

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ**  
**НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЛЬВІВСЬКА ПОЛІТЕХНІКА»**

Кваліфікаційна наукова праця  
на правах рукопису

**КУЗЬМІНЧУК ТЕТЯНА АНАТОЛІЇВНА**

УДК 66.04

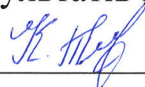
**ДИСЕРТАЦІЯ**  
**ЗАКОНОМІРНОСТІ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ СІРНИКОВОЇ**  
**СОЛОМКИ**

161 – хімічні технології та інженерія

16 – хімічна інженерія та біоінженерія

Подається на здобуття наукового ступеня доктора філософії

Дисертація містить результати власних досліджень. Використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело

 /Т. А. Кузьмінчук/

Науковий керівник: Атаманюк Володимир Михайлович, д.т.н., професор

Науковий керівник: Гузьова Ірина Олександрівна, д.т.н., доцент

Львів – 2026

## АНОТАЦІЯ

**Кузьмінчук Т. А. Закономірності фільтраційного сушіння сірникової соломки. – Кваліфікаційна наукова праця на правах рукопису.**

Дисертація на здобуття наукового ступеня доктора філософії за спеціальністю 161 – Хімічні технології та інженерія. – Національний університет «Львівська політехніка», Міністерство освіти і науки України, Львів, 2026.

Дисертаційна робота присвячена комплексному вивченню кінетичних, гідродинамічних та тепломасообмінних закономірностей процесу фільтраційного сушіння сірникової соломки. У роботі проведено експериментальне дослідження та теоретичне узагальнення фільтраційного методу сушіння сірникової соломки, визначено раціональні параметри процесу та розроблено апаратне оформлення установки для фільтраційного сушіння.

Процес фільтраційного сушіння дає змогу зменшити енерговитрати на обробку сировини та забезпечити рівномірне сушіння, що є важливим етапом забезпечення стабільної якості продукції та зниження енергоємності виробничого циклу. Завдяки реалізації цього методу стає можливим вибір раціональних режимів сушіння сірникової соломки, що сприятиме підвищенню загальної енергоефективності підприємства та зниженню собівартості готової продукції. Використання фільтраційного методу відповідає сучасним вимогам сталого розвитку, оскільки дає змогу мінімізувати питомі витрати теплової енергії та раціонально використовувати енергетичні ресурси, забезпечуючи необхідну якість соломки.

**Метою дисертаційної роботи** є дослідження закономірностей кінетики, гідродинаміки та тепломасообміну під час фільтраційного сушіння сірникової соломки для визначення раціональних параметрів сушіння. Одержані залежності дають змогу в майбутньому спроектувати обладнання для фільтраційного сушіння сірникової соломки в промислових масштабах.

**У першому розділі** дисертації «Аналіз джерел літератури» проведено аналіз сучасного стану технологій сушіння деревини та рослинної біомаси. Виконано критичний огляд існуючих конструкцій сушильних установок та методів

інтенсифікації тепломасообмінних процесів. Розглянуто особливості фізико-хімічних властивостей деревини та механізми перенесення вологи в її структурі. Проаналізовано методи узагальнення кінетики та тепломасообміну для створення залежностей на основі критеріальних рівнянь. Обґрунтовано необхідність розробки залежностей для узагальнення експериментальних даних, які б враховували специфічну форму та структуру соломки. На основі літературного огляду обґрунтовано доцільність застосування саме фільтраційного методу для сушіння сірникової соломки як такого, що забезпечує рівномірне сушіння та високу швидкість вилучення вологи за мінімальних енерговитрат.

**У другому розділі** «Характеристика об'єкту дослідження та методики проведення експериментів» описано методику проведення експериментальних досліджень та будову лабораторної установки для вивчення процесу фільтраційного сушіння сірникової соломки. Конструкція установки дає змогу варіювати основні параметри процесу: швидкість руху теплового агента, його температуру та висоту стаціонарного шару матеріалу.

Наведено детальну характеристику об'єкту дослідження. Для експериментів використовували сірникову соломку, виготовлену з деревини осики (*Populus tremula*), яка відібрана безпосередньо з діючої виробничої лінії ТзОВ «УКРАЇНСЬКА СІРНИКОВА ФАБРИКА». Визначено основні структурно-геометричні та фізико-хімічні параметри соломки (порозність шару, уявну густину та початковий вологовміст). Наведено методики узагальнення отриманих експериментальних результатів. Зокрема, представлено методику одержання кінетичних залежностей для визначення тривалості сушіння. Наведено методики визначення коефіцієнтів тепло- та масообміну.

**У третьому розділі** «Кінетика фільтраційного сушіння сірникової соломки» представлено результати експериментальних досліджень кінетики фільтраційного сушіння сірникової соломки. Дослідження проведено в широкому діапазоні режимних параметрів: висоти стаціонарного шару (150–350 мм), температури теплового агента (40–80°C) та фіктивної швидкості теплового агента (0,18–0,29 м/с), встановлено вплив цих параметрів на інтенсивність сушіння. На основі

отриманих даних побудовано кінетичні криві зміни вологовмісту в часі, аналіз яких підтвердив, що процес зневоднення протікає у двох характерних періодах: повного та часткового насичення теплового агента вологою.

Одержано математичні залежності, які дають змогу розраховувати поточний вологовміст сірникової соломки та тривалість сушіння для кожного з періодів насичення теплового агента вологою.

**У четвертому розділі** «Тепло- та масообмін під час фільтраційного сушіння сірникової соломки» наведено інформацію про узагальнення результатів експериментальних досліджень процесів зовнішнього тепло- і масообміну та внутрішньої дифузії вологи під час фільтраційного сушіння сірникової соломки. На основі теорії подібності отримано критеріальні рівняння для розрахунку коефіцієнтів тепловіддачі та масовіддачі. Встановлено математичні залежності між числом Нусельта ( $Nu$ ), числом Шервуда ( $Sh$ ) та числом Рейнольдса ( $Re$ ). Визначено значення коефіцієнтів внутрішньої дифузії та їх залежність від температури теплового агента.

**У п'ятому розділі** «Апаратурне оформлення розроблених способів сушіння сірникової соломки» проведено аналіз основних етапів виробництва сірників та запропоновано два варіанти модернізації існуючої технології. Розроблено та представлено схеми установок для фільтраційного сушіння сірникової соломки: з рухом теплового агента крізь насипний шар матеріалу та крізь упорядкований шар, сформований матрицею. Проведено порівняльний аналіз обох схем: встановлено, що сушіння насипом є простішим в апаратурному виконанні, проте використання упорядкованого шару забезпечує максимальну рівномірність зневоднення та стабільну якість продукції.

Запропоновано схеми установок для фільтраційного сушіння, що працюють за принципом зміни температури теплового агента, що збільшує стабільність процесу осушування. Використання сушіння з упорядкованим шаром (матриця) забезпечує оптимальний контакт теплового агента з кожною одиницею продукції.

Виконано оціночний розрахунок економічної ефективності від впровадження розробленого обладнання. Проведено порівняння енергозатрат на вилучення

вологи у існуючій тунельній сушарці та фільтраційній сушарці з насипним шаром. Встановлено, що більш енергоефективним є спосіб із застосуванням фільтраційного сушіння в насипному шарі, який дає змогу суттєво знизити питомі енерговитрати. Підтверджено економічну доцільність та технічну перевагу фільтраційного методу зневоднення, що дає змогу рекомендувати його для впровадження на підприємствах галузі.

Результати дисертації інтегровані в освітній процес кафедри хімічної інженерії Національного університету «Львівська політехніка». Вони застосовуються для підготовки фахівців за спеціальністю G1 «Хімічні технології та інженерія», зокрема у межах лабораторного практикуму з профільних дисциплін, а також під час виконання курсових проектів та кваліфікаційних робіт магістрів, що засвідчено актом про впровадження у навчальний процес.

Науково обґрунтовані технологічні рішення та розрахункові залежності процесу фільтраційного зневоднення сірникової соломки передані для використання фахівцям ТзОВ «УКРАЇНСЬКА СІРНИКОВА ФАБРИКА».

**Ключові слова:** фільтраційне сушіння, сірникова соломка, рослинна сировина, капілярно-пористий матеріал, стаціонарний шар, кінетичні залежності, тепломасообмін, коефіцієнт дифузії, критеріальні рівняння, енергоефективність, апаратурне оформлення, модернізація виробництва.

## ANNOTATION

### **Kuzminchuk T. A. Regularities of the match splints filtration drying. – Qualifying scientific work on manuscript rights.**

The PhD thesis for obtaining the scientific degree of Doctor of Philosophy in specialty 161 – Chemical Technologies and Engineering. – Lviv Polytechnic National University, Ministry of Education and Science of Ukraine, Lviv, 2026.

The PhD thesis is devoted to a comprehensive study of the kinetic, hydrodynamic, and heat-and-mass transfer regularities of the filtration drying process of match splints. The work provides a theoretical generalization and experimental investigation of the filtration drying method for match splints, determines the optimal process parameters, and develops the equipment design for a filtration drying plant.

The filtration drying process enables a reduction in energy consumption for raw material processing and ensures uniform drying, which is a crucial stage for maintaining stable product quality and decreasing the energy intensity of the production cycle. By implementing this method, it becomes possible to select optimal wood drying modes, contributing to the enhancement of the overall energy efficiency of the enterprise and a reduction in the production cost of finished goods. The application of the filtration method meets modern sustainability requirements, as it allows for the minimization of specific thermal energy consumption and the rational use of energy resources, while simultaneously ensuring high product quality through the uniform distribution of the thermal agent and the prevention of thermal stress in the wood.

**The aim of the thesis** is to investigate the regularities of kinetics and heat-and-mass transfer during the filtration drying of match splints to determine optimal drying parameters. The obtained dependencies enable the future design of equipment for the filtration drying of match splints on an industrial scale.

**In the first chapter of the thesis**, "Literature Review," an analysis of the current state of wood and plant biomass drying technologies is conducted. A critical review of existing drying plant designs and methods for intensifying heat-and-mass transfer processes is performed. The features of the physicochemical properties of wood and the mechanisms of moisture transport in its structure are considered. Methods for

generalizing kinetics and heat-and-mass transfer to create universal dependencies based on correlation equations and dimensionless complexes are analyzed. The necessity of developing dependencies for generalizing experimental data that would account for the specific shape and structure of the splints is substantiated. Based on the literature review, the feasibility of using the filtration method specifically for drying match splints is justified as one that ensures uniform drying and a high rate of moisture removal with minimal energy consumption.

**In the second chapter**, "Characteristics of the Research Object and Experimental Methods," the methodology of experimental research and the design of the laboratory plant for studying the filtration drying process of match splints are described. The design of the plant allows for varying the main process parameters: the velocity of the thermal agent, its temperature, and the height of the stationary layer of material.

A detailed characteristic of the research object is provided. For the experiments, match splints made of aspen wood (*Populus tremula*) were used, selected directly from the operating production line of the LLC "UKRAINIAN MATCH FACTORY" after the veneer chopping stage. Aspen is the most common raw material in the match industry. The main structural-geometric and physicochemical parameters of the splints (layer porosity, density, initial moisture content) were determined. Methods for generalizing the obtained experimental results are presented. In particular, a methodology for obtaining kinetic dependencies to determine the drying duration is introduced. Methods for determining heat-and-mass transfer coefficients are provided, as well as a methodology for determining the optimal parameters of filtration drying.

**In the third chapter**, "Kinetics of the Filtration Drying of Match Splints," the results of experimental studies on the kinetics of the filtration drying of match splints are presented. The research was conducted across a wide range of operating parameters: layer height (150-350 mm), thermal agent temperature (40-80°C), and superficial velocity (0.18-0.29 m/s), and the influence of these parameters on drying intensity was established. Based on the obtained data, kinetic curves of moisture content change over time were constructed, the analysis of which confirmed that the dehydration process proceeds in two characteristic periods: full and partial saturation of the thermal agent with moisture.

Mathematical dependencies were obtained, allowing for the calculation of the current moisture content of match splints and the drying duration for each period of thermal agent saturation.

**In the fourth chapter**, "Heat-and-Mass Transfer during the Filtration Drying of Match Splints," the results of generalizing experimental data regarding external heat-and-mass transfer and internal moisture diffusion during the filtration drying of match splints are provided. Based on the similarity theory, correlation equations for calculating heat and mass transfer coefficients were obtained. Mathematical dependencies between the Nusselt number (Nu), Sherwood number (Sh), and Reynolds number (Re) were established. The regularities of internal moisture transport within the structure of aspen wood were investigated. The values of internal diffusion coefficients and their dependence on the thermal agent temperature were determined. A methodology for calculating heat and mass transfer coefficients based on the generalization of results using relative dimensionless complexes is proposed.

**In the fifth chapter**, "Analysis of the Developed Match Production Line, Match Splint Drying Plants, and Calculations of the Energy Effect from Their Implementation," an analysis of the main stages of match production is conducted, and two options for modernizing the existing technology are proposed. Schemes for match splint filtration drying plants are developed and presented: one with the thermal agent moving through a bulk layer of material and another through an ordered layer. A comparative analysis of both schemes was performed: it was established that bulk drying is simpler in terms of equipment design; however, the use of an ordered layer ensures maximum dehydration uniformity and higher product quality.

Improved designs for plants operating on the principle of varying the temperature and humidity of the thermal agent are proposed, which increases the stability of the drying process. The use of drying with an ordered layer (matrix) ensures optimal contact of the thermal agent with each unit of the product.

An estimated calculation of the economic efficiency resulting from the implementation of the developed equipment was performed. A comparison of energy consumption for moisture removal was conducted across the existing tunnel dryer, and a

filtration dryer with bulk layer. It was established that this method is the most energy-efficient, allowing for a significant reduction in specific energy consumption. The economic feasibility and technical superiority of the filtration dehydration method were confirmed, allowing it to be recommended for implementation at enterprises within the industry.

The results of the PhD thesis are integrated into the educational process of the Department of Chemical Engineering at Lviv Polytechnic National University. They are applied in the training of specialists in the field of 161 "Chemical Technologies and Engineering," specifically within laboratory workshops for specialized disciplines, as well as during the preparation of course projects and Master's qualification thesis, as evidenced by an act of implementation in the educational process.

Scientifically substantiated technological solutions and calculation dependencies regarding the filtration dehydration of match splints were transferred for practical application to specialists at LLC "UKRAINIAN MATCH FACTORY."

**Keywords:** filtration drying, match splints, plant raw materials, capillary-porous material, stationary layer, kinetic dependencies, heat-and-mass transfer, diffusion coefficient, correlation equations, energy efficiency, equipment design, production modernization.

## СПИСОК ОПУБЛІКОВАНИХ ПРАЦЬ ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ

### Опубліковані статті у наукових фахових виданнях, які включені до наукометричних баз даних Scopus та Web of Science:

1. Kuzminchuk, T. A., & Atamanyuk, V. M. (2025). Kinetics of the filtration drying of match splints. *Voprosy khimii i khimicheskoi tekhnologii*, (1), 111–119. <http://dx.doi.org/10.32434/0321-4095-2025-158-1-111-119>. (Scopus, Q3). *Особистий внесок автора полягає у виконанні експериментальних досліджень, систематизації і математичній обробці результатів та підготовці статті до опублікування.*

2. Kuzminchuk, T. A., & Atamanyuk, V. M. (2025). Heat transfer process during filtration drying of match splints. *Environmental Problems*, (1), 72–78. <https://doi.org/10.23939/ep2025.01.072>. (Scopus, Q4). *Особистий внесок автора полягає у виконанні експериментальних досліджень, систематизації і математичній обробці результатів та підготовці статті до опублікування.*

3. Kuzminchuk, T., Atamanyuk, V., Boldyryev, S., Huzova, I. (2025). Energy saving during match splint drying. *Journal Environmental Problems*, 10(4), 431–436. <https://doi.org/10.23939/ep2025.04.431>. (Scopus, Q4). *Особистий внесок автора полягає у виконанні експериментальних досліджень, систематизації і математичній обробці результатів та підготовці статті до опублікування.*

### Опубліковані статті у наукових фахових виданнях України:

4. Kuzminchuk, T. A., Atamanyuk, V. M., Duleba, V. P., & Janabayev, D. (2023). Kinetics of drying of match splints. *Chemistry, Technology and Application of Substances*, 6(2), 119–125. <https://doi.org/10.23939/ctas2023.02.119>. *Особистий внесок автора полягає у виконанні експериментальних досліджень, систематизації і математичній обробці результатів та підготовці статті до опублікування.*

### **Розділи монографій:**

5. Кузьмінчук, Т., & Гузьова І. (2025). Внутрішній масообмін під час фільтраційного сушіння сірникової соломки. *Chemical Technology and Engineering – 2025: Monograph*, Львів, с. 93–98. *Особистий внесок автора полягає у виконанні експериментальних досліджень, систематизації та математичній обробці результатів та підготовці статті до опублікування.*

### **Список праць, які підтверджують апробацію матеріалів дисертації:**

6. Kuzminchuk, T. A., & Denysiuk, A. R. (2023). Kinetics of filtration drying of matches splint. 4th International Scientific Conference «Chemical Technology and Engineering»: Proceedings, 75–76. <https://doi.org/10.23939/cte2023.075>. *Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментів, аналізі та обробці отриманих даних та підготовці матеріалів доповіді для участі у конференції.*

7. Кузьмінчук, Т. А., & Атаманюк, В. М. (2023). Дослідження впливу температури теплового агента на кінетику фільтраційного сушіння сірникової соломки. *IX Міжнародна науково-практична конференція "Інноваційні енерготехнології"*, 8–10. *Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментів, аналізі та обробці отриманих даних та підготовці матеріалів доповіді для участі у конференції.*

8. Кузьмінчук, Т. А., & Атаманюк, В. М. (2024). Кінетика фільтраційного сушіння сірникової соломки за різних температур теплового агента. *IX Міжнародний молодіжний конгрес. Сталий розвиток: Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування*, 201. *Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментів, аналізі та обробці отриманих даних та підготовці матеріалів доповіді для участі у конференції.*

9. Кузьмінчук, Т. А., & Атаманюк, В. М. (2024). Вплив швидкості руху теплового агента на кінетику фільтраційного сушіння сірникової соломки. *XX Міжнародна наукова конференція "Удосконалення процесів та обладнання харчових та хімічних виробництв"*, 13–15. *Особистий внесок здобувача полягає у*

*проведенні експериментів, аналізі та обробці отриманих даних та підготовці матеріалів доповіді для участі у конференції.*

10. Кузьмінчук, Т. А., & Атаманюк, В. М. (2025). Зовнішній теплообмін під час фільтраційного сушіння сірникової соломки. *X Міжнародний молодіжний конгрес. Сталий розвиток: Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування*, 254. *Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментів, аналізі та обробці отриманих даних та підготовці матеріалів доповіді для участі у конференції.*

11. Kuzminchuk, T. A. (2025). Diffusive Mass Transfer During Filtration Drying of Match Splints. *5th International Scientific Conference «Chemical Technology and Engineering»: Proceedings*, 138–141. *Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментів, аналізі та обробці отриманих даних та підготовці матеріалів доповіді для участі у конференції.*

12. Кузьмінчук, Т. А., & Атаманюк, В. М. (2025). Дослідження теплообміну між сушильним агентом та матеріалом під час фільтраційного сушіння сірникової соломки. *X Міжнародна науково-практична конференція "Інноваційні енерготехнології"*, 13–14. *Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментів, аналізі та обробці отриманих даних та підготовці матеріалів доповіді для участі у конференції.*

13. Кузьмінчук, Т. А., & Гузьова, І. О. (2025). Установа для сушіння сірникової соломки із зміною температури та вологості теплового агента. *Development of education, science and business: results 2025: Proceedings of the International scientific and practical internet conference*, 319–321. *Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментів, аналізі та обробці отриманих даних та підготовці матеріалів доповіді для участі у конференції.*

## ЗМІСТ

ВСТУП.....	15
АНАЛІЗ ДЖЕРЕЛ ЛІТЕРАТУРИ.....	20
1.1. Методи сушіння капілярно-пористих рослинних матеріалів .....	22
1.2. Аналіз закономірностей фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів .. .....	26
1.3. Аналіз кінетичних закономірностей під час сушіння рослинної сировини. .....	30
1.4. Аналіз закономірностей тепло- та масообміну під час сушіння рослинної сировини .....	33
Висновки до першого розділу.....	38
ХАРАКТЕРИСТИКА ОБ'ЄКТУ ДОСЛІДЖЕННЯ ТА МЕТОДИКИ ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТІВ.....	40
2.1. Фізико-механічні характеристики сірникової соломки .....	40
2.2. Принцип роботи експериментальної установки. Методики експериментальних досліджень кінетики, тепло- та масообміну під час фільтраційного сушіння сірникової соломки .....	44
2.3. Методики узагальнення результатів експериментальних досліджень кінетики, тепло- та масообміну під час фільтраційного сушіння сірникової соломки .....	49
Висновки до другого розділу. ....	60
КІНЕТИКА ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ СІРНИКОВОЇ СОЛОМКИ .....	61
3.1. Результати експериментальних досліджень кінетики фільтраційного сушіння сірникової соломки .....	61
3.2. Узагальнення результатів експериментальних досліджень кінетики фільтраційного сушіння сірникової соломки .....	65
Висновки до третього розділу.....	79

ТЕПЛО- ТА МАСООБМІН ПІД ЧАС ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ СІРНИКОВОЇ СОЛОМКИ .....	80
4.1. Результати експериментальних досліджень зовнішнього теплообміну між сірниковою соломкою та тепловим агентом та їх узагальнення.....	81
4.2. Результати експериментальних досліджень масообміну між вологою сірниковою соломкою та тепловим агентом та їх узагальнення.....	87
4.3. Результати експериментальних досліджень внутрішньодифузійних процесів фільтраційного сушіння сірникової соломки та їх узагальнення.....	92
Висновки до четвертого розділу.....	95
АПАРАТУРНЕ ОФОРМЛЕННЯ РОЗРОБЛЕНИХ СПОСОБІВ СУШІННЯ СІРНИКОВОЇ СОЛОМКИ .....	97
5.1. Технологічні схеми виробництва сірників .....	97
5.2. Схема установки фільтраційного сушіння сірникової соломки, в якій відбувається профільтрування теплового агента крізь насипний шар сировини... ..	103
5.3. Схема установки фільтраційного сушіння сірникової соломки, в якій відбувається профільтрування теплового агента крізь шар сировини, сформований матрицею .....	106
5.4. Розрахунок економічної ефективності від впровадження фільтраційних сушильних установок.....	110
Висновки до п'ятого розділу.....	112
ВИСНОВКИ.....	113
СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ .....	115
ДОДАТКИ.....	128

## ВСТУП

**Актуальність теми дослідження.** У сучасних умовах значення сірникового виробництва для економіки та енергетичної галузі України суттєво зросло. В умовах нестабільності енергопостачання та частих відключень електроенергії, сірники залишаються важливим засобом для забезпечення базових побутових потреб населення. Високий попит на цей вид продукції, як товар першої необхідності, потребує не лише збільшення продуктивності, а й пошуку шляхів зниження собівартості виробництва.

Саме тому оптимізація найбільш енергоємної стадії технологічного циклу – сушіння сірникової соломки є актуальним науково-технічним завданням, спрямованим на зменшення питомих витрат енергоресурсів за умов збереження високої якості готового виробу, що потребує впровадження технологій, які дають змогу мінімізувати питомі витрати енергії.

Традиційні конвективні методи зневоднення деревини є тривалими в часі та характеризуються високою енергозатратністю, що негативно впливає на кінцеву ціну продукту та створює додаткове навантаження на енергосистему. Впровадження інноваційного фільтраційного методу, що розглядається в дисертації, дає змогу значно інтенсифікувати процес вилучення вологи, мінімізувати питомі витрати теплової енергії та забезпечити раціональне використання ресурсів за умов збереження високих показників якості готового виробу.

**Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами.** Дисертаційне дослідження безпосередньо пов'язане з пріоритетним науковим напрямом кафедри хімічної інженерії Інституту хімії та хімічних технологій Національного університету «Львівська політехніка». Основні результати роботи отримані в межах виконання науково-дослідної теми, що має державну реєстрацію: «Гідродинаміка, динаміка, кінетика, теплообмін та дифузійні процеси в системі

«тверде тіло – газ», «тверде тіло – рідина»» (номер державної реєстрації 0122U001983).

**Мета і завдання досліджень.** Метою дисертаційної роботи є експериментальні та теоретичні дослідження кінетики, гідродинаміки та тепломасообмінних процесів під час фільтраційного сушіння сірникової соломки, їх узагальнення, розрахунок енергоефективності процесу, обґрунтування способу сушіння, розроблення схеми установки фільтраційного сушіння сірникової соломки та вибір раціональних параметрів роботи сушильної установки.

Для досягнення мети поставлено наступні завдання:

- виконати критичний аналіз науково-технічної літератури щодо сучасних методів висушування рослинної сировини;

- визначити основні фізико-механічні та структурні характеристики стаціонарного шару сірникової соломки, що впливають на механізм вилучення вологи;

- дослідити кінетику фільтраційного зневоднення сірникової соломки за різних умов (температури, швидкості теплового агента, висоти шару) для встановлення раціональних параметрів процесу;

- отримати розрахункові залежності для визначення вологовмісту сірникової соломки в часі та встановлення тривалості висушування;

- дослідити процеси тепломасообміну між тепловим агентом та сірниковою соломкою в умовах фільтраційного сушіння та узагальнити результати у вигляді критеріальних рівнянь;

- дослідити процес внутрішньодифузійного масоперенесення вологи в сірниковій соломці з осики та встановити залежність коефіцієнтів дифузії від температури теплового агента;

- обґрунтувати та запропонувати спосіб та конструктивні рішення процесу фільтраційного сушіння сірникової соломки;

- провести оціночний розрахунок енергетичної ефективності та порівняти отримані результати з показниками традиційних методів конвективного сушіння, що використовуються у виробництві сірників.

**Об'єкт дослідження** – кінетика та тепломасообмінні процеси під час фільтраційного сушіння сірникової соломки.

**Предмет дослідження** – гідродинамічні характеристики стаціонарного шару, кінетичні закономірності зневоднення, внутрішньої дифузії вологи, та тепломасообмінні закономірності сушіння для визначення раціональних параметрів фільтраційного сушіння сірникової соломки.

**Методи досліджень.** У роботі використовувалися методи фізичного та математичного моделювання фільтраційного сушіння сірникової соломки.

Для визначення структурних-геометричних та фізико-хімічних характеристик стаціонарного шару сірникової соломки використовували апробовані методики визначення порізності шару, густини матеріалу та шару, початкового вологовмісту. Експериментальні дослідження сушіння проводили на лабораторній установці з автоматичною фіксацією зміни температури теплового агента. Для опрацювання та узагальнення результатів експериментів у безрозмірній формі використовували методи теорії подібності.

Розрахунки та графічне оформлення результатів виконували за допомогою комп'ютерної техніки та програмних пакетів Microsoft Office, Grapher, MathCAD та AutoCAD.

**Наукова новизна.** На основі проведених експериментальних досліджень та їх узагальнень під час фільтраційного сушіння сірникової соломки, отримано такі наукові результати:

- одержано розрахункові залежності, які описують зміну вологовмісту сірникової соломки в часі та дають змогу прогнозувати тривалість зневоднення для кожного з періодів насичення теплового агента;

- одержано критеріальні рівняння, які описують інтенсивність процесів теплообміну під час фільтраційного сушіння сірникової соломки;

- експериментально визначено та теоретично розраховано за допомогою критеріальних рівнянь залежність коефіцієнтів масовіддачі від швидкості теплового агента;

- визначено коефіцієнти внутрішньої дифузії вологи для сірникової соломки, що враховують температурний вплив теплового агента на механізм перенесення вологи всередині капілярно-пористої структури;

- виконано порівняльну оцінку енергетичної ефективності фільтраційного методу осушування та доведено його переваги над традиційними конвективними способами за рахунок інтенсифікації тепломасообміну;

- підтверджено доцільність сушіння впорядкованого матричного розташування сірникової соломки, як методу забезпечення рівномірного вологовидалення та стабільної якості готової продукції.

**Практичне значення одержаних результатів.** Практична цінність роботи полягає у розробці комплексних рішень для інтенсифікації сушіння сірникової соломки у виробництві сірників. Отримані результати та математичні рівняння дають змогу прогнозувати витрати енергії та час сушіння сірникової соломки. Встановлені закономірності дають змогу обґрунтовано обирати раціональні параметри процесу, забезпечуючи досягнення кінцевого вологовмісту сірникової соломки, за якого зберігаються необхідні експлуатаційні характеристики за умов мінімального споживання енергоресурсів.

Практичним результатом роботи стала розробка схем фільтраційних сушарок для осушування сірникової соломки. Зокрема, запропоновано нову схему конструкції сушильної камери з матричною стрічкою. Це дає змогу впорядкувати рух повітря та забезпечити однакову вологість соломки по всьому шару. Наукові положення та практичні рекомендації щодо модернізації технологічних ліній були передані для впровадження у виробничий цикл ТзОВ «УКРАЇНСЬКА СІРНИКОВА ФАБРИКА».

Крім виробничої сфери, результати дисертації інтегровані в освітній процес кафедри хімічної інженерії Національного університету «Львівська політехніка». Матеріали дослідження використовуються для підготовки фахівців за спеціальністю G1 «Хімічні технології та інженерія», зокрема у межах лабораторного практикуму з профільних дисциплін, а також під час виконання курсових проектів та кваліфікаційних робіт магістрів.

**Особистий внесок здобувача** полягає у виконанні аналізу наукової літератури, обґрунтуванні вибору об'єкта дослідження та методик проведення експериментів. А також у проведенні комплексних досліджень кінетики, зовнішнього тепло- і масообміну та внутрішньої дифузії вологи під час фільтраційного сушіння сірникової соломки. Здобувачем проведено математичну обробку та наукове узагальнення отриманих даних, на основі яких розроблено принципову схему сушильної установки. Автор брала безпосередню участь у підготовці публікацій, апробації результатів на наукових конференціях та оформленні матеріалів для передачі на виробництво.

**Апробація результатів дисертації.** Основні результати та ключові положення дисертаційної роботи пройшли апробацію на міжнародних конференціях, зокрема, на Міжнародних науково-практичних конференціях «Інноваційні енерготехнології» (м. Одеса, 2023, 2025 рр.) та «Удосконалення процесів та обладнання харчових та хімічних виробництв» (м. Одеса, 2024 р.), 4-й та 5-й Міжнародних наукових конференціях «Chemical Technology and Engineering» (м. Львів, 2023, 2025 рр.), IX та X Міжнародних молодіжних конгресах «Сталий розвиток: захист навколишнього середовища, енергоощадність, збалансоване природокористування» (м. Львів, 2024, 2025 рр.), Міжнародній науково-практичній інтернет-конференції «Development of education, science and business: results 2025» (м. Дніпро, 2025 р.).

**Публікації.** Основні результати дисертаційної роботи опубліковано у 13 наукових працях, з яких 3 наукові статті, що входять до наукометричної бази даних Scopus; 1 наукова стаття у фаховому виданні України; 1 розділ монографії; 8 матеріалів тез доповідей на міжнародних конференціях.

**Структура та об'єм дисертаційної роботи.** Робота складається з вступу, 5 основних розділів, висновків, списку використаних літературних джерел та додатків. Загальний обсяг рукопису становить 132 сторінки. Основний зміст роботи доповнюють 7 таблиць та 36 рисунків. Список використаних джерел літератури налічує 102 найменування.

## РОЗДІЛ 1

### АНАЛІЗ ДЖЕРЕЛ ЛІТЕРАТУРИ

Сучасний світ зіштовхується з масштабними енергетичними викликами, зумовленими стрімким зростанням глобального споживання енергоресурсів, обмеженістю запасів викопного палива та дедалі більшим антропогенним впливом на навколишнє середовище. Згідно з прогнозними даними, до 2050 року обсяги світового виробництва енергії зростуть до 926 ексаджоулів порівняно з 675 ексаджоулями у 2022 році. Промисловий сектор, який уже споживає третину загальної енергії, до 2050 року збільшить використання енергоресурсів ще на 36% [1]. Особливої актуальності ці проблеми набувають для України, де питання енергетичної незалежності та ефективності є критично важливими.

Вирішення зазначених проблем потребує впровадження інтегрованих підходів до виробництва та споживання енергії. Концепція інтеграції енергетичних систем привертає дедалі більше уваги наукової спільноти, оскільки дає можливість мінімізувати екологічні ризики та задовольнити зростаючий попит [2]. В умовах постійного зростання вартості енергоносіїв та негативного впливу парникових газів, що утворюються під час спалювання викопного палива [3], стратегічним пріоритетом стає оптимізація найбільш енергоємних технологій.

Одним із таких процесів у промисловості є сушіння. Висока енергоємність зневоднення зумовлена значною питомою теплотою випаровування вологи та часто низькою ефективністю використання теплового агента як сушильного середовища [4]. Про економічну значущість цього етапу свідчать прогнози, згідно з якими світові витрати на процеси сушіння до 2027 року сягнуть 166,92 мільярдів доларів, що більш ніж у 1,5 рази перевищує показники 2020 року [5].

Історично сушіння є одним із найдавніших та найбільш різноманітних процесів. У літературі описано понад чотириста типів конструкцій сушарок, з яких більше ста є загальнодоступними. Типовим прикладом складного тепломасообмінного процесу з високим рівнем енергоспоживання є сушіння

деревини, де вибір раціональних умов безпосередньо впливає на якість продукту. Поглиблене дослідження таких процесів дає змогу розробляти вдосконалені технології з меншими енергетичними витратами [6].

Аналіз сучасних тенденцій у галузі промислового тепломасообміну [7] свідчить, що енергозбереження та екологічна безпека залишаються пріоритетними завданнями світової науки. Застаріле сушильне обладнання є джерелом не лише надмірних витрат палива, а й значних викидів парникових газів. Доведено, що впровадження енергоефективних розробок дає змогу скоротити споживання умовного палива на мільйони тонн щорічно.

Вагомий внесок у дослідження процесів та вдосконалення обладнання для сушіння рослинних матеріалів зробили такі вчені, як Ю. Ф. Снежкін, Я. І. Соколовський, О. Г. Бурдо, А. Муджумдар та Ж. О. Петрова та інші.

Світовий досвід розвитку теорії та практики зневоднення капілярно-пористих матеріалів узагальнено у фундаментальних працях А. Муджумдара [8, 9]. Його дослідження охоплюють широкий спектр інноваційних методів сушіння та системний аналіз енергоефективності сушильних установок. Особливу увагу автором приділено класифікації сучасних сушильних апаратів та розробці наукових підходів до інтенсифікації тепломасообмінних процесів, що є базовими для створення високоефективних промислових технологій у різних галузях промисловості.

Теоретичне обґрунтування тепломасообмінних процесів та розробка сучасних енергоефективних технологій зневоднення капілярно-пористих матеріалів широко представлені у працях Ю. Снежкіна [10, 11] та Ж. Петрової [12, 13]. Авторами досліджено механізми масоперенесення та науково обґрунтовано принципи створення комбінованих методів сушіння, що забезпечують мінімальні питомі витрати енергії за умов збереження структурно-механічних властивостей об'єктів.

Вагомий внесок у розвиток теорії інтенсифікації процесів тепломасоперенесення та створення енергоефективних сушильних систем внесено у працях О. Бурдо [14,15]. Автором науково обґрунтовано принципи системного

аналізу сушильних установок як складних енерготехнологічних об'єктів та запропоновано методики енергетичного аудиту процесів зневоднення.

Комплексному дослідженню та математичному моделюванню взаємопов'язаних процесів тепломасоперенесення, а також аналізу напружено-деформованого стану деревини під час термічної обробки присвячені праці Я. Соколовського [16, 17]. Розроблені автором математичні моделі та чисельні методи дослідження кінетики висушування враховують анізотропію властивостей деревини та структурні зміни, що виникають під впливом температурних полів.

### **1.1. Методи сушіння капілярно-пористих рослинних матеріалів**

Деревина за своєю природою належить до складних капілярно-пористих колоїдних тіл із розвиненою системою мікро- та макрокапілярів, стінки яких мають властивості обмежено набухливих колоїдів [18]. Волога в структурі матеріалу утримується завдяки комплексній дії сил осмосу, капілярної конденсації та адсорбції на сухому каркасі матеріалу. На показники загального вологовмісту суттєво впливає пористість, характер розподілу пор у матеріалі та їх немінуча деформація під дією температурних полів [19]. Варто зауважити, що процес зневоднення часто супроводжується складними хімічними перетвореннями, які можуть спричинити погіршення якісних характеристик продукту, зокрема незворотні зміни кольору, текстури та природного запаху [20].

Внутрішня структура деревини представлена значною кількістю целюлозних волокон, що формують капілярно-пористу мережу. Зі збільшенням вологості відбувається набухання волокон (фібрилювання), що на початкових етапах підвищує їхню пластичність [21]. Проте сушіння призводить до зворотних явищ: ороговіння поверхні та зростання крихкості через стискання пор та трансформацію волокон із трубчастої форми у стрічкову [21]. Як природний полімер, деревина проявляє пружно-в'язкі властивості за високої вологості та суто пружні – за низької

[22]. Нерівномірний розподіл температурно-вологісних полів у перерізі матеріалу створює внутрішні напруження, які за перевищення критичних значень призводять до утворення тріщин [18].

Енергоємність процесу сушіння зумовлена специфікою вилучення різних форм зв'язку вологи. Найбільші енергетичні витрати спостерігаються на фінальних стадіях зневоднення, що пов'язано з вилученням адсорбційно-зв'язаної вологи [19]. Встановлено, що питома теплота випаровування суттєво зростає в процесі сушіння, оскільки подолання енергії зв'язку адсорбованої вологи потребує значно більшого підведення тепла порівняно з вилученням вільної вологи в періоді постійної швидкості. У періоді падаючої швидкості процес додатково сповільнюється через зростання дифузійного опору та деформацію капілярної структури матеріалу [19].

Складність дослідження та моделювання процесів сушіння пояснюється нелінійністю більшості фізичних явищ, що відбуваються в об'ємі матеріалу. Через це масштабування навіть конструктивно простих сушарок є складним науково-технічним завданням, яке неможливо вирішити лише шляхом прямого фізичного експерименту [20, 23]. На рух вологи, що відбувається у рідкому або парогазовому стані крізь порожнини волокон, впливають градієнти вологості, температури та тиску, а інтенсивність перенесення прямо залежить від пористості та густини матеріалу [24].

Сучасна класифікація методів сушіння базується на способах передачі тепла: конвективне, контактне, радіаційне та електричне сушіння [24]. Кожен метод має свої технологічні межі: конвекція є універсальною для пиломатеріалів та подрібненої сировини, тоді як кондуктивний та електричний методи орієнтовані на об'ємну деревину. Радіаційне (інфрачервоне) сушіння застосовується переважно для тонких матеріалів через обмежену глибину проникнення променів [24].

У промисловості найбільш поширеними (понад 80% ринку) є конвективні сушарки різних типів: камерні (окремі камери, в які подають вологу деревину у візках або на піддонах за допомогою рейок або навантажувачем; такий тип використовують здебільшого для вилучення вологи з пиломатеріалів), роликові (висушуваний матеріал транспортується роликівими конвеєрами крізь зону

сушіння; використовують в основному для тонких листових матеріалів - шпон, плити); пневматичні (висушування матеріалу відбувається у стані витання; такий тип сушіння використовують для подрібненої деревини), барабанні (суть такого типу сушіння у використанні обертового барабана, в якому подрібнена деревина обертається, переміщується та сушиться), стрічкові (волога деревина рухається стрічковим конвеєром крізь простір сушарки; цей метод призначений для подрібненої деревини та шпону) [23, 24]. Попри надійність, конвективні установки мають відносно низький ККД через значні втрати тепла з відпрацьованим агентом [25].

В промисловості для сушіння подрібненої деревини найчастіше використовують періодичні сушарки з ступінчастим низькотемпературним режимом [26].

Окремим підходом є сушіння деревних відходів у нерухомому шарі [27]. Дослідження впливу висоти шару та температури дали змогу визначити раціональні параметри процесу, проте такий метод має суттєвий недолік. Згідно зі схемами установок, тепловий агент часто рухається вздовж сушильної камери, не проходячи безпосередньо через товщу матеріалу. Це спричиняє перегрів верхніх шарів за низької ефективності сушіння нижніх через зменшення сушильного потенціалу агента.

Складність процесу зумовлена структурою самої деревини. На прикладі китайської ялиці [28] встановлено, що градієнти вологості та температури суттєво впливають на рівень внутрішніх напружень, особливо на початкових стадіях, що визначає якість кінцевої продукції. Окрім того, видалення зв'язаної вологи з клітинних стінок є значно складнішим порівняно з вільною вологою в порожнинах клітин.

Для інтенсифікації процесу пропонується використання прямого електричного нагріву [29]. Оскільки волога рослинна сировина під дією електромагнітного поля проявляє властивості як діелектрика, так і провідника, цей метод дає змогу контролювати внутрішню температуру матеріалу через регулювання струму. Це створює значний градієнт температур, що пришвидшує

масопередачу. Проте варто враховувати, що в міру висушування деревина стає діелектриком, тому досушування після досягнення критичного вологовмісту стає малоефективним та енергоємним.

Аналогічні переваги та обмеження має СВЧ-сушіння [30], де градієнт тиску водяної пари інтенсифікує дифузію вологи. Попри високий ККД та безінерційність нагріву, особливістю методу є небажана дифузія смол на поверхню деревини. Альтернативою є інфрачервоне опромінення [31], яке забезпечує максимальну температуру всередині матеріалу завдяки глибині проникнення променів. Ефективність ІЧ-сушарок залежить від поглинальної здатності матеріалу, а використання вібрацій у таких установках дає змогу досягти рівномірного опромінення.

Для сушіння за температур, вищих за точку кипіння, використовують вакуумні та СВЧ-методи [30]. Вакуумне сушіння базується на інтенсифікації дифузії молекул вологи за зниженого тиску. У промисловості застосовують вакуумні сушарки з циклічним нагрівом (де нагрів чергується з вакуумуванням) та контактні вакуумні сушарки, де матеріал розміщується на нагрівальних пластинах. Проте обидва методи мають недоліки: циклічний нагрів є тривалим та енергоємним, а контактний – складним у реалізації та неефективним у використанні внутрішнього простору камери.

Для подрібненої деревини перспективним є сушіння в киплячому шарі [32], що стає можливим завдяки низькій насипній густині та високій леткості матеріалу. Додатковим важелем інтенсифікації є вібраційний вплив [33], який стимулює рух вологи та знижує аеродинамічний опір шару. Наприклад, для волоських горіхів це дає змогу скоротити час процесу на 30-40%. Також для підвищення енергоефективності конвективних методів доцільно застосовувати рециркуляцію теплового агента [26].

Доведено, що одним із найбільш високоінтенсивних та ефективних методів конвективного видалення вологи з дисперсних матеріалів є фільтраційне сушіння [34, 35]. Суть даного методу полягає у примусовому проходженні теплового агента крізь шар вологого матеріалу у напрямку зверху вниз). Такий спосіб видалення

вологи забезпечує максимальну площу контакту фаз, оскільки під час проходження крізь пористий шар газовий потік рівномірно омиває кожен частинку матеріалу. Завдяки цьому суттєво збільшуються коефіцієнти тепло- та масовіддачі, що безпосередньо призводить до зростання швидкості сушіння та скорочення загальної тривалості процесу [36].

Важливою технологічною перевагою фільтраційного сушіння є можливість використання низькотемпературного теплового агента. Це дає змогу суттєво зменшити витрати енергії на попереднє нагрівання матеріалу та мінімізувати термічний вплив на сировину [37]. Зниження загальних затрат теплової та електричної енергії в таких системах зумовлене високою інтенсивністю тепло-масообмінних процесів, що відбуваються внаслідок подачі сушильного агента безпосередньо крізь об'єм вологого шару. Окрім економічної ефективності, даний метод сприяє покращенню якісних показників висушеної продукції, оскільки запобігає нерівномірному перегріву окремих частинок матеріалу [36]. Таким чином, використання фільтраційного методу дає можливість значно підвищити ефективність процесу сушіння, оптимізувати конструкцію сушильної установки та забезпечити стабільну якість кінцевого продукту [38].

## **1.2. Аналіз закономірностей фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів**

Аналіз недоліків традиційних конвективних методів зневоднення деревини вказує на перспективність застосування фільтраційного способу сушіння для дисперсних матеріалів [39, 40].

Сушіння сірникової соломки є складним теплофізичним і технологічним процесом, оскільки необхідно видаляти зв'язану внутрішню вологу, забезпечивши цілісність сірникової соломки та мінімально можливу тривалість процесу. Фільтраційне сушіння є одним із високоінтенсивних методів, яке може забезпечити всі ці умови, тому дослідження цього процесу є важливим та актуальним завданням.

На відміну від класичного конвективного сушіння, де тепловий агент взаємодіє переважно з зовнішньою поверхнею шару, під час фільтрації він проходить безпосередньо крізь пори стаціонарного шару. Сушильний агент під впливом різниці тиску рухається в напрямку зверху вниз до перфорованої перегородки, на якій розміщений вологий матеріал [41]. Така особливість забезпечує максимальну площу контакту фаз, оскільки газовий потік омиває кожен частинку матеріалу [42].

Ефективність фільтраційного сушіння зумовлена високою інтенсивністю тепло- та масообмінних процесів. Висока швидкість руху сушильного агента в порах та каналах матеріалу забезпечує високі значення коефіцієнтів тепловіддачі та повне використання сушильного потенціалу агента [43]. Це дає змогу проводити процес за відносно низьких температур теплового агента (до 100 °C), який максимально насичується водяною парою, що суттєво знижує теплові втрати з відхідними газами [44]. Крім того, температура на виході з шару під час сушіння близька до температури мокрого термометра, що дає змогу уникнути перегріву термочутливої деревної сировини та покращити її якісні показники [45].

Фізичний зміст фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів описаний в роботах [46, 47]. Згідно з дослідженнями [46], фізичний механізм фільтраційного сушіння характеризується виникненням зони інтенсивного масообміну, яка послідовно переміщується в об'ємі матеріалу. Процес можна розділити на кілька ключових етапів:

**Механічне витіснення вологи:** за наявності вільної вологи, що утримується силами поверхневого натягу, вона частково або повністю витісняється під дією перепаду тисків без затрат теплової енергії.

**Формування фронту масоперенесення:** утворення зони активного масообміну, висота якої залежить від параметрів сушильного агента та вологості дисперсного матеріалу [48].

**Зональність процесу:** одночасне існування в об'ємі висушеного матеріалу, зон першого періоду (повне насичення теплового агента вологою) та другого періоду (часткове насичення) сушіння, а також вихідного вологого матеріалу.

**Досягнення фронтом масообміну перфорованої решітки:** існування лише другого періоду сушіння до досягнення рівноважного вологовмісту.

Порівняно з іншими методами, фільтраційні сушарки є менш громіздкими та металоємними, ніж барабанні апарати. Крім того, вони мають переваги над сушарками киплячого шару, оскільки працюють за швидкостей потоку, нижчих за швидкість псевдозрідження, що зменшує гідравлічний опір та виключає стирання матеріалу чи винесення дрібної фази [49]. Вибір апаратного оформлення залежить від характеристик шару: стрічкові установки використовують для грубодисперсних матеріалів (що актуально для сірникової соломки), барабанні – для дисперсних матеріалів з малим гідравлічним опором, а скребкові – для жорстких вологих матеріалів [50, 51].

Дослідженню фільтраційного сушіння присвячено ряд наукових праць та дисертаційних робіт на здобуття ступенів кандидата наук, доктора наук та доктора філософії.

Основи теорії фільтраційного сушіння були закладені у працях Г. Аксельруда та Я. Ханика [52]. Зокрема, у 1992 році Я. Ханік захистив докторську дисертацію [53], присвячену закономірностям фільтраційного сушіння плоских газопроникних матеріалів. Було обґрунтовано математичні моделі тепломасоперенесення для плоских матеріалів, що дало змогу описати взаємодію теплового агента з пористою структурою за умов фільтрації крізь стаціонарний шар.

Подальші дослідження стосувалися розширення сфери застосування методу для дисперсних середовищ. У 2007 році В. Атаманюк у докторській дисертації [47] узагальнив теорію процесу для дисперсних середовищ. У його праці вперше було детально описано рух фронту масообміну в зернистому шарі.

Паралельно з розвитком загальної теорії відбувалася адаптація методу для специфічної сировини. Так, у роботах В. Дулеби [49] та І. Гузьової [54] було вивчено гідродинаміку та тепломасообмін під час зневоднення осадженого поліакриламід, а також матеріалів аморфної та кристалічної структури, де особливу увагу приділили впливу форми зв'язку вологи на кінетику процесу. Питання сушіння паливних сумішей різнодисперсного складу досліджувала Д.

Кіндзера [55], встановивши вплив гранулометрії на рівномірність розподілу теплового агента в щільному шарі.

Сучасний вектор досліджень значною мірою спрямований на розв'язання енергетичних проблем, де об'єктами дослідження виступає саме подрібнена рослинна сировина. У праці Р. Госовського [56] було детально вивчено закономірності фільтраційного сушіння подрібнених органічних матеріалів, що використовуються як база для виготовлення альтернативного палива. Автором встановлено, що структурні характеристики подрібненої біомаси суттєво впливають на перенесення вологи, що потребує врахування пористості та фракційного складу під час вибору режимів сушіння.

Подальший розвиток цей напрям отримав у роботі Р. Чижовича [57], де досліджено видалення вологи з вторинної сировини органічного походження. Оскільки така сировина є неоднорідною та подрібненою, особливу увагу було приділено дослідженню впливу гідродинаміки на процес сушіння. Вперше проведено комп'ютерне моделювання гідродинаміки під час фільтраційного сушіння.

В роботі О. Іващука [58] описано наукові основи тепломасообмінних процесів під час виробництва твердого альтернативного палива. У роботі представлено математичні моделі та встановлено закономірності фільтрації теплового агента крізь шари подрібненої рослинної маси різного походження. Це дало змогу науково обґрунтувати параметри та сушіння біомаси, враховуючи специфіку внутрішнього та зовнішнього масоперенесення в подрібненій сировині.

Подальший розвиток теорія фільтраційного тепломасообміну отримала у працях І. Гузьової [59], де вперше досліджено закономірності сушіння частинок рослинної сировини, що надходять у процес із температурою насичення теплового агента. Особливістю даного підходу є наукове обґрунтування методу сушіння, який передбачає послідовне використання гарячого та холодного теплових агентів, що довело свою ефективність на прикладі зневоднення насичених сиропом плодів гарбуза.

Незважаючи на значний обсяг накопичених даних дослідження фільтраційного сушіння таких видів подрібненої рослинної сировини, як енергетична верба, зерно, цукати та різні органічні залишки, питання фільтраційного сушіння сірникової соломки залишається нерозв'язаним. Хоча соломка і належить до класу подрібненої деревини, її специфічна геометрія (видовжені паралелепіпеди з чітко визначеними гранями) та особливості капілярно-порожнистої структури зумовлюють інші умови тепломасообміну, а існуючі моделі потребують уточнення, що й визначає напрям даної роботи.

### **1.3. Аналіз кінетичних закономірностей під час сушіння рослинної сировини**

Сушіння вологих матеріалів є енергоємним процесом і в окремих випадках затрати на процес висушування можуть становити понад 50% собівартості готового продукту. Відомо, що у промисловості сушінню піддають понад 20 тисяч різноманітних вологих матеріалів, які відрізняються між собою формою, структурною будовою, наявністю зовнішньої та зв'язаної внутрішньої вологи.

Одним з важливих етапів дослідження процесу сушіння є вивчення кінетики фільтраційного сушіння. Кінетика описує зміну вологовмісту матеріалу в процесі сушіння. На кінетичні криві впливають початкові параметри вологого матеріалу (вологовміст, тип вологи в матеріалі, структура самого матеріалу), властивості теплового агента (температура та швидкість руху теплового агента крізь шар матеріалу, відносна вологість теплового агента) і стан матеріалу в місці сушіння (стаціонарний, киплячий, витання). Така кількість параметрів, які впливають на сушіння суттєво ускладнює розрахунок процесу та подальше узагальнення результатів [14].

Тому для прогнозування кінетики висушування цих матеріалів в науковій літературі пропонується велика кількість розрахункових залежностей, які в основному мають приватний характер і стосуються конкретних вологих матеріалів, методу їх сушіння і відповідного технологічного обладнання.

В цей час для опису процесів сушіння почали використовувати напівемпіричні розрахункові залежності, які отримані на основі узагальнення експериментальних досліджень. Такий спосіб дає змогу описати з достатньою точністю процес сушіння конкретного матеріалу. Сучасні дослідження кінетики сушіння складних рослинних композицій [60] підтверджують ефективність використання методу узагальнених кривих для опису процесу вологовидалення.

В роботі [20] використана математична модель тепломасоперенесення для колоїдних капілярно-пористих тіл, зокрема частинок буряка. В статті наведені результати експериментальних досліджень та запропонована математична модель тепломасоперенесення вологи у частиках буряка під час конвекційного сушіння. Отримані авторами статті результати мають приватний характер та можуть застосовуватися виключно для висушування частинок буряка за вказаних параметрів сушіння.

Для опису кінетики сушіння рослинних матеріалів в роботі [61] запропоновано залежності для частинок різної геометричної форми, таких як куля, циліндр, пластина. Рівняння описують кінетичні залежності з врахуванням розміру частинок, початкового та кінцевого вологовмісту матеріалу та коефіцієнта масопровідності. Однак такий спосіб опису кінетики не враховує особливості конкретного матеріалу, а також не підходить для сірникової соломки.

В роботі [62] наведено результати експериментальних досліджень кінетики осцилюючого сушіння заготовок із деревини дуба звичайного і дуба червоного з метою визначення режимних параметрів. На базі експериментальних досліджень авторами запропоновано теоретичні рівняння кінетики, а також зміни температур нагрівання та охолодження цих заготовок. Для описання динаміки зміни фізичних і теплових властивостей деревини під час сушіння авторами використано критеріальні рівняння.

Авторами статті [63] запропоновано моделювання процесу сушіння деревини, зокрема пиломатеріалів, за допомогою клітинних автоматів зі змінними розмірами клітинок. Як стверджують автори статті завдяки цьому можна змоделювати зміни

характеристик деревини з врахуванням унікальної геометрії. Також досліджено вплив різних параметрів теплового агента на сушіння деревини.

У роботі [64] запропоновано комплексну математичну модель для 3D моделювання процесу конвективного сушіння деревини. Математичну модель побудовано на основі рівняння Нав'є-Стокса. Моделювання дає змогу побачити профіль тиску, температури, швидкості теплового агента та вологості матеріалу.

В роботі [65] одержано напівемпіричні залежності для сушіння ячмінної пивної дробини. Залежності описують кінетику саме фільтраційного сушіння. Проте пивна дробина, як матеріал, суттєво відрізняється від сірникової соломки за своїми механічними, фізичними та хімічними властивостями, тому одержані емпіричним шляхом коефіцієнти сушіння описують процес сушіння сірникової соломки зі значною похибкою.

Авторами [66] проведено експериментальні дослідження кінетики сушіння капілярно-пористих тіл сферичної форми в елементарному шарі за різної температури теплового агента за методом Краснікова В. В. та визначено коефіцієнти сушіння. Одержано залежність для визначення тривалості процесу сушіння. Проте одержана залежність не враховує вплив висоти шару матеріалу.

Авторами [67] досліджено кінетику фільтраційного сушіння подрібненої деревини, а саме тирси. Проте одержані результати не можливо використати для сірникової соломки, оскільки тирса має зовсім інший гранулометричний склад, тому дисперсний шар буде мати інші гідродинамічні властивості.

Аналіз наукових праць, присвячених фільтраційному сушінню, підтверджує, що швидкість видалення вологи суттєво залежить від висоти шару, температури та швидкості теплового агента [68, 69]. Проте встановлені раніше кінетичні закономірності мають вузькоспеціалізований характер, оскільки вони відображають властивості лише конкретних досліджуваних об'єктів – їхню унікальну форму, густину та внутрішню структуру. Через значні розбіжності у фізико-хімічних характеристиках різних матеріалів, використання існуючих залежностей для розрахунку сушіння сірникової соломки призведе до суттєвих похибок.

З огляду на це, детальне дослідження кінетики фільтраційного сушіння сірникової соломки є критично необхідним етапом роботи. Вивчення кінетичних особливостей дає змогу отримати емпіричні розрахункові залежності для прогнозування тривалості процесу та визначення часу досягнення заданого кінцевого вологовмісту, що має важливе значення для проектування ефективних промислових технологій та оптимізації енерговитрат.

#### **1.4. Аналіз закономірностей тепло- та масообміну під час сушіння рослинної сировини**

Сучасна науково-технічна проблема сушіння розглядається як комплексна взаємодія процесів тепло- та масообміну, що відбуваються як усередині матеріалу (внутрішня задача), так і в пограничному шарі на межі розподілу фаз (зовнішня задача). Відповідно до положень [25], загальна ефективність вилучення вологи залежить від узгодженості цих двох задач. Максимальна інтенсифікація процесу досягається за умови вирівнювання швидкостей тепло- та масоперенесення всередині частинки та на її поверхні. Для повної оптимізації сушіння необхідно об'єднувати ці складові в єдину систему рівнянь, що описує динаміку сушіння.

Визначення раціонального режиму сушіння потребує глибокого дослідження перенесення тепла та вологи, оскільки саме вони визначають збереження структурної цілісності матеріалу. Ефективність роботи обладнання безпосередньо залежить від точного контролю температурного режиму в робочій зоні та гідродинамічних умов взаємодії фаз [70]. Це особливо важливо для деревини, де необхідно враховувати гранично допустимі напруження, щоб уникнути деформації та розтріскування сировини [18, 32].

## *Аналіз теплообміну під час сушіння рослинної сировини*

Процес сушіння рослинних матеріалів є складним тепломасообмінним явищем, що характеризується одночасним перенесенням енергії від теплового агента до матеріалу та вологи із внутрішніх шарів сировини до навколишнього середовища. Рослинна сировина, зокрема деревина, належить до класу капілярно-пористих колоїдних тіл, що зумовлює наявність специфічних механізмів утримання та переміщення вологи.

Ефективність теплообміну в таких системах визначається не лише параметрами зовнішнього середовища (температурою, швидкістю та вологістю теплового агента), а й теплофізичними властивостями самої сировини – теплопровідністю, теплоємністю та температуропровідністю. Підведення теплоти до частинки спричиняє зростання внутрішньої енергії та активацію молекул вологи, що є необхідною умовою для подолання сил зв'язку вологи з матеріалом.

Аналіз наукових праць, присвячених теплообміну під час сушіння, свідчить про значну увагу дослідників до капілярно-пористих тіл, проте більшість існуючих моделей мають обмеження щодо їх застосування для сірникової соломки. Зокрема, у роботі [66] проаналізовано процеси сушіння тіл сферичної форми та запропоновано рівняння для визначення коефіцієнтів теплопередачі. Однак геометрична форма соломки (паралелепіпед) суттєво змінює характер обтікання частинок тепловим агентом, що робить використання «сферичних» моделей неточним.

Для опису конвективного сушіння рослинної сировини часто пропонуються моделі сушіння в тонкому шарі [5, 71]. Попри їхню високу прогнозну точність, вони базуються на напівемпіричних залежностях, які критично залежать від форми та фізичних властивостей конкретного матеріалу. Крім того, організація сушіння в тонкому шарі є малоефективною для промислових масштабів, де перевага надається насипним шарам великої висоти.

У дослідженнях [72] для розрахунку коефіцієнта теплопередачі в насипному шарі застосовували метод логарифмічної середньої температурної різниці. Проте

експерименти проводилися за високих температур (120–158°C), що є неприйнятним для деревини. Такий температурний вплив призводить до незворотного розтріскування структури соломки та погіршення її механічних властивостей. Окрім механічних пошкоджень, недотримання температурних режимів суттєво знижує показники питомого енергоспоживання (SEC), що є критичним фактором у сучасному енергоменеджменті промислових підприємств [73].

Вагомий внесок у вивчення фільтраційного сушіння деревної сировини зроблено у праці [26], де отримано залежності для розрахунку коефіцієнтів тепловіддачі луценого березового шпону. Проте ці дані стосуються впорядковано сформованого пакета шпону, тоді як у реальних технологічних умовах сірникові соломки утворює хаотично сформований насипний шар із принципово іншою гідродинамікою пор. Подібні обмеження мають і безрозмірні залежності, запропоновані у роботі [74] для подрібненої біомаси соняшника. Суттєві відмінності у шорсткості поверхні, формі та фізичних властивостях соломки порівняно зі стеблами соняшника призводять до значних похибок за спроби прямого використання цих рівнянь.

Окрему складність під час моделювання створює зональний характер фільтраційного сушіння. Оскільки зона масообміну постійно переміщується в напрямку руху теплового агента, у стаціонарному шарі одночасно співіснують суха та волога зони. Тепловий агент спочатку фільтрується крізь шар вже висушеної соломки, частково охолоджуючись, і лише потім потрапляє у зону випаровування вологи [38].

З огляду на це, виникає наукова необхідність точного розподілу кількості теплоти між нагріванням сухого матеріалу та висушуванням вологої зони [75, 76].

Для розробки енергоефективної технології та визначення раціональних параметрів процесу фільтраційного сушіння сірникової соломки критично важливим є встановлення коефіцієнтів тепловіддачі та їхньої залежності від гідродинамічних умов, зокрема швидкості руху теплового агента крізь стаціонарний шар матеріалу. Інтенсивність теплообміну безпосередньо впливає на

тривалість процесу зневоднення та питомі витрати енергоресурсів на одиницю готової продукції.

### *Аналіз масообміну під час сушіння рослинної сировини*

Сушіння деревини – це складний тепло- та масообмінний процес, що характеризується значною енергоємністю. Поглиблене вивчення механізмів сушіння дає змогу розробляти енергоефективні технології зі зниженими питомими витратами ресурсів [47].

Процес сушіння супроводжується явищами тепломасоперенесення, які відбуваються як усередині матеріалу, так і на його поверхні, що безпосередньо визначає загальну тривалість висушування [2]. Під час сушіння волога переміщується від внутрішніх шарів до поверхні за рахунок градієнта концентрацій, після чого дифундує у потік сушильного агента [18].

Рух вологи всередині капілярно-пористого тіла залежить від сукупності чинників: капілярного ефекту, градієнта температур та вологості, зовнішнього тиску, а також параметрів сушильного агента. Ступінь впливу кожного з цих факторів визначається видом деревини та обраним методом сушіння [22, 23].

Масообмін реалізується завдяки надходженню теплової енергії вглиб матеріалу шляхом теплопровідності та конвекції, що забезпечує фазові перетворення вологи [32]. Коефіцієнти тепло- та масообміну мають важливе значення для кінетики процесу [31], а специфіка цих показників саме для фільтраційного сушіння сірникової соломки потребує окремого уточнення, зважаючи на результати попередніх праць [38].

У науковій літературі представлено результати досліджень масообміну для різноманітної рослинної сировини: від фруктів, насіння та листя [6, 79-81] до відходів переробки агрокультур [82]. Проте існуючі математичні моделі описують властивості конкретних об'єктів і не можуть бути безпосередньо екстрапольовані на процес фільтраційного сушіння сірникової соломки. Це пояснюється суттєвими

відмінностями у порожнистості, анізотропії деревинних волокон та хімічній структурі соломки порівняно з іншою біомасою [83, 84].

Ефективна математична модель повинна дозволяти прогнозувати зміни температури та вологовмісту в будь-якій точці шару на основі заданих крайових умов [80]. Однак більшість аналітичних залежностей враховують обмежену кількість чинників, тому їх часто використовують лише для якісної оцінки зв'язку коефіцієнта масообміну з параметрами агента. Такі залежності зазвичай мають емпіричний характер [79].

У значній частині сучасних робіт опис процесів масообміну базується на другому законі дифузії Фіка з використанням напівемпіричних рівнянь. Перевагами таких моделей є їхня зручність та достатня точність для конкретних об'єктів [84, 85]. Альтернативою є чисельні методи (кінцевих елементів, кінцевих різниць) [23, 86] або метод клітинних автоматів [84]. Для моделювання складних транспортних процесів у багатофазних системах використовують COMSOL Multiphysics [87], що дає змогу враховувати взаємодію дифузійних та міграційних потоків. Попри свою універсальність, вони потребують значних обчислювальних ресурсів та складного програмного забезпечення [88].

Також використовують закриті математичні моделі, що базуються на молекулярно-радіаційній теорії тепломасообміну, що дає можливість розраховувати інтенсивність фазових перетворень на зовнішніх та внутрішніх поверхнях вологого шару. Такий підхід дозволяє встановлювати раціональні режими термічного впливу, запобігаючи перегріву матеріалу вище допустимих значень [89].

Більшість моделей масоперенесення ґрунтуються на значенні критерію Шервуда (Sh), який є функцією критеріїв Рейнольдса (Re) та Шмідта (Sc). Аналогічно до теплообміну, де використовуються числа Нуссельта (Nu) та Прандтля (Pr), ці показники критично залежать від властивостей сушильного агента, які динамічно змінюються в процесі вологонасичення [90, 91].

Аналіз попередніх досліджень [3, 22, 26, 92, 93] свідчить, що існуючі моделі містять значну кількість припущень і не є універсальними. Це підтверджує

необхідність проведення власних теоретичних та експериментальних досліджень, адаптованих до умов фільтраційного сушіння сірникової соломки.

Застосування фільтраційного методу для сірникової соломки є одним із найбільш перспективних способів інтенсифікації процесу. Такий підхід дозволяє суттєво пришвидшити вилучення вологи та оптимізувати роботу сушильного обладнання в цілому [94-96].

## **Висновки до першого розділу**

1. Аналіз літературних джерел підтвердив, що традиційні конвективні методи сушіння подрібненої деревини характеризуються значною тривалістю та високою енергоємністю. Основною проблемою залишається нерівномірність видалення вологи, низька інтенсивність тепломасообміну та високі питомі затрати енергії на вилучення одиниці маси вологи.
2. Встановлено, що деревина осики, яка є основною сировиною для сірникового виробництва, має складну капілярно-пористу структуру. Це зумовлює значний внутрішній опір переміщенню вологи, особливо в періоді спадної швидкості сушіння, що потребує пошуку методів інтенсифікації внутрішнього масоперенесення.
3. Обґрунтовано перспективність застосування методу фільтраційного сушіння. На відміну від конвективного сушіння стаціонарного шару вологого матеріалу, профільтровування теплового агента крізь стаціонарний шар матеріалу дає змогу максимально розвинути поверхню контакту фаз та забезпечити високі коефіцієнти тепловіддачі, що є передумовою для суттєвого скорочення енергозатрат.
4. Виявлено, що на сьогодні у відкритій науковій літературі недостатньо висвітлені питання сушіння саме сірникової соломки. Відсутні критеріальні рівняння для розрахунку тепломасообмінних процесів, які б забезпечували

достатню точність прогнозування результатів в умовах фільтраційного сушіння.

5. На основі проведеного аналізу сформульовано мету та задачі дисертаційної роботи, які полягають в експериментальному дослідженні кінетики та тепло-та масообміну під час фільтраційного сушіння сірникової соломки. Досягнення мети потребує визначення фізико-геометричних параметрів стаціонарного шару, отримання розрахункових залежностей для узагальнення результатів, встановлення раціональних режимів фільтраційного сушіння сірникової соломки та техніко-економічного обґрунтування енергоефективності запропонованих рішень.

## РОЗДІЛ 2

### ХАРАКТЕРИСТИКА ОБ'ЄКТУ ДОСЛІДЖЕННЯ ТА МЕТОДИКИ ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТІВ

#### 2.1. Фізико-механічні характеристики сірникової соломки

Об'єктом дослідження у роботі є сірникова соломка, що є проміжним продуктом у технологічному циклі виробництва сірників, які є товаром першої необхідності [97]. Сировина була відібрана безпосередньо з діючої виробничої лінії ТзОВ «УКРАЇНСЬКА СІРНИКОВА ФАБРИКА» після стадії рубання шпону та просочування антипіренами.

Використання саме цього об'єкта зумовлене необхідністю вдосконалення стадії сушіння, яка є найбільш енергоємною ланкою у ланцюгу перетворення деревини на готовий виріб.

Технологічний цикл виробництва сірників на ТзОВ «УКРАЇНСЬКА СІРНИКОВА ФАБРИКА» включає ряд послідовних стадій підготовки та обробки сировини.

Процес починається з гідротермічної обробки (замочування у гарячій воді), що забезпечує вирівнювання вологості по всій товщі деревини та покращує її пластичні властивості для подальшого луцення. Після розрізання стовбурів на заготовки довжиною 65 см та очищення від кори, деревину луцять на шпон товщиною 2 мм. Отриманий шпон рубають на сірникову соломку, яку після просіювання від крихти накопичують у бункерах. Звідти сірникову соломку подають на стадію просочування розчином фосфату амонію.

У сучасному промисловому виробництві висушування сірникової соломки проводять у стрічкових сушарках конвективного типу. Процес відбувається у стаціонарному шарі висотою 15 см і має виражений зональний характер з різними температурними режимами: у першій зоні підтримується температура 80 – 90°C, у

другій – 90–100°C, а в третій знову 80–90°C. Тривалість сушіння становить до 45 хвилин, що за значних габаритів обладнання зумовлює суттєві енерговитрати та необхідність впровадження більш інтенсивних методів сушіння.

Сірникова соломка, виготовлена з деревини осики (*Populus tremula*), має складну капілярно-пористу структуру. Основними елементами, що визначають характер сушіння, є судини (трахеї) з широкими просвітами та товстостінні волокна лібриформу. Така будова зумовлює високу гігроскопічність матеріалу, виражену анізотропію його теплофізичних властивостей та створює значний опір дифузійному переміщенню зв'язаної вологи. Така багатошарова будова клітинних стінок, що складаються з целюлози, геміцелюлоз та лігніну, зумовлює високу гігроскопічність матеріалу та анізотропію його теплофізичних властивостей.

**Геометрична форма:** прямокутний паралелепіпед із середніми розмірами 0,0022×0,0023×0,041 м

**Стан поверхні:** шорстка, з мікротріщинами, що утворилися внаслідок механічного лущення та рубання.

**Початковий вологовміст:** після стадії просочування розчином фосфату амонію вологовміст сірникової соломки становить приблизно 1,6 кг H<sub>2</sub>O/кг сух. мат.

**Уявна густина вологого матеріалу:** 673,5 кг/м<sup>3</sup>.

**Насипна густина вологого матеріалу:** 126,2 кг/м<sup>3</sup>.

**Питома поверхня:** 158,6 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;

**Еквівалентний діаметр:** 0,02 м;

**Порізність шару:** 0,79 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>.

### ***Методика визначення вологості сірникової соломки***

Вологість сірникової соломки визначали згідно з [99] за допомогою аналізатора вологи RADWAG MA 50/1.R. Наважку сірникової соломки масою близько 1,5 г розміщали на спеціальній поверхні в середині апарату та

встановлювали режим просушування за температури 110°C, яка є вищою за температуру кипіння для вилучення вільної та зв'язаної вологи з сірникової соломки. Дослід проводили до встановлення сталої маси наважки. Для мінімізації похибки визначення вологості проводили 3 рази.

### ***Методика визначення насипної густини сірникової соломки***

Насипну густину сірникової соломки визначали відповідно до рекомендацій [100, 46]. В циліндричний контейнер попередньо визначеного об'єму засипали сірникову соломку з висоти 50 мм до виникнення конусу матеріалу над циліндром. Сірникову соломку, яка знаходилась за межами визначеного об'єму «зрізали» лінійкою. Після цього ємність зважували разом з матеріалом на електронній вазі AXIS AD3000. Вимірювання проводили 8 разів. Найменше та найбільше значення маси відкинули, а за середнім арифметичним значенням маси визначили насипну густину за формулою:

$$\rho_{\text{нас}} = \frac{G_c}{0,785 \cdot d^2 \cdot h}, \quad (2.1)$$

де  $G_c$  – маса насипного шару сірникової соломки, визначена як середнє арифметичне між одержаними вимірюваннями, кг;

$d$  – діаметр циліндра, м;

$h$  – висота циліндра, м.

### ***Методика визначення уявної густини сірникової соломки***

Уявну густину сірникової соломки визначали як масу одиниці об'єму. Для цього було проведено визначення геометричних розмірів сірникової соломки за допомогою мікрометра та визначено об'єм, який займає одиниця матеріалу. Масу

сірникової соломки визначали за допомогою аналітичних ваг. Для точності експерименту використано 40 одиниць сірникової соломки.

Уявну густину визначали за формулою:

$$\rho_y = \frac{1}{N} \cdot \sum_{i=1}^N \frac{G_i}{V_i}, \quad (2.2)$$

де  $N$  – кількість проб;

$G_i$  – маса одиниці матеріалу, кг;

$V_i$  – об'єм одиниці матеріалу,  $m^3$ .

### *Методики визначення пористості шару, питомої поверхні та еквівалентного діаметру*

Пористість шару сірникової соломки визначали згідно із залежністю [46]:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_{\text{нас}}}{\rho_y}, \quad (2.3)$$

Питому поверхню визначали за залежністю:

$$a = \frac{\rho_{\text{нас}} \cdot S_i \cdot k}{G_i}, \quad (2.4)$$

де  $S_i$  – поверхня одиниці матеріалу,  $m^2$ ;

$k$  – коефіцієнт перекриття.

Еквівалентний діаметр визначали за залежністю:

$$d_e = \frac{4 \cdot \varepsilon}{a}. \quad (2.5)$$

## **2.2. Принцип роботи експериментальної установки. Методики експериментальних досліджень кінетики, тепло- та масообміну під час фільтраційного сушіння сірникової соломки**

Експериментальні дослідження проводили на лабораторній установці фільтраційного сушіння, яка зображена на рис. 2.1. Сірникову соломку засипали в знімний циліндричний контейнер 1, який герметично встановлювали на ресивері 2, який з'єднаний системою трубопроводів через запірний 4 та регулюючий 5 вентиля з водокільцевим вакуумним насосом 6. Витрату теплового агента встановлювали за допомогою ротаметра 3. Регулювання швидкості фільтрації та глибини вакууму в під перфорованою перегородкою забезпечували за допомогою системи запірної та регулюючої арматури. Таке компонування забезпечує створення необхідного перепаду тиску, під дією якого нагріте повітря фільтрується крізь пористу структуру шару сірникової соломки.

Підготовка теплового агента до заданих параметрів здійснювали у калорифері 7, куди повітря нагнітається вентилятором 8. Стабільність температурного режиму в ході експерименту забезпечували мікропроцесорним терморегулятором SESTOS DIS 10, з'єднаним із термопарою 9, що встановлена безпосередньо над поверхнею шару, а контроль втрат тиску в шарі здійснювали за показниками вакуумметра 11.

### ***Методики експериментального дослідження кінетики під час фільтраційного сушіння сірникової соломки***

Метою експериментальних досліджень було встановлення закономірностей зміни вологовмісту сірникової соломки в часі та визначення ступеня впливу основних параметрів процесу на інтенсивність сушіння.

Наважку сірникової соломки, з початковим вологовмістом 1,6 кг H<sub>2</sub>O/кг сух. мат. завантажували в контейнер та зважували на електронній вазі AXIS-AD3000. Для дослідження кінетики сушіння використовували гравіметричний метод: контейнер періодично знімали з ресивера та зважували. Такий підхід забезпечив

високу точність вимірювань, оскільки фіксувалася зміна маси всього об'єму матеріалу в контейнері без порушення структури його засипки.

Методика передбачала дослідження впливу трьох ключових факторів: висоти шару матеріалу (H), температури (T) та швидкості фільтрування теплового агента ( $v_0$ ) на кінетику сушіння. Для отримання статистично достовірних результатів та виявлення індивідуального впливу кожного параметра було проведено три серії експериментів за методом почергового варіювання змінних.

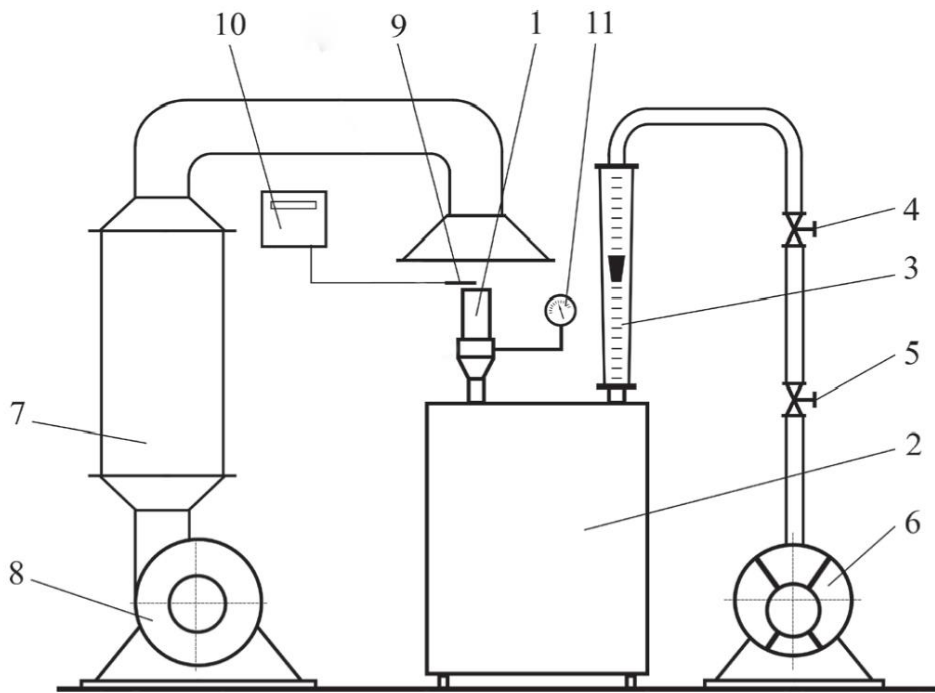


Рис. 2.1. Схема експериментальної установки:

1 – контейнер, 2 – ресивер, 3 – ротаметр, 4, 5 – запірний та регулюючий вентилі, 6 – водокільцевий вакуумний насос, 7 – калорифер, 8 – вентилятор, 9 – термопара, 10 – вимірювальний прилад, 11 – вакуумметр

У першій серії досліджували вплив геометричних параметрів шару шляхом зміни висоти стаціонарного шару сірникової соломки в контейнері. Експерименти проводили для значень висоти: 150, 200, 250, 300 та 350 мм. Підтримували сталі параметри теплового агента: температура 60 °C та фіктивна швидкість 0,23 м/с. Це дало змогу встановити залежність тривалості процесу від товщини шару.

Друга серія експериментів була спрямована на вивчення впливу температури. Досліди проводили за фіксованої висоти шару 250 мм та швидкості фільтрування 0,23 м/с. Температуру теплового агента змінювали в діапазоні від 40 до 80 °С з кроком у 10 °С (40, 50, 60, 70, 80 °С). Отримані дані є базовими для розрахунку енергетичних характеристик процесу та визначення раціональних температурних режимів, що не призводять до розтріскування деревини.

Третя серія досліджень стосувалася гідродинамічних параметрів. За сталої температури 60 °С та висоти шару 250 мм варіювали фіктивну швидкість руху теплового агента, яка становила 0,18, 0,21, 0,23, 0,26 та 0,29 м/с. Ця серія дала змогу визначити вплив швидкості теплового агента на тривалість сушіння.

Процес збирання експериментальних даних відбувався шляхом фіксації маси контейнера з матеріалом через встановлені проміжки часу. Дослід тривав до моменту досягнення наперед заданого кінцевого вологовмісту. На основі отриманих значень маси розраховували поточний вологовміст сірникової соломки протягом усього часу сушіння, що стало основою для подальшої побудови кінетичних кривих та їхнього математичного аналізу.

### ***Методики експериментального дослідження теплообміну під час фільтраційного сушіння сірникової соломки***

Для визначення коефіцієнтів тепловіддачі від теплового агента до сірникової соломки було використано циліндричний контейнер (1) (рис 2.2) діаметром 190 мм з теплоізоляційного матеріалу. Дослідження проводили у «тонкому» шарі сірникової соломки (2), попередньо висушеної до сталої маси. Наважку матеріалу розміщували на перфорованій перегородці (3). Тепловий агент нагрівали за допомогою калорифера до заданої температури та профільтровували крізь шар сірникової соломки. Дослідження проводили в діапазоні фіктивних швидкостей теплового агента 0.18, 0.21, 0.23, 0.26 та 0.29 м/с . Температуру повітря на вході підтримували сталою ( $t_{вх} = 60^{\circ}\text{C}$ ) з точністю  $\pm 0.5^{\circ}\text{C}$  за допомогою електронного

терморегулятора SESTOS DIS 10 (4). Для вимірювання та контролю температури теплового агента встановлено ХК-термопари на висоті 20 мм над шаром сірникової соломки та 20 мм під перфорованою перегородкою. Значення температур записували на персональний комп'ютер за допомогою восьми-канального інтелектуального вимірювального перетворювача PT8-1000 (5), з'єднаного з термопарами. На виході температуру визначали в трьох точках кожні 1,8 с в центрі потоку та на відстані 35 мм і 60 мм від стінки контейнера. Для розрахунків використовували середнє арифметичне трьох значень. Експериментальні дослідження проводили до наближення температури сушильного агента до температури на вході в циліндр.

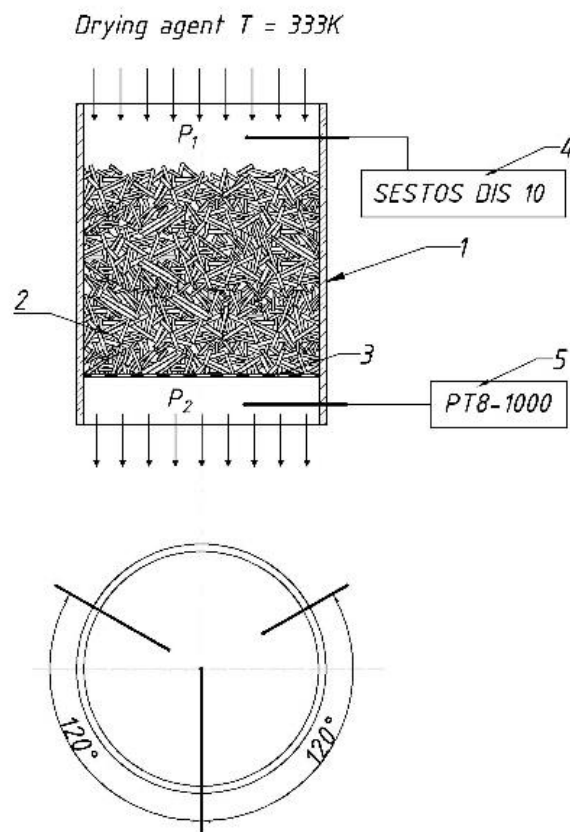


Рис. 2.2. Схематичне зображення контейнера для дослідження процесів тепло- та масообміну:

1 – циліндричний контейнер; 2 – шар сірникової соломки; 3 – перфорована перегородка; 4 – електронний терморегулятор; 5 – вимірювальний перетворювач

### ***Методика експериментального дослідження зовнішнього масообміну під час фільтраційного сушіння сірникової соломки***

Наважку сірникової соломки, з початковим вологовмістом 1,6 кг H<sub>2</sub>O/кг сух. мат. завантажували в контейнер та зважували на електронній вазі AXIS-AD3000. Експериментальні дослідження проводили за сталої температури  $t = 60^{\circ}\text{C}$  з точністю  $\pm 0,5$ , яку підтримували за допомогою електронного терморегулятора SESTOS D1S. Моніторинг температурного профілю на виході з шару здійснювався за допомогою ХК-термопар, під'єднаних до восьмиканального вимірювального перетворювача PT8-1000. Реєстрація температурних показників проводилася в автоматичному режимі з високою дискретністю (кожні 1,8 с) із виведенням результатів на персональний комп'ютер.

Для забезпечення високої точності результатів та рівномірного розподілу сушильного агента по всьому об'єму матеріалу, експериментальні дослідження проводили у «тонкому шарі». Такий підхід гарантував ідентичність температурних умов у верхніх та нижніх шарах матеріалу, що є важливим для коректного визначення коефіцієнтів масовіддачі.

### ***Методика експериментального дослідження внутрішнього масообміну під час фільтраційного сушіння сірникової соломки***

Метою цієї серії експериментів було дослідження процесу дифузії вологи у внутрішній структурі матеріалу та визначення коефіцієнтів дифузії.

Дослідження проводили у «тонкому шарі» сірникової соломки. За таких умов швидкість процесу сушіння лімітується виключно швидкістю дифузії вологи з внутрішніх шарів сірникової соломки до поверхні випаровування.

В циліндричний контейнер завантажували наважку сірникової соломки з початковим вологовмістом 1,6 кг H<sub>2</sub>O/кг сух. мат. Сушіння здійснювали за сталої фіктивної швидкості теплового агента 0,23 м/с та фіксованих температурних

режимів 40, 50, 60, 70 та 80°C. Сталу температуру забезпечували за допомогою електронного терморегулятора SESTOS DIS 10 з точністю  $\pm 0.5^\circ\text{C}$ . Зміну маси сірникової соломки визначали, використовуючи електронну вагу Axis AD3000 з точністю  $\pm 0.01$  г. Експериментальні дослідження проводили до моменту встановлення постійної маси наважки сірникової соломки.

### **2.3. Методики узагальнення результатів експериментальних досліджень кінетики, тепло- та масообміну під час фільтраційного сушіння сірникової соломки**

Для узагальнення результатів експериментальних досліджень було застосовано методи математичної обробки експериментальних даних із використанням методів теорії подібності. Узагальнення результатів досліджень проводили шляхом побудови критеріальних рівнянь, що пов'язують безрозмірні комплекси Рейнольдса, Нуссельта та Прандтля. Такий підхід дав змогу узагальнити результати досліджень у форму напівемпіричних залежностей для використання в проектуванні промислового обладнання.

#### ***Методика узагальнення результатів експериментальних досліджень кінетики під час фільтраційного сушіння сірникової соломки***

Для узагальнення кінетики фільтраційного сушіння сірникової соломки у періоді повного насичення теплового агенту вологою використовували систему диференціальних рівнянь матеріального балансу вологи сірникової соломки та кінетики її сушіння [95], яка є справедливою в межах  $0 < \varphi < 1$ :

$$\begin{cases} \frac{\partial \varphi}{\partial H} = a \cdot (1 - \varphi); \\ -\frac{\partial w^c}{\partial \tau} = n \cdot (1 - \varphi); \end{cases} \quad (2.6)$$

де  $\varphi$  – відносна вологість повітря, у долях;

$H$  – товщина шару матеріалу, м;

$w^c$  – біжучий вологовміст матеріалу, кг  $H_2O$ /кг сух. мат.;

$a$  – кінетичний коефіцієнт, 1/м, який не залежить від параметрів процесу, а залежить лише від структури матеріалу.

Оскільки сірникова соломка містить в основному внутрішню зв'язану вологу, то сушіння відбувається шляхом внутрішньої дифузії. На відміну від конвективного сушіння, яке характеризується першим та другим періодом сушіння, фільтраційне сушіння характеризується періодом повного і часткового насичення теплового агента вологою або ж першим та другим умовними періодами. Кінетичні криві мають подібний характер, однак фізичний зміст мають різний.

Розв'язок цієї системи рівнянь можна представити у вигляді:

$$\frac{w^c}{w_0^c} = 1 - \eta \cdot \tau \cdot e^{-a \cdot H}, \quad (2.7)$$

де  $w^c, w_0^c$  – біжучий та початковий вологовміст матеріалу, кг  $H_2O$ /кг сух. мат.;

$\eta$  – коефіцієнт швидкості сушіння у періоді повного насичення теплового агента вологою;

$a$  – кінетичний коефіцієнт сушіння, який не залежить від умов, а лише від структури матеріалу, 1/м;

$H$  – висота шару матеріалу, м.

Одержане рівняння можна записати:

$$\frac{1 - \frac{w^c}{w_0^c}}{\tau} = \eta \cdot e^{-a \cdot H}, \quad (2.8)$$

позначивши ліву частину рівняння «у» та прологарифмувавши залежність (2.8) отримано:

$$\ln(y) = \ln(\eta) - a \cdot H, \quad (2.9)$$

Для визначення коефіцієнтів швидкості сушіння « $\eta$ » та « $a$ » необхідно побудувати графічну залежність  $\ln((1-w^c/w_0^c)/\tau)=f(H)$ . Апроксимували графічну залежність  $\ln((1-w^c/w_0^c)/\tau)=f(H)$  лінійною функцією, можна визначити коефіцієнт « $a$ » за тангенсом кута нахилу одержаної прямої до осі абсцис, а кінетичний коефіцієнт  $\eta$  визначити за відрізком, який пряма відтинає від осі ординат. Апроксимаційні лінії, які описують різні умови процесу сушіння є паралельними між собою [45]. Отже тангенс кута нахилу є незмінним, а коефіцієнт « $a$ » є сталим для сірникової соломки.

В періоді повного насичення процес залежить від зовнішніх умов – температури та швидкості руху теплового агента. Тому кінетичний коефіцієнт « $\eta$ » в загальному вигляді можна представити:

$$\eta = A \cdot t^m \cdot v_0^n \quad (2.10)$$

Підставивши у рівняння (2.7) рівняння (2.10) отримано розрахункову залежність для прогнозування кінетики висушування сірникової соломки в період повного насичення вологою. Ця залежність дає змогу узагальнити процес фільтраційного сушіння до досягнення критичного вологовмісту сірникової соломки.

$$\frac{w^c}{w_0^c} = 1 - A \cdot t^m \cdot v_0^n \cdot \tau \cdot e^{-a \cdot H} \quad (2.11)$$

Отримана залежність справедлива у межах  $0 < \tau \leq \tau_{кр}$  і  $w_0^c \geq w^c \geq w_{кр}^c$ .

Як доведено багатьма авторами [66, 101] значення « $A$ », « $m$ » та « $n$ » є сталими для конкретного вологого матеріалу. Визначити їх можна із результатів експериментальних досліджень записавши систему рівнянь з параметрами сушіння сірникової соломки:

$$\begin{cases} \eta_1 = A \cdot t_1^m \cdot v_1^n \\ \eta_2 = A \cdot t_2^m \cdot v_2^n, \\ \eta_3 = A \cdot t_3^m \cdot v_3^n \end{cases} \quad (2.12)$$

прологарифмувавши систему рівнянь (2.12) отримано:

$$\begin{cases} \ln\eta_1 = \ln A + m \cdot \ln t_1 + n \cdot \ln v_1 \\ \ln\eta_2 = \ln A + m \cdot \ln t_2 + n \cdot \ln v_2. \\ \ln\eta_3 = \ln A + m \cdot \ln t_3 + n \cdot \ln v_3 \end{cases} \quad (2.13)$$

Для прогнозування кінетики сушіння сірникової соломки в період часткового насичення теплового агента вологою використали залежність [22]:

$$-\frac{dw^c}{d\tau} = K \cdot (w^c - w_p^c), \quad (2.14)$$

де  $K$  – коефіцієнт швидкості сушіння,  $1/c$ , який можна представити у вигляді:

$$K = \chi \cdot N, \quad (2.15)$$

де  $\chi$  – відносний коефіцієнт сушіння,  $kg\ H_2O/kg\ сух.мат.$ ;

$N$  – швидкість сушіння в періоді повного насичення теплового агента вологою,  $kg\ H_2O/(kg\ сух.мат. \cdot c)$ .

Швидкість сушіння  $N$  у періоді повного насичення вологою теплового агента можна визначити на основі експериментальних даних із залежності:

$$N = \frac{w_0^c - w_{кр}^c}{\tau_{кр}}. \quad (2.16)$$

Підставивши рівняння (2.16) у (2.15), проінтегрувавши та прологарифмувавши отримане рівняння одержано залежність:

$$\ln \frac{w^c - w_p^c}{w_{кр}^c - w_p^c} = -\chi \cdot N \cdot (\tau - \tau_{кр}), \quad (2.17)$$

де  $w_{кр}^c \geq w^c > w_p^c$ ,  $\tau_{кр} \leq \tau < \tau_p$ .

Коефіцієнт швидкості сушіння  $K$  визначають представивши експериментальні дані у вигляді графічної залежності  $\ln((w^c - w_p^c)/(w_{кр}^c - w_p^c)) = f(\tau - \tau_{кр})$ .

Апроксимувавши експериментальні дані лінійною функцією, за тангенсом кута нахилу прямої до осі абсцис визначали коефіцієнт  $K$ .

Для визначення відносного коефіцієнта сушіння  $\chi$  експериментальні дані представляли у вигляді графічної залежності  $K=f(N)$ , а відносний коефіцієнт сушіння  $\chi$  визначали за тангенсом кута нахилу прямої до осі абсцис. На основі вище наведених залежностей кінетику фільтраційного сушіння вологої сірникової соломки у періоді часткового насичення вологою теплового агента можна описати наступним рівнянням:

$$w^c = (w_{кр}^c - w_p^c) \cdot e^{-\chi \cdot N \left( \tau - \frac{w_0^c - w_{кр}^c}{N} \right)} + w_p^c. \quad (2.18)$$

Одержані рівняння (2.11) і (2.18) описують зміну вологовмісту в періоді повного насичення вологою та періоді часткового насичення вологою теплового агента. Окрім цього для розрахунку та проектування технології фільтраційного сушіння сірникової соломки важливо також знати тривалість процесу.

Час досягнення фронтом масоперенесення перфорованої перегородки (досягнення критичного вологовмісту) можна визначити із залежності (2.11):

$$\tau_{кр} = \frac{w_0^c - w_{кр}^c}{w_0^c \cdot A \cdot t^n \cdot v_0^m \cdot e^{-a \cdot H}}. \quad (2.19)$$

А час сушіння в період часткового насичення теплового агента вологою можна визначити із рівняння (2.18):

$$\tau_{II} = \frac{\chi \cdot (w_0^c - w_{кр}^c) - \ln \left( \frac{w^c - w_p^c}{w_{кр}^c - w_p^c} \right)}{\chi \cdot N}. \quad (2.20)$$

Загальний час фільтраційного сушіння сірникової соломки буде сумою часу досягнення критичного вологовмісту та часу сушіння в періоді часткового насичення теплового агента вологою.

Для встановлення адекватності отриманих розрахункових залежностей визначали відносну похибку між розрахованими значеннями та експериментально одержаними даними:

$$\Delta = \left| \frac{X_e - X_r}{X_e} \right|, \quad (2.21)$$

де  $X_e$  – експериментально визначені дані;

$X_r$  – теоретично розраховані значення.

### *Методика узагальнення результатів експериментальних досліджень теплообміну під час фільтраційного сушіння сірникової соломки*

#### *Теплообмін між тепловим агентом і сухим матеріалом*

Одержані експериментальним шляхом середні значення температур дають змогу визначити значення коефіцієнтів тепловіддачі  $\alpha$ :

$$\alpha = \frac{\Delta Q}{F \cdot (\bar{t} - \bar{T}_n) \cdot \Delta \tau}, \quad (2.22)$$

де  $\Delta Q$  – кількість теплоти, яка передається від теплового агента до сірникової соломки;

$\bar{t}$  – середньоарифметичне значення температур на вході та виході з контейнера;

$\bar{T}_n$  – середнє значення температур на поверхні сірникової соломки;

$F$  – поверхня частинок матеріалу;

$\Delta \tau$  – часовий проміжок між вимірюванням.

Кількість теплоти, визначали з рівняння матеріального балансу для теплового агента:

$$\Delta Q = G \cdot c_a \cdot (t - t_k) \cdot \Delta \tau, \quad (2.23)$$

де  $G$  – масова витрата теплового агенту;

$c_a$  – теплоємність теплового агенту за температури  $60^\circ\text{C}$ , яка становить  $1005 \text{ Дж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$ ;

$t$  – температура теплового агенту на вході в контейнер;

$t_k$  – температура на виході з контейнера.

На основі визначених коефіцієнтів тепловіддачі  $\alpha$  для різних швидкостей руху теплового агента крізь шар матеріалу побудовано залежність  $\alpha = f(v)$ . Одержані дані апроксимовано прямою лінією.

Для узагальнення результатів дослідження теплообміну використано критеріальне рівняння [46]:

$$Nu = A \cdot Re_e^n \cdot Pr^m \quad (2.24)$$

Критерій Нусельта:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot d_e}{\lambda}, \quad (2.25)$$

де  $d_e$  - еквівалентний діаметр каналів між сірниковою соломкою по яких рухається тепловий агент, м;

$\lambda$  – коефіцієнт теплопровідності теплового агенту,  $\text{Вт}/\text{м}\cdot\text{K}$ .

Критерій Рейнольдса:

$$Re_e = \frac{v \cdot d_e}{\nu}, \quad (2.26)$$

де  $v$  – дійсна швидкість руху теплового агенту  $\text{м}/\text{с}$ ;

$\nu$  – коефіцієнт кінематичної в'язкості.

Критерій Прандля:

$$Pr = \frac{\nu}{a}, \quad (2.27)$$

де  $a$  – коефіцієнт температуропровідності.

Для визначення невідомого коефіцієнта  $A$  та показника степеню  $n$  залежність (2.24) подано в логарифмічній системі координат і проведено апроксимацію степеневою функцією:

$$\frac{Nu}{Pr^{0.33}} = f(Re_e). \quad (2.28)$$

На основі залежностей (2.24) та (2.25) можна визначити коефіцієнт тепловіддачі  $\alpha$ :

$$\alpha_T = A \cdot \left(\frac{v \cdot d_e}{v}\right)^n \cdot \left(\frac{v}{a}\right)^m \cdot \frac{\lambda}{d_e} \quad (2.29)$$

Порівняння коефіцієнта тепловіддачі отриманого дослідним шляхом та теоретично порахованого дає змогу перевірити адекватність експерименту та визначити похибку розрахунків.

### ***Теплообмін між тепловим агентом і вологим матеріалом***

Коефіцієнт тепловіддачі від теплового агента до вологої сірникової соломки можна визначити із залежності:

$$\frac{\Delta W}{\Delta \tau} \cdot r = \alpha \cdot F \cdot \left(\frac{t_{\text{ВХ}} + t_{\text{ВИХ}}}{2} - t_{\text{М.Т.}}\right), \quad (2.30)$$

де  $\Delta W$  – зміна маси вологи, кг;

$\Delta \tau$  – тривалість експерименту, с;

$r$  – питома теплота пароутворення, Дж/кг;

$F$  – поверхня сірникової соломки, яка омивається тепловим агентом, м<sup>2</sup>;

$t_{\text{ВХ}}$ ,  $t_{\text{ВИХ}}$ ,  $t_{\text{М.Т.}}$  – температура теплового агента на вході в контейнер, на виході з контейнера та температура мокрого термометра відповідно, °С.

Узагальнення теплообміну з вологим матеріалом проведено аналогічно до сухого за критеріальною залежністю (2.19).

*Методика узагальнення результатів експериментальних досліджень зовнішнього масообміну під час фільтраційного сушіння сірникової соломки*

Одержані експериментальним шляхом значення дають змогу визначити коефіцієнт масовіддачі від вологої сірникової соломки до теплового агента із залежності:

$$\frac{\Delta W}{\Delta \tau} = \beta \cdot F \cdot \left( x_{\text{нас.}} - \frac{x_{\text{нас.}} + x_0}{2} \right) \cdot \rho, \quad (2.31)$$

де  $\beta$  – коефіцієнт масовіддачі, м/с;

$x_{\text{нас}}$  – вологовміст теплового агента в стані повного насичення вологою кг  $\text{H}_2\text{O}/\text{кг}$  сух. мат.;

$x_0$  – початковий вологовміст теплового агента на вході в контейнер кг  $\text{H}_2\text{O}/\text{кг}$  сух. мат.;

$\rho$  – густина теплового агента  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Узагальнення зовнішнього масообміну в процесі фільтраційного сушіння сірникової соломки проводили за критеріальною залежністю:

$$Sh = A \cdot Re_e^n \cdot Sc^m. \quad (2.32)$$

Для визначення невідомого коефіцієнта  $A$  та показника степеню  $n$  будують графічну залежність:

$$\frac{Sh}{Sc^{0.33}} = f(Re_e), \quad (2.33)$$

де  $A$  – коефіцієнт, який визначають експериментально;

$Re_e$  – еквівалентний критерій Рейнольдса;

$Sc$  – критерій Шмідта;

$Sh$  – критерій Шервуда;

$n$  та  $m$  – показники степеню, які визнають експериментально.

Критерій Шмідта визначали із залежності:

$$Sc = \frac{\nu}{D}, \quad (2.34)$$

де  $D$  – коефіцієнт дифузії водяної пари в повітря [74], м<sup>2</sup>/с.

Критерій Шервуда:

$$Sh = \frac{\beta \cdot d_e}{D}. \quad (2.35)$$

Отже коефіцієнт масовіддачі можна визначити за залежністю:

$$\beta_T = \frac{A \cdot Re_e^n \cdot Sc^{0.33} \cdot D}{d_e}. \quad (2.36)$$

Порівняння коефіцієнта масовіддачі отриманого дослідним шляхом та теоретично порахованого дає змогу перевірити адекватність експерименту та визначити похибку розрахунків.

### ***Методика узагальнення результатів експериментальних досліджень внутрішнього масообміну під час фільтраційного сушіння сірникової соломки***

Для опису дифузійного процесу були використані граничні умови третього роду, згідно з якими вміст вологи є функцією чотирьох змінних: координат  $x$ ,  $y$ ,  $z$  та часу  $\tau$ :

$$\begin{aligned} w^c(\pm R_1, y, z, \tau) &= w_{T,a}^c \\ w^c(x, \pm R_2, z, \tau) &= w_{T,a}^c, \\ w^c(x, y, \pm R_3, \tau) &= w_{T,a}^c \end{aligned} \quad (2.37)$$

де  $w^c$  – середній вологовміст в матеріалі кг Н<sub>2</sub>О/кг сух. мат. в момент часу  $\tau$ ;

$w_{T,a}^c$  - вологовміст теплового агента кг Н<sub>2</sub>О/кг сух. мат.;

$R_1$ ,  $R_2$ ,  $R_3$  – характерні розміри призматичної частинки, які позначають половину довжини, половину висоти та половину ширини.

Для призматичних частинок диференціальне рівняння дифузії за граничних умов третього роду набуває такого вигляду [56]:

$$\frac{\partial W^c(x,y,z,\tau)}{\partial \tau} = D_w^* \left[ \frac{\partial^2 W^c(x,y,z,\tau)}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 W^c(x,y,z,\tau)}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 W^c(x,y,z,\tau)}{\partial z^2} \right], \quad (2.38)$$

де  $D_w^*$  – коефіцієнт внутрішньої дифузії, м<sup>2</sup>/с.

Позначимо:

$$\frac{w^c(x,y,z,\tau) - w_{\text{т.а.}}^c}{w_0^c - w_{\text{т.а.}}^c} = \Delta W^c, \quad (2.39)$$

де  $w_0^c$  – початковий вологовміст в матеріалі кг Н<sub>2</sub>О/кг сух. мат.

Розв'язок якого можна представити таким чином:

$$-\frac{\ln(\Delta W^c) - \ln(B_n B_m B_k)}{\mu^2(K_1^2 + K_2^2 + K_3^2)} = Fo, \quad (2.40)$$

де  $B_n = 2/\mu_n^2$ ,  $B_m = 2/\mu_m^2$ ,  $B_k = 2/\mu_k^2$ ;

$\mu_n, \mu_m, \mu_k$  – корені характеристичного рівняння.

За встановленого режиму сушіння та значних значень критерію Фур'є достатньо використати перший корінь характеристичного рівняння  $\mu_n = (2n - 1)\frac{\pi}{2}$ ,  $K_i = \frac{R}{R_i}$ , ( $i = 1, 2, 3$ )

Усереднений розмір частинки визначаємо із залежності:

$$\frac{1}{R^2} = \frac{1}{R_1^2} + \frac{1}{R_2^2} + \frac{1}{R_3^2}. \quad (2.41)$$

Позначимо:

$$A^* = -\frac{\ln(\Delta W^c) - \ln(B_n B_m B_k)}{\mu^2(K_1^2 + K_2^2 + K_3^2)}. \quad (2.42)$$

Тоді рівняння (2.40) набуде вигляду:

$$A^* = Fo = \frac{D_w^* \cdot \tau}{R^2} , \quad (2.43)$$

де  $Fo$  – критерій Фур'є.

Результати експериментальних досліджень можуть бути представлені у вигляді графічної залежності  $A^* = f(\tau)$ . Апроксимуючи дані лінійною функцією та використовуючи тангенс кута нахилу отриманої прямої, можна визначити коефіцієнт внутрішньої дифузії.

### **Висновки до другого розділу.**

1. Наведено обґрунтування вибору сірникової соломки як об'єкта дослідження та визначено її основні фізико-механічні параметри: насипну та уявну густину, еквівалентний діаметр, пористість шару.

2. Представлено принципову схему та опис роботи експериментальної установки, яку використовували для дослідження процесу сушіння сірникової соломки. Установка забезпечує можливість проведення експериментів за різних температур та швидкостей фільтрування теплового агента крізь стаціонарний шар сірникової соломки.

3. Наведено методики проведення експериментальних досліджень кінетики, тепло- та масообмінних процесів під час фільтраційного сушіння сірникової соломки.

4. Описано алгоритм узагальнення отриманих результатів для встановлення раціональних параметрів процесу фільтраційного осушування.

## РОЗДІЛ 3

### КІНЕТИКА ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ СІРНИКОВОЇ СОЛОМКИ

Для розроблення установки фільтраційного сушіння сірникової соломки необхідним є дослідження кінетичних особливостей сушіння матеріалу. На швидкість сушіння впливають властивості матеріалу (початковий та кінцевий вологовміст, зв'язок вологи з матеріалом) параметри теплового агента (вологовміст, сушильний потенціал, температура, швидкість руху), а також стан шару матеріалу в зоні сушіння (стаціонарний, киплячий, витання).

Метою дослідження кінетики фільтраційного сушіння сірникової соломки є узагальнення експериментальних досліджень, отримання розрахункових залежностей, які б дали змогу прогнозувати процес висушування сірникової соломки залежно від параметрів процесу та визначити час досягнення заданого кінцевого вологовмісту під час проектування технологічного обладнання.

Експериментальні дослідження проводили на установці фільтраційного сушіння в стаціонарному шарі, будову та принцип роботи якої наведено в розділі 2.2. Дослідження та узагальнення кінетики сушіння проводили згідно з апробованими методиками описаними в розділі 2.2, 2.3.

#### **3.1. Результати експериментальних досліджень кінетики фільтраційного сушіння сірникової соломки**

Проведено дослідження зміни вологовмісту сірникової соломки в часі та вплив висоти шару матеріалу, температури та швидкості фільтрування теплового агента на кінетику процесу сушіння.

Для цього було проведено три серії експериментів. В першій серії змінювали висоту насипного шару сірникової соломки. Проведено дослід з висотами: 150 мм,

200 мм, 250 мм, 300 мм, 350 мм. Температура теплового агента становила 60°C, а фіктивна швидкість теплового агента 0,23 м/с.

В другій серії експериментів висота шару становила 250 мм, фіктивна швидкість 0,23 м/с, а температуру змінювали. Було проведено досліди з температурами 40, 50, 60, 70, 80°C.

В третій серії температура та висота становили 60°C та 250 мм відповідно. Змінювали фіктивну швидкість теплового агента 0,18, 0,21, 0,23, 0,26 та 0,29 м/с

Результати досліджень впливу висоти насипного шару сірникової соломки на час сушіння зображені у вигляді кінетичних кривих на рис. 3.1. Аналіз залежностей показує, що тривалість сушіння до заданого вологовмісту зростає із збільшенням висоти шару соломки (за однакових температури та швидкості теплового агента). Зміна висоти шару від 150 мм до 350 мм призводить до збільшення тривалості сушіння від 3820 с до 6700 с. Це спричинено збільшенням кількості матеріалу, а отже й вологи, яку необхідно випарувати з шару. Окрім того, температура теплового агента зменшується по висоті шару, оскільки частина теплоти передається до вже висушеної сірникової соломки. Завдяки цьому верхні шари нагріваються до вищих температур.

Кінетичні залежності тривалості сушіння сірникової соломки від температури теплового агента зображені на рис. 3.2. Збільшення температури від 313 до 353К (за однакової висоти шару та швидкості руху теплового агента) приводить до зменшення тривалості сушіння від 7800 до 3400 с. Підвищення температури збільшує кількість тепла внесеного за одиницю часу. Це спричиняє зростання сушильного потенціалу теплового агента. Окрім того підвищення температури приводить до зростання коефіцієнту внутрішньої дифузії, що пришвидшує процес переміщення вологи з центру сірникової соломки до поверхні розділу фаз.

Проте з ростом температури збільшуються втрати теплоти. Теплота виноситься разом з відпрацьованим тепловим агентом та висушеним матеріалом.

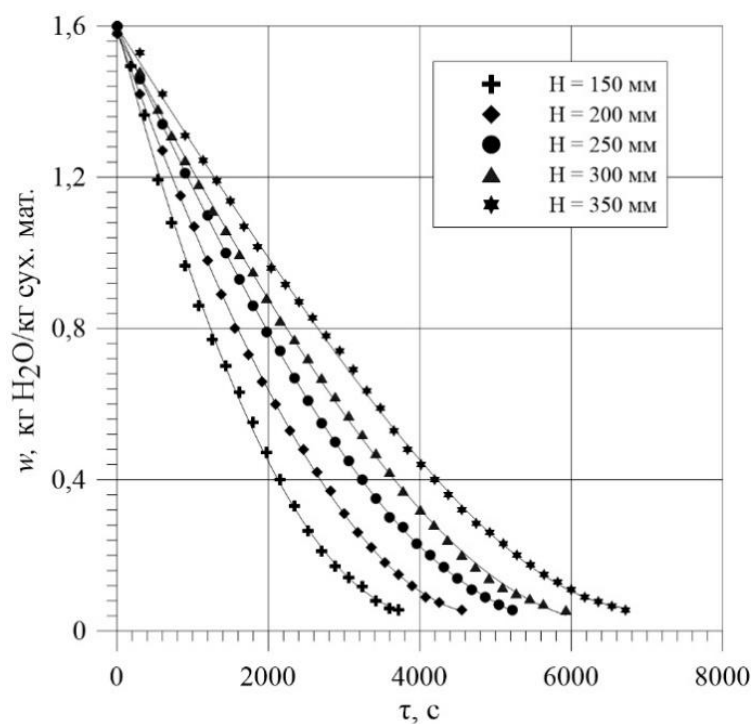


Рис. 3.1. Кінетичні криві фільтраційного сушіння сірникової соломки за різної висоти шару, температури  $60^{\circ}C$  та фіктивної швидкості теплового агента  $0,23 \text{ м/с}$

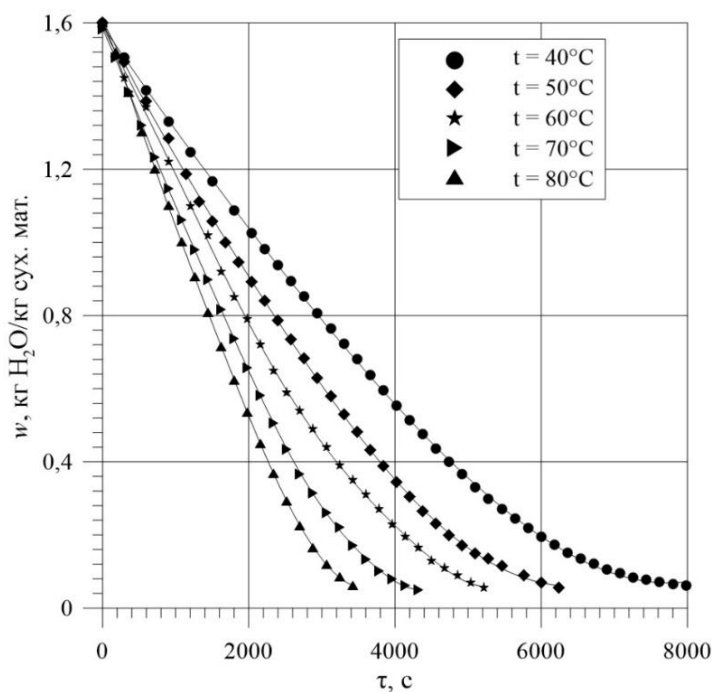


Рис. 3.2. Кінетичні криві сушіння сірникової соломки за різної температури теплового агента, висоти шару матеріалу 250 мм та фіктивної швидкості теплового агента  $0,23 \text{ м/с}$

Вплив швидкості руху теплового агента крізь стаціонарний шар сірникової соломки на тривалість сушіння зображений у вигляді графічних залежностей на рис 3.3. Збільшення швидкості фільтрування повітря (за однакової температури та висоти шару) спричиняє зменшення тривалості сушіння сірникової соломки. Зміна швидкості від 0,18 до 0,29 м/с приводить до скорочення часу від 8000 до 3930 с. Це зумовлено збільшенням кількості теплоти, яка вноситься за одиницю часу. Окрім того, зростання швидкості збільшує коефіцієнти тепло- та масообміну. У зв'язку зі збільшенням швидкості руху повітря відбувається турбулізація потоку, що сприяє зменшенню товщини гідравлічного, теплового та дифузійного шарів, а отже інтенсифікації сушіння.

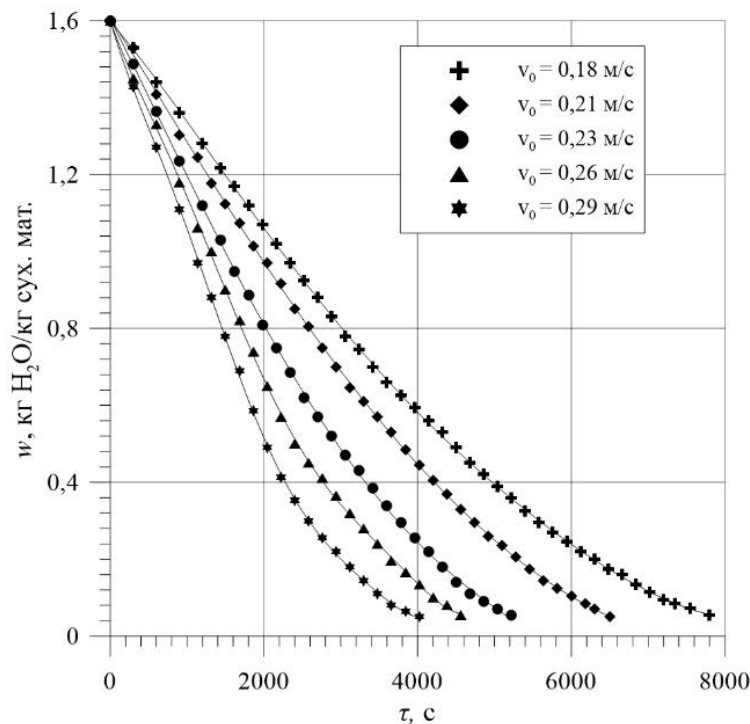


Рис. 3.3. Кінетичні криві сушіння сірникової соломки за різної швидкості руху теплового агента, висоти шару матеріалу 250 мм та температури 60°C

Як видно із графічних залежностей на рис. 3.1.-3.3. криві характеризуються двома ділянками, які відповідають періодам повного та часткового насичення теплового агента вологою. Зміна періоду відбувається в момент досягнення фронтом масообміну перфорованої перегородки.

### **3.2. Узагальнення результатів експериментальних досліджень кінетики фільтраційного сушіння сірникової соломки**

Ціллю узагальнення результатів експериментальних досліджень кінетики фільтраційного сушіння було одержання математичних залежностей для визначення зміни вологовмісту сірникової соломки в процесі сушіння та тривалості висушування за різних умов процесу.

Оскільки сірникова соломка містить в основному внутрішню зв'язану вологу, то сушіння буде відбуватися шляхом внутрішньої дифузії. На відміну від конвективного сушіння, яке характеризується першим та другим періодом сушіння, фільтраційне сушіння характеризується періодом повного і часткового насичення теплового агента вологою. Кінетичні криві мають подібний характер, однак фізичний зміст мають різний.

Відомо, що фільтраційне сушіння носить зональний характер, коли фронт масообміну рухається в напрямку перфорованої перегородки за напрямом фільтрування теплового агента. Зміна періоду повного насичення теплового агента вологою на період часткового насичення вологою відбувається, коли зона масообміну досягає перфорованої перегородки.

Момент досягання фронтом масообміну перфорованої перегородки характеризується критичним вологовмістом  $w_{кр}$  (вологовміст сірникової соломки під час досягання фронтом масообміну перфорованої перегородки) та часом його досягнення  $\tau_{кр}$  (тривалість сушіння від початку процесу до моменту досягання фронтом масообміну перфорованої перегородки).

Для узагальнення результатів експериментальних досліджень кінетики фільтраційного сушіння необхідним є визначення точки переходу періоду повного насичення теплового агента до періоду часткового насичення за різної висоти шару матеріалу, різних температур теплового агента та різних швидкостей фільтрування теплового агента. Зміна періоду характеризується значенням критичного вологовмісту  $w_{кр}$  та часу його досягнення  $\tau_{кр}$ . Для визначення цих параметрів

використано метод, який полягає у побудові кінетичних кривих у координатах  $\lg(w^c - w_p^c) = f(\tau)$ . Кінетичні криві зображені на рис. 3.4-3.6.

Проведено апроксимацію результатів експериментальних досліджень лінійними залежностями, що дало змогу графоаналітичним методом виділити період повного насичення теплового агента вологою та період часткового насичення теплового агента вологою. Точка перетину прямих характеризує момент досягнення фронтом масоперенесення перфорованої перегородки. Проекції точок на вісь абсцис дають можливість визначити час досягання критичного вологовмісту, тобто тривалість періоду повного насичення. А проекція точки на вісь ординат відповідає логарифмам критичного вологовмісту.

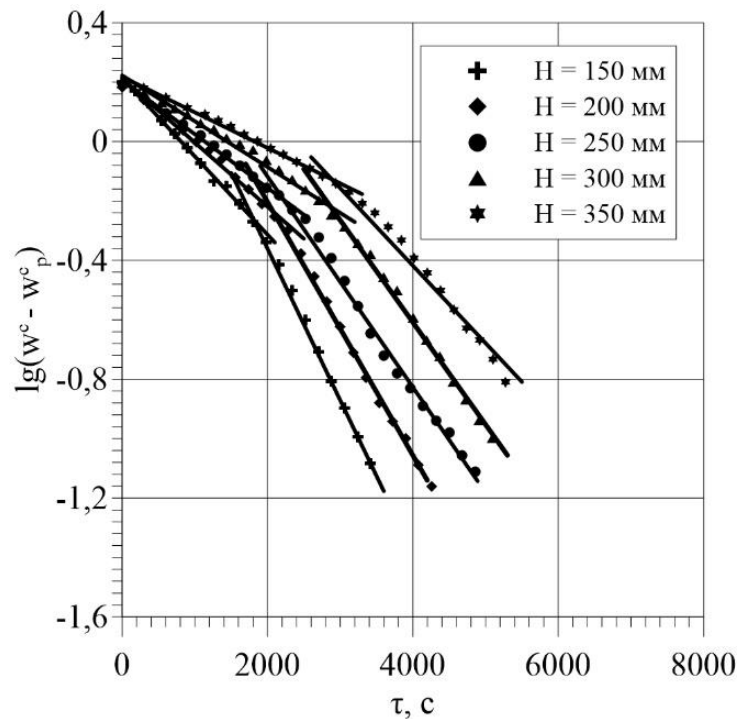


Рис. 3.4. Залежність  $\lg(w^c - w_p^c) = f(\tau)$  для визначення критичного вологовмісту за різної висоти шару, температури  $60^\circ C$  та фіктивної швидкості теплового агента  $0,23$  м/с

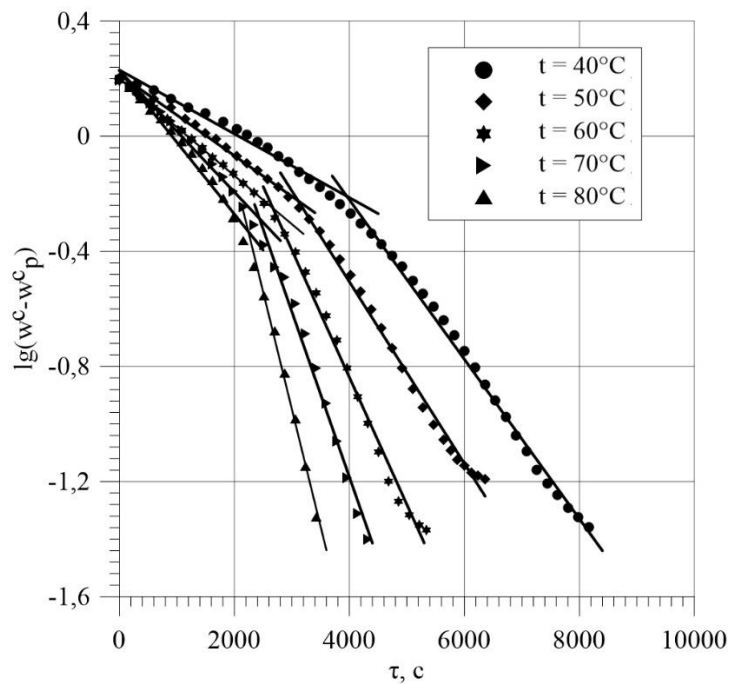


Рис. 3.5. Залежність  $\lg(w^c - w^c_p) = f(\tau)$  для визначення критичного вологовмісту за різної температури теплового агента, висоти шару матеріалу 250 мм та фіктивної швидкості теплового агента 0,23 м/с

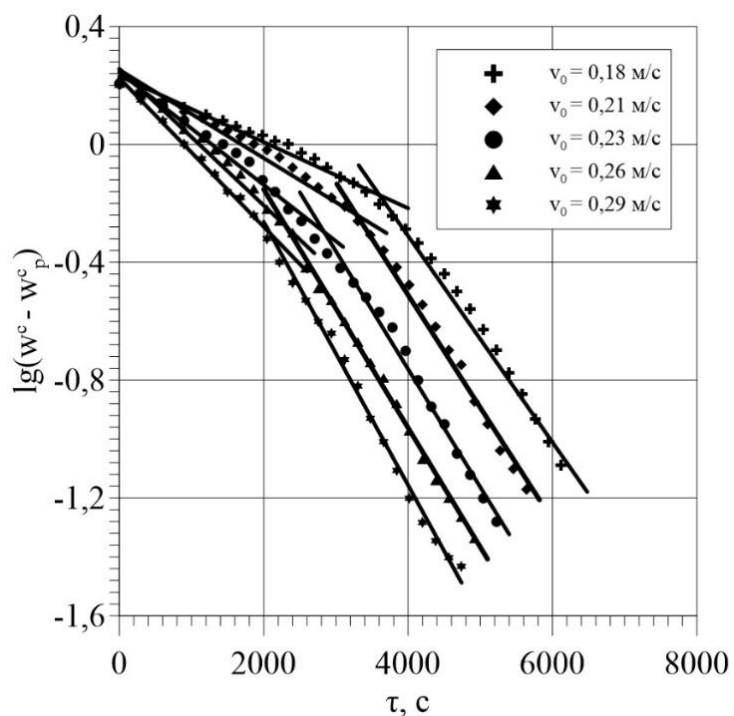


Рис. 3.6. Залежність  $\lg(w^c - w^c_p) = f(\tau)$  для визначення критичного вологовмісту за різної швидкості руху теплового агента, висоти шару матеріалу 250 мм та температури  $60^\circ\text{C}$

На основі обраного методу критичний вологовміст визначали за залежністю:

$$w_{кр}^c = 10^x + w_p^c, \quad (3.1)$$

де  $x$  – ордината точки перетину двох прямих, які відповідають періодам повного та часткового насичення повітря вологою.

Визначені графоаналітичним методом значення критичного вологовмісту  $w_{кр}^c$  і часу його досягнення  $\tau_{кр}$  наведені у табл. 3.1.

Таблиця 3.1

**Значення критичного вологовмісту  $w_{кр}^c$  і часу його досягнення  $\tau_{кр}$**

H, мм	$v_0$ , м/с	t, °C	$lg(w - w_p)$	$w_{кр}^c$	$\tau_{кр}$	$\tau_k$
150	0,23	60	-0,284	0,535	1800	3600
200			-0,252	0,575	2120	4400
250			-0,231	0,602	2520	5150
300			-0,219	0,619	2710	5930
350			-0,198	0,649	3150	6720
250	0,18		-0,161	0,705	3390	7800
	0,20		-0,202	0,643	3020	6500
	0,23		-0,231	0,602	2520	5150
	0,26		-0,28	0,540	2360	4500
	0,29		-0,32	0,494	2010	3930
	0,23	40	-0,183	0,671	3720	8000
		50	-0,205	0,638	3140	6200
		60	-0,231	0,602	2520	5150
		70	-0,265	0,558	2340	4200
		80	-0,319	0,498	2200	3400

Як показує аналіз табл. 3.1, зі збільшенням висоти шару відбувається збільшення часу досягнення критичного вологовмісту, оскільки збільшується відстань переміщення фронту масообміну від входу теплового агенту в шар

матеріалу до перфорованої перегородки. Критичний вологовміст  $w_{кр}^c$  також зростає зі збільшенням висоти шару, оскільки збільшується маса сухого матеріалу.

Зі збільшенням температури теплового агента зростає його сушильний потенціал, тобто за одиницю часу повітря може забрати більшу кількість вологи. У зв'язку з цим час досягнення критичного вологовмісту зменшується. Крім того, критичний вологовміст на момент досягнення фронтом масообміну перфорованої перегородки буде меншим за вищої температури.

Також зі збільшенням швидкості фільтрування збільшується кількість тепла, яка вноситься за одиницю часу. У зв'язку з цим, зі збільшенням швидкості руху теплового агента зменшується час досягнення критичного вологовмісту, а отже зміна періоду повного насичення на період часткового насичення відбувається швидше.

Проте варто зауважити, що зі збільшенням швидкості руху теплового агента зменшується значення критичного вологовмісту. Це пояснюється тим, що зі збільшенням швидкості фільтрування теплового агента кількість вологи яку він може поглинути за одиницю часу зростає, а отже в момент досягнення фронтом масоперенесення перфорованої перегородки в матеріалі буде менше вологи.

Для узагальнення кінетики фільтраційного сушіння сірникової соломки в періоді повного насичення вологою потрібно визначити кінетичні коефіцієнти  $a$  та  $\eta$ . Для цього побудовано графічну залежність  $\ln((1-w^c/w_0^c)/\tau)=f(H)$  за різних висот шару матеріалу за температури  $60^\circ\text{C}$  та швидкості  $0,23$  м/с.

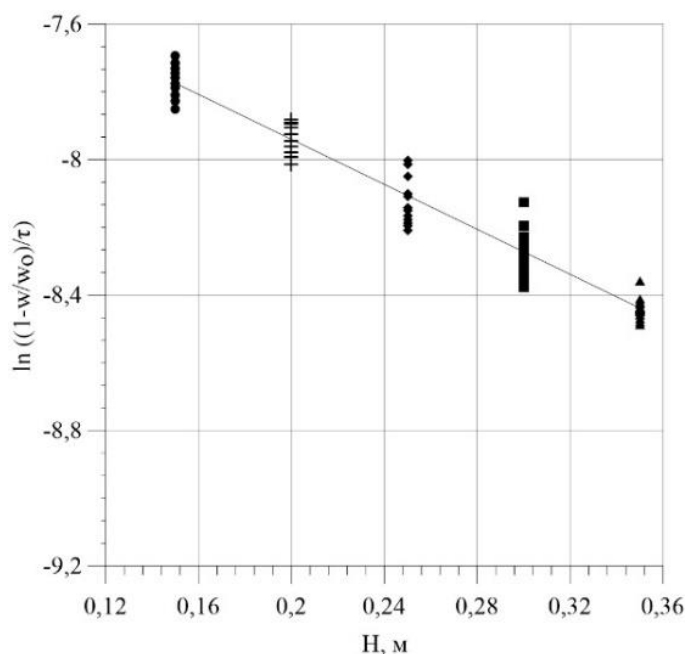


Рис. 3.7. Графічна залежність для визначення коефіцієнта «а»

Апроксимувавши залежність прямою лінією визначено коефіцієнти « $\eta$ » та «а» з рівняння прямої  $y = -3,31966x - 7.276455$

Як відомо [45], лінії, які описують різні умови процесу сушіння є паралельними між собою. Отже тангенс кута нахилу є незмінним, а коефіцієнт «а» є сталим для сірникової соломки і становить 3,3197 1/м.

Після одержання значення коефіцієнта «а» побудовано аналогічні залежності для інших умов процесу сушіння. Прямі відтинають  $\ln(\eta)$  від осі ординат.

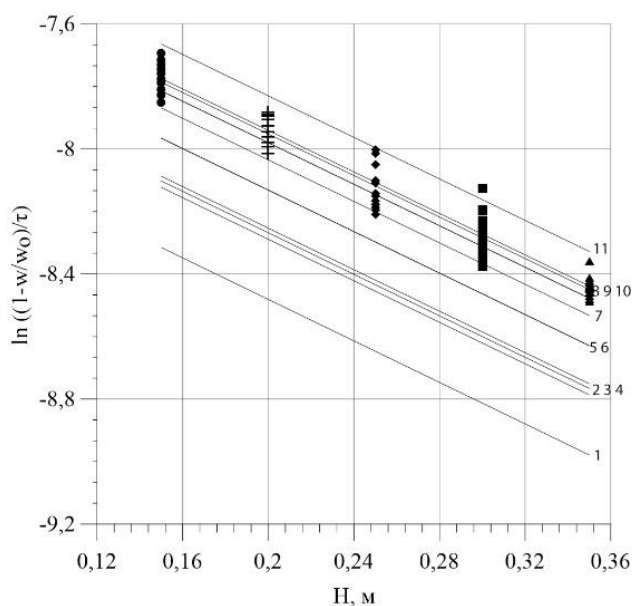


Рис. 3.8. Графічна залежність для визначення коефіцієнтів « $\eta$ »

Одержані значення коефіцієнтів наведені в таблиці 3.2.

Таблиця 3.2

**Залежність кінетичних коефіцієнтів  $\eta$  і  $a$  від параметрів процесу**

№ лінії	t, °C	$v_0$ , м/с	a, 1/м	lg( $\eta$ )	$\eta$ , 1/с
1	40	0,23	3,32	-7,817155	0,000403
2	60	0,18		-7,624865	0,000488
3	50	0,23		-7,604125	0,000498
4	60	0,21		-7,589275	0,000506
5	60	0,23		-7,467175	0,000571
6	60	0,23		-7,467175	0,000571
7	60	0,26		-7,370725	0,000629
8	60	0,29		-7,315895	0,000665
9	70	0,23		-7,288025	0,000684
10	60	0,23		-7,276455	0,000692
11	80	0,23		-7,166025	0,000772

Аналіз одержаних даних показує, що значення кінетичного коефіцієнта зростає зі збільшенням температури та швидкості руху теплового агента крізь шар матеріалу, тобто відбувається інтенсифікація процесу.

Для одержання значень невідомого коефіцієнта «А» та показників степенів «m» «n» складено систему рівнянь (3.2) із результатів експериментальних досліджень з параметрами сушіння сірникової соломки:

$$\begin{cases} \eta_1 = A \cdot t_1^m \cdot v_1^n \\ \eta_2 = A \cdot t_2^m \cdot v_2^n, \\ \eta_3 = A \cdot t_3^m \cdot v_3^n \end{cases} \quad (3.2)$$

прологарифмувавши систему рівнянь (3.2) отримаємо:

$$\begin{cases} \ln \eta_1 = \ln A + m \cdot \ln t_1 + n \cdot \ln v_1 \\ \ln \eta_2 = \ln A + m \cdot \ln t_2 + n \cdot \ln v_2 \\ \ln \eta_3 = \ln A + m \cdot \ln t_3 + n \cdot \ln v_3 \end{cases} \quad (3.3)$$

Шляхом розв'язку цієї системи рівнянь матричним методом визначили значення невідомого коефіцієнта «А» та показників степенів «m» «n», які є сталими для сірникової соломки:  $A = 4,3 \cdot 10^{-5}$ ,  $m = 0,86$ ,  $n = 0,64$ .

Коефіцієнт  $\eta$  можна визначити:

$$\eta = 4,3 \cdot 10^{-5} \cdot t^{0,86} \cdot v_0^{0,64} \quad (3.4)$$

Одержані коефіцієнти демонструють вплив температури та швидкості руху теплового агента на значення  $\eta$ . Як видно з отриманих даних вплив температури є суттєвішим за вплив швидкості, оскільки  $m > n$ .

Одержуємо залежність для прогнозування інтенсивності сушіння сірникової соломки в період повного насичення вологою. Рівняння дає змогу узагальнити процес фільтраційного сушіння до досягнення критичного вологовмісту сірникової соломки.

$$\frac{w^c}{w_0^c} = 1 - 4,3 \cdot 10^{-5} \cdot t^{0,86} \cdot v_0^{0,64} \cdot \tau \cdot e^{-3,32 \cdot H} \quad (3.5)$$

Для узагальнення кінетики фільтраційного сушіння сірникової соломки в періоді часткового насичення вологою необхідно визначити коефіцієнт швидкості сушіння  $K$ . Для цього побудовано графічну залежність  $\ln((w^c - w_p^c)/(w_{кр}^c - w_p^c)) = f(\tau - \tau_{кр})$ . Коефіцієнт  $K$  дорівнює тангенсу кута нахилу прямої до осі абсцис.

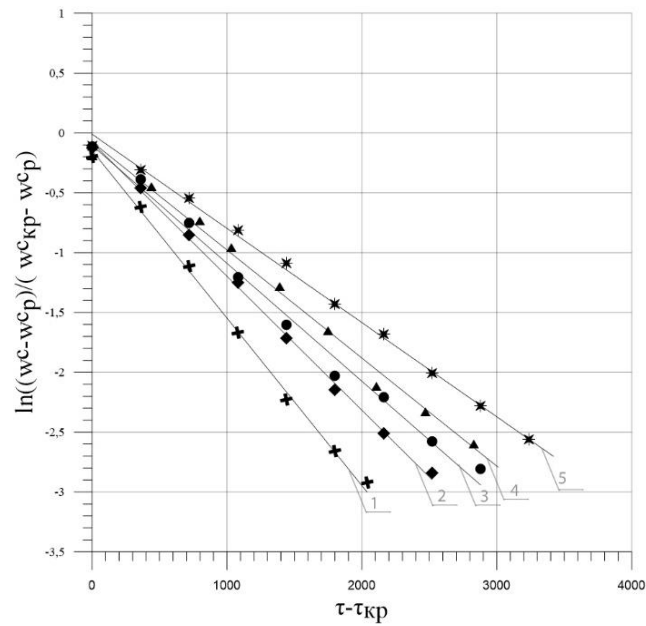


Рис. 3.9. Графічна залежність для визначення коефіцієнта швидкості сушіння за різної висоти стаціонарного шару сірникової соломки:

- 1 –  $H = 150$  мм; 2 –  $H = 200$  мм; 3 –  $H = 250$  мм; 4 –  $H = 300$  мм;  
5 –  $H = 350$  мм

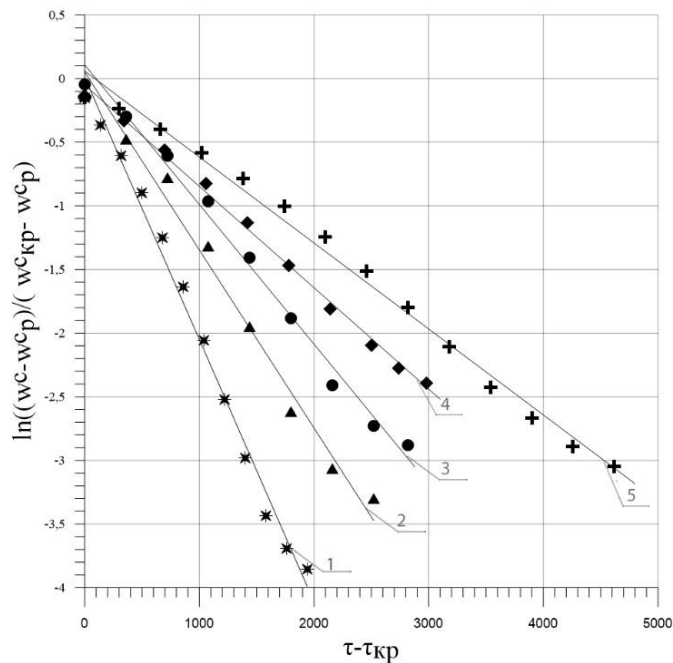


Рис. 3.10. Графічна залежність для визначення коефіцієнта швидкості сушіння за різної температури теплового агента

- 1 –  $T = 80^{\circ}\text{C}$ ; 2 –  $T = 70^{\circ}\text{C}$ ; 3 –  $T = 60^{\circ}\text{C}$ ; 4 –  $T = 50^{\circ}\text{C}$ ; 5 –  $T = 40^{\circ}\text{C}$

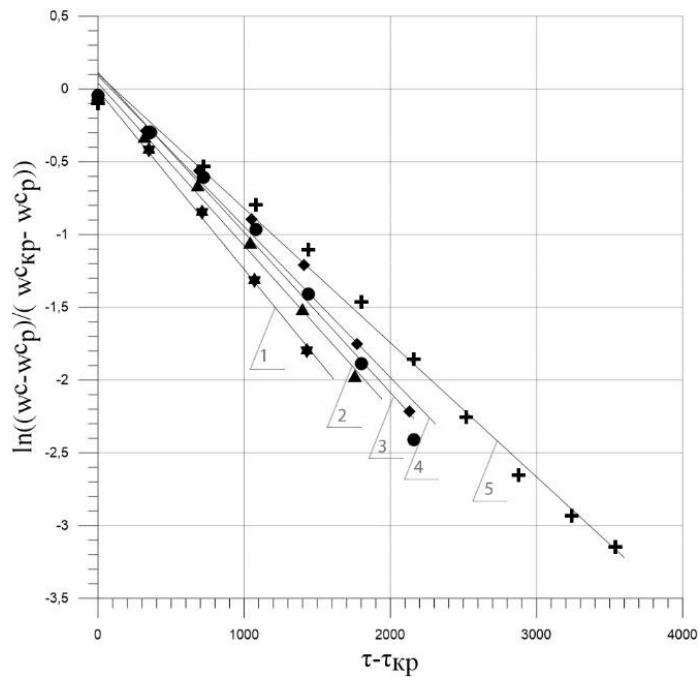


Рис. 3.11. Графічна залежність для визначення коефіцієнта швидкості сушіння за різної швидкості руху теплового агента

1 –  $v_0 = 0,29$  м/с; 2 –  $v_0 = 0,26$  м/с, 3 –  $v_0 = 0,23$  м/с; 4 –  $v_0 = 0,21$  м/с; 5 –  $v_0 = 0,18$  м/с

Для узагальнення фільтраційного сушіння сірникової соломки в період повного насичення вологою також необхідно визначити швидкість сушіння в періоді повного насичення вологою  $N$  та визначити відносний коефіцієнт сушіння  $\chi$ . Швидкість сушіння можна знайти як тангенс кута нахилу прямої, яка відповідає ділянці періоду повного насичення вологою на залежності для визначення критичного вологовмісту.

Одержані дані коефіцієнта швидкості сушіння та швидкості сушіння в першому періоді за різних умов процесу наведені в таблиці 3.3.

**Залежність K і N від умов процесу фільтраційного сушіння сірникової соломки**

$N \cdot 10^3 \text{ H}_2\text{O/кг сух. мат.} \cdot \text{с}$	$K \cdot 10^3, 1/\text{с}$	$t, ^\circ\text{C}$	$H, \text{ мм}$	$v_0, \text{ м/с}$
0,25	0,68	40	250	0,23
0,31	0,80	50		
0,39	1,08	60		
0,47	1,40	70		
0,58	2,06	80		
0,30	0,92	60	250	0,18
0,35	1,04			0,20
0,39	1,08			0,23
0,41	1,11			0,26
0,46	1,23			0,29
0,57	1,4		150	0,23
0,49	1,12		200	
0,39	1,08		250	
0,34	0,9		300	
0,31	0,79		350	

На основі таблиці 3.3 побудовано графічну залежність  $K=f(N)$ .

Відносний коефіцієнт сушіння  $\chi$  визначаємо як тангенс кута нахилу прямої  $K = f(N)$ . Для сірникової соломки  $\chi = 2,46 \text{ кг H}_2\text{O/кг сух. мат.}$ . З врахуванням одержаних значень вологовміст в періоді часткового насичення вологою можна визначити за залежністю:

$$w^c = (w_{\text{кр}}^c - w_p^c) \cdot e^{-2,46 \cdot N \left( \tau - \frac{w_0^c - w_{\text{кр}}^c}{N} \right)} + w_p^c \quad (3.6)$$

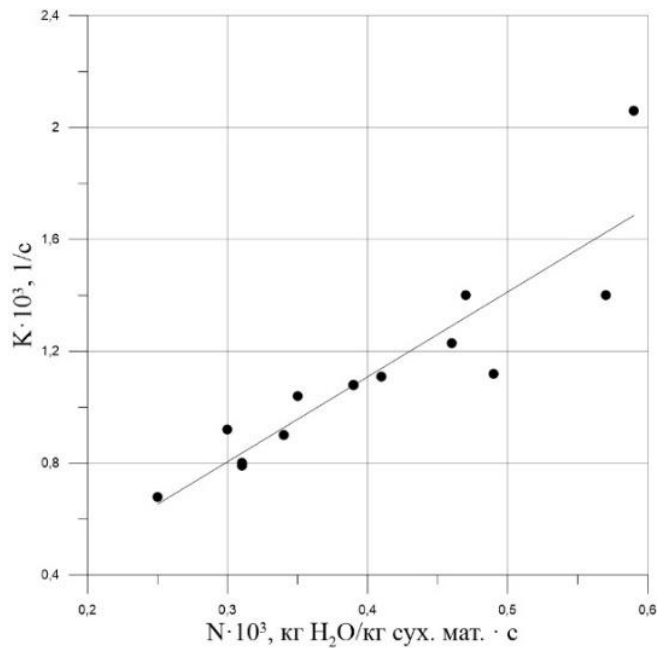


Рис. 3.12. Графічна залежність для визначення відносного коефіцієнта сушіння  $\chi$  для сірникової соломки

Одержана залежність дає змогу узагальнити кінетику фільтраційного сушіння сірникової соломки, а саме визначити зміну вологовміст шару сірникової соломки в часі в період часткового насичення теплового агента вологою.

На рис. 3.13 зображено кореляційну залежність між експериментальними та розрахунковими даними.

Як видно із рис. 3.13 одержані залежності досить точно описують процес фільтраційного сушіння сірникової соломки. Середня відносна похибка між експериментальними даними та розрахованими значеннями за запропонованими залежностями становить 8,5%.

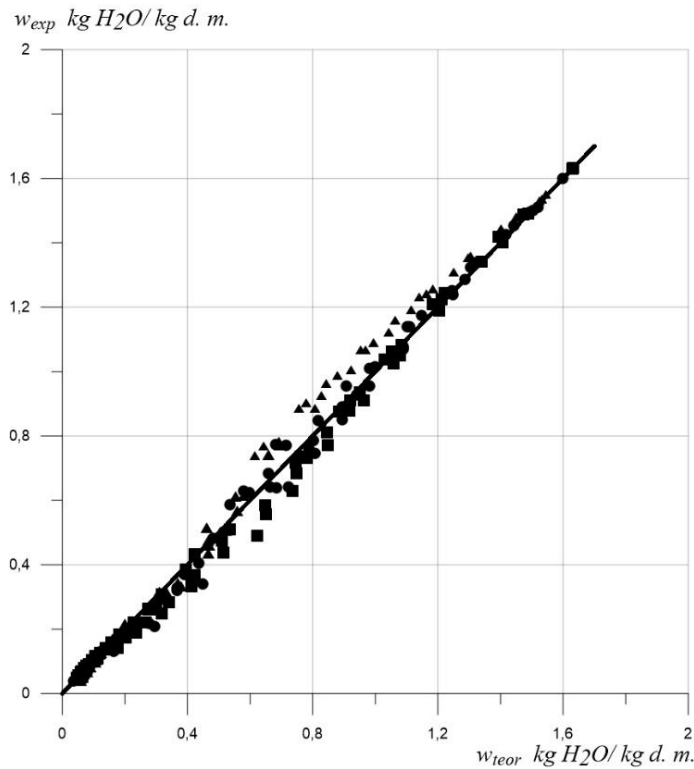


Рис. 3.13. Кореляційна залежність між експериментальними даними та розрахунковими значеннями за різних умов процесу (позначення відповідають рис. 3.1 – 3.3)

Також для проектування обладнання важливу роль грає тривалість процесу. Тому зручно подати одержані залежності через визначення часу сушіння в період повного та часткового насичення вологою. Час досягнення критичного вологовмісту можна визначити на основі залежності (3.5).

$$\tau_{кр} = \frac{w_0^c - w_{кр}^c}{w_0^c \cdot 4,3 \cdot 10^{-5} \cdot t^{0,86} \cdot v_0^{0,64} \cdot e^{-3,32 \cdot N}} \quad (3.7)$$

А час сушіння в періоді часткового насичення теплового агенту вологою відповідно до залежності (3.6):

$$\tau_{II} = \frac{2,46 \cdot (w_0^c - w_{кр}^c) - \ln\left(\frac{w^c - w_p^c}{w_{кр}^c - w_p^c}\right)}{2,46 \cdot N} \quad (3.8)$$

Повний час процесу сушіння сірникової соломки можна знайти як суму залежностей (3.7) і (3.8).

### ***Визначення раціональних параметрів сушіння сірникової соломки***

Для визначення раціональних параметрів сушіння рекомендовано визначити витрати на сушіння за різних умов процесу. Результати наведені в таблиці 3.4.

Таблиця 3.4

### **Витрати енергії на видалення вологи під час фільтраційного сушіння сірникової соломки**

H, мм	$v_0, \text{м} / \text{с}$	t, °C	$Q_t, \text{кДж}$	$Q_{\Delta P}, \text{кДж}$	$Q_{t+\Delta P}, \text{кДж}$	$Q, \frac{\text{кДж}}{\text{кг H}_2\text{O}}$
150	0,23	60	1053,0	14,9	1068,0	1941,7
200			1287,0	24,4	1311,4	1928,5
250			1506,4	35,6	1541,9	1891,9
300			1784,2	50,1	1834,9	1834,9
350			1965,6	65,1	2030,7	<b><u>1624,6</u></b>
350	0,23	70	2142,1	83,4	2249,0	1652,7
250	0,18	60	1785,5	27,1	1812,6	2137,4
	0,20		1735,9	34,8	1770,1	2047,1
	0,23		1506,4	35,6	1541,9	1891,9
	0,26		1487,9	44,1	1532,0	1826,0
	0,29		1449,4	53,0	1502,4	1788,5
	0,23	40	1303,2	55,3	1358,4	1698,1
		50	1423,4	42,8	1466,2	1762,3
		60	1506,4	35,6	1541,9	1811,9
		70	1476,5	29,0	1505,5	1803,0
		80	1385,0	23,5	1408,4	1678,7

Як показує аналіз таблиці 3.4. найменші витрати енергії на видалення кілограма вологи за температури 60°C, фіктивної швидкості теплового агента – 0,23 м/с та висоти насипного шару – 350 мм. Отже саме ці параметри процесу є рекомендованими для сушіння сірникової соломки в промислових умовах фільтраційним методом.

### **Висновки до третього розділу**

1. Досліджено закономірності кінетики фільтраційного сушіння сірникової соломки за різних умов процесу: висоти стаціонарного шару сірникової соломки  $H$  (150 мм, 200 мм, 250 мм, 300 мм, 350 мм), температури теплового агента  $T$  (40°C, 50°C, 60°C, 70°C, 80°C) та фіктивної швидкості теплового агента (0,18 м/с, 0,21 м/с, 0,23 м/с, 0,26 м/с, 0,29 м/с).
2. Побудовано кінетичні криві зміни вологовмісту в часі (рис. 3.1 – 3.3) Результати експериментальних досліджень показують, що зі збільшенням температури, швидкості теплового агента та зменшенням висоти шару сірникової соломки зменшується тривалість сушіння. Визначено значення критичного вологовмісту та часу його досягнення за різних параметрів процесу.
3. Одержано кінетичні залежності, які дають змогу визначити вологовміст сірникової соломки в період повного насичення та період часткового насичення теплового агента вологою (3.5), (3.6). Також отримано залежності для визначення тривалості сушіння сірникової соломки в обох періодах (3.7), (3.8). Середнє значення відносної похибки становить 8,5%. Що допустимо для проектних розрахунків сушильного обладнання.
4. 4. Визначено раціональні параметри процесу фільтраційного сушіння сірникової соломки. Для реалізації сушіння сірникової соломки в насипному шарі на виробництві рекомендовано обрати такі параметри сушіння: температура сушіння - 60°C, фіктивна швидкість теплового агента – 0,23 м/с, висота насипного шару – 350 мм.

## РОЗДІЛ 4.

### ТЕПЛО- ТА МАСООБМІН ПІД ЧАС ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ СІРНИКОВОЇ СОЛОМКИ

Сушіння деревини це складний тепло- та масообмінний процес з високим рівнем енергоспоживання та необхідністю вибору раціональних умов процесу для забезпечення якості готового продукту.

Фільтраційне сушіння вологих матеріалів у стаціонарному шарі має зональний характер. Зона масообміну під час фільтраційного сушіння переміщається в напрямку руху теплового агенту і в стаціонарному шарі одночасно існує шар сухого і вологого матеріалу. Висота шару сухого матеріалу в процесі сушіння зростає, а вологого зменшується. Тепловий агент, фільтруючись крізь шар сухого матеріалу, віддає частину теплоти сірниковій соломці. Тому важливо визначити яка кількість теплоти залишається в шарі сухого матеріалу, а яка витрачається на висушування вологого матеріалу.

Для визначення раціональних параметрів процесу фільтраційного сушіння сірникової соломки важливо визначити коефіцієнти тепло- та масовіддачі та їхню залежність від швидкості руху та температури теплового агенту. Оскільки від інтенсивності тепло- та масообміну буде залежати тривалість сушіння та витрати на енергоресурси.

Експериментальні дослідження проводили на установці фільтраційного сушіння в стаціонарному шарі, будову та принцип роботи якої наведено в розділі 2.2. Дослідження та узагальнення тепло- та масообміну під час фільтраційного сушіння проводили згідно з апробованими методиками описаними в розділі 2.2, 2.3.

#### 4.1. Результати експериментальних досліджень зовнішнього теплообміну між сірниковою соломкою та тепловим агентом та їх узагальнення

Метою дослідження є визначення коефіцієнтів тепловіддачі від теплового агента до висушеної сірникової соломки в процесі фільтраційного сушіння, визначення впливу швидкості теплового агента на ефективність теплообміну та одержання напівемпіричних залежностей для опису процесу.

Проведено експериментальні дослідження зміни температури під перфорованою перегородкою за різних швидкостей теплового агента (0,18, 0,21, 0,23, 0,26, 0,29 м/с)

Значення температури теплового агента на виході з шару сірникової соломки за різних швидкостей показано на рис. 4.1.

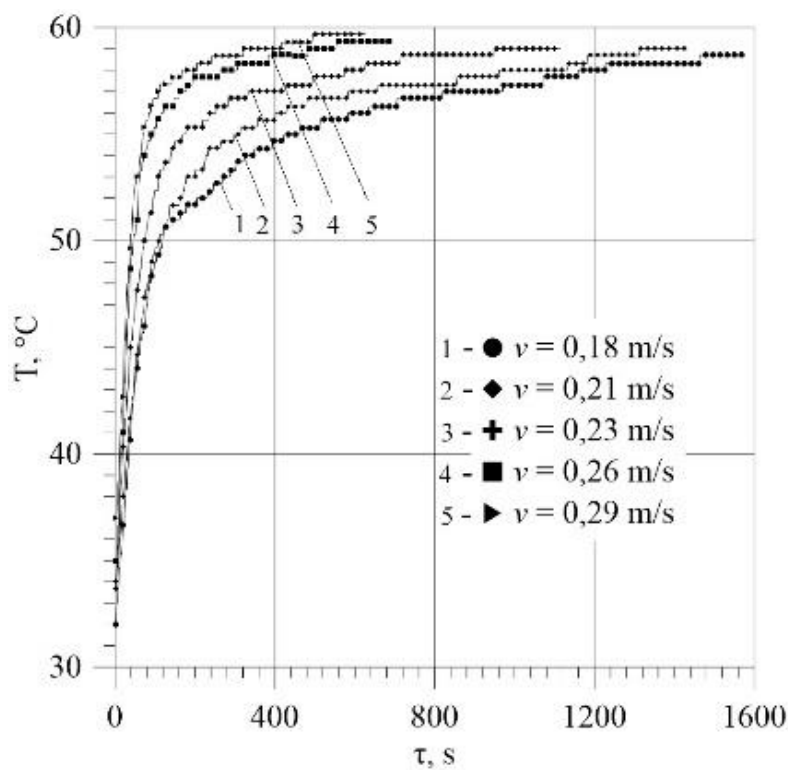


Рис 4.1. Зміна температури теплового агента на виході із шару сухої сірникової соломки за різних значень фіктивної швидкості

Аналіз рисунку показує що зі збільшенням швидкості руху теплового агента крізь шар сірникової соломки температура на виході з циліндра збільшується

швидше. За швидкості теплового агента 0,18 м/с температура 58,7°C досягається за 1463 с, а за швидкості 0,29 м/с за 243 с. Отже, зі збільшенням швидкості руху теплового агента в 1,6 разів температура 58,7°C встановлюється на виході швидше в 6 разів. Температура 59,7°C за швидкості 0,29 м/с досягається за 495 с, натомість за швидкості 0,18 м/с такої температури в ході експериментальних досліджень не досягнуто.

Зменшення часу досягнення температури на виході з контейнера зумовлено збільшенням швидкості, оскільки за одиницю часу в матеріал вноситься більша кількість тепла, що призводить до зростання коефіцієнтів тепловіддачі.

На основі визначених коефіцієнтів тепловіддачі  $\alpha$  для різних швидкостей руху теплового агента крізь шар матеріалу за залежністю (2.22) побудовано залежність  $\alpha = f(v)$ . Одержані дані апроксимовано прямою лінією.

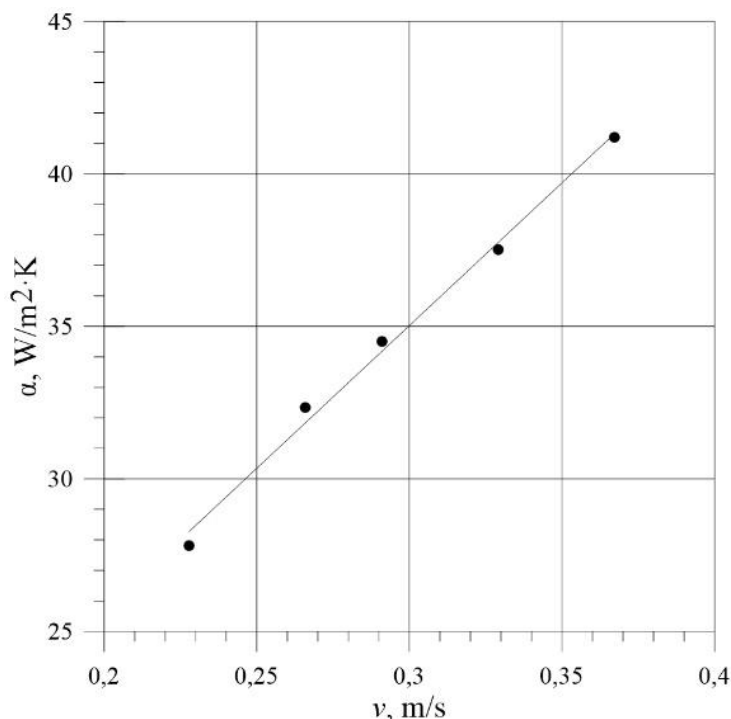


Рис. 4.2. Залежність коефіцієнта тепловіддачі  $\alpha$  від дійсної швидкості руху теплового агента крізь шар сірникової соломки

Одержані коефіцієнти тепловіддачі показують середні значення для всього шару, оскільки тепловий агент рухається крізь криволінійні канали, сформовані частинками. Внаслідок нерівномірного розташування частинок сірникової соломки

поперечний переріз шару матеріалу змінюється по висоті. Це спричиняє багаторазову зміну швидкості теплового агента біля поверхні частинок. Отже, локальний коефіцієнт тепловіддачі також постійно змінюється.

На основі отриманих значень визначено критерії Рейнольдса, Нуссельта та Прандля та побудовано залежність  $Nu/Pr^{0.33} = f(Re_e)$  в логарифмічній системі координат (рис 4.3).

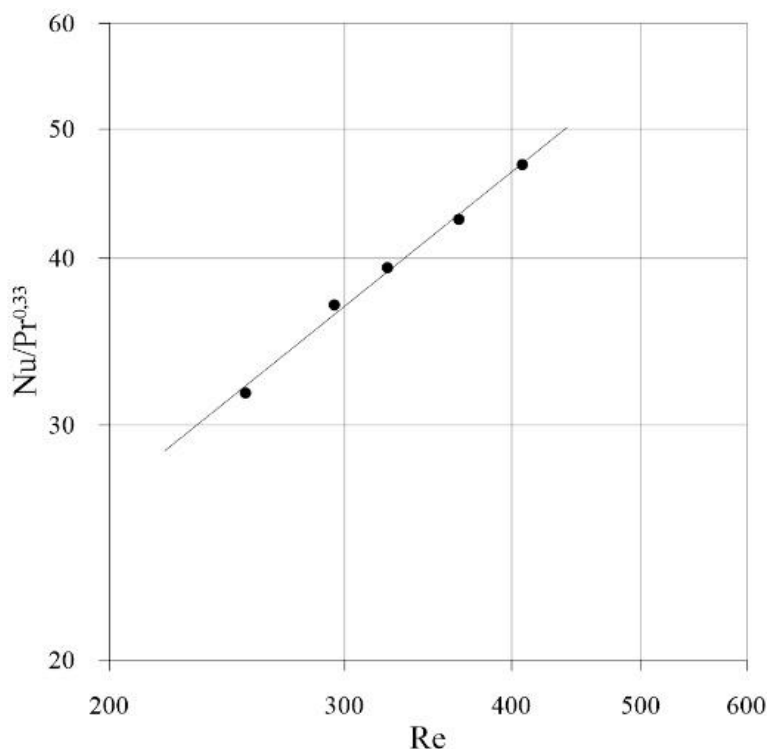


Рис. 4.3. Узагальнення експериментального визначення коефіцієнтів тепловіддачі  $\alpha$  в шарі сухого матеріалу

Апроксимували одержану залежність степеневою функцією визначено, що коефіцієнт А становить 0,385, а показник степеню  $n = 0,8$ . Отже рівняння (2.24) набуває вигляду:

$$Nu = 0,385 \cdot Re_e^{0,8} \cdot Pr^{0,33} \quad (4.1)$$

А рівняння для теоретичного визначення коефіцієнта тепловіддачі можна записати як:

$$\alpha_T = 0,385 \cdot \left(\frac{v \cdot d_e}{\nu}\right)^{0,8} \cdot \left(\frac{\nu}{a}\right)^{0,33} \cdot \frac{\lambda}{d_e} \quad (4.2)$$

Отримане рівняння дає змогу теоретично визначити коефіцієнт тепловіддачі під час фільтраційного сушіння сірникової соломки з достатньою точністю в діапазоні значень критерію Рейнольдса  $200 \leq Re \leq 500$ . Це необхідно для подальшого визначення витрат теплової енергії.

На рис. 4.4 зображено кореляційну залежність між теоретичними та експериментальними значеннями коефіцієнта тепловіддачі.

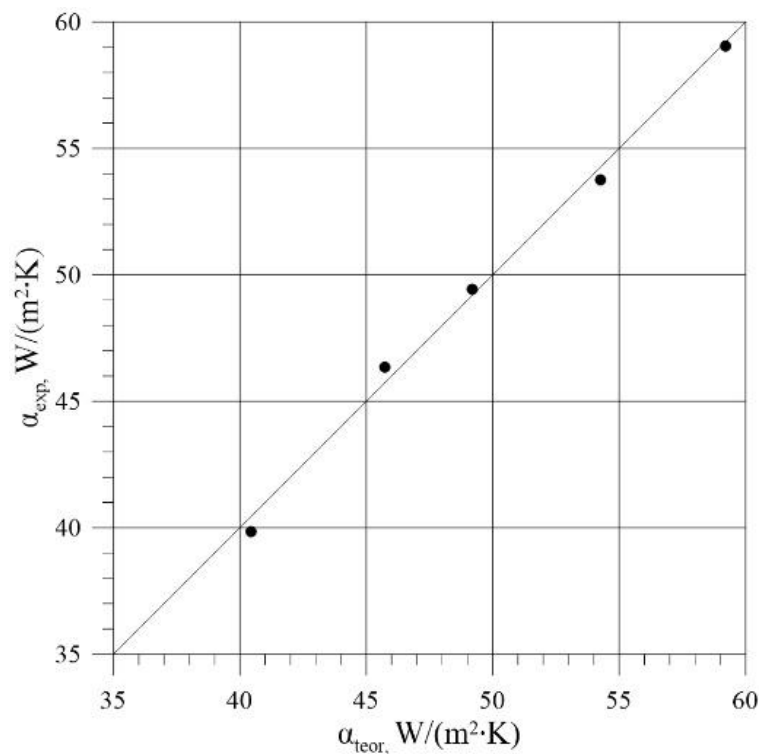


Рис 4.4. Кореляційна залежність між теоретичними та експериментальними значеннями коефіцієнта тепловіддачі

Максимальна відносна похибка становить 7%, що є прийнятним для проектних розрахунків.

## Вологий теплообмін

На основі даних одержаних під час експериментальних досліджень, використовуючи рівняння (2.30) визначено коефіцієнти тепловіддачі від теплового агенту до вологого шару сірникової соломки. Дані усереднені по шару вологого матеріалу, оскільки сушильний агент фільтрується по криволінійних каналах, що спричиняє зміну локальних коефіцієнтів. Графічну залежність коефіцієнтів тепловіддачі від швидкості руху сушильного агента зображено на рис. 4.5.

Експериментальні значення коефіцієнтів тепловіддачі апроксимовано лінійною залежністю. Зі збільшенням швидкості руху сушильного агента теплообмін покращується, оскільки збільшується кількість теплоти, яка передається від сушильного агента до вологого матеріалу.

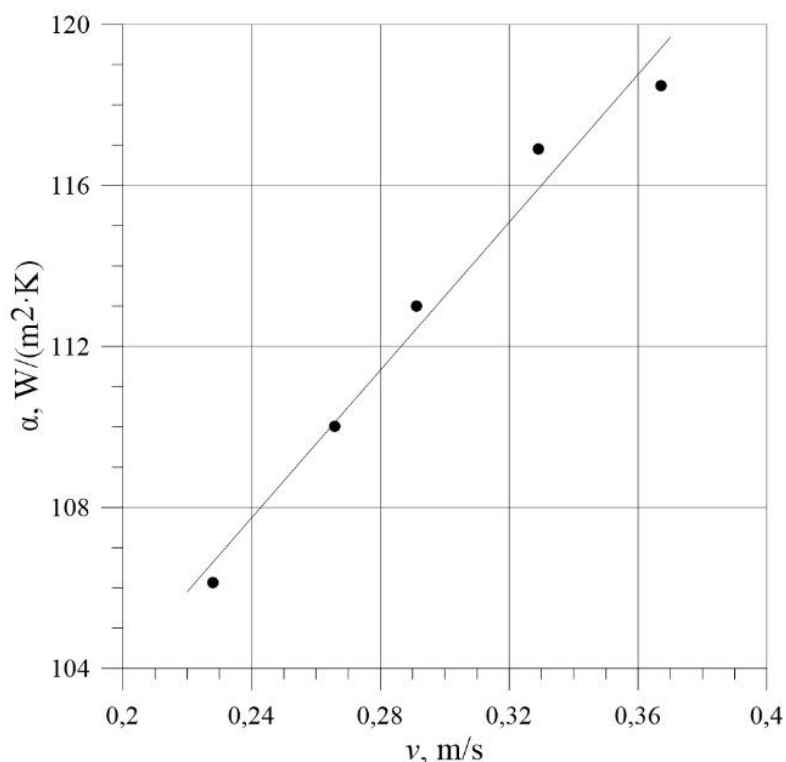


Рис. 4.5. Залежність коефіцієнта тепловіддачі  $\alpha$  від дійсної швидкості руху сушильного агента для вологого шару сірникової соломки

Для узагальнення результатів експериментальних досліджень зовнішнього теплообміну під час сушіння сірникової соломки використано критеріальну залежність (2.24).

Для визначення невідомих показника степеню  $n$  та коефіцієнта  $A$  залежність (2.24) подано в логарифмічній системі координат на рис. 4.6.

Оскільки фізичні параметри сушильного агента змінювались у вузькому діапазоні згідно з рекомендаціями [46] прийнято, що  $Nu \sim Pr^{0.33}$ . Тобто показник степеню  $n = 0.33$ .

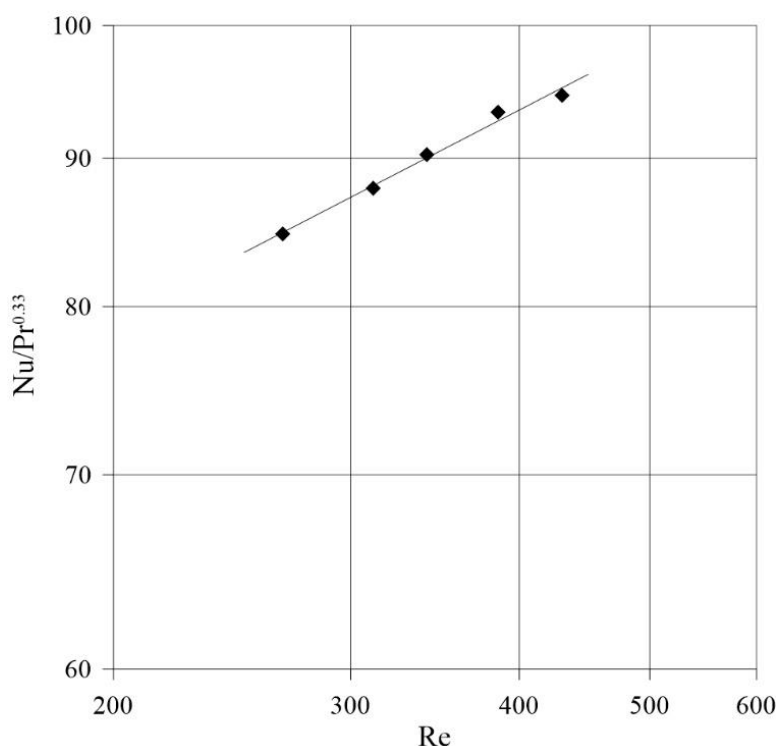


Рис. 4.6. Залежність  $Nu/Pr^{0.33}$  від критерію Рейнольдса  $Re$

З графічної залежності (рис 4.6.) визначено, що для зовнішнього теплообміну під час фільтраційного сушіння вологої сірникової соломки коефіцієнт  $A = 22,12$ , а показник степеню  $m = 0,24$

Отже, залежність (2.24) можна подати у вигляді:

$$Nu = 22,12 \cdot Re_e^{0,24} \cdot Pr^{0,33}. \quad (4.3)$$

Максимальна відносна похибка між теоретично розрахованими значеннями коефіцієнтів тепловіддачі та визначеними на основі експериментальних даних не перевищує 6,24%.

На рис. 4.10 зображено кореляційну залежність між теоретично та експериментально визначеними значеннями коефіцієнтів тепловіддачі.

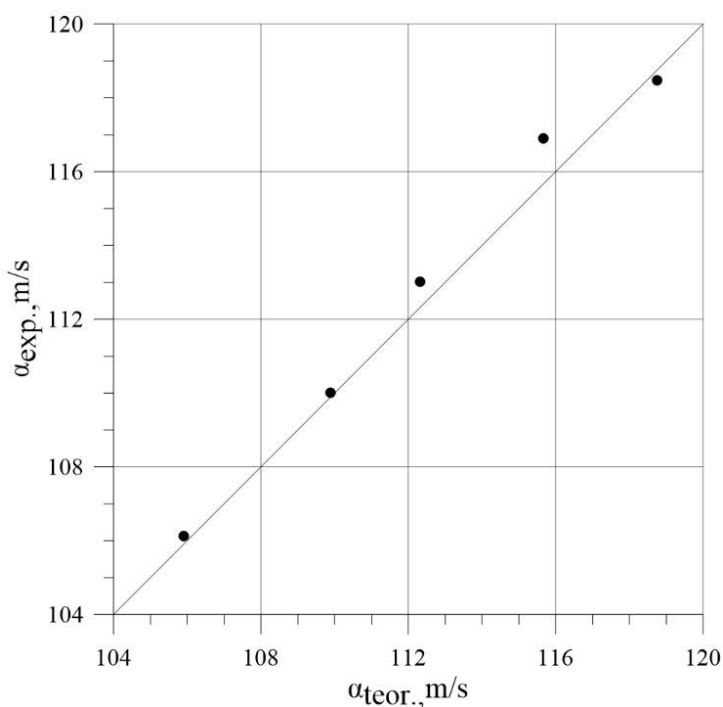


Рис. 4.11. Кореляційна залежність між теоретично та експериментально визначеними значеннями коефіцієнтів тепловіддачі для вологої сірникової СОЛОМКИ

#### 4.2. Результати експериментальних досліджень масообміну між вологою сірниковою соломкою та тепловим агентом та їх узагальнення

Метою розділу є дослідження масообміну між тепловим агентом та вологим матеріалом в процесі фільтраційного сушіння, визначення впливу швидкості

теплого агента на ефективність масообміну та одержання напівемпіричних залежностей для опису процесу.

Коефіцієнти масовіддачі  $\beta$  для вологої сірникової соломки за різної швидкості сушильного агента визначені на основі залежності (2.31) та наведені на рис. 4.7. Коефіцієнти масовіддачі зростають лінійно зі збільшенням швидкості сушильного агента.

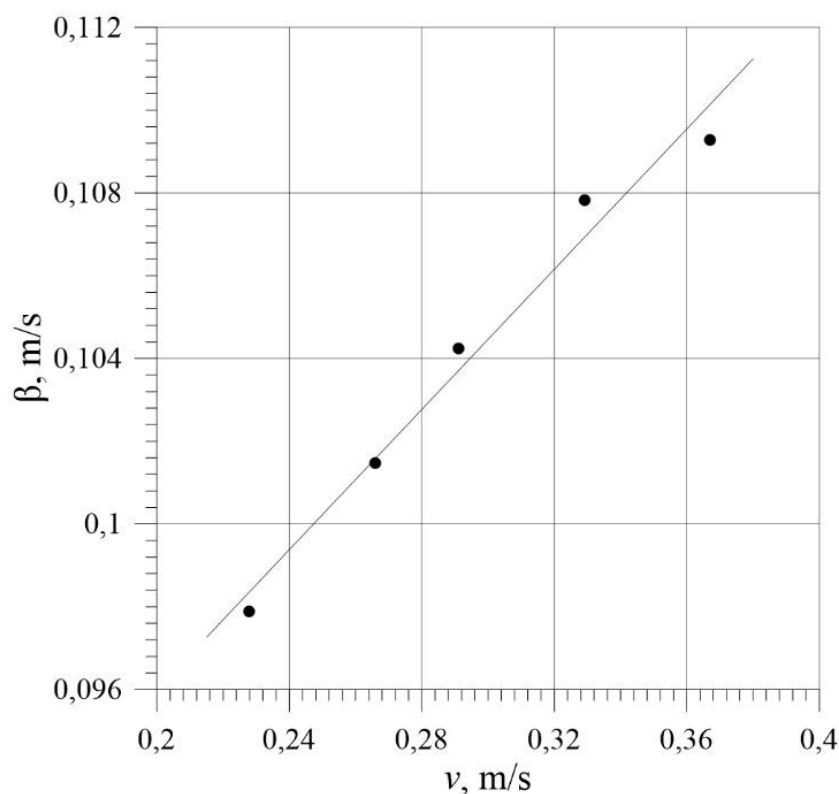


Рис. 4.7. Залежність коефіцієнта масовіддачі  $\beta$  від дійсної швидкості сушильного агента

Для узагальнення зовнішнього масообміну під час фільтраційного сушіння сірникової соломки використано критеріальну залежність (2.32).

Невідомі коефіцієнт  $A$  та показник степеню  $m$  визначено з графічної залежності (рис 4.8) в логарифмічній системі координат:  $A = 22,57$ ,  $m = 0.24$ . Оскільки фізичні параметри сушильного агента змінювались у вузькому діапазоні згідно з рекомендаціями [46] прийнято, що  $Sh \sim Sc^{0.33}$ . Тобто показник степеню  $n = 0.33$ .

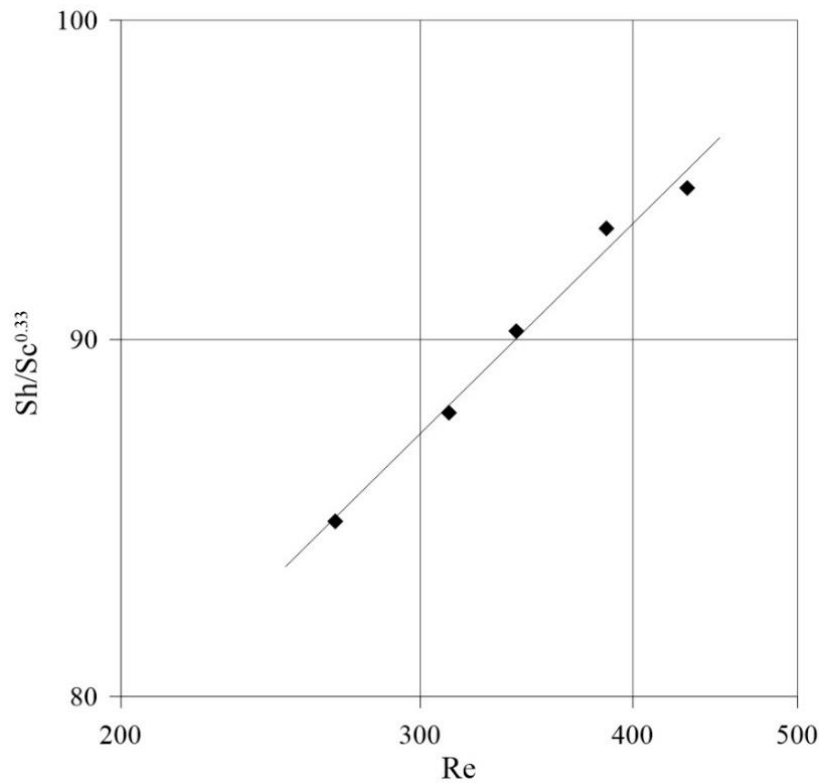


Рис. 4.8. Залежність  $Sh/Sc^{0.33}$  від критерію Рейнольдса  $Re$

Отже, критеріальну залежність (2.32) можна подати у вигляді:

$$Sh = 22,57 \cdot Re_e^{0.24} \cdot Sc^{0.33}. \quad (4.4)$$

На рис. 4.9 показано залежності  $Nu/Pr^{0.33}$  та  $Sh/Sc^{0.33}$  від критерію Рейнольдса для вологої сірникової соломки. Дані для залежності  $Nu/Pr^{0.33}$  від Рейнольдса отримані в розділі 4.1.

Як показує аналіз одержаних результатів критеріальні комплекси  $Nu/Pr^{0.33}$  та  $Sh/Sc^{0.33}$  для однакових значень критерію Рейнольдса співпадають з похибкою 1,03%. Це вказує на подібність цих процесів та однаковий вплив гідродинаміки, не зважаючи на різну природу тепло- та масообміну.

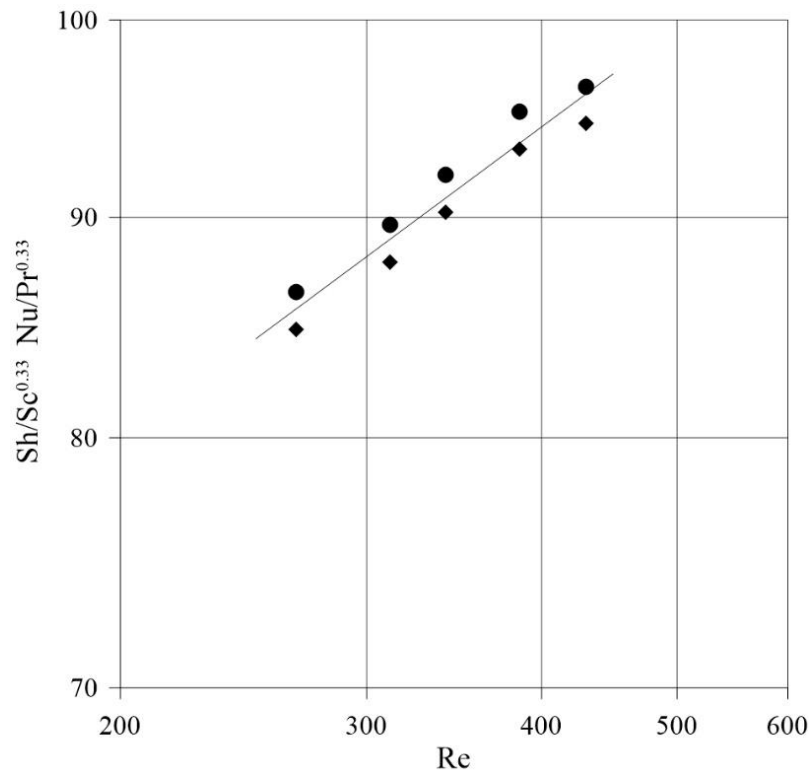


Рис. 4.9. Залежність  $Nu/Pr^{0.33}$  та  $Sh/Sc^{0.33}$  від критерію Рейнольдса

Для встановлення подібності прирівняємо одержані комплекси:

$$\frac{Nu}{Pr^{0.33}} = \frac{Sh}{Sc^{0.33}} \quad (4.5)$$

Підставивши залежності для визначення критеріїв Нусельта, Прандля, Шервуда та Шмідта та виконавши математичні перетворення отримуємо рівняння:

$$\frac{\alpha}{c \cdot \rho} = \beta \cdot \left(\frac{a}{D}\right)^{0.67} \quad (4.6)$$

З даної залежності можна визначити коефіцієнт масовіддачі на основі відомого коефіцієнта тепловіддачі:

$$\beta = \frac{\alpha}{c \cdot \rho} \cdot Le^{\frac{2}{3}} \quad (4.7)$$

Отримані кінетичні залежності дають можливість визначити коефіцієнти масовіддачі під час фільтраційного сушіння сірникової соломки в стаціонарному шарі матеріалу в діапазоні значень критерію Рейнольдса  $200 \leq Re \leq 500$ .

Максимальна відносна похибка між теоретично розрахованими значеннями коефіцієнтів масовіддачі та визначеними на основі експериментальних даних не перевищує 7,14%. Це дає можливість визначити ці коефіцієнти з достатньою точністю для практичних розрахунків технологічного процесу фільтраційного висушування вологої сірникової соломки.

На рис. 4.10 зображено кореляційну залежність між теоретично та експериментально визначеними значеннями коефіцієнтів масовіддачі.

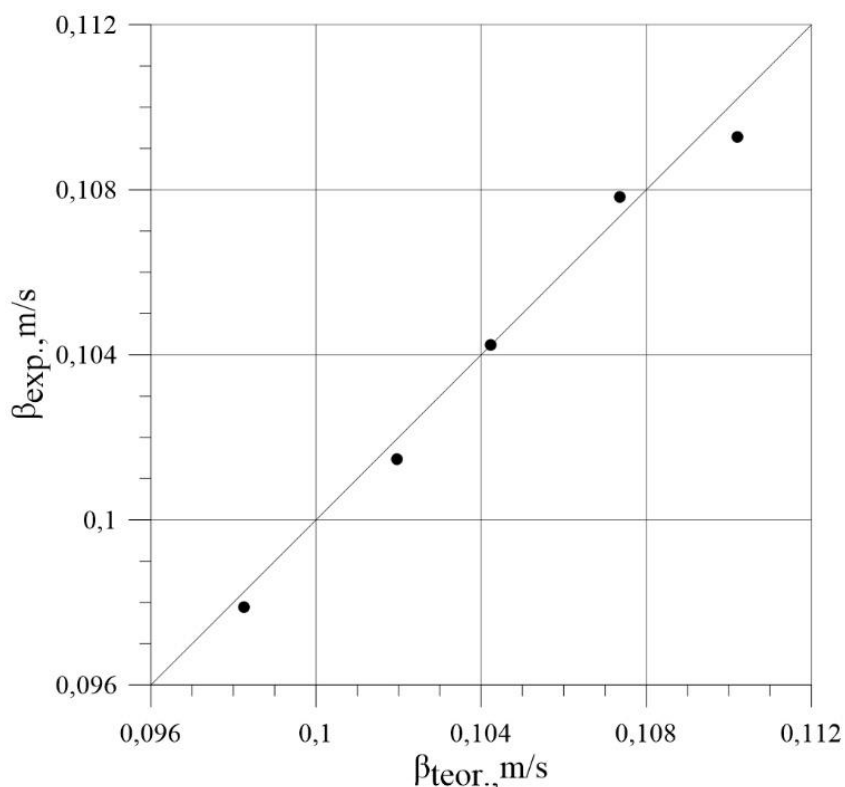


Рис. 4.10. Кореляційна залежність між теоретично та експериментально визначеними значеннями коефіцієнтів масовіддачі для вологої сірникової соломки

### 4.3. Результати експериментальних досліджень внутрішньодифузійних процесів фільтраційного сушіння сірникової соломки та їх узагальнення

Значні теплові витрати на сушіння обумовлені переміщенням вологи з внутрішніх шарів матеріалу до його поверхні. Цей процес включає енерговитрати на десорбцію молекул води з целюлозних волокон, а також їх транспортування до поверхні розділу фаз за рахунок молекулярної дифузії. Волога в сірниковій соломці є переважно зв'язаною і знаходиться у порах та мікрокапілярах. Тому процес сушіння значною мірою залежить від інтенсивності дифузії вологи з внутрішньої частини матеріалу до його поверхні.

Таким чином, важливою частиною дослідження фільтраційного сушіння сірникової соломки є визначення коефіцієнтів внутрішньої дифузії. Коефіцієнт дифузії не залежить від гідродинаміки теплового агента, а залежить лише від температури. Отже, необхідно дослідити вплив температури на дифузію та отримати залежності для визначення коефіцієнтів дифузії за різних температур.

На основі експериментальних даних побудовано залежність вологовмісту від часу сушіння  $w^c = f(\tau)$  на рис. 4.12.

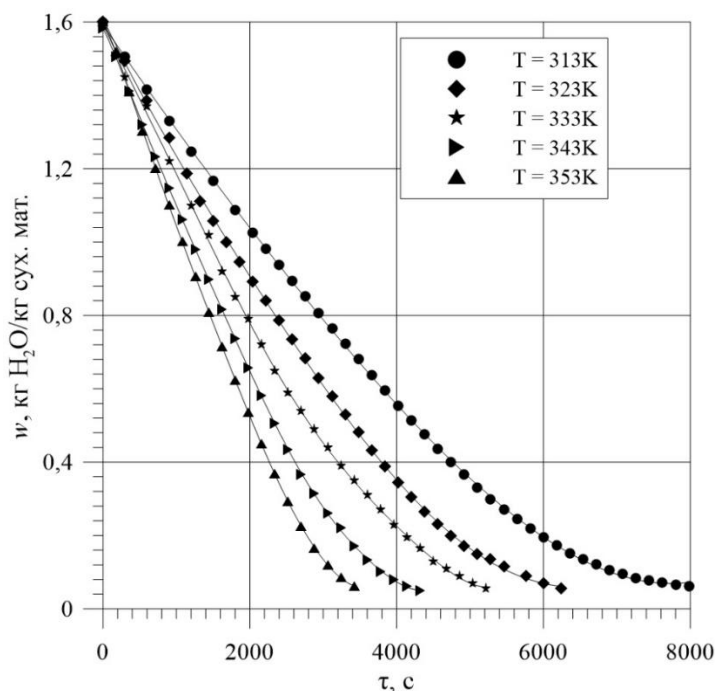


Рис. 4.12. Графічна залежність вологовмісту від часу сушіння сірникової соломки за різної температури теплового агента

Як показує аналіз рисунку 4.12 зі збільшенням температури сушіння відбувається інтенсивніше, а тривалість сушіння зменшується. Це пояснюється збільшенням сушильного потенціалу теплового агенту, що пришвидшує сушіння в періоді повного насичення вологою та збільшенням швидкості дифузії вологи в матеріалі, що важливо для періоду часткового насичення вологою.

На основі одержаних значень вологовмісту визначено коефіцієнт  $A^*$  та побудовано залежність  $A^* = f(\tau)$ , яка зображена на рис 4.13. Аналіз рисунку показує, що залежність має лінійний характер, отже значення коефіцієнта внутрішньої дифузії можна визначити за допомогою апроксимації даних лінійною функцією за тангенсом кута нахилу прямої.

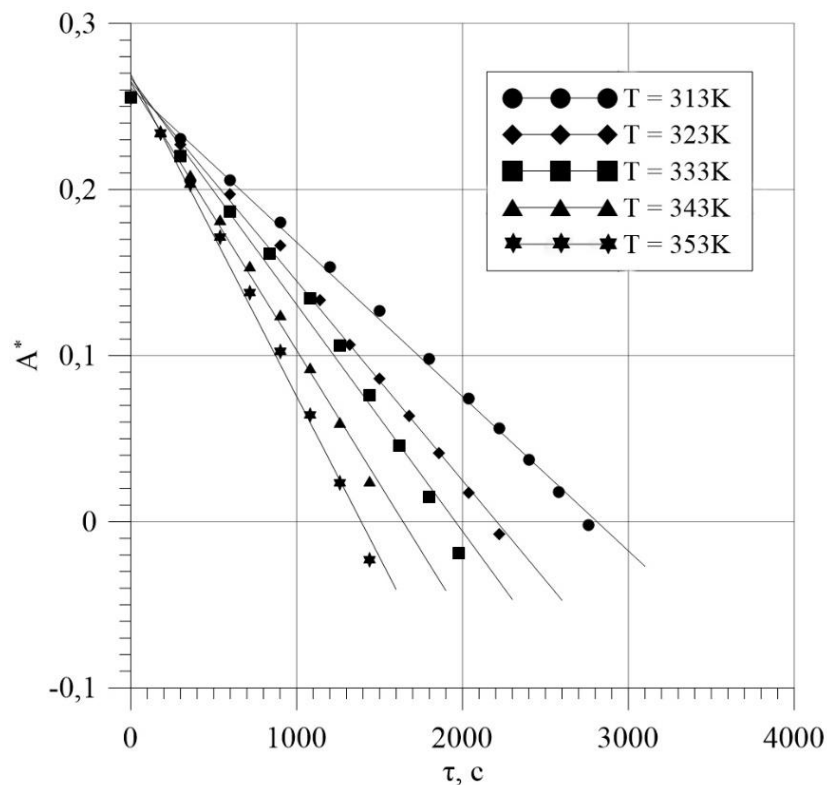


Рис. 4.13 Графічна залежність  $A^*$  від часу сушіння сірникової соломки

В таблиці 4.1. наведено значення коефіцієнта дифузії в сірниковій соломці в межах 393 – 353K.

Значення коефіцієнта дифузії для сірникової соломки за різних температур

T, K	293	313	323	333	343	353
$D_w^* \cdot 10^{11}, \text{m}^2/\text{c}$	2,84	6,02	7,78	8,84	10,42	12,55

Як видно з таблиці 4.1, зі збільшенням температури збільшується коефіцієнт внутрішньої дифузії. Зростання температури теплового агента спричиняє збільшення температури в середині сірникової соломки, що сприяє збільшенню швидкості руху молекул вологи в матеріалі. На рис. 4.14. показано графічну залежність коефіцієнту внутрішньої дифузії від температури.

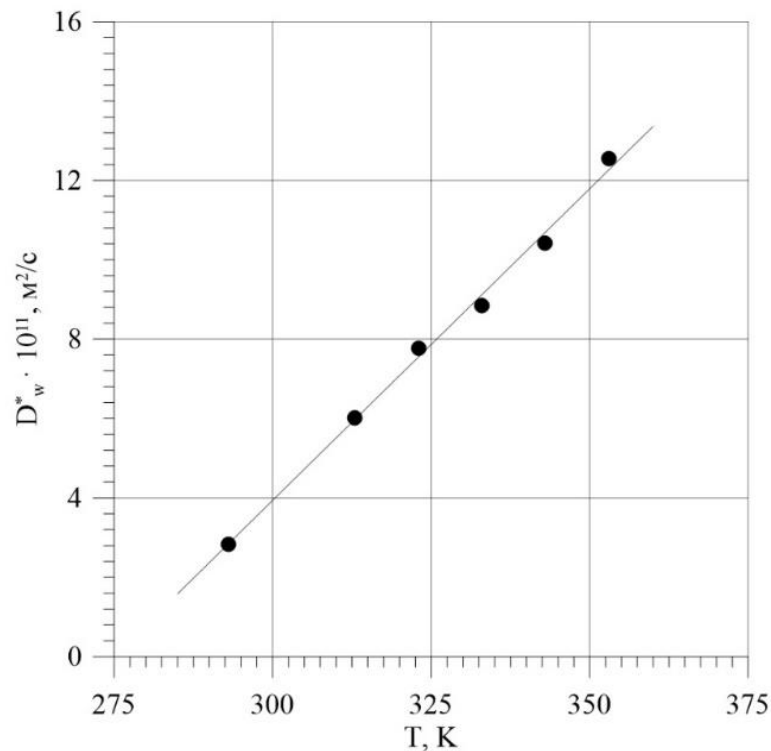


Рис 4.14. Графічна залежність коефіцієнта внутрішньої дифузії від температури теплового агента

З рис. 4.14. зрозуміло, що залежність  $D_w = f(T)$  має лінійний характер, тому її можна апроксимувати як:

$$D_w^t = D_w^{293} + 1,55 \cdot 10^{-12} \cdot (T - 293) \quad (4.8)$$

Одержана розрахункова залежність (4.8) дає можливість теоретично визначити коефіцієнт внутрішньої дифузії для сірникової соломки в межах температур 293-353К.

Максимальна похибка між експериментальними даними та теоретично розрахованими значеннями коефіцієнтів внутрішньої дифузії для сірникової соломки не перевищує 3,8%. На рис. 4.15. зображено кореляційну залежність між теоретично та експериментально визначеними значеннями коефіцієнтів дифузії.

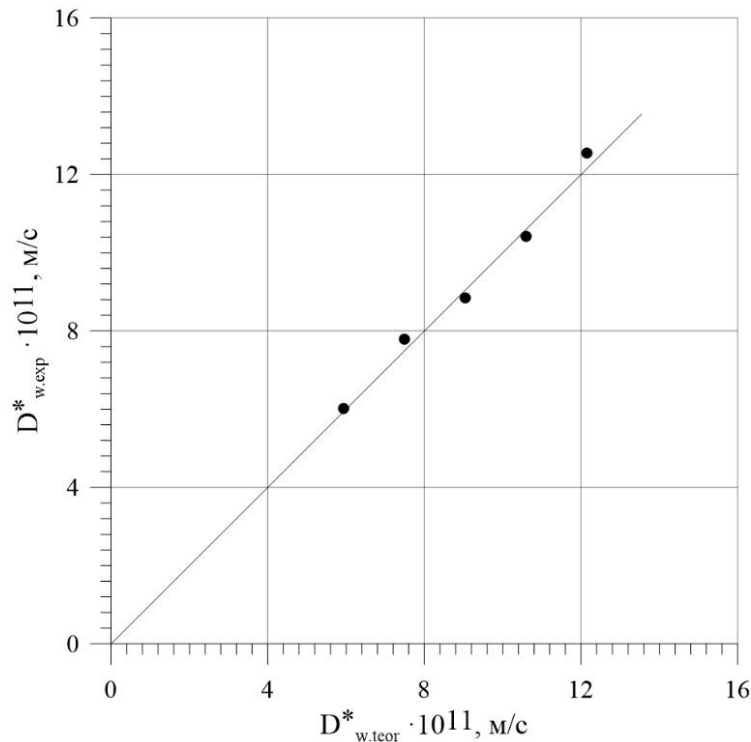


Рис. 4.15. Кореляційна залежність між теоретично та експериментально визначеними значеннями коефіцієнтів тепловіддачі для вологої сірникової СОЛОМКИ

### Висновки до четвертого розділу

1. На основі експериментальних даних встановлено значення коефіцієнтів тепловіддачі для сухої та вологої сірникової соломки в межах значень критерію Рейнольдса  $200 \leq Re \leq 500$ . Визначені коефіцієнти описано критеріальними рівняннями (4.1) та (4.3).

2. Для теоретичного визначення коефіцієнтів тепловіддачі від теплового агенту до сухого матеріалу запропоновано залежність (4.2). Максимальна відносна похибка між експериментально та теоретично визначеними коефіцієнтами тепловіддачі не перевищує 7 %, що є прийнятним для проектних розрахунків.
3. Визначено коефіцієнти масовіддачі від вологого матеріалу до теплового агента під час фільтраційного сушіння сірникової соломки в заданому діапазоні значень критерію Рейнольдса  $200 \leq Re \leq 500$ . Результати узагальнено критеріальним рівнянням (4.4). Відносна похибка між експериментальними та теоретично одержаними значеннями не перевищує 7,14%.
4. Визначено коефіцієнти внутрішньої дифузії в температурному діапазоні 293-353К. Встановлено, що зі зростанням температури теплового агента коефіцієнт дифузії збільшується. Отримано лінійну залежність (4.8), яка дає змогу визначати коефіцієнт дифузії під час фільтраційного сушіння сірникової соломки. Залежність демонструє високу збіжність з експериментальними даними в температурному діапазоні 293-353К. Максимальна похибка не перевищує 3,8%.

## РОЗДІЛ 5

### АПАРАТУРНЕ ОФОРМЛЕННЯ РОЗРОБЛЕНИХ СПОСОБІВ СУШІННЯ СІРНИКОВОЇ СОЛОМКИ

#### 5.1. Технологічні схеми виробництва сірників

Виробництво сірників є складним енергоємним процесом, починаючи від постачання деревини та закінчуючи контролем якості, безпеки та надійності готової продукції. Найбільш проблемним з точки зору енергозбереження, технологічного та конструктивного вирішення є процес сушіння сірникової соломки. Належним чином організований такий процес є запорукою міцності самого сірника, а також стабільності та пожежної безпеки запальної суміші головки сірника.

Основні етапи виробництва сірників.

1. Вибір сировини. Сировиною для виготовлення сірникової соломки є осика. Це дерево є м'яким, легким в обробці, з прямим волокном, що швидко згорає. З нього добре лушиться шпон.

2. Луцення, нарізка. З колоди осики нарізають листи шпону, які, в свою чергу розрізають на соломку.

3. Просочування. Соломку занурюють у розчин фосфату амонію. Це запобігає тління деревини після того, як полум'я згасне.

4. Сушіння. Процес сушіння відбувається за трьох температурних режимів в тунельній сушарці.

5. Шліфування та калібрування. Для таких процесів використовуються шестигранні барабани, в яких соломка постійно переміщується. Це очищує соломку від дрібних скалок та кристалів хімікатів, роблячи поверхню гладенькою.

6. Процес вставлення сірникової соломки в отвори рухомих перфорованих пластин, відомих як сірникові рейки.

7. Занурення в парафін для займистості сірника.
8. Занурення головок в запальовальну суміш.
9. Обдув теплим повітрям або природне висушування.
9. Пакування.

Типова технологічна схема виробничого процесу сірників (рис. 5.1).

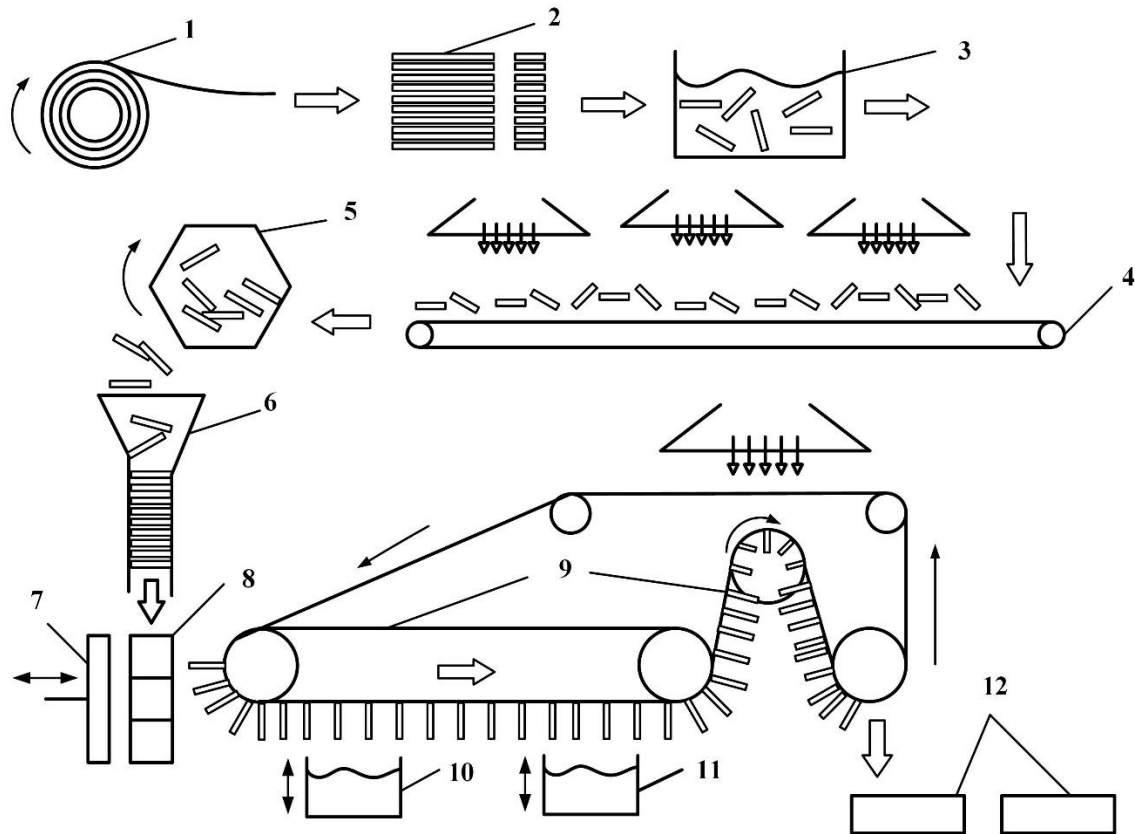


Рис. 5.1. Типова технологічна схема виробництва сірників:

- 1 – колода осики, з якої лушиться шпон; 2 – машина для нарізання шпону на сірникову соломку; 3 – контейнер з розчином фосфату амонію; 4 – тунельна сушарка; 5 – обертовий шестигранний барабан; 6 – V-подібний бункер; 7 – плунжер; 8 – матриця; 9 – перфорована сірникова стрічка; 10 – ємність з парафіном; 11 – ємність з запальною сумішшю; 12 – машина пакування

Типова технологічна схема працює наступним чином. Колоди осики 1 замочують в теплій воді, щоб вона краще піддавалась обробці та її вологість вирівнялась по всій товщині деревини, потім розрізають колоду на заготовки довжиною 0,65 м, ставлять на конвеєр, де знімається кора. Далі лушать шпон

товщиною 2,3 мм та довжиною 3 метри на токарному верстаті. Листи шпону потрапляють в машину 2 для нарізання з них тонких паралелепіпедів. Подрібнювач має багато гострих лез, які розрізають стос, виробляючи до 1000 сірникових паличок за один удар. Таким чином отримується сірникова соломка з усередненим розміром 2,2x2,3x41 мм. Нарізана сірникова соломка просіюється крізь перфоровані пластини від браку та крихти та надходить в контейнер 3 з розчином фосфату амонію. Замочування сірникової соломки в такому розчині запобігає тлінню деревини після того, як полум'я згасає. Вологість сірникової соломки до просочування складає 40 – 50%, а після просочування – 60 – 65%.

Далі соломку висушують до вологості менше 6% в тунельній сушарці 4. Сірники висушують у стаціонарному шарі висотою 15 см. Сушіння відбувається в трьох зонах. Перша зона має температуру 80 – 90°C, друга – 90 – 100°C і третя знову 80 – 90°C. Сушіння триває до 45 хвилин.

Висушена сірникова соломка надходить в обертовий шестигранний барабан 5. В процесі обертання в барабані 5, сірникова соломка полірується, очищується від скалок та кристалізованих хімічних речовин. Відполірована сірникова соломка направляється у V-подібний завантажувальний бункер 6 для її впорядкованого горизонтального розміщення. Далі, соломку подають в матрицю 8, в якій вона вирівнюється з отворами перфорованої стрічки 9. Плунжери 7 проштовхують сірникову соломку в отвори по всій ширині повільно рухомої стрічки 9. Типова стрічка представляє собою перфорований металевий лист з отворами та може мати 50 – 100 отворів, розташованих по всій її ширині. Соломка, яка не входить щільно в отвори, падає у зону уловлювання під стрічкою 9 і повертаються назад у бункер.

Перфорована стрічка 9 утримує сірники у вертикальному положенні і рухається у напрямку ємності 10 з гарячим парафіном. На певний час ємність 10 піднімається та сірникова соломка занурюється в парафін. Після виходу з парафіну соломку залишають висихати.

Далі сірники розміщуються над лотком, наповненим рідким розчином хімічних речовин 10, що містяться в головках сірників. Потім лоток за короткий проміжок часу піднімають, щоб занурити кінці сірників у розчин. Одночасно

покривається кілька тисяч сірників. Цей цикл повторюється, коли наступна партія сірників займає своє місце. Після покриття голівок сірників їх необхідно дуже повільно висушити, інакше вони не будуть добре запалюватися. Перфорована стрічка 9 кілька разів рухається вгору і вниз, поки сірники висихають.

### ***Пакування сірників***

Після висихання сірників перфорована стрічка 9 переміщує їх до машини пакування 12, де багатозубчасте колесо виштовхує готові сірники з отворів у стрічці. Сірники падають у бункери, які відміряють необхідну кількість сірників для кожної коробки. Сірники висипають з бункерів у внутрішні частини картонних сірникових коробок, які рухаються по конвеєрній стрічці, розташованій під бункерами. Одночасно можна заповнити десять або більше коробок.

Технологічна схема виробничого процесу сірників, що зображена на рис. 5.1 має ряд недоліків. В тунельну сушарку 4 завантажуються хаотично шар сірnikової соломки висотою 150 мм. Тепловий агент рухається вздовж стрічки тунельної сушарки, контактуючи переважно з верхнім шаром матеріалу. Таке хаотичне розміщення сірnikової соломки та рух теплового агента вздовж стрічки призводить до нерівномірності сушіння, значного часу досягнення сірnikовою соломкою кінцевого вологовмісту та, як наслідок збільшення енергозатрат на процес. Рух теплового агента вздовж стрічки призводить до перегріву поверхні шару матеріалу, також нижні шари сірnikової соломки можуть не досягати необхідної кінцевої вологості. Такі фактори призводять до погіршення якості готового продукту, спричиняють їх ламкість та крихкість.

Для модернізації технології виготовлення сірників в роботі запропоновано два варіанти.

**Перший варіант:** заміна конвективної тунельної сушарки на установку фільтраційного сушіння. В такій установці тепловий агент профільтровується крізь насипний шар сірnikової соломки за допомогою розрідження, яке створюється під стрічкою сушарки 4 (рис. 5.1). Такий метод дає змогу більш рівномірно просушувати матеріал за рахунок збільшення поверхні контакту фаз, що приводить

до зменшення часу сушіння. І зменшення часу, і раціональний вибір температурних режимів сприятиме енергозбереженню в процесі виробництва сірників.

**Другий варіант:** модернізація типової технологічної схеми виробничого процесу сірників в цілому. Модернізована технологічна схема виробничого процесу сірників, зображена на рис. 5.2.

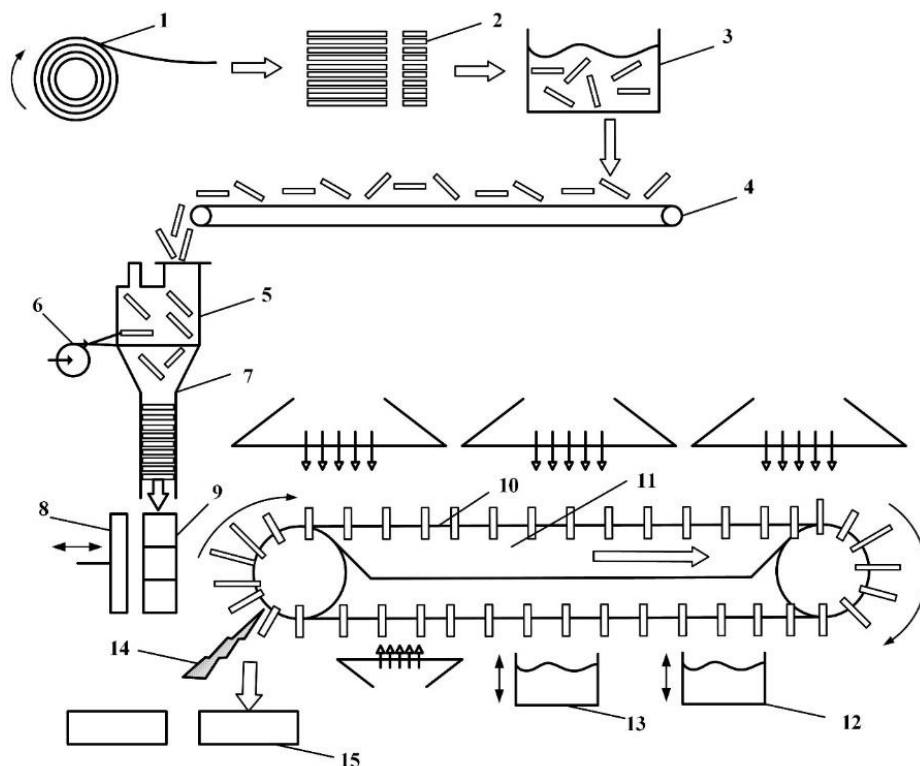


Рис. 5.2. Модернізована технологічна схема виробництва сірників:

- 1 – колода осики, з якої лушиться шпон; 2 – машина для нарізання шпону на сірникову соломку; 3 – контейнер з розчином фосфату амонію; 4 – транспортер;
- 5 – установка киплячого шару; 6 – вентилятор; 7 – V-подібний бункер;
- 8 – плунжер; 9 – матриця; 10 – перфорована сірникова стрічка; 11 – камера розрідження; 12 – ємність з парафіном; 13 – ємність з запальною сумішшю;
- 14 – пристрій для виштовхування готових сірників з отворів стрічки;
- 15 – машина пакування

Модернізована технологічна схема працює наступним чином. Процеси замочування колод осики, їх подальше розрізання, луцення шпону, нарізання

сірникової соломки, просіювання, замочування сірникової соломки в розчині фосфату амонію відбуваються аналогічним чином (позиції 1 – 3 рис. 5.2), як і в технології, схема якої зображена на рис. 5.1.

Просочена розчином фосфату амонію сірникова соломка транспортером 4 подається в установку киплячого шару 5 (рис. 5.2). Повітря з навколишнього середовища подається вентилятором 6 знизу вверх висотою установки 5. Таким чином, в установці 5 сірникова соломка переходить у зважений стан, де полірується, очищується від скалок та кристалізованих хімічних речовин. Далі, аналогічно до технології, схема якої зображена на рис. 5.1, відполірована сірникова соломка направляється у V-подібний завантажувальний бункер 7 (рис. 5.2) для її впорядкованого горизонтального розміщення. Далі, соломка складається в матрицю 9, в якій впорядковується з отворами перфорованої стрічки 10. Плунжери 8 проштовхують сірникову соломку в отвори по всій ширині повільно рухомої стрічки 10. Відмінність стрічки 10 (рис. 5.2.) від стрічки 9 (рис. 5.1) полягає в тому, що перша виконана у вигляді сітки з дроту, через яку профільтровується тепловий агент.

Профільтровування теплового агенту крізь стрічку 10 відбувається за допомогою розрідження, створеного в камері розрідження 11 (рис. 5.2). Сушіння відбувається в трьох зонах. Перша зона має температуру 60°C, друга – 70°C і третя знову 60°C. Такі температурні режими встановлені в РОЗДІЛІ 3.

Після сушіння відбуваються процеси занурення сірникової соломки в ємність з парафіном 12 та занурення головок сірників в ємність із запальною сумішшю 13. Далі пристрій для виштовхування сірників з отворів стрічки 14 подає готові сірники на машину пакування 15 (рис. 5.2.). Усі процеси після сушіння відбуваються за рахунок переміщення тої самої стрічки у вигляді сітки, на якій сірникова соломка піддавалась фільтраційному сушінню.

Модернізована технологічна схема виробництва сірників (рис. 5.2.) має ряд переваг. Для полірування, очищення від скалок та кристалізованих хімічних речовин сірникової соломки використовують установку киплячого шару 5 (рис. 5.2). Така установка є більш компактною, займає в рази менше виробничої площі,

ніж шестигранні барабани типової технологічної схеми. Крім того, потужність вентилятора, який подає повітря для переведення сірникової соломки в зважений стан є меншим, ніж потужність двигуна, який призводить в рух шестигранний барабан.

Процес сушіння шляхом профільтрування теплового агенту крізь стрічку у вигляді сітки з дроту, в якій розміщена сірникова соломка (рис. 5.3.) відбувається більш рівномірно, ніж в тунельній сушарці. Окремо взятий сірник повністю контактує з тепловим агентом, відсутні застійні зони, волога виноситься з зони сушіння за рахунок створення розрідження під стрічкою та профільтрування теплового агенту. За рахунок таких переваг можна змінити теплові режими сушіння, що призведе до більшої міцності готового сірника. В модернізованій технологічній схемі (рис. 5.2.) процес сушіння та процеси занурення в ємності 12 – 13 відбувається за допомогою однієї стрічки 10, що призводить до зменшення як виробничих площ, так і кількості додаткових конвеєрів та інших допоміжних пристроїв.

## **5.2. Схема установки фільтраційного сушіння сірникової соломки, в якій відбувається профільтрування теплового агенту крізь насипний шар сировини**

На рис. 5.3 зображена установка для сушіння сірникової соломки шляхом профільтрування теплового агенту крізь насипний шар сировини із зміною температури теплового агенту. Установка працює наступним чином.

Між привідним барабаном 2 та натяжним 3 натягнута перфорована стрічка 4. За допомогою перфорованої стрічки 4, яка приводиться в рух за допомогою привідного барабану 2 та натяжного 3, сірникова соломка 1 переміщується в першу камеру сушіння (I) та вирівнюється грейдерами 5. Гарячий тепловий агент 6

профільтровується крізь вологий шар частинок сировини до моменту досягнення шаром сірникової соломки критичного вологовмісту.

Далі, вирівнюючись грейдерами 5, шар надходить в другу камеру сушіння (II), де відбувається аналогічний процес до досягнення шаром сірникової соломки кінцевого вологовмісту. В третій камері сушіння (III) відбувається процес кондиціонування, тобто стабілізація процесу, вирівнювання значень кінцевого вологовмісту по всій товщині шару. Профільтровування теплового агента створюється за допомогою розрідження в камері 7.

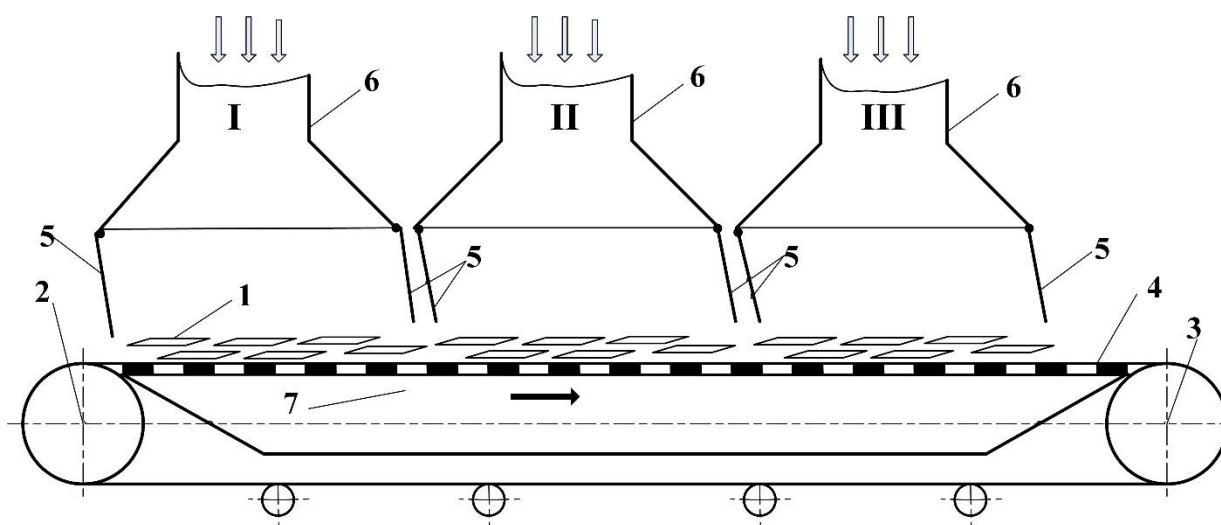


Рис. 5.3. Схема установки для сушіння насипного шару сірникової соломки із зміною температури теплового агента:

1 – насипний шар сірникової соломки; 2 – привідний барабан; 3 – натяжний барабан; 4 – перфорована стрічка; 5 – грейдери; 6 – труби для подачі гарячого теплового агента; 7 – камера розрідження

Метод сушіння шляхом профільтровування теплового агента дає змогу рівномірного винесення вологи з шару сірникової соломки.

Розглянемо детально процеси, які відбуваються у всіх трьох камерах сушіння (рис. 5.3). В першій камері сушіння (I) відбувається процес до досягнення матеріалом критичного вологовмісту. На цьому етапі відбувається видалення з матеріалу вільної вологи. Для запобігання виникнення мікротріщин в сірниковій соломці, необхідно на даному етапі сушіння використовувати тепловий агент

(повітря) з помірною температурою. Виходячи, з результатів експериментальних досліджень (Розділ 3), на першому етапі сушіння рекомендовані такі технологічні параметри: температура теплового агента  $60^{\circ}\text{C}$ ; фіктивна швидкість  $0,23$  м/с; висота загального пакету сірникової соломки  $0,35$  м.

Після досягнення розрахованого за рівнянням (3.7) часу сушіння, шар сірникової соломки 1 (рис. 5.3) надходить в другу камеру сушіння (II). На другому етапі відбувається процес сушіння сірникової соломки до кінцевого вологовмісту. Час сушіння шару сірникової соломки на другому етапі, в періоді видалення зв'язаної вологи розраховується за залежністю (3.8).

Раціональні значення параметрів сушіння в періоді видалення зв'язаної вологи: температура теплового агента  $70^{\circ}\text{C}$ ; фіктивна швидкість  $0,23$  м/с. На другому етапі матеріал досягає кінцевого вологовмісту, що становить  $0,05$  кг  $\text{H}_2\text{O}$ /кг сух мат. Час досягнення кінцевого вологовмісту розраховується за залежністю (3.8). В промислових умовах достатньо висушувати сірникову соломку до вологовмісту  $0,06$  кг  $\text{H}_2\text{O}$ /кг сух мат. Таке значення вологовмісту обумовлено тим, щоб сірники під час зберігання не вбирали в себе зайву вологу. Щоб позбутися набухання сірників під час їх зберігання застосовують третій етап сушіння.

На третьому етапі сушіння в камері III (рис. 1) відбувається процес кондиціонування. Сушіння відбувається за умов температури теплового агента  $60^{\circ}\text{C}$ . Під час такого сушіння значення вологовмісту вирівнюється по всьому об'єму шару сірникової соломки, вологовміст матеріалу буде стабілізуватися до  $0,06$  кг  $\text{H}_2\text{O}$ /кг сух мат, що відповідає технологічному вологовмісту сірників.

Отже, запропонована в роботі установка для сушіння сірникової соломки із зміною температури теплового агента дає змогу рівномірно висушувати сировину внаслідок профільтрування теплового агента крізь шар сірникової соломки, стабілізувати вологовміст матеріалу по всьому його об'ємі на останньому етапі сушіння та, як наслідок, зменшити енергозатрати на процес та досягти високої якості сірників.

Позитивним явищем впровадження такого методу сушіння є також достатньо низький гідравлічний опір шару сірникової соломки. Тобто, вентилятор високого

тиску, необхідний для профільтрування теплового агенту крізь шар вологої сірникової соломки, створюватиме незначний перепад тиску та буде мало енергозатратним.

### **5.3. Схема установки фільтраційного сушіння сірникової соломки, в якій відбувається профільтрування теплового агенту крізь шар сировини, сформований матрицею**

Установка фільтраційного сушіння сірникової соломки, в якій відбувається профільтрування теплового агенту крізь шар сировини, сформований матрицею є основною складовою модернізованої технологічної схеми, запропонованої в роботі (рис. 5.2.). Схема установки фільтраційного сушіння сірникової соломки, в якій відбувається профільтрування теплового агенту крізь шар сировини, сформований матрицею зображена на рис. 5.4.

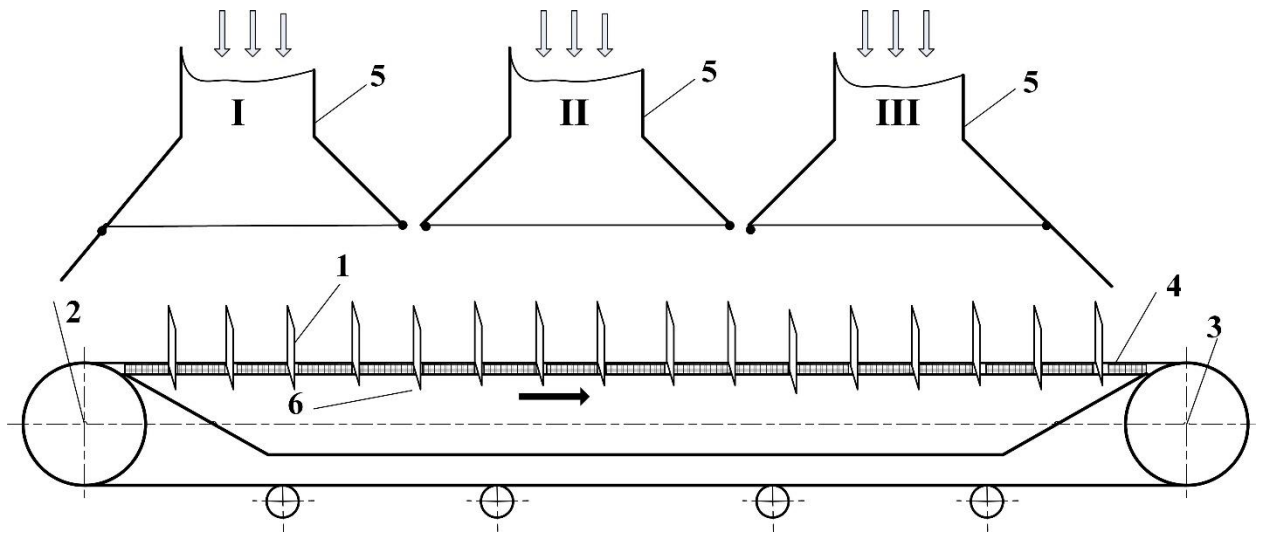


Рис. 5.4. Схема установки фільтраційного сушіння сірникової соломки, в якій відбувається профільтрування теплового агенту крізь шар сировини, сформований матрицею:

- 1 – сірникова соломка; 2 – привідний барабан; 3 – натяжний барабан;  
 4 – стрічка у вигляді перфорованої сітки з дроту; 5 – труби для подачі гарячого теплового агенту; 6 – камера розрідження

Установка, схема якої зображена на рис. 5.4 працює наступним чином. Сірникова соломка 1 впорядковано розміщена в отворах стрічки у вигляді перфорованої сітки з дроту 4. Стрічкою 4, яка приводиться в рух за допомогою привідного барабану 2 та натяжного 3, сірникова соломка 1 переміщується в першу камеру сушіння (I). Гарячий тепловий агент, що подається трубою 5, профільтрується крізь вологий шар частинок сировини до моменту досягнення сірникової соломки критичного вологовмісту. Після досягнення, розрахованого за рівнянням (3.7) часу сушіння, сірникова соломка 1 надходить в другу камеру сушіння (II). На другому етапі відбувається процес сушіння сірникової соломки до кінцевого вологовмісту. На третьому етапі сушіння в камері III відбувається процес кондиціонування. Профільтрування теплового агенту створюється за допомогою розрідження в камері 6. Температурні режими аналогічні до температурних режимів установки, зображеної на рис. 5.3.

Соломку розміщують в шаховому порядку, відстань між соломинками 8 мм. Таке розташування забезпечує максимальний контакт усієї поверхні сірникової соломки з тепловим агентом за умов невеликого гідравлічного опору.

Установка фільтраційного сушіння сірникової соломки, в якій відбувається профільтровування теплового агента крізь шар сировини, сформований матрицею (рис. 5.4) має аналогічні переваги що й установка, зображена на рис. 5.3. Крім того, за рахунок впорядкованого розміщення сірникової соломки в сітці 4 (рис. 5.4) досягнуто кращого контакту теплового агента із зовнішньою поверхнею соломки.

Для підтвердження явища незначного гідравлічного опору шару сірникової соломки як в матриці, так і в насипному шарі встановлено залежність гідравлічного опору шару сірникової соломки різної висоти від фіктивної швидкості теплового агента. Проведено теоретичні дослідження за рівнянням Дарсі-Вейсбаха [102] та CFD моделювання в програмному комплексі ANSYS fluent за встановленими методиками [102].

Для цього визначено в'язкий  $1/\alpha = 1,57 \cdot 10^5 \text{ м}^{-2}$  та інерційний  $C_2 = 112,2 \text{ м}^{-1}$  коефіцієнти опорів на основі залежності  $\Delta P/(H \cdot v_o) = f(v_o)$ , яка зображена на рис 5.6.

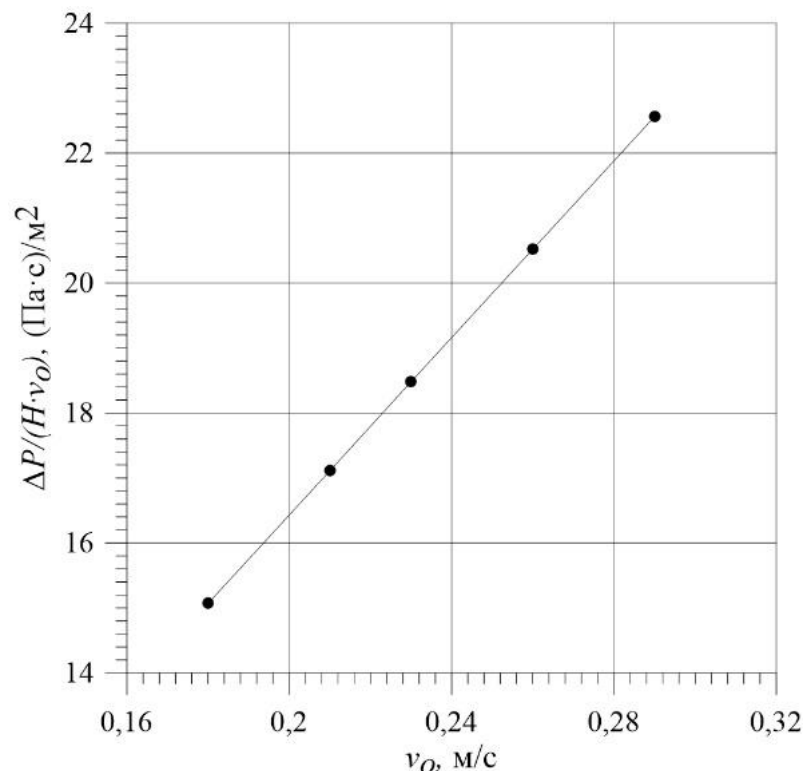


Рис. 5.5. Залежність  $\Delta P/(H \cdot v_o) = f(v_o)$  для висот шару  $H=150 \div 350$  мм

На основі одержаних даних проведено моделювання гідродинаміки руху теплового агента крізь шар матеріалу та встановлено втрати напору. На рис 5.7 наведено результати теоретичних досліджень (чорні лінії) та моделювання (рожеві лінії). Похибка не перевищує 4,5% що підтверджує високу збіжність результатів, а також свідчить про перспективу застосування CFD моделювання для проектування сушильного обладнання в промисловості.

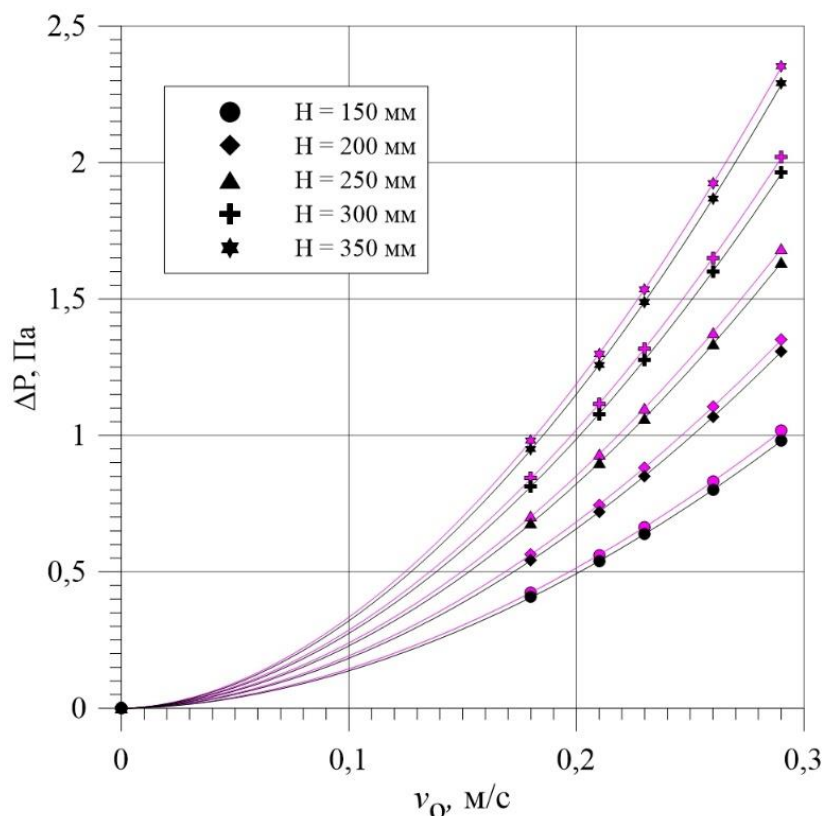


Рис. 5.6. Залежність гідравлічного опору насипного шару сірникової соломки різної висоти від фіктивної швидкості теплового агента: (чорні лінії – результати теоретичних досліджень; рожеві лінії – результати моделювання)

З рис. 5.6 бачимо, що за фіктивної швидкості теплового агента 0,29 м/с гідравлічний опір насипного шару висотою 350 мм становить близько 2,3 Па.

Тобто гідравлічний опір сірникової соломки є незначним, що не буде мати суттєвого впливу на зростання енергозатрат на сушіння в цілому.

#### 5.4. Розрахунок економічної ефективності від впровадження фільтраційних сушильних установок

Проведено розрахунки економічної ефективності за вихідними даними типової технології виробництва сірників. Початкова вологість сірникової соломки 61 %(мас.), кінцева – 5.7% (мас.). Продуктивність сушильної установки 270 кг/год готових сірників. Рациональні значення температури, швидкості руху теплового агенту, висоти шару матеріалу у випадку тунельної сушарки приймаються, як для типової технології, у випадку установок фільтраційного сушіння визначені в роботі (РОЗДІЛ 3). Розрахунки проводили за допомогою програми Excel. Рівняння, що використовувалися під час розрахунку наведені в додатках. Основні результати розрахунків наведено в таблиці 5.1 з метою аналізу та порівняння двох типів сушильних установок.

Таблиця 5.1

##### Результати розрахунків основних параметрів двох типів сушильних установок

Основні параметри	Тунельна сушарка	Фільтраційна сушарка (насіпний шар)
Температурні режими процесу сушіння, °C	80 – 90 – 80	60 – 70 – 60
Приріст вологовмісту теплового агенту, кг/кг	0,025	0,025
Об’ємна витрата теплового агенту, м <sup>3</sup> /с	5	2,3
Тиск, створюваний вентилятором, Па	1200	1200
Тиск, створюваний вентилятором високого тиску, Па	–	100

Наведено статті енергозатрат та їх значення, які будуть змінюватися залежно від типу сушильної установки (табл. 5.2).

Таблиця 5.2

**Значення енергозатрат, що є змінними залежно від типу сушильної установки**

Статті енергозатрат	Енергозатрати, Вт	
	Тунельна сушарка	Фільтраційна сушарка (насипний шар)
На роботу вентилятора	6000	2760
На роботу вентилятора високого тиску	–	230
На нагрівання повітря	267120	73725,1
На нагрівання матеріалу	17413,3	11608,9
<b>Всього, кВт</b>	<b>290,5</b>	<b>88,3</b>
<b>Всього, кВт·год</b>	<b>217,9</b>	<b>164,2</b>

Статті енергозатрат, що не внесені в таблицю 5.1 вважаємо однаковими для двох установок.

На початок 2026 року в Україні ціна на електроенергію для промислових виробництв становить 8 грн/кВт·год.

Період роботи сушильної установки становить 300 робочих днів на рік. Витрати на сушіння в тунельній сушарці 16,7 млн. грн. на рік, а витрати на сушіння в фільтраційній установці 5,1 млн. грн. на рік. Очікуваний річний економічний ефект від впровадження запропонованої технології становить 11,6 млн. грн.

## Висновки до п'ятого розділу

1. Проведено порівняльний аналіз типової (рис. 5.1) та модернізованої (рис. 5.2) технологічних схем виробництва сірників. Встановлено, що заміна тунельної сушарки на установку фільтраційного типу дає змогу інтенсифікувати процес, скоротити виробничі площі та знизити потужність приводних механізмів.
2. Запропоновано дві конструктивні схеми сушильних установок: для сушіння в насипному шарі (рис. 5.3) та у шарі, сформованому матрицею перфорованої стрічки (рис. 5.5). Обґрунтовано тризонний температурний режим сушіння (60-70-60°C), який, на відміну від типового (80-90-80°C), забезпечує збереження міцності соломки та рівномірність вологовидалення.
3. Встановлено, що гідравлічний опір шару сірникової соломки (рис. 5.6) за фіктивної швидкості 0,29 м/с є незначним і становить 2-3 Па.
4. На основі розрахунку енергозатрат (табл. 5.2) встановлено, що сумарна споживана потужність модернізованої установки фільтраційного сушіння становить 164,2 кВт·год, що у 1,3 рази менше порівняно з тунельною сушаркою (217,9 кВт·год). Очікуваний річний економічний ефект від впровадження розробленої технології за цінами 2026 року становить від 11,6 млн грн.

## ВИСНОВКИ

1. Встановлено, що процеси фільтраційного сушіння рослинної сировини недостатньо досліджені в аспекті гідродинаміки, тепло- і масообміну, відсутнє їх математичне моделювання, взаємозв'язок між тепловими і дифузійними явищами.
2. Встановлено основні фізико-механічні й гідродинамічні характеристики сірникової соломки, зокрема початковий вологовміст  $1,6 \text{ кг H}_2\text{O/kg сух. мат.}$ , насипну густину вологої сірникової соломки  $126,2 \text{ кг/м}^3$ , питому поверхню  $158,6 \text{ м}^2/\text{м}^3$ , еквівалентний діаметр  $0,02 \text{ м}$  та порізність  $0,79 \text{ м}^3/\text{м}^3$  стаціонарного шару.
3. Встановлено закономірності кінетики фільтраційного сушіння сірникової соломки та показано вплив висоти шару, температури та швидкості теплового агента у широких діапазонах параметрів: висоти шару  $H = 150 - 350 \text{ мм}$ , температури  $T = 40 - 80^\circ\text{C}$  та фіктивної швидкості теплового агента  $v = 0,18 - 0,29 \text{ м/с}$ . Експериментально доведено, що інтенсифікація вологовидалення досягається шляхом підвищення температури і швидкості потоку та зменшення висоти шару, що відображено у побудованих кінетичних кривих зміни вологовмісту в часі (рис. 3.1 – 3.3).
4. Одержано розрахункові залежності для розрахунку вологовмісту (3.5), (3.6) та тривалості сушіння в періодах повного і часткового насичення теплового агента вологою (3.7), (3.8). Достовірність отриманих рівнянь підтверджена незначним відхиленням між експериментальними даними та розрахунковими значеннями, що не перевищує  $8,5\%$  та дає змогу використовувати їх для проектних розрахунків промислового обладнання. Обґрунтовано та рекомендовано для промислової реалізації раціональні режими сушіння сірникової соломки у насипному шарі: температура теплового агента  $60^\circ\text{C}$ , фіктивна швидкість -  $0,23 \text{ м/с}$ , висота шару  $350 \text{ мм}$ .
5. На основі експериментальних даних визначено значення коефіцієнтів тепловіддачі для сухої та вологої сірникової соломки в межах значень

критерію Рейнольдса  $200 \leq Re \leq 500$ , які описано безрозмірними комплексами (4.1) та (4.3). Запропоновано залежність (4.2) для теоретичного визначення коефіцієнтів тепловіддачі, яка забезпечує збіжність із експериментом із максимальною відносною похибкою не більше 7%. Визначено коефіцієнти масовіддачі від вологого матеріалу до теплового агенту у діапазоні  $200 \leq Re \leq 500$ , що дало змогу отримати критеріальну залежність (4.4) з максимальною похибкою між експериментальними та теоретичними значеннями 7,14%.

6. Досліджено залежність внутрішньої дифузії вологи в температурному діапазоні 20 – 80°C та одержано лінійну залежність (4.8) для визначення коефіцієнта дифузії від температури теплового агента під час фільтраційного сушіння сірникової соломки. Залежність демонструє високу збіжність з експериментальними даними з максимальною відносною похибкою, що не перевищує 3,8%.
7. На основі аналізу типової та модернізованої технологічних схем обґрунтовано доцільність впровадження установок фільтраційного сушіння, що дало змогу знизити робочі температури до 60°C та забезпечити високу якість сірникової соломки.
8. Розрахунково доведено, що сумарні енергозатрати запропонованої технології висушування сірникової соломки у 1,3 рази менші порівняно з висушуванням у тунельній сушарці (217,9 кВт·год проти 164,2 кВт·год), а очікуваний річний економічний ефект від впровадження розроблених рішень фільтраційного сушіння в насипному шарі за цінами 2026 року становить від 11,6 млн. грн.

## СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. U.S. Energy Information Administration. (2023, October 11). International energy outlook 2023. <https://www.eia.gov/outlooks/ieo/>
2. Salah, S. A., & Mustafa, A. (2021). Integration of energy saving with lean production in a food processing company. *Journal of Machine Engineering*, 21(4), 118–133. <https://doi.org/10.36897/jme/142394>
3. Chu, S., Cui, Y., & Liu, N. (2017). The path towards sustainable energy. *Nature Materials*, 16, 16–22. <https://doi.org/10.1038/nmat4834>
4. Губер, Ю. М., Гуменюк, Ж. Я., & Петрушак, І. В. (2018). Експериментальні дослідження тепловтрат через огороження сушильної камери. *Науковий вісник НЛТУ України*, 28(11), 85–90. <https://doi.org/10.15421/40281116>
5. Koukouch, A., Bakhattar, I., Asbik, M., & et al. (2020). Analytical solution of coupled heat and mass transfer equations during convective drying of biomass: Experimental validation. *Heat and Mass Transfer*, 56, 1971–1983. <https://doi.org/10.1007/s00231-020-02817-w>
6. Yuan, Y., Tan, L., Xu, Y., Yuan, Y., & Dong, J. (2019). Numerical and experimental study on drying shrinkage-deformation of apple slices during process of heat-mass transfer. *International Journal of Thermal Sciences*, 136, 539–548. <https://doi.org/10.1016/j.ijthermalsci.2018.10.042>
7. Snezhkin, Yu. F., Petrova, Zh. O., Paziuk, V. M., Telnikov, E. Ya., Vyshnevskiy, V. M., & Malaschyk, N. V. (2023). Energy-Efficient Chamber Dryer with Thick Alloy Heating Elements. *Energotehnologii i Resursosberezenie*, 75(2), 85–95. <https://doi.org/10.33070/etars.2.2023.07>
8. Mujumdar, A. S., & Xiao, H.-W. (Ред.). (2019). *Advanced Drying Technologies for Foods* (1st edition.). CRC Press.
9. Mujumdar, A. S. (Ed.). (2014). *Handbook of industrial drying* (4th ed.). CRC Press. <https://doi.org/10.1201/b17208>
- 10.10. 8. Sniezkin, Y., Petrova, Z., Bessarab, O., Samoilenko, K., Grakov, D., & Petrov, P. (2023). Intensification of drying process of shiitake mushroom

- (*Lentinula edodes*) using combined methods of dehydration. *Ukrainian Food Journal*, 12(3), 444–457. <https://doi.org/10.24263/2304-974X-2023-12-3-10>
11. Paziuk, V., Snezhkin, Y., Dmytrenko, N., Ivanov, S., Tokarchuk, O., & Kupchuk, I. (2022). Thermal and physical properties and heat-mass transfer processes of drying pumpkin seeds. *Przeglad Elektrotechniczny*, 2022(7), 154–157.
  12. Petrova, Z., Slobodianiuk, K., & Grakov, O. (2023). Determining the influence of prepreparation of blueberries (*Vaccinium corymbosum* L.) on the total duration of drying. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*, 2(11-122), 83–90. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2023.276097>
  13. Petrova, Z., Samoilenko, K., Novikova, Y., & Petrov, P. (2022). Equilibrium humidity as one of important energy-efficiency indexes in drying of food powder materials of biological nature. *Energy Engineering and Control Systems*, 8(2), 90–97. <https://doi.org/10.23939/jeeecs2022.02.090>
  14. Burdo, O., Bezbakh, I., Shyshov, S., Zykov, A., Gavrillov, A., Vsevolodov, O., & Terziev, S. (2019). Experimental studies of the kinetics of infrared drying of spent coffee grounds. *Technology Audit and Production Reserves*, 1(1(51)), 4–10. <https://doi.org/10.15587/2312-8372.2020.195863>
  15. Burdo, O., Bandura, V., Zykov, A., Zozulyak, I., Levtrinskaya, J., & Marenchenko, E. (2017). Development of wave technologies to intensify heat and mass transfer processes. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*, 4(11 (88)), 34-42. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2017.108843>
  16. Sokolovsky, Ya. I., Boretska, I. B., Gayvas, B. I., Kroshnyy, I. M., & Nechepurenko, A. V. (2021). Mathematical modeling of convection drying process of wood taking into account the boundary of phase transitions. *Mathematical Modeling and Computing*, 8(4), 830–841. <https://doi.org/10.23939/mmc2021.04.830>
  17. Білей, П. В., Соколовський, І. А., & Рокунь, Р. О. (2017). Ідентифікація конвективного процесу сушіння деревини. *Науковий вісник НЛТУ України*, 27(9), 64–67. <https://doi.org/10.15421/40270912>

18. Гайвась, Б. (2010). Математичне моделювання конвективного сушіння матеріалів з урахуванням механотермодифузійних процесів. *Фізико-математичне моделювання та інформаційні технології*, 12, 9–37.
19. Дмитренко, Н. (2018). Вплив розчинних речовин на стан води в рослинних тканинах та кінетику їх сушіння. *Scientific Works*, 82(1). <https://doi.org/10.15673/swonaft.v82i1.1015>
20. Mujumdar, A. S. (2011). ME5202 industrial transfer processes. National University of Singapore.
21. Cheropkina, R., Denysenko, A., Yatsenko, S., & Kushmitko, O. (2024). The influence of the cyclic performance of paulownia wood semi-finished products on the strength indicators of corrugated paper. *Proceedings of the NTUU "Igor Sikorsky KPI" Series: Chemical Engineering, Ecology and Resource Saving*, (2), 71–87. <https://doi.org/10.20535/2617-9741.2.2024.307364>
22. Ozarkiv, I. M., Kobrynovuch, M. S., Humeniuk, Z. H., & Petryshak, I. V. (2018). Контроль напружено-деформованого стану і вологості деревини в тепломасообмінних процесах сушіння. *Науковий вісник НЛТУ України*, 28(10), 81–84. <https://doi.org/10.15421/40281017>
23. Abbaspour-Gilandeh, Y., Jahanbakhshi, A., & Kaveh, M. (2019). Prediction kinetic, energy and exergy of quince under hot air dryer using ANNs and ANFIS. *Food Science & Nutrition*, 8(2), 594–611. <https://doi.org/10.1002/fsn3.1347>
24. Пінчевська, О. О., & Спірочкін, А. К. (2021). Технологія сушіння і захисту деревини. Частина 1. Навчальний посібник. Київ: вид-во, 2021. Ч. 1. 171 с.
25. Ozarkiv, I. M., Sokolovskyu, I. A., Petryshak, I. V., & Kobrynovuch, M. S. (2018). Раціональне тепловикористання в сучасних сушильних камерах. *Scientific Bulletin of UNFU*, 28(7), 104-108. <https://doi.org/10.15421/40280723>
26. Mykuchak, B., Biley, P., & Kindzera, D. (2013). External heat-and-mass transfer during drying of packed birch peeled veneer. *Chemistry & Chemical Technology*, 7(2), 191–195.
27. Масікевич, А. Ю., Яремчук, В. М., Бать, Р. Я., Масікевич, Ю. Г., Мальований, М. С., & Атаманюк, В. М. (2019). Утилізація деревних відходів шляхом

- виготовлення паливних гранул методом екструзії. *Науковий вісник НЛТУ України*, 29(1), 93–97. <https://doi.org/10.15421/40290120>
28. He, Z., Li, Y., & Wang, S. (2019). Moisture transfer and stress development during high-temperature drying of Chinese fir. *Drying Technology*, 37(8), 971–983. <https://doi.org/10.1080/07373937.2019.1588900>
29. Яковлев, В. Ф., & Савойський, О. Ю. (2018). Використання прямого електричного нагріву в технологічному процесі комбінованого сушіння фруктів. *Вісник Харківського національного технічного університету сільського господарства імені Петра Василенка*, (195), 93–96.
30. Облещенко, А. Д., & Гулевський, В. Б. (2021, 1–26 листопада). Порівняння технологій сушіння деревини: вакуумна та СВЧ [Тези доповіді]. III Міжнародна науково-практична інтернет-конференція «Технічне забезпечення інноваційних технологій в агропромисловому комплексі», Мелітополь, Україна.
31. Бандура, В., & Ярошенко, Л. (2019). Обґрунтування параметрів процесу сушіння насіння соняшнику у вібросушарці на основі інфрачервоного опромінення. *Scientific Works*, 83(1), 110–116. <https://doi.org/10.15673/swonaft.v83i1.1427>
32. Голубець, В. М., Озарків, І. М., & Ацбергер, Й. Л. (2003). Теплообмін у процесі сушіння сипучих матеріалів з деревини у киплячому шарі. *Науковий вісник НЛТУ України*, 13(1), 93–100.
33. Цуркан, О., Спірін, А., Руткевич, В., & Дідик, А. (2024). Розробка конвективно-вібраційної сушарки для сушіння волоських горіхів. *Herald of Khmelnytskyi National University. Technical Sciences*, 333(2), 393–399. <https://doi.org/10.31891/2307-5732-2024-333-2-61>
34. Ivashchuk, O. S., Atamanyuk, V. M., Chyzhovych, R. A., & Barabakh, S. A. (2024). Kinetic regularities of filtration drying of corn alcohol distillery stillage. *Voprosy Khimii i Khimicheskoi Tekhnologii*, (1), 12–20. <https://doi.org/10.32434/0321-4095-2024-152-1-12-20>

35. Atamanyuk, V., Gnativ, Z., Kindzera, D., Janabayev, D., Khusanov, A., & Kaldybaeva, B. (2020). Hydrodynamics of cotton filtration drying. *Chemistry & Chemical Technology*, 14(3), 426–432. <https://doi.org/10.23939/chcht14.03.426>
36. □ Huzova, I. (2020). Investigation of the energysaving method during candied fruits filtration drying. *Periodica Polytechnica Chemical Engineering*, 64(4), 555–561. <https://doi.org/10.3311/PPch.15107>.
37. Микичак, Б. М., Ханик, Я. М., Кіндзера, Д. П., & Ярош, Я. Д. (2008). Кінетика фільтраційного сушіння струганого шпону. *Науковий вісник УкрДЛТУ*, 18(3), 148–156.
38. Kuzminchuk, T. A., & Atamanyuk, V. M. (2025). Heat transfer process during filtration drying of match splints. *Environmental Problems*, (1), 72–78. <https://doi.org/10.23939/ep2025.01.072>
39. Kindzera, D. P., Atamanyuk, V. M., Helesh, A. B., & Tsiura, N. Y. (2024). Hydrodynamic and kinetic patterns of yellow iron oxide pigment filtration drying. *Chemistry, Technology and Application of Substances*, 7(1). <https://doi.org/10.23939/ctas2024.01.188>
40. Denysiuk, A., Atamanyuk, V., & Gnativ, Z. (2025). Hydrodynamics of filtration drying of crushed oregano. *Chemistry & Chemical Technology*, 19(3), 511–519. <https://doi.org/10.23939/chcht19.03.511>
41. Ivashchuk, O. S., Atamanyuk, V. M., Gnativ, Z. Ya., Chyzhovych, R. A., & Zherebetskyi, R. R. (2021). Research into kinetics of filtration drying of alcohol distillery stillage. *Voprosy Khimii i Khimicheskoi Tekhnologii*, (4), 58–65. <https://doi.org/10.32434/0321-4095-2021-137-4-58-65>
42. Denysiuk, A., Atamanyuk, V., Gnativ, Z., & Boldyryev, S. (2025). Hydrodynamics of filtration drying of wild carrot pomace. *Environmental Problems*, 10(1), 79–87. <https://doi.org/10.23939/ep2025.01.079>
43. Мосюк, М. І. (2012). Гідродинаміка і тепломасообмін під час сушіння подрібненої «енергетичної» верби в стаціонарному шарі: автореф. дис. на здобуття ступеня канд. техн. наук : 05.17.08 Процеси та обладнання хімічної технології / Національний ун-т «Львівська політехніка». Львів.

44. Aksel'rud, G. A., Khanyk, Ya. N., & Topchii, V. I. (1986). Hydrodynamics of the filtration process of drying. *Journal of Engineering Physics*, 50(6), 677–681. <https://doi.org/10.1007/BF00871538>
45. Кузьмінчук, Т. А., & Атаманюк, В. М. (2023, 11–15 вересня). Дослідження впливу температури теплового агента на кінетику фільтраційного сушіння сірникової соломки [Матеріали конференції]. IX Міжнародна науково-практична конференція «Інноваційні енерготехнології», Одеса, Україна, 8–10.
46. Атаманюк, В. М., & Гумницький, Я. М. (2013). Наукові основи фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів [Монографія]. Видавництво Національного університету «Львівська політехніка».
47. Атаманюк, В. М. (2007). Гідродинаміка і масообмін під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів: Дис. докт. техн. наук: 05.17.08 Процеси та обладнання хімічної технології / Національний ун-т «Львівська політехніка». Львів.
48. Matkivska, I., Atamanyuk, V., & Symak, D. (2014). Basic regularities of the filtration drying of wheat grain. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*, 5(5(71)), 14–18. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2014.27975>
49. Дулеба, В. П. (1997). Фільтраційне сушіння осадженого поліакриламідю: Дис. канд. техн. наук: 05.17.08 Процеси та обладнання хімічної технології / Національний ун-т «Львівська політехніка». Львів.
50. Барна, І. Р., & Атаманюк, В. М. (2012, 19–22 вересня). Економічна ефективність установки фільтраційного сушіння сировинних матеріалів виробництва шлакового гравію [Матеріали конгресу]. 2-й Міжнародний конгрес «Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування», Львів, Україна.
51. Цюра, Н. Я. (2021). Сумісний процес фільтрування та сушіння дисперсних матеріалів: дис. канд. техн. наук: 05.17.08 Процеси та обладнання хімічної технології / Національний ун-т «Львівська політехніка». Львів.

52. Aksel'rud, G. A., Khanyk, Ya. N., & Strepko, M. P. (1992). Filtration drying kinetics of gas-permeable articles. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*, 63(6), 1215–1220. <https://doi.org/10.1007/BF00853523>
53. Ханик, Я. М. (1992). Фільтраційне сушіння плоских газопроникних матеріалів: Дис. докт. техн. наук: 05.17.08 Процеси та обладнання хімічної технології / Національний ун-т «Львівська політехніка». Львів.
54. Гузьова, І. О. (2001). Гідродинаміка та тепломасообмін при фільтраційному сушінні матеріалів кристалічної та аморфної структури: Дис. канд. техн. наук: 05.17.08 Процеси та обладнання хімічної технології / Національний ун-т «Львівська політехніка». Львів.
55. Кіндзера, Д. П. (2003). Сушіння паливних матеріалів різнодисперсного складу у щільному шарі: Дис. канд. техн. наук: 05.17.08 Процеси та обладнання хімічної технології / Національний ун-т «Львівська політехніка». Львів.
56. Госовський, Р. Р. (2018). Закономірності фільтраційного сушіння органічної сировини для виготовлення альтернативного палива: Дис. канд. техн. наук: 05.17.08 / Національний ун-т «Львівська політехніка». Львів.
57. Чижович, Р. А. (2024). Закономірності фільтраційного сушіння вторинної сировини органічного походження : дис. ... д-ра філософії : 161 Хімічні технології та інженерія / Чижович Роман Андрійович ; Нац. ун-т «Львівська політехніка». Львів.
58. Івашук, О. С. (2025). Наукові основи тепломасообмінних процесів під час виробництва альтернативного твердого палива з вторинної сировини рослинного походження: Дис. докт. техн. наук: 05.17.08 Процеси та обладнання хімічної технології / Національний ун-т «Львівська політехніка». Львів.
59. Гузьова, І. О. (2025). Науково-практичні засади масоперенесення розчинних речовин під час зневоднення рослинної сировини у виробництві цукатів: Дис. докт. техн. наук: 05.18.12 Процеси та обладнання харчових, мікробіологічних

- та фармацевтичних виробництв / Національний ун-т харчових технологій. Київ.
60. Kuzminchuk, T. A., & Denysiuk, A. R. (2023, June 26–29). Research of the match splints filtration drying process [Conference presentation]. 4th International Scientific Conference «Chemical Technology and Engineering»: Proceedings, Lviv, Ukraine, 75–76. <https://doi.org/10.23939/cte2023.075>
- 61.115. Petrova, Z. O., Paziuk, V. M., Samoilenko, K. M., Novikova, Y. P., Slobodianiuk, K. S., & Petrov, P. I. (2025). Drying of protein-carotene-containing raw materials based on carrot and Fabaceae [Сушіння білково-каротиновмісної сировини на основі моркви та бобових]. *Journal of Chemistry and Technologies*, 33(2), 401–417. <https://doi.org/10.15421/jchemtech.v33i2.320931>
62. Котов, Б. І., Спирін, А. В., Зозуляк, І. А., & Півнюк, А. В. (2017). Розрахунок кінетики сушіння неоднорідних рослинних матеріалів. *Техніка, енергетика, транспорт АПК*, 96(1), 96–99.
63. Пінчевська, О. О., Борячинський, В. В., & Ромасевич, Ю. О. (2018). Особливості кінетики інтенсифікованого сушіння заготовок деревини дуба. *Технічні науки та технології*, 11(1), 224–231. [https://doi.org/10.25140/2411-5363-2018-1\(11\)-224-231](https://doi.org/10.25140/2411-5363-2018-1(11)-224-231)
64. Ovsiak, O. V., & Dendiuk, M. V. (2023). Using cellular automata to simulate external heat and mass transfer in the wood drying process. *Науковий вісник НЛТУ України*, 33(5), 63–69. <https://doi.org/10.36930/40330508>
65. Zhao, J., & Cai, Y. (2017). A comprehensive mathematical model of heat and moisture transfer for wood convective drying. *Holzforschung*, 71(5), 425–435. <https://doi.org/10.1515/hf-2016-0148>
66. Ivashchuk, O. S., Atamanyuk, V. M., Chyzhovych, R. A., Manastyrskaya, V. A., Barabakh, S. A., & Hnativ, Z. Ya. (2024). Kinetic regularities of the filtration drying of Barley Brewer's spent grain. *Chemistry & Chemical Technology*, 18(1), 66–75.

67. Pazyuk, V. (2018, December 28). Investigation of low-temperature drying modes plant capillary-porous materials spherical shape. *Ceramics: Science and Life*, №4(41), 7-14. <https://doi.org/10.26909/csl.4.2018.1>
68. Мосюк, М. І., Псюк, Ю. Я., & Рудей, І. А. (2015). Кінетика фільтраційного сушіння подрібненої деревини. *Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій*, 47(1), 194–198.
69. Kuzminchuk, T. A., Atamanyuk, V. M., Duleba, V. P., & Janabayev, D. (2023). Kinetics of drying of match splints. *Chemistry, Technology and Application of Substances*, 6(2), 119–125. <https://doi.org/10.23939/ctas2023.02.119>.
70. Kuzminchuk, T. A., & Atamanyuk, V. M. (2025). Kinetics of the filtration drying of match splints. *Voprosy khimii i khimicheskoi tekhnologii*, (1), 111–119. <http://dx.doi.org/10.32434/0321-4095-2025-158-1-111-119>.
71. Nadhem, A.-K. M., Skydanenko, M., Ostroha, R., Neshta, A., Yukhymenko, M., Yakhnenko, S., Zabitsky, D., Yesypchuk, S., & Moskalchuk, O. (2022). Research of plate granulator operation modes in the production of coarse carbamide granules. *Technology Audit and Production Reserves*, 1(3(63)), 12–15. <https://doi.org/10.15587/2706-5448.2022.252367>
72. Kumar, A., Kandasamy, P., Chakraborty, I., & Hangshing, L. (2022). Analysis of energy consumption, heat and mass transfer, drying kinetics, and effective moisture diffusivity during foam-mat drying of mango in a convective hot-air dryer. *Biosystems Engineering*, 219, 85–102. <https://doi.org/10.1016/j.biosystemseng.2022.04.026>
73. Messai, S., El Ganaoui, M., Sghaier, J., & Belghith, A. (2014). Experimental study of the convective heat transfer coefficient in a packed bed at low Reynolds numbers. *Thermal Science*, 18(2), 443–450.
74. Lawrence, A., Thollander, P., Andrei, M., & Karlsson, M. (2019). Specific energy consumption/use (SEC) in energy management for improving energy efficiency in industry: Meaning, usage and differences. *Energies*, 12(2), Article 247. <https://doi.org/10.3390/en12020247>

75. Kindzera, D., Hosovskyi, R., Atamanyuk, V., & Symak, D. (2021). Heat transfer process during filtration drying of grinded sunflower biomass. *Chemistry & Chemical Technology*, 15(1), 118–124. <https://doi.org/10.23939/chcht15.01.118>
76. Cavallaro, F., Ciraolo, L., Mavrotas, G., & Pechak, O. (2013). Assessment and simulation tools for sustainable energy systems. *Green Energy and Technology*, 129, 333–356. [https://doi.org/10.1007/978-1-4471-5143-2\\_14](https://doi.org/10.1007/978-1-4471-5143-2_14)
77. Gnativ, Z. Ya., Ivashchuk, O. S., Hrynychuk, Yu. M., Reutskyi, V. V., Koval, I. Z., & Vashkurak, Yu. Z. (2020). Modeling of internal diffusion mass transfer during filtration drying of capillary-porous material. *Mathematical Modeling and Computing*, 7(1), 22–28. <https://doi.org/10.23939/mmc2020.01.022>
78. Chasiotis, V., Tzempelikos, D., Mitrakos, D., & Filios, A. (2021). Numerical and experimental analysis of heat and moisture transfer of *Lavandula x allardii* leaves during non-isothermal convective drying. *Journal of Food Engineering*, 331, Article 110708. <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2021.110708>
79. Chasiotis, V., Tzempelikos, D., Mitrakos, D., & Filios, A. (2021). Numerical and experimental analysis of heat and moisture transfer of *Lavandula x allardii* leaves during non-isothermal convective drying. *Journal of Food Engineering*, 331, Article 110708. <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2021.110708>
80. Zhu, A., & Shen, X. (2014). The model and mass transfer characteristics of convection drying of peach slices. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 72, 345–351. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2014.01.001>
81. Sorokova, N., Variny, M., Pysmennyu, Y., & Kol'chik, Y. (2023). Mathematical Model and Numerical Method of Calculating the Dynamics of High-Temperature Drying of Milled Peat for the Production of Fuel Briquettes. *Computation*, 11(3), 53. <https://doi.org/10.3390/computation11030053>
82. Бошкова, І., Волгушева, Н., Гречановський, А., Нікітін, Д., & Тортіка, Д. (2024). Методичні основи визначення коефіцієнтів перенесення теплоти та вологи у дисперсних матеріалах. *Refrigeration Engineering and Technology*, 60(4), 275–282. <https://doi.org/10.15673/ret.v60i4.3051>

83. Xing, T., Luo, X., Li, M., Wang, Y., Deng, Z., Yao, M., Zhang, W., Zhang, Z., & Gao, M. (2023). Study on drying characteristics of *Gentiana macrophylla* under the interaction of temperature and relative humidity. *Energy*, 273, Article 127261. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2023.127261>
84. Соколовський, Я., Борецька, І., Сінкевич, О., Крошній, І., & Рубінський, Ю. (2024). Моделювання процесу тепломасоперенесення у камерах сушіння гігроскопічних матеріалів з використанням клітинних автоматів. *Herald of Khmelnytskyi National University. Technical Sciences*, 341(5), 405–416. <https://doi.org/10.31891/2307-5732-2024-341-5-59>
85. Zhu, A., Zhao, J., & Wu, Y. (2020). Modeling and mass transfer performance of *Dioscorea alata* L. slices drying in convection air dryer. *Journal of Food Process Engineering*, 43(7). <https://doi.org/10.1111/jfpe.13427>
86. Chávez, C. A., Moraga, N. O., Salinas, C. H., Cabrales, R. C., & Ananías, R. A. (2021). Modeling unsteady heat and mass transfer with prediction of mechanical stresses in wood drying. *International Communications in Heat and Mass Transfer*, 123, Article 105230. <https://doi.org/10.1016/j.icheatmasstransfer.2021.105230>
87. Sabadash, V., & Nowik-Zajac, A. (2025). Numerical modeling of the wastewater purification process from heavy metals using the electro dialysis method. *Environmental Problems*, 10(3), 288–296. <https://doi.org/10.23939/ep2025.03.288>
88. Khan, M. I. H., Farrell, T., Nagy, S. A., & Karim, M. A. (2018). Fundamental understanding of cellular water transport process in bio-food material during drying. *Scientific Reports*, 8, Article 15191. <https://doi.org/10.1038/s41598-018-33534-4>
89. Sorokova, N., Didur, V., & Variny, M. (2022). Mathematical Modeling of Heat and Mass Transfer during Moisture–Heat Treatment of Castor Beans to Improve the Quality of Vegetable Oil. *Agriculture*, 12(9), 1356. <https://doi.org/10.3390/agriculture12091356>
90. Khan, M. I. H., & Karim, M. (2017). Cellular water distribution, transport, and its investigation methods for plant-based food material. *Food Research International*, 99, 1–14. <https://doi.org/10.1016/j.foodres.2017.06.039>

91. Khan, M. I. H., Welsh, Z., Gu, Y., Karim, M. A., & Bhandari, B. (2020). Modelling of simultaneous heat and mass transfer considering the spatial distribution of air velocity during intermittent microwave convective drying. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 153, Article 119668. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2020.119668>
92. Ovsiak, O. V., & Dendjuk, M. V. (2023). Mathematical modeling of moisture transfer in wood drying for the two-dimensional case. *Науковий вісник НЛТУ України*, 33(4), 59–64. <https://doi.org/10.36930/40330408>
93. Butcher, J. C. (2016). *Numerical methods for ordinary differential equations* (3rd ed.). John Wiley & Sons.
94. Ivashchuk, O. S., Atamanyuk, V. M., Chyzhovych, R. A., Kiiaieva, S. S., Duleba, V. P., & Sobechko, I. B. (2022). Research of solid fuel briquettes obtaining from brewer's spent grain. *Journal of Chemistry and Technologies*, 30(2), 216-221. <https://doi.org/10.15421/jchemtech.v30i2.256749>
95. Kuzminchuk, T., Atamanyuk, V., Boldyryev, S., Huzova, I. (2025). Energy saving during match splint drying. *Journal Environmental Problems*, 10(4), 431–436. <https://doi.org/10.23939/ep2025.04.431>
96. Кузьмінчук, Т., & Гузьова І. (2025). Внутрішній масообмін під час фільтраційного сушіння сірникової соломки. *Chemical Technology and Engineering – 2025: Monograph*, Львів, с. 93–98.
97. Прокопович, Б. В. (2002). З історії сірникового виробництва. *Науковий вісник Українського державного лісотехнічного університету*, 12(2), 125–132
98. ДСТУ EN 1783:2019 Сірники. Вимоги до характеристик, безпека та класифікація (EN 1783:1997, IDT). Зі Зміною № 1:2019 [https://online.budstandart.com/ua/catalog/doc-page.html?id\\_doc=85785](https://online.budstandart.com/ua/catalog/doc-page.html?id_doc=85785)
99. ДСТУ 4922:2008 (Лісоматеріали та пилопродукція. Методи визначення вологості)
100. ДСТУ-П CEN/TS 15103:2012 Біопаливо тверде. Методи визначання насипної щільності.

101. Kobeyeva, Z., Khussanov, A., Atamanyuk, V. M., Hnativ, Z. Ya., Kaldybayeva, B., Janabayev, D., & et al. (2022). Analyzing the kinetics in the filtration drying of crushed cotton stalks. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*, 8(115), 55–66. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2022.252352>
102. Ivashchuk, O., Chyzhovych, R., Atamanyuk, V., Simulation of the thermal agent movement hydrodynamics through the stationary layer of the alcohol distillery stillage. *Case Studies in Chemical and Environmental Engineering*, Vol. 9, pp. 100566, 2024, <https://doi.org/10.1016/j.cscee.2023.100566>.

# ДОДАТКИ



2. Встановлені оптимальні параметри процесу дають змогу визначити потенційні шляхи скорочення енерговитрат.

3. Матеріали приймаються фахівцями підприємства для вивчення та можливого подальшого використання при вдосконаленні технологічного процесу.

Цей Акт підтверджує лише факт передачі та приймання зазначених наукових результатів і не є підставою для їх впровадження у виробництво в момент підписання.

Акт має виключно науково-інформаційний характер і не є підставою для будь-яких фінансових розрахунків чи майнових зобов'язань між сторонами.

Від ТзОВ Українська сірникова фабрика

Інженер-технолог  Ніна ДРАГАНЧУК

Завідуюча лабораторією  Ольга ЯЦУТА

Від Національного університету «Львівська політехніка»

Завідувач кафедри  
хімічної інженерії  
д. т. н., проф.  Володимир АТАМАНЮК

Доцент кафедри  
хімічної інженерії  
д. т. н., доц.  Ірина ГУЗЬОВА

Аспірант  Тетяна КУЗЬМІНЧУК

**ЗАТВЕРДЖУЮ**

Проректор  
Національного університету  
«Львівська політехніка»



Володимир ЖЕЖУХА

” \_\_\_\_\_ 2026 р.

**АКТ**

“ \_\_\_\_\_ ” \_\_\_\_\_ 2026 р.





Ми, які нижче підписалися, представники Національного університету «Львівська політехніка»: начальник навчально методичного відділу Том'юк Василь Васильович, завідувач кафедри хімічної інженерії, голова Навчально-методичної ради Інституту хімії та хімічних технологій д.т.н, проф. Атаманюк Володимир Михайлович, доцентка кафедри хімічної інженерії, заступник директора з науково-педагогічної роботи, к.т.н., доц. Гнатів Зоряна Ярославівна, доцентка кафедри хімічної інженерії д.т.н., доц. Гузьова Ірина Олександрівна склали даний акт про те, що у навчальному процесі підготовки фахівців за спеціальністю «Хімічні технології та інженерія» використовуються результати дисертації аспірантки кафедри хімічної інженерії Національного університету «Львівська політехніка» Кузьмінчук Тетяни Анатоліївни.

Результати наукової роботи використовуються у лекційних курсах та відображені у навчальних програмах з дисципліни: «Процеси та апарати хімічних технологій».

Використання результатів дисертаційної роботи Кузьмінчук Т.А. сприяє вдосконаленню підготовки фахівців.

Голова комісії

Члени комісії:

 Василь ТОМ'ЮК  
 Володимир АТАМАНЮК  
 Зоряна ГНАТІВ  
 Ірина ГУЗЬОВА