подход разрешает проводить политику экономии и минимизации затрат при тестоприготовлении, а также позволяет, максимально реализовать потенциальные возможности рецептурного сырья, применяемых технологий, финансовых возможностей пищевого предприятия и экономической ориентации по сегменту рынка выпускаемой продукции. Определение качества выпускаемой продукции зависит от возможности управления процессами тестоприготовления в достижении технологически обоснованного уровня теста.

Исполнение анализа результативности процессов тестоприготовления объединяется в целостный методологический подход по обоснованию, установлению и осуществлению научно аргументированных технологических процессов. Возможности различных тестомесильных машин в период осуществления процессного влияния на перемешиваемое рецептурное сырьё и хлебопекарное, макаронное и кондитерское тесто сталкиваются с проблемами:

1. прогнозирование качествообразующих процессов в тесте;
2. определение режимов энергозатрат тестомесильной машины;
3. соответствие анализа, корректировки и методик применяемых технологий, эффективности реализуемых процессов;
4. определение направлений инноваций: технология, оборудование, процесс, методология.

Внедрение в практику хлебопекарных, макаронных и кондитерских производств методологии совершенствования технологий замеса и теории тестоприготовления даст возможность в достижении необходимого качества выпускаемой продукции и наибольшего диапазона сегментов рынка пищевой продукции.

Выводы.

Воплощение системы методологических подходов при работе различных тестомесильных машин приводит к изменению степени, технологически обоснованной однородности теста в зависимости от ряда показателей энергозатрат и перемешиваемого рецептурного сырья. Последующая технико-экономическая оценка процессов тестоприготовления определяет направление развития данного вида пищевой техники.

Литература.

1. Янаков В.П. Обоснование параметров и режимов работы тестомесильной машины периодического действия: автореф. дис. на соискание научн. степени канд. техн. наук: спец. 05.18.12. – "Процессы и оборудование пищевых, микробиологических и фармацевтических производств" / В.П. Янаков. – Донецк.: Мин-во образ. и науки Украины, Донецкий нац. ун-т экономики и торговли им. М. Туган-Барановского, 2011. – 20 с.

УДК 665.11

РОЗРОБКА ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПЛАСТИФІКАЦІЇ МАСЕЛ І ЖИРІВ НА ПІДПРИЄМСТВАХ КОНДИТЕРСЬКОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ

В.А. Хомічук, к.т.н, доцент кафедри ПО та ЕМ,
Гнядий А.В. студент гр. МТ-20в, факультету НТТ та ІМ
Одеська національна академія харчових технологій, м.Одеса

DEVELOPMENT OF EQUIPMENT FOR PLASTICATION OF OILS AND FATS IN CONFECTIONERY INDUSTRY ENTERPRISES

VA Khomychuk, Ph.D., Associate Professor of the Department of Software and EM,
Gnadiy AV student gr. MT-20v, Faculty of NTT and IM
Odessa National Academy of Food Technologies, Odessa

Анотація. Дано теоретичне обґрунтування аналітичних залежностей та методики розрахунків характеристик етапів технологічного процесу у пластифікаторі ВВ-ПМЛ: подрібнення, вимішування, аерування на основі найбільш значних результатів теорії і практики процесу пластикації жирів мас.

Ключові слова: ресурсозбереження, пластикація, блок жиру, кондитерські маси, пластифікатор ВВ-ПМЛ.

Abstract. The theoretical substantiation of analytical dependencies and methodology for calculating the characteristics of the stages of the technological process in the ВВ-ПМЛ plasticizer: grinding, mixing, aeration on the basis of the most significant results of the theory and practice of the process of plasticization of fat masses is given.

Key words: resource conservation, plasticization, block of fat, confectionery mass, plasticizer ВВ-ПМЛ.

В харчових технологіях, зокрема, у виробництві цукерок, шоколаду, борошняних кондитерських виробів жири тваринного і рослинного походження є одним з найважливіших компонентів. На підприємства вони потрапляють у вигляді блоків масою 20-25 кг. Перед подачею на операцію складання рецептурних сумішей їх як правило розплавляють. З точки зору ресурсозбереження це є нераціональним, так як після утворення суміші її необхідно охолоджувати перед формуванням [1]. Таким чином, застосування пластикації для перетворення жирових блоків з твердого у пластичний стан та створення відповідного обладнання для виробництва є актуальним.

Так як жировмісні кондитерські вироби становлять значну частину продукції кондитерської промисловості як у вартісному так і об'ємному вираженні [1], питання отримання і застосування пластикованих кондитерських мас досліджувалось у роботах С.А. Мачихіна, [2], Л.М. Аксьонової, М.А. Талейсника С.В. Чувахіна, С.М. Носенка[3].

Наведені дані дозволяють стверджувати, що пластикація кондитерських мас є одним з перспективних напрямків розвитку кондитерської промисловості. Однак для подальшого зростання виробництва і розширення асортименту продукції, що випускається, необхідно прийняти низку комплексних заходів для подальшого успішного просування технології і засобів пластикації та створити відповідне обладнання.

Розглянемо конкретну конструкцію змішувача для переводу твердого жиру у в'язкопластичний стан. Авторами [4] пропонується технологічний простір агрегату розділити на відповідні зони, які повинні забезпечувати:

- в зоні завантаження – розділення блоків жиру на окремі частини у вигляді брусків, стружки і т.п.;
- в зоні підпресування – примусову подачу матеріала на пластикацію;
- в зоні пластикації – остаточне подрібнення і первинну пластикацію;
- в зоні пластикації – нагнітання-отримання однорідної в'язкопластичної маси;
- в зоні вивантаження – рівномірну подачу пластикованого матеріалу на наступну технологічну операцію.

Автори провели аналіз існуючих конструкцій і зробили висновок, що найбільш раціональною є машина зі спареними шнеками у змішувачі, які тісно зчеплені і обертаються у протилежних напрямках, причому всі етапи від подрібнення блоків до пластикації доцільно виконувати однорідними робочими органами. Математичне моделювання процесу пластикації у роботі здійснювали послідовно по зонам.

Технологічний процес пластикації (розм'якшування) кондитерських мас для її подальшого використання у поточкових лініях кондитерського виробництва, що здійснюється у пластифікаторі ВВ-ПМЛ [4], можна умовно розділити на дві основні стадії, представлені на рисунку 1.

На стадії подрібнення відбувається розділення стандартних жирових блоків на мірні частинки за допомогою ріжучого механізму маслорізки, ножі якого закріплені у вигляді зрізаного конуса під кутом до його осі.

Подрібнена жирова суміш з кусків неправильної форми з розмірами від $0,05 \times 0,03 \times 0,04$ м до $0,06 \times 0,06 \times 0,15$ м потрапляє у змішувач з водяною сорочкою. У ньому жир швидко нагрівається, інтенсивно перемішується, перетирається і частково аерується.



Рисунок 1 – Структурна схема технологічного процесу у ВВ-ПМЛ

У відповідності до описаного технологічного процесу на першому етапі ми побудували модель руйнування блоків жиру у маслорізці.

Для розрахунку швидкості прогрівання окремого бруска жиру розв'язали нестационарну задачу теплопровідності.

Провівши аналіз параметрів процесу аерування жирової маси, визначили, що основними факторами, які найсуттєвіше впливають на неї, є температура води у сорочці і час вимішування.

За допомогою програмного комплексу ANSYS виконали чисельне моделювання процесу течії жирових мас у змішувачі пластифікатора ВВ-ПМЛ, лопаті мішалок якого розгорнуті відносно осі валу на кути 30° , 45° та 60° .

Нами отримано візуальні траєкторії руху частинок жирової маси у змішувачі та їх швидкості. Перемішування відбувається значно інтенсивніше при куті нахилу лопаті до осі валу 60° .

Висновки. Отримані аналітичні залежності та розроблені методи розрахунків дають можливість отримувати параметри процесу пластикації жировмісних мас у пластифікаторі ВВ-ПМЛ, враховуючи його конструктивні особливості. Значна частина цих результатів може бути застосована для подібного обладнання інших галузей промисловості

Література:

1. Конфеты и мучнистые кондитерские изделия / М.М. Истомина. – М.: Пищевая промышленность, 1989. – 293 с.
2. Мачихин, С.А. Пластикация твердых жиров / С.А. Мачихин [и др.] // Сер. 4 Хлебопекар. макар., дрож. и кондитер пром.-ть. – ЭИ/ЦНИИТЭИПП. – 1986. – Вып. 3. – С. 18.
3. Носенко, С.М. Пластикатор твердых жиров [Производство заменителей жира для кондитерских изделий]. [Текст]: Науч.-практ. конф. "Прогрессив. экол. безопасные технологии хранения и комплекс. перераб. сельхозпродукции для создания продуктов питания повыш. пищ. и биол. ценности" по направлению "Системы...": [Тез. докл.] / С.М. Носенко, С.В. Чувакин – М.: 1997. – С. 145.
4. Пластифікатор Пат. 82011 Україна, B01F/02, A21C1/00, A23G1/10 (2007.01), A2331/10 Заявник і патентовласник ТОВ «Фирма «ВИ-ВА-ЛТД». - №a200610227; заявл. 25.09.2006; опубл. 25.02.2008, Бюл. №4. – 4с.

УДК 664.723

ИННОВАЦИОННОЕ ТЕПЛОМАССОБМЕННОЕ ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ФАРМАЦЕВТИЧЕСКИХ ТЕХНОЛОГИЙ

Грабова Т.Л. канд. техн. наук, вед. науч. сотр., Шматок А.И. канд. техн. наук, вед. науч. сотр.
Посунько Д.В. ст. науч. сотр., Сильнягина Н.Б. ст. науч. сотр., Степанова О.Е. ст. науч. сотр.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

INNOVATIVE HEAT AND MASS TRANSFER EQUIPMENT FOR PHARMACEUTICAL TECHNOLOGIES

Grabova T.L., PhD Candidate, Leading Researcher, Shmatok O.I., PhD Candidate, Leading Researcher,
Posun'ko D.V., Senior Research, Silnyagina N.B., Senior Researcher, Stepanova A.E., Senior Research
Institute of Engineering Thermophysics of National Academy of Sciences of Ukraine Kyiv, Ukraine

Анотація. В роботі представлений огляд інноваційного тепломасообмінного обладнання та технологій для отримання лікарських форм, розробленого, створеного та введеного спеціалістами ИТТФ НАНУ на фармацевтичних підприємствах України та за рубежом.

Цілью статті являється обґрунтування цілесобразності впровадження на діючих фармпідприємствах технологій та обладнання вітчизняного виробництва, яке не поступає імпортованому, а в деяких випадках значно переважає його за цілою низкою параметрів.

На основі досліджень інтенсифікації процесів переносу теплоти та маси пропонується використання методу дискретно-імпульсного введення енергії (ДИВЕ) в гетерогенні середовища, реалізованого в інноваційному обладнанні.

Розроблено модельний ряд стаціонарних установок для виробництва м'яких лікарських форм (МЛФ), які дозволяють виконувати повний неперервний цикл технологічних операцій отримання МЛФ. Кожна з установок має свої конструктивні особливості: модифікації роторно-пульсационних апаратів (РПА) дисково-циліндричного типу, перемішувальних пристроїв, системи нагріву, фільтрів та інше. Порівняльний аналіз даних показав, що удільні витрати електроенергії, металоемкість та вартість створеного обладнання для виробництва МЛФ в 5-10 разів менше відповідних параметрів зарубіжних аналогів.

Для інтенсифікації процесів диспергування та гомогенізації в технології виробництва МЛФ створено модельний ряд роторно-пульсационних апаратів дисково-циліндричного типу. Вибір моделі апарату залежить від фізико-хімічних властивостей системи та комплексу теплофізичних процесів, які обумовлені технологічними регламентами.

Благодаря использованию созданных установок удалось решить проблемы получения реологично сложных и многокомпонентных МЛФ, в том числе и структурированных лекарственных форм.

Abstract. The review of innovative heat and mass transfer equipment and technologies for the preparation of dosage forms developed and implemented by specialists of the IET of NASU at pharmaceutical enterprises in Ukraine and abroad is presented in the paper.

The aim of the paper is to justify the rationale of introducing domestic technologies and equipment on the existing pharmaceutical enterprises, which is not inferior to the imported and in some cases even better in a number of parameters.

It is proposed to use the method of discrete-pulse energy input (DPEI) into heterogeneous media realized in equipment based on the research of intensification of heat and mass transfer processes.

A model range of stationary plants for the production of soft dosage forms (SDF) has been developed, which allow performing a full technological cycle for the production of SDF. Each of the units has its own design features and includes different modifications of rotor-pulsation apparatus (RPA) of disk-cylindrical type, mixing devices, heating systems, filters, etc. The cost of manufacture of equipment for the production of SDF, the specific electricity and metal consumption are 5-10 times less in comparison with foreign analogues.

A model line of rotary pulsation apparatuses of disk-cylindrical type has been created to intensify the processes of dispersion and homogenization in the technology of SDF production. The choice of the model depends on the physicochemical properties of the system and the complex of heat and mass exchange processes that are conditioned by technological regulations.

It is possible to solve the problems of obtaining rheologically complex and multicomponent SDF, including structured dosage forms due to the use of the developed units.

Ключевые слова: теплообменное оборудование, дискретно-импульсного ввода энергии (ДИВЭ), роторно-пульсационный аппарат (РПА) дисково-цилиндрического типа, диспергирование, гомогенизация, мягких лекарственных форм (МЛФ)

Key Words: heat and mass transfer equipment, discrete-pulse energy input (DPEI), rotor-pulsation apparatus (RPA) of disk-cylindrical type, dispersion, homogenization, soft dosage forms (SDF)

Фармацевтика входит в число отраслей, обеспечивающих население социально значимой продукцией, в свете этого особенно важно её соответствие современному уровню развития технологий. Однако в настоящий момент в фармацевтической промышленности Украины накопилось довольно много проблем. В первую очередь техническое устаревание многих производств, отсутствие сырья отечественного производства, рост себестоимости производства вслед за ростом цен на энергоносители и конкуренция с зарубежными производителями.

Несмотря на то, что около двух третей рынка лекарственных препаратов в натуральном выражении принадлежит украинским производителям, их доля в общей стоимости в несколько раз меньше. Такая ситуация складывается за счет присутствия на рынке дорогих брендовых препаратов. Низкая стоимость отечественных препаратов лишает производителей возможности инвестировать в обновление технологий.

Инновационная модель развития отрасли возможна при условии:

- замена дорогого импортного на отечественное оборудование;
- интенсификации технологических процессов;
- снижение энергозатрат на единицу продукции;
- разработка комплексного подхода в производстве;
- расширение ассортимента и улучшение качества продукции.

ИТТФ НАН Украины имеет многолетний опыт разработки и создания теплообменного оборудования и технологий получения широкого спектра лекарственных форм (ЛФ). В основу этих разработок положены исследования интенсификации процессов переноса теплоты и массы и принцип дискретно- импульсного ввода энергии (ДИВЭ) в гетерогенные среды.

На рис. 1 представлены стационарные установки для производства мягких лекарственных форм (МЛФ), к которым относится широкий спектр лекарственных средств на жидкой или формообразующей основе-носителе: мази, гели, кремы, линименты, пасты. Установки (табл. 1) имеют рабочие реакторы, которые могут быть объединены в один контур или организовать два автономных технологических контура. Каждая из установок имеет свои конструктивные особенности: модификации роторно-пульсационных аппаратов (РПА) дисково-цилиндрического типа, перемешивающих устройств, системы нагрева, фильтров и прочее. Конструктивно реакторы выполнены с возможностью термостатирования (нагрева или охлаждения) и перемешивания субстанций для обеспечения равномерного температурного поля и полей плотности в рабочем объеме.

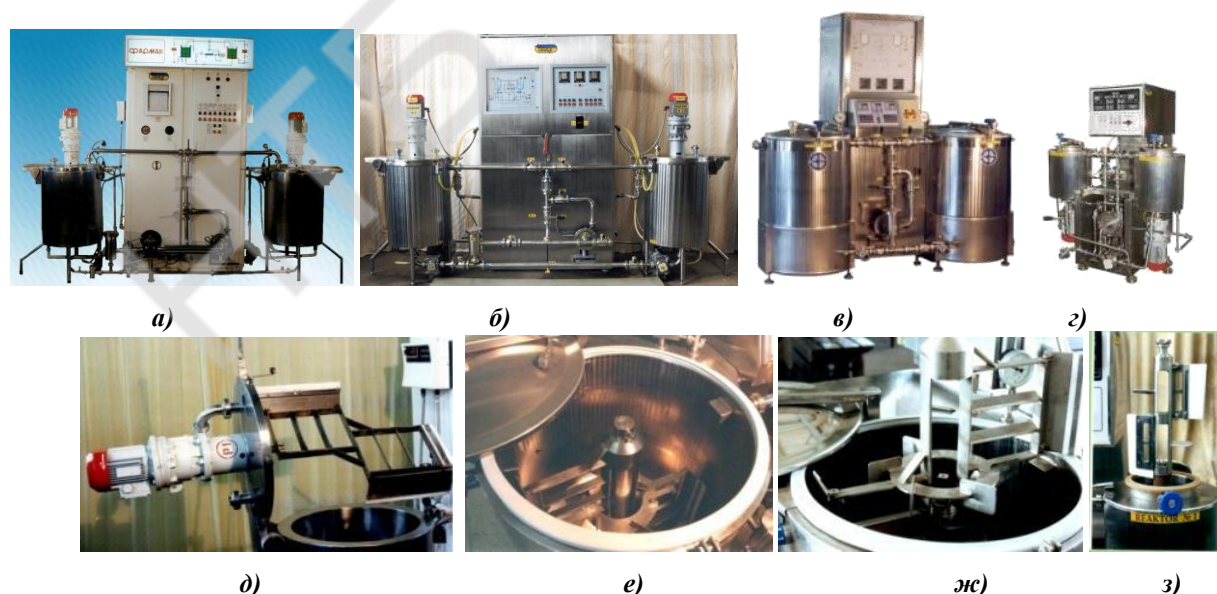


Рис. 1. Модельный ряд стационарных установок для производства МЛФ (а-г) и перемешивающих устройств к ним (д-з):

а, д) установка типу «Фармак»; б, е) установка типу КМ-200; в, е, ж) БФ-320; з) «Микротрон».

Преимущество таких установок заключается в том, что их применение позволяет выполнять полный непрерывный цикл технологических операций получения МЛФ.

Табл. 1. Основные технические характеристики стационарных установок для получения МЛФ

№ п/п	Оборудование	Количество и рабочий объем реактора, л	Кол-во ДЦА, ед.	установленная мощность, кВт	Кол-во перемешивающих устройств, ед.	Число оборотов перемешивающего устройства, об./мин. (размещение привода двигателя)
1.	«Фармак» (рис. 1, а)	2×100	1	17,6	2	36 (верхнее)
2.	КМ-200 (рис. 1, б)	2×100	1	25,4	2	36 (верхнее)
3.	БФ-320 (рис. 1, в)	2×160	1	27,5	2	36/56 (нижнее)
4.	«Микротрон» (рис. 1, г)	2×12	2	9,3	1	8,3 (нижнее)

Анализ данных (табл. 2) показывает, что удельные расходы электроэнергии, металлоемкость и стоимость созданного оборудования для производства МЛФ в 5-10 раз меньше соответствующих параметров зарубежных аналогов.

Табл. 2. Сравнительный анализ удельных показателей установок для получения МЛФ, которые эксплуатируются на фармацевтических предприятиях Украины

Тип оборудования	Страна, фирма-изготовитель	Рабочий объем, л	Средние удельные расходы		Средняя удельная стоимость у.е./л*
			энергии, кВт·час/л	металла, кг/л	
B-50L	Швейцария, «KINEMATICA»	50	0,2	5,0	5000,0
MACE FPA-150 B	Италия, «OLSO»	150	0,47	3,3	1920,0
SA-4	Италия, «IMA»	800	0,5	3,5	1000,0
KCA	Германия, «LINDE»	12	0,42	8,3	4580,0
«Фармак» та КМ-200	Украина, ИТТФ НАНУ	200	0,09	3,0	156,0
БФ-320, Rigas-Farma 320	Украина, ИТТФ НАНУ	320	1,2	3,1	156,2

* - рассчитано по данным на 2012 г.

На рис. 2 представлен ряд мобильных установок и агрегатов, которые легко монтируются в линии получения различных лекарственных форм. Такое оборудование хорошо зарекомендовало себя при получении сложных связано-дисперсных систем (концентраты, пасты, гели и т.д.).

Установки типа КМП2 и типа «Креома-Фарм» (рис. 2 а, б) выполнены с возможностью работы так же в автономном режиме, то есть с возможностью осуществления комплекса технологических операций: термостатирования, нагрева/охлаждения системы, диспергирования, эмульгирования, гомогенизации, структурирования, перемешивания и др. В установки входят емкости с рабочим объемом 100 л, с перемешивающими устройствами, насосно-диспергирующий агрегат и другие вспомогательные системы.



а)



б)



в)

Рис. 2. Модельный ряд мобильных установок для производства МЛФ и лекарственных средств:

а) типа КМП2, в) типа «Креома-Фарм»; с) типа «Фарматрон-3000».

Создание опытно-промышленной установки типа «Креома-Фарм» позволило решить одну из научных проблем связанную с созданием комплексных методов обработки, которые позволяют получать необходимую наноструктуру лекарственных средств с прогнозируемыми свойствами, к которым относятся сорбционные препараты. Значение сорбентов и энтеросорбентов в современной медицине большое, так как их используют во всех ее направлениях: хирургии, терапии, онкологии, наркологии, стоматологии, лечении заболеваний кожи и др.

На фармацевтических предприятиях, которые в своем арсенале имеют емкостное оборудование, пользуются спросом мобильные агрегаты «Фарматрон-3000» (рис. 2 в), в состав которого входят: дисково-цилиндрический аппарат, насос, электротехническая аппаратура, система охлаждения и контрольно-измерительный блок. Благодаря применению таких агрегатов удалось решить проблемы получения реологически сложных и многокомпонентных, в т.ч. структурированных ЛФ.

Использование агрегата «Фарматрон-3000» в линии получения спиртовых гелей ликвидировало ряд стадий (предварительное измельчение), удалось минимизировать использование ручной работы (введение структурообразователя в жидкость) и получилось отказаться от привлечения дополнительного оборудования (коллоидная мельница, погружной насос), что позволило наряду с улучшением качества продукта (достигнута структурная однородность) сократить продолжительность процесса получения в 2 раза.

Наиболее ответственными процессами при получении МЛФ являются диспергирование и гомогенизация, от которых зависит качество готового продукта, которая строго регламентируется фармацевтическими нормами. Кроме того, процесс диспергирования является энергоемким: в мире расходуется от 8 % до 15 % энергии на реализацию этого процесса. Поэтому существенное внимание в ИТТФ НАНУ уделено разработке аппаратов для осуществления и интенсификации процессов диспергирования и гомогенизации в гетерогенных средах (рис. 3 и табл. 3). Базовыми элементами дисково-цилиндрических аппаратов роторно-пульсационного типа являются: дисковый узел – конструкция из двух перфорированных дисков, один из которых вращается, и цилиндрический узел – конструкция из трех или четырех коаксиальных цилиндрических обечаек с прорезями или пазами, одна или две из которых вращаются. В ряде моделей на дисковом роторе расположена так называемая «крыльчатка», что представляет собой цилиндрическую обечайку со специфическими пазами.

Выбор модели аппарата зависит от физико-химических свойств системы и комплекса тепло- физических процессов, которые обусловлены технологическими регламентами. Осуществление технологических процессов в аппаратах реализуется за счет комплекса физических явлений: трансформация потенциальной энергии в кинетическую, механизмы сдвига и среза, кавитация, акустические колебания, микрозакипания, поляризация частиц, мгновенный локальный нагрев и другие механизмы дискретно- импульсного ввода энергий (ДИВЭ) в гетерогенные среды. Размер и продолжительность гидродинамических возмущений потока жидкости и температурные градиенты в средах, которые обрабатываются в таких аппаратах, зависит в т.ч. от технических и конструктивных характеристик аппаратов (табл. 3). Впервые благодаря внедрению аппарата АР-3000 в линию получения суппозиторных ЛФ удалось решить проблему получения стабильных дифильных систем, то есть систем с гидрофобной дисперсионной средой с равномерно распределенной в ней гидрофильной дисперсной фазой.



а) б) в) г) д)

Рис. 3. Модельний ряд дисково-циліндричних апаратів для здійснення і інтенсифікації фізико-хімічних і теплообмінних процесів в технології виробництва ЛФ:

а) апарат РПГ-2500, б) АР-3000 ; в) ДЦД, г) ДВ-5,5; д) ЛДЦД-750.

Табл. 4. Основные технические характеристики дисково-цилиндрических аппаратов

Тип аппарата	Установленная мощность, кВт	Частота вращения роторов, об./мин.	Продуктивность, кг/час	Дисковый узел			Цилиндрический узел		
				статор	ротор	«крыльчатка»	внутренний статор	ротор	внешний статор
РПГ-2500 (рис. 3, а)	2,2	2860	до 2500	–			средний диаметр d_{cp} – 118 мм, 72 прорези на каждом элементе		
АР-1000	1,5	2850	до 1000	перфорация: 106 каналов Ø2,0 мм	18 пазов по 2 мм; d_{cp} – 78 мм		d_{cp} – 98 мм, 36 пазов 2×20 мм на каждом элементе		
АР-3000 (рис. 3, б)	3	2880	до 3000	перфорация: 192 каналов Ø 2,5 мм	–		d_{cp} – 120 мм, 72 прорези по 1,4×7 мм на каждом элементе		
ДЦД (рис. 3, в) базовая модификация М	4	2880	до 4000	перфорация: 180 каналов Ø3 мм, 36 – Ø2,5 мм	36 пазов по 3 мм; d_{cp} – 98 мм		d_{cp} – 118 мм, 72 прорези 2×20 мм на каждом элементе		
модификация М1			до 3500		–		d_{cp} – 118 мм, 72 прорези 2×20 мм на каждом элементе		
модификация М2			до 4000		36 пазов по 3 мм; d_{cp} – 98 мм		d_{cp} – 118 мм, 72 паза 2×20 мм на каждом элементе		
модификация М3			до 3800		–	3 лопасти	d_{cp} – 118 мм, 72 щели 2×20 мм на каждом элементе		
ДВ-5,5 (рис. 3, г)	5,5	3000	до 5000	216 каналов Ø3 мм	Радиальные прорези 38×2,5 мм	24 паза по 3 мм; d_{cp} – 136 мм	d_{cp} – 177 мм, 80 пазов 3×30 мм на каждом элементе		
ЛДЦД-750 (рис. 3, д)	0,75	3000-10000	до 50	перфорация: чередование 12 каналов Ø2,0 мм и 12 радиальных прорезей 2×6 мм	24 паза по 3 мм; d_{cp} – 34 мм		d_{cp} – 40 мм, 24 паза 2×7 мм на каждом элементе	–	

Выводы:

1. Сотрудниками ИТТФ НАНУ разработано и изготовлено больше десятка установок для получения мягких лекарственных форм (МЛФ), семь мобильных насосно-диспергационных агрегатов, двадцать дисково-цилиндрических аппаратов для гомогенизации и диспергирования. Теплообменное оборудование и аппараты для диспергирования успешно работают на предприятиях Украины и за рубежом.
2. На внедренном оборудовании в линиях получения различных лекарственных форм с широким спектром фармакологического действия выпущено более 100 млн. тубов близко 65 наименований мазей, гелей, линиментов, паст, кремов, аэрозольных та суппозиторных форм.

ЛИТЕРАТУРА

1. Долінський А.А. Принцип ДІВЕ та його використання у технологічних процесах. – К.: Наукова думка, 2001 – 346 с.
2. А. А., Іваницький Г. К. Теплообмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах. Теплофизические основы дискретно-импульсного ввода энергии– К.: Наукова думка, 2008 – 382 с., [1].
3. А.А., Басок Б.И. Наномасштабные аспекты дискретно-импульсной трансформации энергии // ИФЖ. – 2005. – Т. 78, № 1. – С. 15-22.
4. Патент 20698 UA, МПК В01F 7/00. Реакторный гомогенизатор / Л.М. Грабов, В.І. Мерщій, В.Т. Жилеєв.; заявник и патентовласник ИТТФ НАНУ. – №97020627; опубл. 15.04.02, Бюл. № 4.

5. Патент 55709 UA, МПК B01F 7/16, B01F 3/08. Спосіб гідродинамічної обробки гетерогенних рідких середовищ та гідродинамічний диспергатор-змішувач для його здійснення / Л.М. Грабов, В.І. Мерщій, Т.Л. Грабова.; заявник и патентовласник ІТТФ НАНУ. – №2002053954; опубл. 16.01.06, Бюл. № 1.
6. Круковский П.Г. Трехмерная CFD-модель гидродинамических процессов в реакторном аппарате / П.Г. Круковский, Л.Н. Грабов и др. // Промышленная теплотехника. – 2004. –Т. 26, № 4. – С. 5–12.
7. Басок Б.И. Оценка эффектов диспергирования включений в роторно-пульсационном аппарате дисково-цилиндрического типа / Б.И. Басок, Т.Л. Грабова // Промышленная теплотехника. – 2006. –Т. 28, №6. – С. 37–43.
8. Информационный лист оборудования фирмы KINEMATICA AG., Швейцария, 2011. – 10 с.
9. Грабова Т.Л. Диспергування гетерогенних систем у роторно-пульсацийних апаратах дисково-циліндричного типу: автореферат дис. ... канд. техн. наук: 05.14.06 / Т. Л. Грабова. – К., 2007. – 23, [1] с.
10. Долинский А.А., Басок Б.И., Накорчевский А.И. Адиабатически вскипающие потоки. Теория, эксперимент, технологическое использование – К.: Наукова думка, 2001 – 208 с.
11. Грабов Л.Н. Исследование процесса диспергирования в системе “твердое тело-жидкость” в тепломассообменных технологиях / Грабов Л.Н., Мерщій В.И. и др. // Промышленная теплотехника. – 2003. – Т. 25, № 4-5. – С. 60–64.
12. Патент 59460 UA, МПК B01F 7/26. Спосіб субмікронного диспергування багатокомпонентних рідких середовищ і пристрій для його здійснення / Долінський А.А., Грабов Л.М., Бігел У. та інш./ – 2001.
13. Грабова Т.Л. Применение метода дискретно-импульсного ввода энергии для получения структурированных спиртосодержащих систем // Промышленная теплотехника. – 2010 – Т. 32, № 3. – С. 80-86.
14. Долінський А.А. Теплофізичні методи створення наноструктурованих матеріалів з покращеними властивостями / А.А. Долінський, Л.М. Грабов и др. // Промышленная теплотехника. – 2010. – Т. 32, № 6. – С. 5–14.
15. Грабова Т.Л. Воздействие ДИВЭ на свойства кремнийорганических сорбентов // Промышленная теплотехника. – 2004. – Т.26, №6. – С. 9-15.
16. Патент 78455 UA, МПК B01D 11/02, A61K 36/00, A61K 133/00. Спосіб екстрагування біологічно-активних речовин у системі «тверде тіло-рідина» / А.А. Долінський, Л.М. Грабов, В.І. Мерщій та інш.; заявник и патентовласник ІТТФ НАНУ. – №200511922; опубл. 15.03.07, Бюл. № 3.

УДК 66.047.55

АПАРАТИ ДЛЯ СУШІННЯ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ ЕЛЕКТРОМАГНІТНИМ ПОЛЕМ

Бандура В. М., к.т.н., професор¹, Яровий І.І., к.т.н., асистент², Маренченко О. І.², аспірант.

¹ Вінницький національний аграрний університет

² Одеська національна академія харчових технологій

DEVICES FOR DRYING RAW MATERIALS BY ELECTROMAGNETIC FIELD

Bandura V. M., PhD, professor¹, Yarovyi I.I., PhD², Marenchenko O. I.², postgrad.

¹ Vinnytsia national agrarian university, ² Odessa national academy of food technologies

Анотація. Показано узагальнений аналіз результатів дослідження процесу вологовидалення для декількох видів рослинної сировини. Обґрунтовано вибір апаратурної схеми установки для сушіння рослинної сировини в потоці. Узагальнено досвід використання дослідної сушильної установки з комбінованим електромагнітним енергопідводом. Запропоновано структурну схему та типовий конструктив універсальної установки для сушіння і стерилізації рослинної сировини та харчових продуктів і напівфабрикатів.

Abstract. The generalized analysis of the results of the study of the moisture removal process for several types of plant raw materials is shown. The choice of the apparatus scheme for plant drying in the flow of raw materials is substantiated. The experience of using an experimental drying unit with a combined electromagnetic power source is generalized. The structural scheme and the typical construct of a universal plant for drying and sterilization of plant raw materials, food products and semi-finished products are offered.

Ключові слова: електромагнітні джерела енергії, комбіновані способи сушіння, мікрохвильове сушіння, інфрачервоне сушіння, сушіння рослинної сировини, енергоефективність.

Keywords: electromagnetic energy sources, combined drying methods, microwave drying, infrared drying, drying of vegetable raw materials, energy efficiency.

Вступ. Сушіння було і залишається однією з найбільш енергоємних операцій серед технологічних процесів харчової та переробної промисловості. Традиційні, переважно конвективні, способи сушіння не в змозі продемонструвати значного покращення їх енергоефективності, інтенсивності вологовидалення та збільшення якості висушеного продукту.

Інноваційні технології сушіння, зокрема з використанням мікрохвильового (МХ) впливу, поступово проникають в такі сектори економіки як сушіння термолабільних матеріалів, порошків фармацевтичного призначення, інтенсифікація процесів полімеризації матеріалів, тощо.

Актуальність. Одна з проблем конвективних способів сушіння полягає в тому, що тепло, необхідне для випарювання рідини, передається волозі матеріалу через декілька агентів – посередників: спочатку тепло генерується спалюванням палива, далі тепло передається сушильному агенту, потім сушильний агент нагріває вологий матеріал і лише внаслідок нагріву матеріалу тепло передається волозі, яка при достатньому енергопідводі видаляється випарюванням. На кожному з етапів цієї послідовності передачі тепла є непродуктивні втрати, а в кінці ланцюга перетворень до вологого матеріалу (суха частка якого складає чималий відсоток) слід підвести скільки тепла, щоб нагріти увесь матеріал до такої температури при якій буде проходити інтенсивне випарювання вологи.

Використовуючи в якості енергопідводу мікрохвильове (МХ) електромагнітне поле можна вирішити цю проблему, а саме - забезпечити не опосередковану передачу тепла у внутрішні шари частинок нагріванням їх поверхні, а використавши особливості взаємодії електромагнітного поля та дипольних молекул води – забезпечити адресний енергопідвід, тобто піддівати нагріванню саме вологу, що міститься в матеріалі частинок матеріалу.

Ще не набувши широкого використання технологія електромагнітного сушіння все частіше знаходить своє місце в процесах комбінованого сушіння та термічної обробки матеріалів, зокрема у поєднанні з конвективним нагрівом гарячим повітрям, інфрачервоним випромінюванням та вакуумом [X].

Одними з найбільш ефективних сушильних апаратів на основі мікрохвильових технологій вологовидалення вважаються стрічкові установки модульної конструкції. До переваг таких рішень слід віднести високу продуктивність, високу швидкість сушіння, широкий спектр режимів роботи, легке масштабування продуктивності конструкції, можливість комбінування мікрохвильового впливу з іншими видами енергопідводу: інфрачервоним випромінюванням та конвективним нагріванням.

Мета досліджень. Комплекс досліджень процесів взаємодії мікрохвильового електромагнітного поля з вологими матеріалами рослинного походження є частиною базової наукової програми кафедри процесів, апаратів та енергетичного менеджменту, що має на меті розробку нових інноваційних методів та способів сушіння рослинної сировини в технологічних процесах харчової промисловості.

Однією з поточних цілей дослідження є визначення потенціалу, обмежень та доцільних режимів енергопідводу для енергоефективного провадження процесу сушіння в стрічковій сушарці з використанням електромагнітних джерел енергії. **Об'єкт сушіння** – рослинна сировина.

Результати експериментальних досліджень сушіння рослинних матеріалів. Для досліджень процесів мікрохвильового сушіння матеріалів і сировини, на кафедрі створено експериментальну сушильну установку з комбінованим (мікрохвильовим та інфрачервоним) енергопідводом (рис.1).

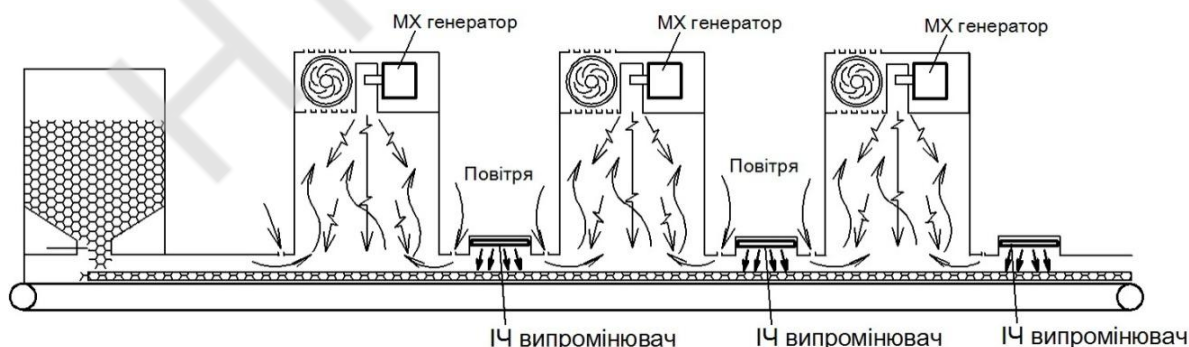


Рис. 1. Схема стрічкової сушильної установки ОНАХТ

Характеристики установки:

Частота випромінювання МХ генераторів: 2450 ± 50 МГц;

Споживаєма електрична потужність МХ випромінювачів: $\leq 2,4$ кВт (регулюється);

Споживаєма електрична потужність ІЧ випромінювачів: $\leq 5,4$ кВт (регулюється);

Швидкість конвеєра установки: 0-0,3 м / хв (регулюється);

Продуктивність по продукту, усереднено: 3-10 кг/год;
Продуктивність по волозі, усереднено: 0,3-0,4 кг/год;
Габаритні розміри установки (д/ш/в): 3000х600х1200 мм.

Конструкція установки дозволяє здійснювати контрольований та дозований вплив на матеріали, що транспортуються стрічковим конвеєром через три модулі – сушильні зони, кожна з індивідуальним керуванням потужності. Експозиція сушіння визначається швидкістю стрічки.

Основна група експериментальних досліджень, що проводяться на установці, пов'язана з визначенням обмежень та доцільних режимів у процесах мікрохвильового, інфрачервоного та комбінованого сушіння сировини і матеріалів рослинного походження: зерен пшениці та бобових культур, вареного гороху, нарізаних овочів і фруктів.

Результати проведених досліджень свідчать, що через велику кількість факторів, процес взаємодії МХ поля з рослинною сировиною, вкрай складно піддається аналітичному аналізу. Саме тому основним напрямком робіт у дослідженні процесів МХ сушіння обрано шлях експериментального моделювання процесів, з подальшим аналізом результатів.

Саме стрічкові сушарки є одною з найбільш перспективних конструкцій для сушильних апаратів з адресним електромагнітним енергопідводом. Найбільш доцільною для таких апаратів є модульна конструкція сушильних зон з десятком і більше сушильних модулів. За рахунок лінійного збільшення кількості сушильних камер подібні установки дозволять відносно просто масштабувати їх продуктивність. Важливим є те, що при збільшенні кількості зон сушіння пропорційно зростатиме експозиція сушіння, а при умові високої швидкості транспортування сировини зменшується ризик локальних перегрівів, внаслідок нерівномірності впливу електромагнітного поля в межах зон енергетичного впливу.

Фізичні особливості взаємодії МХ поля з вологою, що міститься в частинках сировини, дозволяють використовувати такі режими обробки, при яких поле нагріває шари матеріалу пропорційно їх вологості. Такий спосіб обробки рослинної сировини виглядає дуже перспективним для нагрівання, сушіння, досушування та стерилізації сировини, матеріалів і продуктів у харчовій промисловості.

Дуже перспективною виглядає можливість створення комбінованих способів вологовидалення, а одним з найцікавіших варіантів є поєднання МХ способу сушіння з інфрачервоною сушкою. Обидва способи дозволяють створити інтенсивний потік вологи в межах вологої частинки, різниця полягає у глибині шарів на які здійснюється вплив. Якщо МХ випромінювання дозволяє створити інтенсивний потік вологи з глибоких шарів зернівки, то ІЧ випромінювання дозволяє інтенсифікувати рух вологи у приповерхневих шарах. Такий комбінований вплив на процес перерозподілу (транспортування) вологи всередині частинок вологої сировини, може бути рекордно енергоефективним при збереженні високої продуктивності сушіння.

Одна з проблем дослідження стосувалась моделювання роботи багатозонної сушарки на базі установки з трьома модулями. Для експериментального моделювання роботи багатозонної установки, контейнери з матеріалом, що піддавався обробці переміщались з вихідного шлюзу сушарки до вхідного. Проводилось декілька таких перенесень, при кожному з них визначалась маса контейнера, за зміною маси розраховувалась кількість видаленої вологи.

На окремих етапах дослідження, в якості об'єкту сушіння використовувались різні види рослинної сировини: зернові та бобові культури (пшениця, насіння соняшника, горох, соя), різані фрукти (яблука, груші, банани, ананас), овочі (морква, буряк, цибуля). Тестові сушіння показали високу якість отриманої сухої продукції. Порівняно з традиційним конвективним сушінням при МХ+ІЧ сушінні повніше зберігається як смакові якості так і зовнішній вигляд продукту.

Найкраще для обробки у стрічковій сушарці підходить сипка сировина з складною внутрішньою структурою. Одним з об'єктів дослідження було обрано насіння соняшника. Наявність жорсткої зовнішньої оболонки ускладнює його сушіння з використанням конвективного енергопідводу, до того ж соняшник є термолабільним, а МХ сушіння має значні переваги саме для таких матеріалів.

Проведено експериментальне моделювання процесу вологовидалення при декількох значеннях навантаження сушарки (змінюючи товщини шару сировини), при декількох значеннях продуктивності установки (змінюючи швидкості стрічки сушарки) та декількох значеннях інтенсивності електромагнітного МХ поля та ІЧ випромінювання.

Діапазон потужностей впливу інфрачервоного випромінювання (ІЧ) та надвисокочастотного (НВЧ) електромагнітного поля змінювався у великих межах. Досліджено роздільний та комбінований вплив ІЧ та МХ випромінювання [XXXX].

Роздільний вплив, зон сушіння з МХ генератором та зон з ІЧ – випромінювачем досліджувався з наступними параметрами. Сировина - соняшник, завантаження стрічки конвеєра $g = 3.96...7.92 \text{ кг/м}^2$, питома потужність МХ випромінювання $N_{\text{мх}} = 7.5...15 \text{ кВт/м}^2$, питома потужність ІЧ випромінювання $N_{\text{іч}} = 7.33...11 \text{ кВт/м}^2$, тривалість процесу сушіння $\tau = 30...45 \text{ хв.}$, температура сушіння $T = 34...39 \text{ }^\circ\text{C}$.

Визначено, що при сушінні соняшника наявна значна різниця у ефективності МХ та ІЧ енергопідводу, так при однаковій підведеній електричній потужності ІЧ-випромінювання висушує насіння соняшника у 2.5 рази швидше ніж при МХ енергопідводі.

За аналогічною схемою досліджувався процес сушіння сої. Встановлено, що тип енергопідводу для сої менш важливий. На початку процесу сушіння деяку перевагу має використання ІЧ енергопідводу, проте до кінця періоду сушіння швидкість вологовидалення стає практично однаковою для обох способів.

Комбінований, тобто послідовний вплив, зони сушіння з МХ генератором та зони з ІЧ – випромінювачем досліджувався з наступними параметрами $g=3.96 \text{ кг/м}^2$, швидкість стрічки $v=0.025 \text{ м/с}$, $N(I\dot{C}+H\dot{B}\dot{C})=30, 36$ та 41 кВт/м^2 , при вищих показниках потужності, температура шару сировини перевищувала допустимі показники. Режим роботи - обробка протягом 60 хв. Графіки залежностей надано на рис. 2.

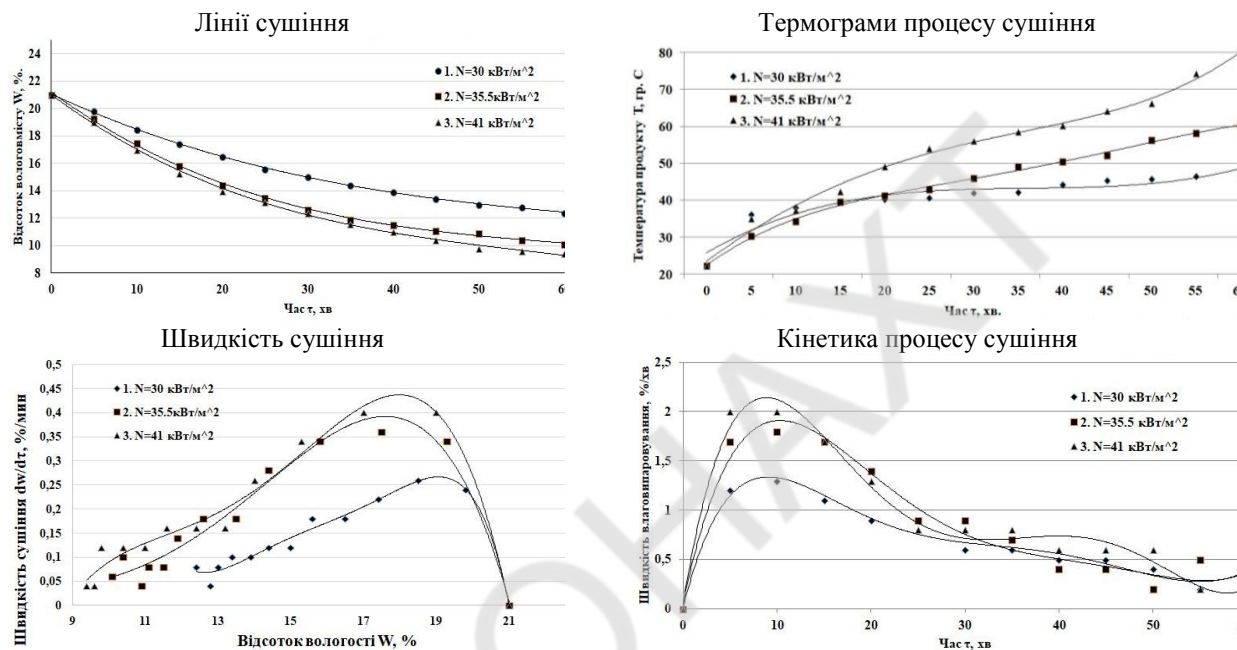


Рис. 2. Графіки залежностей при комбінованому впливі ІЧ + НВЧ випромінювання.

Результати дослідження дозволяють стверджувати, що технології мікрохвильового сушіння цілком реально застосовувати в технологічних процесах переробки рослинної сировини. Так зменшення вологості соняшника з 21 до 12,5 відсотків, при використанні комбінованого енергопідводу з питомою потужністю 30 кВт/м^2 , проходить на протязі 60 хв. При такому режимі максимальна температура продукту не перевищувала 50°C . Більший енергопідвід призводить до збільшення температури продукту до 60 і вище $^{\circ}\text{C}$.

Комбінований вплив МХ поля та ІЧ випромінювання дозволяє отримати показники вологовидалення в межах $1 \text{ \%/хв}$, а при реалізації в установці режиму вологовидалення без повного випаровування води [XXX] енергоефективність апаратів з адресним енергопідводом має стати на порядок вищою порівняно з традиційними конвективним сушильними технологіями.

Безпосередній «адресний» вплив на вологу, що міститься в матеріалі рослинної сировини, відсутність посередників, на кшталт сушильного агенту, та непродуктивних витрат енергії для нагрівання вже висушених ділянок (шарів) частинок матеріалу, в перспективі, дозволить електромагнітному способу сушіння стати одним з найбільш енергоефективних.

Аналізуючи перспективні можливості МХ сушильних апаратів слід приділити увагу ще одному питанню: чи обов'язково видаляти вологу з частинок матеріалу у вигляді пари?

Використання МХ електромагнітного поля відкриває можливість адресного, періодичного та дозованого впливу на вологу, що знаходиться у капілярах внутрішніх шарів частинки матеріалу, і дозволяє створювати такі режими енергопідводу, при яких випаровування води в капілярах буде протікати у вигляді серій імпульсів керованої періодичності та потужності, спричиняючи при цьому «викидання» крапель невиспареної води з капілярів у вигляді туману, без повного її випаровування. Такий ефект, названий «бародифузійною» [XXX] реалізовано вченими кафедри у лабораторних дослідах. Ініціація та стабілізація «бародифузійного» режиму роботи мікрохвильової сушарки потребує точно настроєної системи керування і глибокого знання процесів, що протікають у внутрішніх шарах вологої сировини при його обробці потужним МХ полем.

Пропозиції, щодо дизайну стрічкової МХ сушарки. При розробці конструкції МХ сушильної установки доцільно виходити з таких умов:

- конструкція сушарки має складатися з набору окремих (автономних) дистанційно керваних сушильних камер.
- вхідний та вихідний шлюзи та тунелі між камерами МХ нагріву, мають бути довжиною в межах 1 м. та висотою 35 ... 40 мм., що при номінальній завантаженості стрічки шаром вологої сировини мінімізує взаємний вплив магнетронів сусідніх камер;
- зона інфрачервоного нагріву має бути суміщеною з транспортним тунелем та розміщуватись після камери МХ сушіння;
- розміщення силових блоків (магнетрон, трансформатор живлення та ін.) Має бути зручним для обслуговування в зв'язку з необхідністю періодичної заміни МХ генераторів;
- систему охолодження МХ генераторів (магнетронів) доцільно інтегрувати з системою продувки шару матеріалу повітряним потоком, що збільшить дифузійні властивості повітря та загальну енергоефективність установки;
- вхідний і вихідний тунелі сушарки доцільно забезпечити від витоків мікрохвильової енергії водяними навантаженнями, у вигляді радіо прозорих ємностей з водою;
- конструкція сушильних камер має бути цільнозварною, щоб уникнути витоків МХ випромінювання, для обслуговування слід передбачити технологічний люк;
- в зв'язку з необхідністю реалізації в сушарці складних алгоритмів включення магнетронів сушильних камер і приводу конвеєра, систему управління слід реалізувати на основі програмованого технологічного контролера з можливістю запуску заздалегідь розроблених програм сушіння для різних видів вологих матеріалів.

Основою мікрохвильової сушильної установки має стати окремий сушильний модуль (сушильна камера), ескізний проект конструкції такого модуля представлений на рис. 3. Модуль складається з прямокутної сушильної МХ камери, габарити якої відповідають параметрам використовуваного МХ генератора, наприклад для магнетронів з частотою 2450 МГц, габарити можуть складати (г/ш/в): 570x520x580 мм. та технологічного каналу з вбудованим ІЧ нагрівачем і витяжним вентилятором.

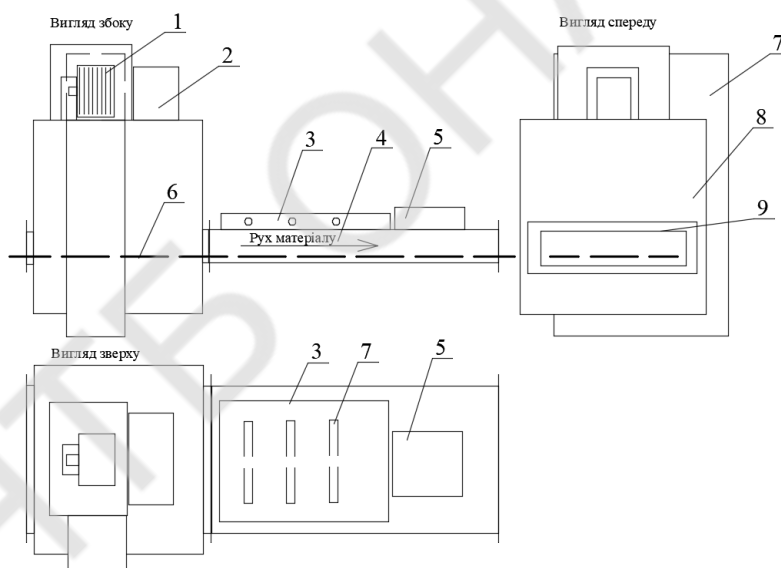


Рис. 3. Загальний вигляд сушильного модуля (проект): 1- магнетрон, 2 – блок керування, 3 – ІЧ нагрівач, 4 – транспортний тунель, 5 – вентилятор, 6 – стрічка конвеєра, 8 – корпус МХ камери, 9 – переріз транспортного каналу.

З двох сторін камери вбудовані фланці для з'єднання камери з транспортним тунелем та іншою камерою. Висота вікна повинна становити достатній простір для приєднання транспортних тунелів різної висоти. Збільшення висоти тунелю погіршить спільну роботу магнетронів камер, але надасть можливість обробляти більш габаритні, ніж тонкий шар сипучої сировини матеріали, наприклад – стерилізувати упаковані продукти. Мінімальна висота вікна повинна становити 30 ... 40 мм, максимальна ~ 300 мм. Внутрішній простір камери має являти собою рівну, плоску, гладку поверхню, нефарбовану, матеріал камери - нержавіюча сталь.

У верхній частині камери знаходиться вихід хвильоводу магнетрона спрямований вертикально вниз, на стрічку конвеєра, по центру камери.

Схема управління окремим сушильним модулем має передбачати: керування випромінювачем (сигнали «пуск»/«стоп»), блокування роботи магнетрона при відсутності продукту на вході камери і при перегріві

магнетрона, контроль температури температури шару продукту на виході камери, контроль інших параметрів (вологість повітря на виході камери, інтенсивності МХ та ІЧ випромінювання, тощо.).

Управління сушильною установкою має бути реалізоване у вигляді системи на базі програмованого логічного контролера та панелі людинно – машинного інтерфейсу, як найбільш гнучкої та універсальної платформи для керування складними технологічними процесами.

Алгоритм керування сушильною установкою має передбачати гнучке конфігурування режиму роботи апаратної частини установки: кількість зон, кількість і тип датчиків контролю і пристосовуватись тип розв'язуваних установкою технологічних завдань, та дозволяти змінювати програми управління (типові режими роботи). Загальний конструктив модульної сушильної установки з комбінованим енергопідводом показано на рис. 4.

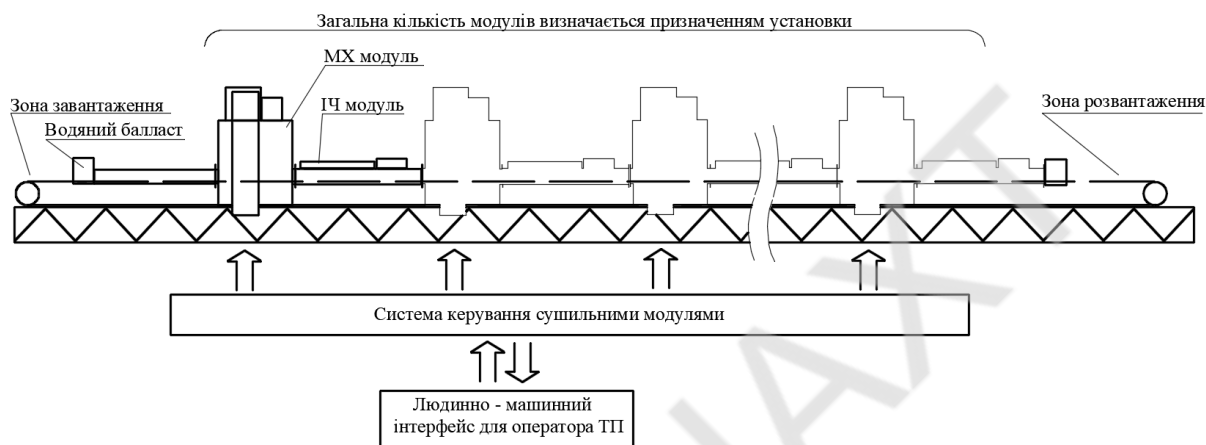


Рис. 4. Приклад конструктивного рішення для сушильної установки з комбінованим енергопідводом.

Висновок.

Відповідно до мети і тематики дослідження проведено експериментальне дослідження процесу вологовидалення з рухомого шару рослинної сировини під комбінованим впливом інфрачервоного та мікрохвильового випромінювання. Дослідження проведено на основі показників роботи діючої експериментальної сушильної установки. В ході проведених випробувань досліджено кінетику процесу вологовидалення, визначено ключові параметри процесу комбінованого сушіння.

На основі аналізу результатів дослідження запропоновано проектне рішення промислової стрічкової сушильної установки з мікрохвильовим та інфрачервоним енергопідводом з можливістю масштабування продуктивності.

Література.

1. Филоненко, Г.К. Сушка пищевых растительных материалов [Текст] / Г.К.Филоненко, М.А. Гришин, Я.М. Гольденберг и др. – М.: Пищевая промышленность, 1971. - 440 с.
2. Гинзбург, А.С. Технология сушки пищевых продуктов [Текст] / –М.: Пищевая промышленность, 1976. -248 С.
3. Бурич, О. Сушка плодов и овощей [Текст] / О. Бурич, Ф. Берки. – М.: Пищевая пром-сть, 1978. – 280 с.
4. Явчуновский, В.Я. Микроволновая и комбинированная сушка: физические основы, технологии и оборудование [Текст] / Саратов: Изд-во Саратовского университета, 1999. -213 с.
5. Семенов, Г.В. Сушка сырья: мясо, рыба, овощи, фрукты, молоко [Текст] / Г.В. Семенов, Г.И. Касьянов – Ростов н/Д: Издательский центр «МарТ», 2002. – 112 с.
6. Снежкин, Ю.Ф. Энергосберегающие теплотехнологии производства пищевых порошков из вторичных сырьевых ресурсов [Текст] / Снежкин Ю.Ф., Буряк Л.А., Хавин А.А. – НАН Украины, - Киев, изд. «Наукова думка», 2004, 227 с.
7. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок. Одесса: Полиграф, 2010. 368 с.
8. Бурдо О.Г. Механодиффузионный эффект – новое явление в теплопереносе [Текст] / О.Г. Бурдо, С.Г. Терзиев, В.Н. Бандура, И.И. Яровой – ММФ, Минск, Беларусь, 2016, с. 224-228.
9. Бандура В. М. Кінетика сушіння олійної сировини в електромагнітному полі [Текст] / В.М. Бандура, О.І. Маренченко, Є.О. Пилипенко, О.В. Катасонов – Одеса, ОНАХТ, Наукові праці, Том 81, випуск 1, 2017, с. 94-99.

ЗМІСТ

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРАВЛІЧНИХ, ТЕПЛОВИХ, МАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ

ВПЛИВ МЕТОДИКИ РОЗМІЩЕННЯ СИРОВИННИХ ПОЛІН ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ДЕРЕВНОГО ВУГІЛЛЯ ПІРОЛІЗНИМ СПОСОБОМ НА ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІСТЬ ПРОЦЕСУ	
Товажнянский Л.Л., Ведь В.Є., Миронов А.М.	5
ТЕПЛООБМІННИКИ КРІОМОДУЛІВ НА БАГАТОКОМПОНЕНТНИХ СУМІШАХ	
Литвиненко М.П., Туз В.О.	10
ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ФІТОЕСТРОГЕННОЇ СИРОВИНИ	
Петрова Ж.О., Слободянюк К.С.	12
ЗВ'ЯЗОК ЯВИЩА ГІДРОДИНАМІЧНОЇ КАВІТАЦІЇ ТА ЗМІНИ ТЕМПЕРАТУРНИХ ПОКАЗНИКІВ ВОДИ	
Авдєєва Л.Ю., Жукотський Е.К., Макаренко А.А.	17
КОНВЕКТИВНО-ТЕРМОРАДІАЦІЙНЕ СУШІННЯ ЯБЛУЧНИХ СНЕКІВ ЗА УМОВ РУХУ ПОВІТРЯ	
Малежик І. Ф., Дубковецький І. В., Стрельченко Л. В.	20
ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ ЕКСТРАГУВАННЯ СІРЧАНОКИСЛОЇ МІДІ ЗА УМОВ ВАКУУМУВАННЯ	
Симак Д.М. Склабінський В.І.	24
ВПЛИВ РОЗЧИННИХ РЕЧОВИН НА СТАН ВОДИ В РОСЛИННИХ ТКАНИНАХ ТА КІНЕТИКУ ЇХ СУШІННЯ	
Дмитренко Н.В.	30
ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ДІОКСИДУ СУЛЬФУРУ ТА НІТРОГЕНУ НА ПРОЦЕС ПОГЛИНАННЯ ВУГЛЕКИСЛОГО ГАЗУ ХЛОРОФІЛСИНТЕЗУЮЧИМИ МІКРОВОДОРОСТЯМИ	
Дячок В.В., Катишева К.В., Гуглич С.І., Мандрик С.Т.	35
ДОСЛІДЖЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ АБСОРБЦІЇ КИСНЮ В РОТОРНО-ПУЛЬСАЦІЙНОМУ АПАРАТІ	
Ободович О.М., Сидоренко В.В.	41
ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ КОМПОЗИЦИОННОГО СОСТАВА БАКТЕРИАЛЬНОГО ПРЕПАРАТА «БИФАЦИЛ» НА ОСОБЕННОСТИ ПРОЦЕССА РАСПЫЛИТЕЛЬНОГО ОБЕЗВОЖИВАНИЯ И КАЧЕСТВЕННЫЕ ПОКАЗАТЕЛИ КОНЕЧНОГО ПРОДУКТА	
Переяславцева Е.А.	44
ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ЗАХИСТУ ОБ'ЄКТІВ ХАРЧОВОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ	
Рябова І.Б., Петухова О.А., Горносталь С.А., Щербак С.М.	50
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ СУСПЕНЗОВАНОГО ГРИБА ШИЇТАКЕ В СИСТЕМІ «КРАПЛЯ-ПАРОГАЗОВЕ СЕРЕДОВИЩЕ»	
Шаркова Н.О., Турчина Т.Я., Жукотський Е.К., Костянець Л.О.	55
КОНВЕКТИВНЕ ЗНЕВОДНЕННЯ КОРЕНЕПЛОДІВ БАТАТУ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ	
Шапар Р.О., Гусарова О.В.	58
ДОСЛІДЖЕННЯ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ БУРЯКОВОГО ЖОМУ ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА БІОКОРМІВ	
Гнатів З.Я., Мосюк М.І., Дулеба В.П.	62
ПРОЦЕС ЕКСТРАГУВАННЯ З ПЛОДІВ ШИПШИНИ У ВАКУУМНОМУ МІКРОХВИЛЬОВОМУ АПАРАТІ	
Левтринська Ю.О., Альхурі Юсеф, Голінська Я.А., Терзієв С.Г.	66

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ І СИСТЕМ

ТЕПЛООБМІН ПРИ ПЛАВЛЕННІ ТА КРИСТАЛІЗАЦІЇ ТЕПЛОАКУМУЛЮЮЧИХ МАТЕРІАЛІВ	
Корінчевська Т.В., Снєжкін Ю.Ф., Михайлик В.А.	73

МОДЕЛЮВАННЯ РЕАКТОРА НАСИЧЕННЯ У ВИРОБНИЦТВІ ЦУКАТІВ	
Гузьова І.О., Атаманюк В.М.	78
УНИФИЦІРОВАННИЙ ПОДХОД К МОДЕЛІРОВАНИЮ КАВІТАЦІОННИХ РЕАКТОРОВ	
Иваницкий Г.К., Недбайло А.Е., Коник А.В., Целень Б.Я., Гоженко Л.П.	84
МОДЕЛЮВАННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ПРОЦЕСІВ У АПАРАТІ З ПНЕВМАТИЧНИМ ПЕРЕМІШУВАННЯМ	
Данилюк О. М., Атаманюк В.М., Гумницький Я.М.	89
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ УВАРЮВАННЯ СОКУ ТА ЙОГО ІМІТАЦІЙНЕ МОДЕЛЮВАННЯ	
Маяк О.А., Сардаров А.М., Костенко С.М., Гриценко О.Ю., Шершньов Г.Г.	94
МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНОЙ СУШКИ И ТЕРМИЧЕСКОГО РАЗЛОЖЕНИЯ БИОМАССЫ	
Сороковая Н.Н., Коринчук Д.Н.	99

ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІСТЬ. РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧІ ТА ЕКОЛОГІЧНО-БЕЗПЕЧНІ ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЇ

КОМПОЗИТНІ МАТЕРІАЛИ ДЛЯ АДСОРБЦІЙНИХ ХОЛОДИЛЬНИХ ГЕЛПОУСТАНОВОК	
Беляновська О.А., Пустовой Г. М., Суха І.В., Губинський М.В., Литовченко Р.Д., Сухий К.М.	106
ЗАСТОСУВАННЯ НВЧ ВИПРОМІНЮВАННЯ ПРИ ВИЛУЧЕННІ БІЛКІВ ЗІ СТІЧНИХ ВОД ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ	
Сабадаш В.В., Гумницький Я.М.	111
ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ СУШІННЯ НАСІННЯ ЗЕРНОВИХ КУЛЬТУР ІЗ ТЕПЛОВИМИ НАСОСАМИ	
Пазюк В.М.	116
ИНТЕГРАЦИЯ ПРОЦЕССА ТЕПЛООБМЕНА СОЛНЕЧНОЙ УСТАНОВКИ	
Селихов Ю.А., Коцаренко В.А.	120
ВИКОРИСТАННЯ МІНЕРАЛЬНИХ ДОБАВОК У ПРОЦЕСАХ КОМПОСТУВАННЯ ХАРЧОВОЇ СКЛАДОВОЇ ТВЕРДИХ МУНІЦИПАЛЬНИХ ВІДХОДІВ	
Крусір Г.В., Сагдєєва О.А., Чернишова О.О., Мадані М.М., Гаркович О.Л.	125
ПРО ЗБЕРЕЖЕННЯ ХАРЧОВОЇ ЦІННОСТІ ТА ЗАОЩАДЖЕННЯ РЕСУРСІВ ПРИ ПЕРЕРОБЦІ ТОМАТІВ	
Гаврилов О.В.	131
ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІ РЕЖИМИ РОБОТИ БАРАБАННОЇ СУШАРКИ КОМПЛЕКСУ ВИРОБНИЦТВА КОМПОЗИЦІЙНОГО БІОПАЛИВА	
Корінчук Д. М., Снежкін Ю.Ф., Бунецький В. О.	134
ТЕХНОЛОГІЧНІ ОБ'ЄКТИ УТИЛІЗАЦІЇ-МОДИФІКАЦІЇ ПОЛІМЕРНОЇ ТАРИ ТА ПАКУВАННЯ	
Бухкало С.І.	140
ЗАСТОСУВАННЯ СОНЯЧНИХ КОЛЕКТОРІВ РІЗНОГО ТИПУ В СИСТЕМАХ ТЕПЛОПОСТАЧАННЯ ГОТЕЛЬНО-РЕСТОРАННИХ КОМПЛЕКСІВ	
Ощипок І.М.	143

ІННОВАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ, ФАРМАЦЕВТИЧНИХ, ХІМІЧНИХ ТА ПАРФУМЕРНИХ ВИРОБНИЦТВ

АНАЛІЗ СИРОВИНИ, ПРОЦЕСІВ ТА ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ОТРИМАННЯ ХАРЧОВИХ ПОРОШКІВ	
Потапов В.О., Євлаш В.В., Педорич І.П.	149
ІНФРАЧЕРВОНЕ СУШІННЯ ЗЕРНОВОЇ ПРОДУКЦІЇ З ВІБРОХВИЛЬОВИМ КОНВЕЄРОМ. ОБГРУНТУВАННЯ ПАРАМЕТРІВ ПРОЦЕСУ	
Паламарчук І.П., Кюрчев С.В., Верхованцева В.О.	153
РАЦІОНАЛЬНЕ КОМПОНУВАННЯ ФАЗНИХ РОЗДІЛЮВАЧІВ З МОДУЛЬНИМИ СЕПАРАЦІЙНИМИ ПРИСТРОЯМИ	

Ляпошенко О.О., Іванов В.О., Павленко І.В. Дем'яненко М.М., Старинський О.Є., Ковтун В.В. ...	159
СУЧАСНІ СЕПАРУВАЛЬНІ АПАРАТИ ДЛЯ ВИНОПРОДУКТІВ	
Ковалевський К.А., Валько М.І., Мамай О.І., Кузьміна Т.О., Яковенко Т.О.	164
ПРИМЕНЕНИЕ ИННОВАЦИОННЫХ РЕШЕНИЙ В ПРОЦЕССАХ СУШКИ И КОНЦЕНТРИРОВАНИЯ	
Бурдо О.Г., Зыков А.В., Мордынский В.П., Светличный П.И., Пур Д.Р.	169
СПОСІБ ПЕРЕРОБКИ ЯГІД ВИНОГРАДУВ НАТИВНОМУ СТАНІ	
Кепін М.І.	175
ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ПРОЦЕСУ ОЧИЩЕННЯ ВОДИ З ЗАСТОСУВАННЯМ МЕТОДУ БЛОЧНОГО ВИМОРОЖУВАННЯ	
Трішин Ф.А., Светлічний П.І., Трач О., Орловська Ю.В.	180
СУЧАСНІ ТЕХНОЛОГІЇ ОЧИЩЕННЯ РОСЛИННОЇ ОЛІЇ В УМОВАХ МІНІ-ЦЕХІВ	
Осадчук П. І., Дударев І. І.	185
ПЕРСПЕКТИВЫ ПРИМЕНЕНИЙ ДВУОКСИ УГЛЕРОДА В СОВРЕМЕННЫХ ХОЛОДИЛЬНЫХ СИСТЕМАХ	
Потапов В.А., Белый Д.В.	189
СИРОВИННІ РЕСУРСИ ПТАХОПЕРЕРОБНОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ	
Хомічук В.А., Усатенко Н.Ф.	192
СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИЙ ЗАМЕСА ТЕСТА – ЗАДАЧИ И ОТВЕТЫ	
Янаков В.П.	194
РОЗРОБКА ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПЛАСТИФІКАЦІЇ МАСЕЛ І ЖИРІВ НА ПІДПРИЄМСТВАХ КОНДИТЕРСЬКОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ	
Хомічук В.А., Гнядий А.В.	197
ИННОВАЦИОННОЕ ТЕПЛОМАССООБМЕННОЕ ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ФАРМАЦЕВТИЧЕСКИХ ТЕХНОЛОГИЙ	
Грабова Т.Л., Шматок А.И., Посулько Д.В., Сильягина Н.Б., Степанова О.Е.	199
АПАРАТИ ДЛЯ СУШІННЯ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ ЕЛЕКТРОМАГНІТНИМ ПОЛЕМ	
Бандура В. М., Яровий І.І., Маренченко О. І.	204