

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ “ЛЬВІВСЬКА ПОЛІТЕХНІКА”

Кваліфікаційна наукова праця
на правах рукопису

ЧИЖОВИЧ РОМАН АНДРІЙОВИЧ

УДК 66.04


ДИСЕРТАЦІЯ
ЗАКОНОМІРНОСТІ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ВТОРИННОЇ
СИРОВИНИ ОРГАНІЧНОГО ПОХОДЖЕННЯ

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


_____ /Р.А. Чижович/

Науковий керівник: Іващук Олександр Сергійович, к.т.н, с.н.с., доцент

ЛЬВІВ - 2024

АНОТАЦІЯ

Чижович Р.А. Закономірності фільтраційного сушіння вторинної сировини органічного походження. – 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, 2024.

Дисертаційна робота присвячена вирішенню наукової задачі підготовки вторинної рослинної сировини органічного походження – дослідження процесу осушення матеріалу методом фільтраційного сушіння та пошуку технологічно раціональних параметрів цього процесу з метою подальшого ефективного використання. Процес фільтраційного сушіння дає змогу зменшити вологовміст сировини, що є важливим етапом підготовки її до переробки або використання в інших технологічних процесах. Завдяки цьому можна визначити та обрати технологічно раціональні умови обробки рослинних відходів, що сприятиме підвищенню їх енергоефективності та зниженню витрат на транспортування і зберігання. Отримані після осушення продукти можуть бути використані в різних галузях, зокрема для виробництва кормів, біопалива та альтернативного твердого палива, а також в інших технологічних ланцюгах, що відповідає вимогам сталого розвитку та екологічної безпеки.

Метою даної дисертаційної роботи є дослідження закономірностей процесу фільтраційного сушіння вторинної рослинної сировини органічного походження, а саме: гідродинаміки руху теплового агенту крізь стаціонарний дисперсний шар та кінетики видалення вологи з матеріалу для визначення технологічно раціональних параметрів процесу зневоднення.

У роботі було виконано наступні поставлені завдання:

- обґрунтовано вибір дослідних органічних матеріалів рослинного походження, що утворюються на локальних промислових підприємствах як відходи виробництва;

- визначено основні фізико-хімічні параметри вихідної вторинної сировини органічного походження, що безпосередньо впливають на закономірності перебігу процесу фільтраційного сушіння;
- досліджено гідродинаміку руху потоку теплового агенту крізь стаціонарний шар дисперсного матеріалу та отримано рівняння, що дають змогу визначити гідравлічний опір стаціонарного шару матеріалу залежно від швидкості руху теплового агенту;
- проведено комп'ютерне моделювання гідродинаміки руху теплового агенту крізь стаціонарний шар дисперсного матеріалу з використанням сучасного програмного комплексу ANSYS Fluent та підтверджено попередньо отримані експериментальні результати впливу швидкості руху теплового агенту на гідравлічний опір стаціонарного шару;
- досліджено кінетичні закономірності осушення вторинної рослинної сировини органічного походження фільтраційним методом за різних параметрів процесу;
- запропоновано розрахункові залежності, що дають змогу описати зміну вологовмісту матеріалу в часі та тривалість процесу фільтраційного сушіння дослідних матеріалів у періоді повного насичення теплового агенту вологою та періоді часткового насичення теплового агенту вологою;
- визначено технологічно раціональні параметри фільтраційного сушіння вторинної рослинної сировини органічного походження на експериментальній установці;
- розраховано ефективність осушення рослинних відходів на промисловій установці фільтраційного сушіння на основі попередньо визначених технологічно раціональних параметрів процесу;
- проведено оціночний розрахунок сушарки барабанного типу для осушення дослідних матеріалів із аналогічними вихідними параметрами, та підтверджено економічну ефективність та доцільність використання фільтраційного методу осушення.

У першому розділі дисертаційної роботи наведено критичний аналіз джерел літератури щодо основних принципів та особливостей процесу сушіння вологих рослинних матеріалів органічного походження. Окреслено основні механізми перенесення тепла та вологи, що впливають на ефективність осушення. Розглянуто широко поширені методи сушіння у промисловості, а також аспекти фільтраційного методу сушіння, як високо- та економічно ефективного, що має високий потенціал для осушення вологих матеріалів органічного походження. На основі критичного аналізу джерел літератури сформовано мету і задачі дисертаційної роботи.

У другому розділі дисертаційної роботи наведено обґрунтування вибору дослідних матеріалів вторинної рослинної сировини органічного походження, що утворюються на локальних промислових підприємствах. Визначено основні фізико-хімічні параметри вихідної вторинної рослинної сировини органічного походження, що безпосередньо впливають на ефективність процесу фільтраційного сушіння. Наведено опис та принцип роботи експериментальної установки, а також методики проведення аналізів та експериментальних досліджень, які було виконано під час дисертаційної роботи.

У третьому розділі дисертаційної роботи досліджено гідродинаміку руху потоку теплового агенту крізь стаціонарний шар вторинної рослинної сировини органічного походження. Отримано рівняння, що дають змогу визначити гідравлічний опір стаціонарного шару матеріалу для діапазону висот у межах $H = 80 \div 120$ мм з кроком 10 мм та $H = 90 \div 110$ мм з кроком 5 мм за різних швидкостей руху теплового агенту в діапазоні $v_0 = 0,83 \div 1,86$ м/с. Проведено комп'ютерне моделювання гідродинаміки руху теплового агенту крізь стаціонарний шар дисперсного матеріалу з використанням сучасного програмного комплексу ANSYS Fluent та підтверджено попередньо отримані експериментальні результати впливу швидкості руху теплового агенту на зміну гідравлічного опору стаціонарного шару.

У четвертому розділі дисертаційної роботи досліджено кінетичні закономірності осушення вторинної рослинної сировини органічного походження

фільтраційним методом за різних параметрів процесу. Запропоновано розрахункові залежності, що описують зміну вологовмісту досліджуваного матеріалу в часі та тривалість процесу фільтраційного сушіння у періоді повного насичення теплового агенту вологою та періоді часткового насичення теплового агенту вологою.

У п'ятому розділі дисертаційної роботи визначено технологічно раціональні параметри фільтраційного сушіння вторинної рослинної сировини органічного походження на експериментальній установці. Розраховано ефективність осушення рослинних відходів на промисловій установці фільтраційного сушіння на основі попередньо визначених технологічно раціональних параметрів процесу. Проведено оціночний розрахунок сушарки барабанного типу для осушення дослідних матеріалів із аналогічними вихідними параметрами для порівняння, та підтверджено економічну ефективність та доцільність використання фільтраційного методу осушення.

Результати наукової роботи використовуються у навчальному процесі на кафедрі хімічної інженерії Національного університету «Львівська політехніка» для підготовки студентів зі спеціальності 161 «Хімічні технології та інженерія» у лабораторному практикумі навчальної дисципліни «Моделювання гідромеханічних процесів», а також під час курсового та дипломного проектування, що підтверджено актом впровадження.

Результати проведених досліджень також були передані для впровадження у виробництво на ТОВ «Вузлівський спиртовий завод», що підтверджено актом передачі результатів.

Ключові слова: біомаса, післяспиртова барда, пивна дробина, фільтраційне сушіння, комп'ютерне моделювання гідродинаміки, кінетика, кінетичні криві, періоди сушіння, стаціонарний шар, раціональні параметри сушіння.

ANNOTATION

Chyzhovych R.A. Regularities of filtration drying of the secondary raw materials of organic origin. – 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, 2024.

The PhD thesis is devoted to solving the scientific problem of preparing secondary plant materials of organic origin - studying the process of drying the material by filtration drying and finding technologically rational parameters of this process for further efficient use. The process of filtration drying allows to reduce the moisture content of raw materials, which is an important stage in preparing them for processing or use in other technological processes. This makes it possible to identify and select technologically rational conditions for processing plant waste, which will help to increase its energy efficiency and reduce transportation and storage costs. The products obtained after drying can be used in various industries, including for the production of feed, biofuels and alternative solid fuels, as well as in other technological chains that meet the requirements of sustainable development and environmental safety.

The aim of this PhD thesis is to study the regularities of the filtration drying process of secondary plant material of organic origin, in particular, the hydrodynamics of the thermal agent movement through a stationary dispersed layer and the kinetics of moisture removal from the material to determine the technologically rational parameters of the dehydration process.

The following tasks were accomplished in the study:

- the choice of experimental organic materials of plant origin obtained at local industrial enterprises as production wastes is substantiated;
- the main physical and chemical parameters of the initial secondary raw materials of organic origin, which directly affect the regularities of the filtration drying process, were determined;
- the hydrodynamics of the thermal agent flow through a stationary layer of dispersed material was studied and equations were obtained that allow determining the

hydraulic resistance of a stationary layer of material depending on the thermal agent velocity;

- computer modeling of the hydrodynamics of the thermal agent movement through a stationary layer of dispersed material using the modern software package ANSYS Fluent was carried out and the previously obtained experimental results of the influence of the thermal agent movement velocity on the hydraulic resistance of the stationary layer were confirmed;
- the kinetic regularities of drying secondary plant material of organic origin by the filtration method under different process parameters were investigated;
- calculation dependences were proposed that allow describing the change in the moisture content of the material over time and the duration of the filtration drying process of the experimental materials in the period of complete saturation of the thermal agent with moisture and the period of partial saturation of the thermal agent with moisture;
- technologically rational parameters of filtration drying of secondary plant material of organic origin at the experimental plant were determined;
- the efficiency of plant waste drying at an industrial filtration drying plant was calculated on the basis of previously determined technologically rational process parameters;
- an evaluation calculation of a rotary dryer for drying experimental materials with similar initial parameters was carried out, and the economic efficiency and feasibility of using the filtration method of drying were confirmed.

The first chapter of the PhD thesis provides a critical analysis of the literature on the basic principles and features of the process of drying wet plant materials of organic origin. The main mechanisms of heat and moisture transfer that affect the efficiency of drying are outlined. Widespread drying methods in industry are considered, as well as aspects of the filtration drying method as a highly and cost-effective method that has a high potential for drying wet materials of organic origin. Based on a critical analysis of literature sources, the purpose and objectives of the dissertation are formed.

The second chapter of the PhD thesis provides a justification for the choice of research materials of secondary plant materials of organic origin generated at local industrial enterprises. The main physicochemical parameters of the initial secondary plant material of organic origin, which directly affect the efficiency of the filtration drying process, are determined. The description and principle of operation of the experimental installation, as well as the methods of analysis and experimental studies performed during the PhD thesis are given.

In the third chapter of the PhD thesis, the hydrodynamics of the thermal agent flow through a stationary layer of secondary plant material of organic origin was studied. Equations were obtained that allow determining the hydraulic resistance of a stationary layer of material for a height range of $H = 80 \div 120$ mm with a step of 10 mm and $H = 90 \div 110$ mm with a step of 5 mm at different velocities of the thermal agent in the range $v_0 = 0.83 \div 1.86$ m/sec. Computer modeling of the hydrodynamics of the thermal agent's movement through a stationary layer of dispersed material was carried out using the modern ANSYS Fluent software package and the previously obtained experimental results of the effect of the thermal agent's movement velocity on the change in the hydraulic resistance of the stationary layer were confirmed.

In the fourth chapter of the PhD thesis, the kinetic regularities of drying secondary plant material of organic origin by the filtration method under different process parameters were investigated. The calculation dependences describing the change in the moisture content of the material under study over time and the duration of the filtration drying process in the period of complete saturation of the thermal agent with moisture and the period of partial saturation of the thermal agent with moisture were proposed.

The fifth chapter of the PhD thesis defines the technologically rational parameters of filtration drying of secondary plant material of organic origin at the experimental plant. The efficiency of drying plant waste at an industrial filtration drying plant was calculated on the basis of previously determined technologically rational process parameters. An evaluation calculation of a rotary dryer for drying

experimental materials with similar initial parameters for comparison was carried out, and the economic efficiency and feasibility of using the filtration method of drying were confirmed.

The results of the scientific work are used in the educational process at the Department of Chemical Engineering of Lviv Polytechnic National University to educate students in the specialty 161 “*Chemical Technology and Engineering*” in the laboratory workshop of the discipline “Modeling of Hydromechanical Processes”, as well as during course and diploma design, which is confirmed by the implementation act.

The results of the research were also transferred to SE “Vuzlove distillery” for implementation in production, which was confirmed by the act of results transfer.

Keywords: biomass, alcohol distillery stillage, brewer's spent grain, filtration drying, computer modeling of hydrodynamics, kinetics, kinetic curves, drying periods, stationary layer, rational drying parameters.

СПИСОК ОПУБЛІКОВАНИХ ПРАЦЬ ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ

Статті у наукових періодичних виданнях іноземних держав та у виданнях України, що індексовані в міжнародних наукометричних базах даних (Scopus та Web of Science)

1. Ivashchuk, O. S., Atamanyuk, V. M., Gnativ, Z. Ya., **Chyzhovych, R. A.**, & Zhrebetskyi, 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>. Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, оброблені та узагальненні результатів досліджень.
2. Ivashchuk, O., **Chyzhovych, R.**, Atamanyuk, V., & Gnativ, Z. (2023). The Computer Modeling of the Thermal Agent Hydrodynamics Through the Alcohol Distillery Stillage Stationary Layer. *2023 17th International Conference on the Experience of Designing and Application of CAD Systems (CADSM)*, Jaroslaw, Poland: p. 1–4. <https://doi.org/10.1109/CADSM58174.2023.10076496>. Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, оброблені та узагальненні результатів досліджень.
3. Ivashchuk, O., **Chyzhovych, R.**, & Atamanyuk, V. (2024). Simulation of the thermal agent movement hydrodynamics through the stationary layer of the alcohol distillery stillage. *Case Studies in Chemical and Environmental Engineering*, 9, 100566. <https://doi.org/10.1016/j.cscee.2023.100566>. Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, обробленні та підготовці матеріалів до публікації.
4. 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>. Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, обробленні та підготовці матеріалів до публікації.

5. Ivashchuk, O., Atamanyuk, V., **Chyzhovych, R.**, Manastyrska, V., Barabakh, S., & Hnativ, Z. (2024). Kinetic regularities of the filtration drying of barley brewer's spent grain. *Chemistry & Chemical Technology*, 18(1), 66–75. <https://doi.org/10.23939/chcht18.01.066>. Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, обробленні та підготовці матеріалів до публікації.

6. Ivashchuk, O.S., Atamanyuk, V.M., & **Chyzhovych, R.A.** (2024). Valourization of using efficiency of filtration drying for alcohol distillery stillage. *Case Studies in Chemical and Environmental Engineering*, 10, 100820. <https://doi.org/10.1016/j.cscee.2024.100820>. Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, обробленні та підготовці матеріалів до публікації.

Статті у наукових фахових виданнях України

7. Ivashchuk, O. S., Atamanyuk, V. M., **Chyzhovych, R.A.**, & Barabakh, S. A. (2024). Determination of optimal parameters of the barley brewer's spent grain filtration drying. *Chemistry, Technology and Application of Substances*, 7(1), 183–187. <https://doi.org/10.23939/ctas2024.01.183>. Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, обробленні та підготовці матеріалів до публікації.

Розділи монографій

8. **Чижович, Р.**, Іващук, О., & Атаманюк, В. (2023). CFD-моделювання потоку теплового агента через шар ячмінної пивної дробини. *Chemical Technology and Engineering – 2023: Monograph*, Львів, с. 7–14. Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, обробленні та узагальненні результатів досліджень.

9. Ivashchuk, O., Atamanyuk, V., **Chyzhovych, R.**, & Barabakh, S. (2024). Hydrodynamics of filtration drying of food industry secondary raw materials. *The Monograph of the 12th European Young Engineers Conference*, Warsaw, p. 22–25.

Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, обробленні та підготовці матеріалів до публікації.

Тези доповідей та матеріали конференцій

10. Кіяєва, С.С., Іващук, О.С., Атаманюк, В.М., **Чижович, Р.А.**, & Кузьмінчук, Т.А. (2022). Дослідження кінетики фільтраційного сушіння пивної дробини. *Сталий розвиток: захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування. VII Міжнародний молодіжний конгрес*, Львів, Україна, с. 159. *Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, обробленні та підготовці матеріалів до публікації.*

11. Kiiiaieva, S.S., Ivashchuk, O.S., Atamanyuk, V.M., **Chyzhovych, R.A.**, Kuzminchuk, T.A., & Kovalchuk, A. (2022). Research into kinetic regularities the brewers grains filtration drying. *Monograph of the 10th European Young Engineers Conference*, Warsaw, Poland, p. 83. *Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, обробленні та підготовці матеріалів до публікації.*

12. Ivashchuk, O.S., Atamanyuk, V.M., **Chyzhovych, R.A.**, Hnativ, Z.Ya., & Kiiiaieva, S.S. (2022). Filtration drying of food industry waste. *Advanced polymer materials and technologies: recent trends and current priorities: multi-authored monograph / edited by V. Levytskyi, V. Plavan, V. Skorokhoda, V. Khomenko*, Lviv: Lviv Polytechnic National University, p. 85–86. *Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, обробленні та підготовці матеріалів до публікації.*

13. Іващук, О.С., Атаманюк, В.М., **Чижович, Р.А.**, Кіяєва, С.С., Дулеба, В.П., & Ковальчук, А. (2022). Фільтраційне сушіння пивної дробини, *XI Міжнародна науково-технічна конференція "Поступ в нафтогазопереробній та нафтохімічній промисловості": матеріали конференції*, Львів: Видавництво Львівської політехніки, с. 161. *Особистий внесок здобувача полягає у проведенні*

експериментальних досліджень, обробленні та підготовці матеріалів до публікації.

14. **Chyzhovych, R.A.**, Ivashchuk, O.S., Atamanyuk, V.M., Hnativ, Z.Ya., Kiiiaieva, S.S., & Manastyrskya, V.A. (2023). Filtration drying of secondary raw materials of organic origin. *The Monograph of the 11th European Young Engineers Conference*, Warsaw, p. 66. *Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, обробленні та підготовці матеріалів до публікації.*

15. Ivashchuk, O.S., **Chyzhovych, R.A.**, & Atamanyuk, V.M. (2023). CFD-Modeling of Thermal Agent Flow Through a Layer of Barley Brewer's Spent Grain. *2023 4th International Scientific Conference "Chemical Technology and Engineering". Proceedings*, Lviv Polytechnic National University, p. 66. <https://doi.org/10.23939/cte2023.031>. *Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, обробленні та підготовці матеріалів до публікації.*

16. Іващук, О., Атаманюк, В., **Чижович, Р.**, & Барабах, С. (2024). Оцінка ефективності використання фільтраційного сушіння для осушення біомаси. *Сталий розвиток – стан та перспективи. IV міжнародний науковий симпозиум в рамках Еразмус+ Модуль Жан Моне "Концепція екосистемних послуг: Європейський досвід" ("EE4CES")*, Україна, Львів – Славське: зб. матер. – Електрон. дан. – Київ: Яроченко Я. В., с. 98–100. *Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, обробленні та підготовці матеріалів до публікації.*

17. **Чижович, Р.**, Іващук, О., Атаманюк, В., & Барабах, С. (2024). Розрахунок оптимальних параметрів фільтраційного сушіння післяспиртової барди. *Сталий розвиток: захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування. IX Міжнародний молодіжний конгрес* Україна, Львів: зб. матер. – Київ: Яроченко Я. В., с. 236. *Особистий внесок здобувача полягає у проведенні експериментальних досліджень, обробленні та підготовці матеріалів до публікації.*

ЗМІСТ

ВСТУП.....	17
РОЗДІЛ 1 ТЕОРЕТИЧНІ АСПЕКТИ СУШІННЯ ДИСПЕРСНИХ МАТЕРІАЛІВ ОРГАНІЧНОГО ПОХОДЖЕННЯ.....	23
1.1. Основні особливості процесу осушення матеріалів.....	24
1.2. Огляд існуючих методів сушіння дисперсних матеріалів	26
1.3. Фільтраційне сушіння дисперсних матеріалів органічного походження	29
1.4. Особливості використання вторинної сировини органічного походження. 34	
Висновки до Розділу 1	37
РОЗДІЛ 2 ХАРАКТЕРИСТИКА ОБ’ЄКТІВ ДОСЛІДЖЕННЯ ТА МЕТОДИКИ ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТІВ	39
2.1. Основні фізико-хімічні властивості об’єктів досліджень.....	39
2.2. Методики проведення експериментальних досліджень	45
2.2.1. Опис та принцип роботи експериментальної установки	45
2.2.2. Методика проведених досліджень гідродинаміки.....	47
2.2.3. Методика визначення значення насипної густини.....	48
2.2.4. Методика визначення значення вологості сировини	48
2.2.5. Методика визначення значення порізності дисперсної сировини.....	49
2.2.6. Методика проведення комп’ютерного моделювання руху теплового агенту крізь дисперсний шар осушеної вторинної сировини.....	49
2.2.7. Методика узагальнення результатів кінетики процесу фільтраційного сушіння.....	54
2.2.8. Методика визначення технологічно раціональних параметрів сушіння на експериментальній установці	58
Висновки до Розділу 2	60
РОЗДІЛ 3 ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ РУХУ ТЕПЛООВОГО АГЕНТУ ЧЕРЕЗ СТАЦІОНАРНИЙ ШАР ВТОРИННОЇ СИРОВИНИ ОРГАНІЧНОГО ПОХОДЖЕННЯ	61
3.1. Гідродинаміка фільтрування теплового агенту через стаціонарний шар вторинної сировини органічного походження.....	61

3.1.1. Гідродинаміка рух теплового агенту через стаціонарний шар кукурудзяної післяспиртової барди	62
3.1.2. Гідродинаміка руху теплового агенту крізь стаціонарний шар ячмінної пивної дробини	64
3.2. Комп'ютерне моделювання гідродинаміки фільтрування теплового агенту через стаціонарний шар вторинної сировини органічного походження	66
3.2.1. Комп'ютерне моделювання гідродинаміки фільтрування теплового агенту через стаціонарний шар кукурудзяної післяспиртової барди	67
3.2.2. Комп'ютерне моделювання гідродинаміки фільтрування теплового агенту крізь стаціонарний шар ячмінної пивної дробини	74
Висновки до Розділу 3	80
РОЗДІЛ 4 ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИЧНИХ ЗАКОНОМІРНОСТЕЙ ТЕПЛО- ТА МАСООБМІНУ ПІД ЧАС ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ВТОРИННОЇ СИРОВИНИ ОРГАНІЧНОГО ПОХОДЖЕННЯ	82
4.1. Дослідження кінетики фільтраційного сушіння вторинної сировини органічного походження	82
4.1.1. Дослідження кінетики фільтраційного сушіння післяспиртової барди	82
4.1.2. Дослідження кінетики фільтраційного сушіння пивної дробини	85
4.2. Узагальнення експериментальних результатів кінетики фільтраційного сушіння вторинної сировини органічного походження	87
4.2.1. Отримані результати кінетики фільтраційного сушіння післяспиртової барди	87
4.2.2. Отримані результати кінетики фільтраційного сушіння пивної дробини	97
Висновки до Розділу 4	106
РОЗДІЛ 5 ДОСЛІДЖЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ВИКОРИСТАННЯ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ВТОРИННОЇ СИРОВИНИ ОРГАНІЧНОГО ПОХОДЖЕННЯ	107
5.1. Визначення технологічно раціональних параметрів фільтраційного сушіння вторинної сировини органічного походження	107

5.1.1. Визначення технологічно раціональних параметрів фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди	107
5.1.2. Визначення технологічно раціональних параметрів фільтраційного сушіння ячмінної пивної дробини.....	109
5.2. Розрахунок економічної ефективності фільтраційного сушіння вторинної сировини органічного походження	111
5.2.1. Розрахунок економічної ефективності фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди	118
5.2.2. Розрахунок економічної ефективності фільтраційного сушіння ячмінної пивної дробини	125
Висновки до Розділу 5	133
ВИСНОВКИ.....	134
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	136
ДОДАТКИ.....	151

ВСТУП

Обґрунтування вибору теми дослідження. В Україні значна частина відходів харчової промисловості складається з органічних матеріалів рослинного походження, таких як відходи пивоварних, спиртових, олійних та інших виробництв. Відсутність належних технологій утилізації цих відходів призводить до їх накопичення, забруднення довкілля та втрат цінних ресурсів, що могли б бути використані повторно.

Однією з головних технологічних перешкод ефективної утилізації вторинної сировини є її висока вологість, яка ускладнює подальше перероблення, транспортування та зберігання. Саме тому процес осушення є важливим етапом підготовки рослинної сировини до вторинного використання, дає змогу зменшити її вологовміст і покращити фізико-хімічні властивості. Зважаючи на актуальність проблеми раціонального використання відходів, особливо в умовах зростання попиту на екологічно чисті та економічно вигідні методи переробки, дослідження процесу сушіння є важливим.

Обрана тематика дисертаційної роботи дає змогу не тільки сприяти зниженню екологічного навантаження на навколишнє середовище, але й створює економічні перспективи для харчових підприємств, забезпечуючи нові можливості для ефективної утилізації відходів та їх перетворення на корисні продукти для промислового використання.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. Тема дисертаційної роботи є актуальною у контексті наукового напрямку кафедри хімічної інженерії Національного університету «Львівська політехніка». Дисертаційна робота була виконана в межах держбюджетної теми БФ-2-2023 (№ держреєстрації 0123U104178) за напрямком «Створення взірців високоефективного альтернативного твердого палива з відходів харчової промисловості рослинного походження». Автор дисертаційної роботи є одним із виконавців цієї держбюджетної теми.

Мета і завдання дослідження.

Метою дисертаційної роботи автора є дослідження процесу осушення вологих рослинних відходів харчових підприємств органічного походження фільтраційним методом, зокрема, гідродинаміки руху теплового агенту крізь стаціонарний шар та кінетики зневоднення матеріалу, а також пошук раціональних параметрів сушіння та розрахунків енергетичної ефективності фільтраційного методу.

Для досягнення поставленої мети необхідно було вирішити наступні завдання:

- обрати актуальні дослідні матеріали вторинної рослинної сировини органічного походження, що є відходами локальних харчових виробництв та утворюються у великих кількостях;
- визначити основні фізико-хімічні параметри вихідної вторинної рослинної сировини органічного походження, що безпосередньо впливають на ефективність перебігу процесу фільтраційного сушіння;
- дослідити гідродинаміку руху потоку теплового агенту крізь стаціонарний шар вторинної рослинної сировини органічного походження;
- провести комп'ютерне моделювання досліджуваного процесу визначення гідравлічного опору стаціонарного шару матеріалу з використанням сучасного програмного комплексу ANSYS Fluent;
- дослідити кінетику процесу осушення вторинної рослинної сировини органічного походження фільтраційним методом, за зміни температури теплового агенту T , швидкості теплового агенту v_0 та висоти шару вологого матеріалу H ;
- отримати розрахункові залежності, що дають змогу описати зміну вологовмісту вторинної рослинної сировини органічного походження в часі та тривалість процесу фільтраційного сушіння;
- визначити технологічно раціональні параметри процесу фільтраційного сушіння вторинної рослинної сировини органічного походження на експериментальній установці;

- провести оціночний розрахунок ефективності використання фільтраційного методу осушення вторинної рослинної сировини органічного походження на промисловій установці на основі попередньо визначених технологічно раціональних параметрів процесу;
- провести оціночний розрахунок ефективності осушення вторинної рослинної сировини органічного походження на промисловому сушильному обладнанні.

Об'єкт досліджень – процес фільтраційного сушіння вторинної рослинної сировини органічного походження, що утворюється на локальних харчових виробництвах (кукурудзяна післяспиртова барда та ячмінна пивна дробина).

Предмет досліджень – кінетичні та гідродинамічні закономірності осушення вторинної рослинної сировини органічного походження фільтраційним методом з метою пошуку технологічно раціональних параметрів процесу.

Методи досліджень. У роботі використовувалися методи фізичного і математичного моделювання процесу фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів. Відповідно до стандартизованих та апробованих методик проводили визначення початкової та залишкової вологості, насипної густини і порізності шару досліджуваних матеріалів. Також, проводили дослідження гідродинаміки та комп'ютерного моделювання руху теплового агенту крізь стаціонарний шар вторинної рослинної сировини органічного походження, кінетики процесу фільтраційного сушіння, та визначення раціональних параметрів сушіння на експериментальній установці. Для опрацювання та узагальнення отриманих результатів експериментальних досліджень було використано спеціалізовані програми та програмні комплекси: Microsoft Office 365, Grapher, AutoCAD, PTC MathCAD, SolidWorks, ANSYS Fluent та ін.

Наукова новизна одержаних результатів. У результаті проведених експериментальних досліджень кінетики осушення та гідродинаміки руху потоку теплового агенту крізь стаціонарний шар дисперсної вторинної рослинної сировини органічного походження фільтраційним методом, а також визначення

раціональних параметрів даного процесу, було одержано наступні наукові результати:

- в результаті дослідження гідродинаміки руху потоку теплового агенту крізь стаціонарний шар дисперсної вторинної рослинної сировини органічного отримано значення коефіцієнтів, що дають змогу розрахувати гідравлічний опір шару за встановлених параметрів сушіння;
- проведено комп'ютерне моделювання процесу гідродинаміки руху потоку теплового агенту крізь шар матеріалу з використанням програмного комплексу ANSYS Fluent, що дасть змогу узагальнити отримані дані експериментальних досліджень та здійснити перевірку коректності проведених експериментальних досліджень;
- встановлено кінетичні закономірності процесу осушення вторинної рослинної сировини органічного походження фільтраційним методом та показано вплив параметрів процесу – температури теплового агенту T , швидкості теплового агенту v_0 та висоти шару вологого матеріалу H на кінетику видалення вологи;
- отримано розрахункові залежності, що дають змогу описати зміну вологовмісту матеріалу в часі та тривалість процесу фільтраційного сушіння вторинної рослинної сировини органічного походження;
- визначено технологічно раціональні параметри процесу фільтраційного сушіння вторинної рослинної сировини органічного походження на експериментальній установці, що може бути використане для застосування у промислових установках;
- проведено оціночний розрахунок ефективності використання фільтраційного методу осушення вторинної рослинної сировини органічного походження на промисловій установці;
- доведено ефективність використання фільтраційного сушіння вторинної рослинної сировини органічного походження.

Практичне значення одержаних результатів.

Узагальнення теоретичних та експериментальних досліджень фільтраційного сушіння вторинної рослинної сировини органічного походження дало змогу отримати розрахункові залежності, що можуть бути використані для прогнозування зміни вологовмісту матеріалу в часі, тривалості процесу та гідравлічного опору стаціонарного шару. Отримані на основі цих залежностей дані, дають змогу прогнозувати енергетичні витрати та економічну доцільність процесу, а також підібрати раціональні параметри процесу осушення фільтраційним методом для забезпечення високої інтенсивності сушіння у промислових умовах.

Практична значимість дисертаційної роботи підтверджена актом впровадження у виробництво на ТОВ «Вузлівський спиртовий завод», а також актом впровадження в навчальний процес кафедри хімічної інженерії Національного університету «Львівська політехніка».

Особистий внесок здобувача полягає в аналізі наукової літератури за темою дисертації, активній участі у формулюванні наукової задачі, визначенні її обґрунтуванні мети та завдань дослідження, виконанні експериментальної частини, обробці та аналізі отриманих результатів, а також формулюванні основних теоретичних положень та висновків. Обговорення отриманих результатів проведених наукових досліджень виконання дисертаційної роботи, написання наукових статей і тез доповідей на конференціях проводилось спільно з науковим керівником к.т.н, с.н.с., доцентом Іващуком О.С.

Апробація результатів роботи. Основні положення дисертаційної роботи доповідалися і були опубліковані у матеріалах міжнародних та вітчизняних конференцій, зокрема на: VII Міжнародний молодіжний конгрес “Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування” (м. Львів, 2022 р.); 10-та Європейська конференція молодих інженерів (м. Варшава, Польща, 2022 р.); 4-та Міжнародна конференція “Advanced polymer materials and technologies” (м. Львів, 2022 р.); XI Міжнародна науково-технічна конференція «Поступ в нафтогазопереробній та нафтохімічній промисловості» (м. Львів, 2022 р.); 11-та Європейська конференція молодих

інженері (м. Варшава, Польща, 2023 р.); 4-та Міжнародна наукова конференція “Chemical Technology and Engineering” (м. Львів, 2023 р.); IV Міжнародний науковий симпозиум “Концепція екосистемних послуг: Європейський досвід” (м. Львів, 2024 р.); 12-та Європейська конференція молодих інженерів (м. Варшава, Польща, 2024 р.); IX Міжнародний молодіжний конгрес “Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування” (м. Львів, 2024 р.).

Публікації. Основні положення дисертаційної роботи опубліковані у 17 наукових працях, з яких 6 входять до наукометричних баз даних Scopus та Web of Science та 1 до фахових видань України; 2 розділи монографій, 8 матеріалів тез доповідей на міжнародних конференціях.

Структура та об’єм дисертаційної роботи. Дисертаційна робота складається з вступу, 5 розділів, висновків, списку використаних джерел літератури та додатку. Загальний обсяг дисертації 154 сторінки. Дисертаційна робота містить 24 таблиць, 49 рисунків, 122 найменувань використаної літератури. Рисунки, таблиці, додатки та список джерел використаної літератури займають 21 сторінку.

РОЗДІЛ 1

ТЕОРЕТИЧНІ АСПЕКТИ СУШІННЯ ДИСПЕРСНИХ МАТЕРІАЛІВ ОРГАНІЧНОГО ПОХОДЖЕННЯ

Одним із головних викликів сучасної промисловості є раціональне використання природних ресурсів і впровадження енергозберігаючих технологій. Сушіння належить до найбільш енерговитратних технологічних процесів у промисловості, і його організація суттєво впливає на якість та собівартість кінцевої продукції. У промислових харчових виробництвах етап сушіння часто є вирішальним для техніко-економічних показників усього процесу, оскільки він пов'язаний із великими витратами теплової енергії [1]. Сушіння застосовують як на початкових етапах підготовки сировини, так і на завершальних етапах виробництва, що сприяє покращенню якості матеріалів, зменшенню їх маси, запобіганню деформації та змінам фізичних властивостей. З огляду на актуальність питання економії енергоресурсів, особливу увагу приділяють експериментальним і теоретичним дослідженням, спрямованим на вдосконалення та інтенсифікацію процесу сушіння [2], а також зменшення енергетичних витрат і екологічного навантаження. Фільтраційне сушіння, що передбачає проходження теплового агенту крізь шар дисперсного матеріалу в стаціонарному стані під дією різниці тисків встановленої по обидва боки матеріалу, належить до високоефективних методів [3]. Воно має ряд переваг на відміну від традиційних методів, зокрема: можливість механічного видалення вологи з пористої структури матеріалу; максимальне насичення сушильного теплового агенту вологою під час проходження крізь шар матеріалу, що приводить до його низькотемпературності; швидкість фільтрування теплового агенту крізь пористу структуру обмежується лише економічною доцільністю процесу, що забезпечує максимально можливі коефіцієнти тепло- та масообміну; відсутність стадії очищення теплового агенту завдяки відсутності виносу дрібнодисперсних частинок із зони сушіння [4].

Вторинні органічні відходи харчових виробництв стають дедалі важливішим аспектом екологічної стратегії України. Ефективне управління цими відходами

може значно сприяти економії енергоресурсів і зменшенню негативного впливу на довкілля [5]. У зв'язку з зростанням потреб у раціональному використанні ресурсів, переробка та утилізація вторинних органічних відходів стає перспективним напрямком розвитку харчової промисловості. Сушіння є одним із ключових етапів у процесі підготовки цих відходів до подальшої переробки, що дає змогу зменшити їх об'єм та масу, полегшуючи транспортування та зберігання [6]. Завдяки сучасним підходам до переробки і способам використання, вторинні органічні відходи можуть бути перетворені на корисні продукти, такі як добрива або енергоресурси, що дає можливість значно підвищити ефективність використання наявних ресурсів та зменшити негативний вплив на довкілля. Проте, витрати на сушіння органічних відходів значно впливають на собівартість кінцевих продуктів [7]. Недосконалість технологічного обладнання та низька ефективність використання теплової енергії здорожують процес сушіння, тому оптимізація технологій сушіння та розроблення енергетично ефективних сушильних установок є актуальною науково-технічною задачею.

1.1. Основні особливості процесу осушення матеріалів

Сушіння – це технологічний процес, що забезпечує видалення вологи з матеріалів шляхом перенесення тепла і маси [8]. Процес сушіння є складним і включає взаємодію багатьох факторів, таких як температура, вологість і тиск, що потребують ретельного контролю для досягнення оптимальних результатів. Знання механізмів тепломасоперенесення дає змогу не лише вибрати раціональний режим сушіння, але й підвищити ефективність усього процесу [9].

Еволюція технологій сушіння нерозривно пов'язана з розвитком теоретичних основ цього процесу, оскільки розуміння механізмів тепломасообміну дає можливість оптимізувати режими сушіння. Протягом багатьох років науковці проводили численні дослідження, спрямовані на поглиблене розуміння процесу сушіння матеріалів [10]. Було створено та вдосконалено теоретичні основи тепломасообміну, що дало змогу значно підвищити ефективність сушильних

технологій [11]. Зокрема, було досліджено ключові принципи та кінетику процесу сушіння, а також розроблено різні типи сушильного обладнання [12].

Особлива увага приділялася дослідженню факторів, які впливають на швидкість і ефективність сушіння, таких як температура, вологість повітря, швидкість повітряного потоку, а також фізико-хімічні властивості матеріалу [13]. Було розроблено сучасні класифікації форм зв'язку вологи з матеріалом, що включають хімічно, фізико-хімічно та фізико-механічно зв'язану вологу, і визначено енергії зв'язку цих видів вологи. Це дало можливість краще розуміти, які форми вологи можна видалити під час сушіння, а які залишаються зв'язаними в матеріалі [14].

Значні зусилля були також спрямовані на створення і вдосконалення різних типів сушарок, включаючи конвективні, контактні, радіаційні та діелектричні системи, які знайшли широке застосування в промисловості [15]. Одним з пріоритетів стало зниження енергетичних витрат на сушіння, що привело до розробки енергозберігаючих технологій і оптимізації процесів, спрямованих на підвищення продуктивності та зменшення витрат [16].

Завдяки таким дослідженням і розробкам, процес сушіння перетворився на високотехнологічний, енергоефективний та адаптований до різних матеріалів процес, що сприяє розвитку промислових галузей та забезпечує стабільність у використанні ресурсів [17].

Вагомий внесок у розвиток сучасної науки про сушіння також зробили такі вчені-дослідники, як А.А. Долинський, Ю.Ф. Снежкін, М.І. Нікітенко, Б.І. Леончик, В.І. Склабінський, Г.А. Аксельруд, Я.М. Ханік, П.В. Білей, О.Г. Бурдо, В.М. Атаманюк, Я.М. Гумницький, Я.І. Соколовський та багато інших.

Ці наукові праці стали основою для подальшого розвитку технологій сушіння, які дають змогу підвищити ефективність виробництва, зокрема, у таких галузях як харчова промисловість [17] та інші.

З точки зору технології, процес переробки та сушіння вторинних матеріалів органічного походження потребує удосконалення для зменшення енергетичних затрат [18]. Використання сучасних технологій сушіння та переробки може дати

змогу ефективніше використовувати ці відходи, знизити витрати на утилізацію та підвищити екологічну безпеку виробництв.

Таким чином, вторинні органічні відходи харчових підприємств мають великий потенціал для повторного використання, що робить їх важливим ресурсом в умовах сучасного розвитку промисловості [19]. Удосконалення процесів сушіння та переробки вторинних матеріалів є актуальною задачею, яка може сприяти зниженню енергетичних затрат та підвищенню ефективності виробничих процесів.

Існуючі методи сушіння, а також різноманітні конструкції сушильних апаратів використовуються через широке розмаїття дисперсних матеріалів із різною структурною будовою та властивостями [20]. З розвитком промисловості підвищуються вимоги до енергоефективності, екологічності та економічності процесу сушіння. Тому сучасні дослідження є досі актуальні та спрямовані на пошук і впровадження енергоефективних технологій сушіння, що відповідають сучасним викликам у галузі промислового виробництва.

1.2. Огляд існуючих методів сушіння дисперсних матеріалів

Сучасна хімічна промисловість обробляє величезний обсяг різноманітних вологих матеріалів, кількість яких перевищує 200 тисяч видів, причому більше 80% з них належать до категорії дисперсних матеріалів [21]. Враховуючи широкий асортимент таких матеріалів, їх специфічні теплофізичні властивості, структуру та початкову вологість, вибір відповідних методів сушіння та конструкцій сушильного обладнання стає надзвичайно важливим і різноманітним завданням. Ці фактори зумовлюють використання широкого спектру методів сушіння, таких як конвективне [22], конвективно-кондуктивне [23], радіаційне [24], сублімаційне сушіння [25], а також різних типів сушильних апаратів, серед яких сушильні барабани, каскадні, тарілчасті, шахтні та карусельні сушарки, пневматичні труби-сушарки, установки з киплячим та аерофонтанним шаром [12]. Особливе місце займають сушарки, що працюють на струмах високої і надвисокої частоти, які

забезпечують ефективніше висушування матеріалів за рахунок активних гідродинамічних режимів.

Аналіз літератури свідчить, що процес сушіння, незважаючи на його поширеність, залишається одним із найбільш енергоємних процесів у промисловості [26]. Це пояснюється як низькою ефективністю використання теплової енергії, так і недосконалістю існуючого технологічного обладнання. Значна частина енергії витрачається на нагрівання повітря або інших агентів, які не повністю насичуються вологою і виводяться з зони сушіння разом із дрібнодисперсними частками готової продукції. Ці втрати не лише знижують загальну ефективність процесу, але й призводять до негативного впливу на навколишнє середовище [27]. Викиди теплових агентів, насичених парами вологи та дрібними частками матеріалу, можуть забруднювати атмосферу та прилеглі території, створюючи додаткові екологічні ризики [28].

У світлі сучасних вимог до технологічних процесів, які включають підвищені вимоги до екологічності та енергоефективності, питання удосконалення технологій сушіння є особливо актуальним. Пошук нових підходів та рішень для зниження енергозатрат та мінімізації негативного впливу на довкілля є важливим напрямком розвитку сучасної промисловості [29]. Це може включати вдосконалення існуючих методів сушіння, розробку нових сушильних апаратів, що забезпечують ефективніше використання теплової енергії, а також застосування альтернативних джерел енергії для зменшення загального енергоспоживання процесу [30].

Основною метою технології сушіння є вибір оптимальних режимів та раціональних методів, які забезпечують ефективне висушування з мінімальними енергетичними витратами. Для сушіння дисперсних матеріалів часто використовують різні види сушарок [31], включаючи сушарки з киплячим шаром, трубні сушарки, аерофонтанні установки, вихрові системи та обертові барабанні сушарки [32, 33]. Аналіз існуючих досліджень, таких як роботи [31], дає змогу критично оцінити переваги та недоліки кожного з цих методів.

Аналіз існуючих методів осушення дисперсних матеріалів свідчить про те, що вони також містять ряд недоліків. Наприклад, виявлено, що гідродинамічні

процеси обтікання частинок тепловим агентом визначаються часом перебування частинок у сушильному апараті [34]. Хаотичний рух частинок і їх перемішування по всьому об'єму сушильного шару призводить до значних варіацій у часі перебування окремих частинок. Це часто вимагає збільшення середнього часу сушіння, що, в свою чергу, може зменшувати продуктивність апарата. Інтенсивне перемішування частинок може знижувати температурні та концентраційні градієнти, що негативно впливає на швидкість процесу сушіння.

Окрім того, тривале перебування частинок і їх активний рух можуть спричинити подрібнення матеріалу і збільшення утворення пилу. Це також може призвести до виникнення каналів у сушильному шарі та відкладення продукту на газорозподільних решітках, особливо у випадку продуктів, схильних до злипання [33]. З іншої сторони, присутність пилу вимагає наявності додаткового очисного обладнання, що ускладнює та здорожує технологічну схему. Тому важливо продовжувати дослідження і вдосконалення технологій сушіння для покращення їх ефективності і зменшення негативних аспектів.

Ще одним значним недоліком сушіння у зваженому шарі або за допомогою пневмотранспорту є невелика відносна швидкість теплового агента по відношенню до твердих частинок. Для покращення процесу використовують криволінійні або закручені потоки [35]. Під час руху по криволінійній траєкторії на дисперсну фазу впливають відцентрові сили, які уповільнюють рух частинок. Це збільшує відносну швидкість між тепловим агентом і матеріалом, що сприяє інтенсифікації процесу сушіння. Крім того, час перебування частинок у прямоточному апараті також збільшується, що є важливим для дифузійних процесів. Проте сушильні установки цього типу є складнішими у виготовленні порівняно з апаратами киплячого шару.

Як зазначалося раніше, температура теплового агента на виході з пневмотранспортних сушарок, а також сушарок киплячого і фонтануючого шару та обертових сушильних барабанів варіюється в межах 70–140 °C [36]. Ці температури призводять до значних втрат теплової енергії та знижують загальний коефіцієнт корисної дії (ККД) сушильного обладнання. Для покращення ефективності і зменшення енергетичних витрат, деякі фахівці рекомендують

встановлювати теплоутилізуючі пристрої на виході з сушарок [37]. Такі системи дають змогу утилізувати відпрацьовану теплову енергію, що не тільки знижує витрати на енергоресурси, але й покращує загальну ефективність процесу сушіння. Установка теплоутилізаторів є важливим кроком до підвищення екологічної і економічної ефективності сушильних систем.

1.3. Фільтраційне сушіння дисперсних матеріалів органічного походження

Фільтраційне сушіння є високоінтенсивним і ефективним методом осушення дисперсних матеріалів [38–40]. Цей метод передбачає проходження теплового агенту, такого як гаряче повітря або інші гази, через пористу структуру матеріалу, розміщеного на перфорованій перегородці. Тепловий агент проникає через матеріал, що дає змогу забезпечити ефективну теплопередачу і прискорити випаровування вологи. Волога, що випаровується, виводиться з системи, що забезпечує ефективне сушіння матеріалу [41].

Однією з переваг фільтраційного сушіння є додаткове механічне витіснення вологи, яке дає змогу зменшити витрати енергії на фазове перетворення вологи в пару. Дослідження показують, що в деяких випадках цей метод може витіснити до 70% вологи без додаткових енергетичних витрат [42]. Це робить фільтраційне сушіння особливо економічно вигідним для попередньої підготовки великих обсягів матеріалів, знижуючи загальні витрати на енергоресурси [43].

Процес фільтраційного сушіння також забезпечує високу ефективність завдяки тому, що тепловий агент контактує не лише із зовнішньою поверхнею дисперсних частинок, але й проникає в їх внутрішню структуру [44]. Це значно збільшує площу теплообміну і сприяє рівномірному висушуванню матеріалу. На вході теплового агенту температура є максимальною, а на виході вона зменшується, що дає змогу максимально використовувати енергетичний потенціал теплового агенту.

Завдяки цьому методу можна використовувати низькотемпературний тепловий агент, що ще більше знижує енергетичні витрати [45]. На виході з шару

температура теплового агенту лише трохи перевищує температуру мокрого термометра, що дає змогу забезпечити максимальне використання тепла. Крім того, фільтраційне сушіння дає змогу досягти високих граничних значень швидкості сушіння та відповідного коефіцієнта ефективності, обмеженого лише економічними чинниками, що відрізняє його від інших методів сушіння [46].

Важливо відзначити, що фільтраційне сушіння може бути складним з точки зору технічної реалізації та може вимагати спеціального обладнання для забезпечення необхідних умов для процесу. Однак, завдяки своїм перевагам, таким як економія енергії та висока ефективність [47], цей метод активно застосовується в промислових сферах, включаючи хімічну, фармацевтичну, харчову промисловість та інші галузі, де потрібна точність і ефективність у процесі сушіння дисперсних матеріалів.

Дослідження, проведені авторами Мосюком М.І., Госовським Р.Р., Матківською І.Я., та Гузьовою І.О. Національного університету "Львівська політехніка", підтвердили високу ефективність методу фільтраційного сушіння для попередньої підготовки харчових дисперсних матеріалів органічного походження.

У роботах Мосюка М.І. [48] проведено дослідження процесу фільтраційного сушіння подрібненої "енергетичної" верби та запропоновано критеріальні рівняння для опису закономірностей цього процесу. Ці рівняння дають змогу прогнозувати втрати тиску в стаціонарному шарі подрібненого матеріалу, а також визначати енергетичні витрати на процес сушіння. Автор теоретично обґрунтував мінімальну висоту шару, на якій формується фронт тепло- та масообміну, та встановив наявність періодів повного і часткового насичення теплового агенту парами вологи. Були визначені коефіцієнти тепло- та масовіддачі, залежно від швидкості руху теплового агента, а результати узагальнено у вигляді критеріальних рівнянь.

Окрім того, автор розробив математичну модель масоперенесення для частинок циліндричної форми, що дає змогу визначити коефіцієнт внутрішньої дифузії водяної пари в порах і капілярах частинок подрібненої верби. Було також визначено економічний ефект від впровадження фільтраційного сушіння у виробництво, що підтверджує перспективність цієї технології. На основі

отриманих даних розроблено принципову схему сушильної установки, яка реалізує фільтраційний метод сушіння з урахуванням гідродинамічних характеристик шару подрібненої “енергетичної” верби. Ця установка забезпечує оптимальні умови для ефективного сушіння та може бути інтегрована у виробничі процеси з метою зниження енергетичних витрат і підвищення продуктивності.

Проте результати, отримані автором, хоча і окреслюють напрямки необхідних дослідницьких робіт, не можуть бути застосовані для іншого типу рослинної сировини органічного походження.

У роботі Госовського Р.Р. [49], автором було досліджено процес фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, з метою зменшення енергетичних затрат у технологічному процесі виробництва твердого біопалива. Основна мета дослідження полягала у вивченні закономірностей гідродинаміки, тепломасообміну, кінетики та внутрішньодифузійних процесів під час сушіння для забезпечення високої якості кінцевого продукту.

Автором було розроблено критеріальні рівняння, що дають змогу прогнозувати втрати тиску та енергетичні витрати під час сушіння. Ці рівняння є зручними для використання на стадії проектування сушильного обладнання. Крім того, автор запропонував критеріальні залежності для визначення коефіцієнтів тепловіддачі та масовіддачі під час сушіння як сухого, так і вологого шару матеріалу.

Також, автор дослідив дифузійні процеси масоперенесення та їх вплив на ефективність сушіння, розробив математичну модель, що описує процес дифузії, та визначив ефективні коефіцієнти дифузії для частинок різних форм. Це дало змогу оптимізувати параметри сушіння для зменшення енерговитрат і забезпечення оптимального вологовмісту матеріалу для процесу брикетування.

Але особливості неоднорідності біомаси та відмінності у фізико-хімічних властивостях рослинної сировини також не дозволяють універсально використовувати одержані результати та прогнозувати закономірності осушення інших рослинних матеріалів.

У роботі Матківської І.Я. [50] детально досліджено процес фільтраційного сушіння зерен пшениці із зосередженням уваги на теоретичних та експериментальних аспектах гідромеханічних, теплових і масообмінних процесів. Робота включає розробку та обґрунтування теоретичних моделей, які дають змогу моделювати процес фільтраційного сушіння і підвищити його ефективність.

Для проведення досліджень була створена спеціальна експериментальна установка, що забезпечила можливість фізичного моделювання гідродинаміки, кінетики та теплообміну при сушінні зерна. На основі проведених експериментів були отримані важливі результати, такі як визначення коефіцієнтів тепловіддачі та механізму теплофізичних процесів, а також вплив змінних параметрів теплового агента, таких як температура та швидкість фільтрування, на ефективність сушіння.

Зокрема, дослідження показали, що збільшення температури теплового агента від 40 до 80°C скорочує час сушіння в шість разів, а підвищення швидкості фільтрування від 0,66 до 1,38 м/с зменшує час сушіння в 1,4 рази. Було також розроблено математичну модель для внутрішньодифузійного масоперенесення, яка включає нове визначення коефіцієнта дифузії вологи і його залежності від температури та початкового вологовмісту зерна.

Оптимальні умови сушіння зерна, що були визначені в результаті досліджень, включають температуру теплового агента в діапазоні 50–60°C і швидкість фільтрування від 0,8 до 1,3 м/с. Додатково, розроблена модель руху стаціонарного шару зерна по похилій поверхні дає змогу встановити конструктивні параметри сушильної установки.

Результати роботи мають важливе значення для удосконалення технологій фільтраційного сушіння зерна пшениці, забезпечуючи підвищення ефективності процесу, зменшення енергетичних витрат і сприяння сталому розвитку промислових технологій.

Проте існуючі промислові процеси часто використовують подрібнену сировину, тому дані результати не можуть бути використані для прогнозування осушення інших дисперсних рослинних матеріалів.

У роботі Гузьової І.О. [51], автор здійснив ґрунтовне дослідження фільтраційного сушіння кавового шламу, зосереджуючи увагу на підвищенні ефективності цього процесу. Важливим аспектом дослідження стало визначення впливу структури аморфного матеріалу, внутрішньої будови його частинок і фізико-хімічних властивостей на механізм сушіння.

Автор вперше дослідив гідродинаміку і кінетику сушіння кавового шламу при змінній висоті шару, що дало змогу отримати критично важливі гідродинамічні характеристики цього матеріалу. Визначено основні коефіцієнти, які враховують вплив в'язкісних та інерційних сил на гідравлічний опір, а також коефіцієнт проникності кавового шламу. Ці результати є важливими для прогнозування процесу сушіння та розрахунку енергетичних затрат.

Дослідження також охопило кінетику фільтраційного сушіння кавового шламу та вплив ключових параметрів, таких як температура і швидкість теплоносія, на тривалість процесу. Отримані кінетичні коефіцієнти дають змогу точно моделювати процес сушіння в широкому діапазоні умов. Крім того, було експериментально підтверджено, що пошарове видалення сухого матеріалу під час сушіння дає змогу прискорити процес на 1,4 – 1,6 рази порівняно зі стаціонарним шаром.

На основі цих даних автор розробив методіку розрахунку сушильного агрегату з регульованою висотою шару і запропонував конструкцію промислової сушарки, яка реалізує безперервний процес фільтраційного сушіння кавового шламу.

Загалом, фільтраційний метод сушіння кавового шламу дає змогу інтенсифікувати процес у 6–7 разів порівняно з конвективним методом, що значно знижує енергетичні витрати і підвищує ефективність виробничих процесів.

Дані результати теж не є універсальними і можуть бути використані для вузького технологічного напрямку і конкретного процесу.

Аналіз наведених досліджень показує, що гідродинаміка та процеси тепло- і масообміну під час фільтраційного сушіння, незважаючи на значний об'єм проведених досліджень, не можуть бути узагальнюючими для різних типів

рослинної сировини. Більшість результатів, які представлені в технічній літературі, стосуються окремих матеріалів, причому самі автори визнають, що запропоновані залежності не є універсальними і діють лише для певних матеріалів та в межах досліджених параметрів.

Проте є параметри, що можуть бути виокремленими і важливими для використання у подальших дослідженнях. Аналіз отриманих результатів вказує на перспективність цього методу та дає змогу визначити оптимальні межі процесу сушіння. Зокрема, встановлено, що висота стаціонарного шару повинна бути в межах 40 – 160 мм, швидкість теплового потоку може бути збільшена з метою інтенсифікації процесу разом і збільшенням температура теплового агенту до значень нижче 100 °С, при якій фактично і відбувається самовільне випаровуванню вологи.

Виконані авторами дослідження показують, що фільтраційне сушіння є особливо ефективним для зниження вмісту вологи в різних дисперсних матеріалах рослинного походження порівняно з іншими методами, зберігаючи при цьому їхні властивості. Також є безсумнівною точність одержаних узагальнених закономірностей для окремих досліджених типів рослинної сировини.

Це підкреслює важливість подальших досліджень фільтраційного сушіння рослинної сировини, що не була досліджена на даний час. Розширення існуючих відомостей та можливостей ефективного осушення рослинної сировини сприятиме оптимізації технологічних процесів, що дасть змогу досягти максимальної ефективності використання теплової енергії за виробничих умов. Подальші дослідження можуть сприяти удосконаленню фільтраційного сушіння та його впровадженню в промисловість, що забезпечить економію енергоресурсів і підвищення якості кінцевого продукту.

1.4. Особливості використання вторинної сировини органічного походження

Сьогодні питання раціонального використання ресурсів є надзвичайно актуальним [52]. Розвиток промисловості, зростання населення та зменшення

запасів природних ресурсів вимагають пошуку альтернативних рішень для мінімізації відходів та зниження екологічного навантаження. Використання вторинної сировини органічного походження стає важливим напрямом у цій сфері, оскільки дає змогу повторно використовувати матеріали та зменшити кількість відходів [53]. Рослинна сировина, як один із доступних та екологічно безпечних видів вторинної сировини, має великий потенціал для застосування в агропромисловому комплексі, хімічній та енергетичній галузях.

Харчова промисловість України охоплює понад 40 підгалузей, включаючи цукрову, олійно-жирову, хлібопекарську, кондитерську, молочну, м'ясну, рибну та виноробну. Зараз в Україні працює понад 5000 підприємств харчової промисловості, які щорічно отримують близько 3 млрд доларів іноземних інвестицій, що складає понад 25 % від загальних інвестицій у промисловість країни [54].

У процесі обробки в харчовій промисловості утворюється велика кількість вторинних рослинних відходів органічного походження [55, 56]. Це включає різноманітні матеріали, такі як залишки овочів і фруктів, зокрема відходи з обробки картоплі, моркви, яблук, а також біомасу, макуху, виноградні шкірки і кісточки, і відходи, що залишаються після спиртового бродіння. Дана вторинна сировина, як правило, є цінною з огляду на її хімічний склад та фізико-хімічні властивості і може бути використана повторно згідно з принципами раціонального природокористування. Наприклад, картопляні відходи багаті на крохмаль і можуть бути використані у біопластиці чи біопаливі [57, 58]; морква містить каротиноїди та антиоксиданти, корисні для виготовлення кормів або харчових добавок [59]; яблучні залишки багаті на пектин та поліфеноли, що важливі у фармацевтиці та харчовій промисловості; макуха, залишки після віджиму олії, є цінним джерелом білка та жиру для кормів або біодизеля [60]; виноградні шкірки містять поліфеноли та ресвератрол, що використовуються у косметичці та фармацевтиці [61]; відходи спиртового виробництва можуть служити для виробництва кормів або біогазу [62].

Вторинні рослинні відходи органічного походження часто характеризуються високим рівнем вологості, що значно знижує їхній термін придатності і ускладнює

їхнє зберігання та подальше використання. Вологість відходів може досягати значень до 80%, що створює проблеми для їхнього управління, оскільки висока вологість сприяє швидкому псуванню, розкладу та гниттю, що не тільки обмежує можливості їх зберігання, але й негативно впливає на екологічний стан. Відомо, що післяспиртова барда, як побічний продукт спиртового виробництва, містить значну кількість органічних речовин, і при неправильному поводженні може спричинити забруднення навколишнього середовища [63]. Якщо дану вторинну рослинна сировину органічного походження не обробити вчасно, барда починає гнити і виділяти токсичні речовини, що негативно впливає на якість ґрунту і води. Схожа ситуація із пивною дробиною. Дану вторинну рослинна сировину органічного походження підлягає швидкому розкладу, що призводить до виділення неприємного запаху та розвитку хвороботворних мікроорганізмів [64]. Це може викликати проблеми на прилеглих територіях, включаючи погіршення санітарних умов і підвищення ризику зараження водних ресурсів.

Для ефективного використання вторинних рослинних відходів органічного походження з надлишковою вологістю необхідною є стадія їх осушення[65]. Процес осушення дає змогу зменшити вологість відходів, що, в свою чергу, збільшує їхній термін зберігання, знижує ризик розкладу і відкриває нові можливості для подальшого використання; паралельно з цим зберігаючи хімічний склад. Осушення робить відходи зручнішими для транспортування, зберігання і переробки, що може суттєво покращити ефективність управління відходами і зменшити їх можливий негативний екологічний вплив. Таким чином, осушення вторинних відходів може стати важливим етапом у забезпеченні сталого розвитку промисловості та збереженні природних ресурсів.

Вторинне використання відходів харчових підприємств значною мірою залежить від їхньої вартості та економічної доцільності методів переробки. Зниження витрат на попередню підготовку і транспортування є ключовим фактором, що визначає рентабельність повторного використання таких відходів. У цьому контексті осушення вторинних відходів відіграє важливу роль, адже зменшення вмісту вологи не тільки знижує витрати на транспортування та

попередню підготовку, але й дає змогу ефективніше використовувати ресурсний потенціал цих відходів. Впровадження технологій осушення стає критично важливим для створення сталих і економічно ефективних систем управління відходами, що відповідають сучасним екологічним стандартам і економічним потребам.

Висновки до Розділу 1

1. Як показав аналіз наукових джерел, значний потенціал вторинної рослинної сировини органічного походження, зокрема відходів промислових харчових підприємств, не завжди використовується раціонально. Цю сировину доцільно залучати для подальшого перероблення, зокрема в напрямку сушіння для зменшення вологовмісту з метою її подальшого використання.
2. Аналіз енергоспоживання на різних етапах обробки рослинної сировини з високим вмістом вологи показав, що найбільші енергозатрати припадають на стадію сушіння. Тому основні зусилля слід спрямувати на підвищення енергоефективності цього процесу.
3. Огляд методів сушіння дисперсних рослинних матеріалів та доступного обладнання свідчить про те, що фільтраційне сушіння є перспективним для осушення вторинної рослинної сировини органічного походження. Цей метод здатен суттєво знизити енергозатрати порівняно з іншими підходами, що робить його економічно привабливим для промислового використання.
4. Результати теоретичних і експериментальних досліджень процесу фільтраційного сушіння виявили, що існуючі моделі перенесення маси та тепла для інших матеріалів не можуть бути застосовані до досліджуваної вторинної рослинної сировини органічного походження.
5. Проведений аналіз дав змогу визначити ключові напрямки досліджень фільтраційного сушіння вторинної рослинної сировини органічного походження. Важливими є теоретичні й експериментальні дослідження, що

враховують гідродинаміку та кінетику осушення, що впливають на ефективність та енерговитрати процесу.

РОЗДІЛ 2

ХАРАКТЕРИСТИКА ОБ'ЄКТІВ ДОСЛІДЖЕННЯ ТА МЕТОДИКИ ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТІВ

2.1. Основні фізико-хімічні властивості об'єктів досліджень

В Україні функціонує багато локальних харчових підприємств, які утворюють значні обсяги рослинних відходів. Через це виникає можливість ефективного повторного використання цих відходів як вторинної сировини. Завдяки широкому поширенню та доступності рослинної сировини, такі підприємства мають великий потенціал для впровадження технологій переробки, що сприяє більш раціональному використанню ресурсів.

В Україні функціонує понад 80 спиртозаводів, які щорічно виробляють близько 4 млн м³ мелясної та 3,6 – 3,8 млн м³ зернової барди [66]. Крім того, річний обсяг пивної дробини, яка утворюється на понад 100 пивоварних заводах, перевищує 30 мільйонів тон [67]. Значні обсяги відходів можуть стати серйозною екологічною проблемою при недостатній обробці та утилізації. Своєчасне та ефективно управління цими відходами має вирішальне значення для запобігання забрудненню навколишнього середовища та оптимізації ресурсів у промислових процесах.

Післяспиртова барда – це побічний продукт при виробництві етилового спирту за допомогою бродіння харчової сировини – залишок після відгонки з бражки; при цьому на 1 літр етанолу припадає орієнтовно 10 – 15 літрів барди в залежності від технології [68–70]. Однак це значення може сягати до 20 літрів в залежності від сировини, що застосовується для виробництва [71]. За своєю природою післяспиртова барда є рідкою суспензією світло-коричневого кольору з характерним «хлібним» запахом або запахом зерна. Вміст сухих речовин у даному продукті становить до 10 % і барда швидко псується – усього за кілька днів. Сирий продукт має високу вологість (близько 75÷80 %), що скорочує та обмежує строк його придатності. У такому вигляді використання та транспортування барди є

економічно невиправданими, а тривале зберігання – неможливим. Зважаючи на вищесказане, післяспиртова барда є відходом виробництва, повторна переробка чи утилізація якого є важливим промисловим завданням.

У випадку зневоднення спиртової барди у спеціальних сепараторах до 50÷60 % одержується цінна білкова їжа для сільськогосподарських тварин. Відомо, що використання такого продукту в раціонах дійних корів підвищує надої та покращує якість молока за рахунок збільшення вмісту жиру та білків [72].

Зважаючи на велику вологість продукту, рекомендується згодувувати сиру післяспиртову барду не довше, ніж протягом трьох днів після її одержання. З метою продовження строку придатності сирової післяспиртової барди її консервують, закладаючи у силосні ями та рукави. Також задля продовження термінів придатності післяспиртову барду осушують, але це значно підвищує її собівартість.

Що стосується хімічного складу, то післяспиртова барда містить багато цінних речовин (%): цукрів 0,2÷0,45; гліцерину 0,4÷0,6; крохмалю 0,1÷0,2; геміцелюлози 1,4÷2,3; целюлози 0,3÷0,9 [66, 71]. Також у барді присутні білки, амінокислоти (триптофан, лізин, метіонін, цистин, треонін), вітаміни (нікотинова і фолієва кислоти, біотин), макро- і мікроелементів, вуглеводи [71–73].

Відмітимо, що за вмістом протеїну, амінокислот та інших речовин, які відіграють важливу роль в обміні речовин і процесах росту тварин, суха барда випереджає більшість кормових продуктів, тому її використання у тваринництві є найбільш раціональним.

Були проведені дослідження, у яких післяспиртову барду використовували як пластифікатор бетонних і цементно-піщаних сумішей. Це мало на меті мінімізацію ризиків скидання барди, як відходу, в навколишнє середовище. Проте даний напрямок не одержав розвитку з огляду на низький вміст сухих речовин, та проблематику транспортування, що робило не вигідним її застосування за межами 80–100 км радіусу від місць виробництва [72]. Окрім цього, проводили дослідження в яких післяспиртову барду спочатку використовували як середовище для вирощування дріжджів, а згодом одержану післядріжджову барду додавали до

бетонних сумішей. Дослідили, що добавка $0,1 \div 0,15$ % такого продукту підвищує міцність бетону на $10 \div 15$ %.

Відомо також про активні лабораторні та польові дослідження по удобренню сільськогосподарських земель відходами спиртового виробництва для підвищення врожайності сільськогосподарських культур – післяспиртова барда має кислу реакцію середовища (pH $4,8 \div 5,2$), сприяє розвитку мікрофлори ґрунту. Така діяльність дала змогу підвищити урожайність на $24,9 \div 48,1$ %, при цьому зроста цукристість коренеплодів цукрових буряків, а вміст білка у зерні сої, ячменю та гречки виріс на $3,19 \div 31,5$ % [72]. Рекомендується використовувати близько 125 m^3 /га післяспиртової барди для покращення росту рослин та характеристик ґрунту. При використанні >250 m^3 /га, спостерігається протилежна дія [74].

Ще одним напрямком використання барди і водночас альтернативою фізико-хімічним методам переробки є технологія отримання біогазу [75], який можна використати для потреб виробництва, шляхом стимулювання процесів метаноутворювальними бактеріями в анаеробному середовищі. Розроблено технологію утилізації відходів спиртозаводів, що переробляють зерно, з одержанням сухого білкового корму та біогазу і з очищенням стоків до рівня, прийняттого для скидання їх у водойми. Згідно з нею, з барди за допомогою центрифуги виділяється дробина, яку потім сушать на паровій сушарці.

Відомо про дослідження, що підтверджують можливість використання осушеної кукурудзяної післяспиртової барди як альтернативного твердого палива [76]. Після процесу осушення вміст вологи в барді значно знижується, що підвищує її теплотворну здатність і робить придатною для спалювання з метою отримання енергії. Завдяки цьому, кукурудзяна барда може слугувати ефективним та екологічно безпечним заміником традиційних видів палива, таких як вугілля або дрова.

Іншим розповсюдженим відходом рослинного походження локальних харчових виробництв є пивна дробина, що утворюється під час фільтрування пивного суслу від твердих частинок зерна на пивному виробництві. За своєю природою пивна дробина – це твердий залишок в процесі виробництва пива з

характерним запахом, який складається з лушпиння зерна ячмінного солоду в поєднанні з частинами перикарпію та шарами насінневої оболонки ячменю. Склад цих відходів може змінюватися, залежності від типу використовуваного ячменю, способу його вирощування та інших факторів [77].

У процесі промислового виробництва утворюється близько 15÷20 кг дробини на кожні 100 літрів пива, що становить майже 31 % початкової маси солоду [78]. При цьому обсяг дробини становить близько 85 % від усіх побічних продуктів промислового виробництва [79, 80]. Даному побічному продукту характерна висока вологість (± 70 %) [67], що призводить до швидкого псування продукту. Термін придатності при цьому становить близько 2–3 днів, що ускладнює можливість наступного використання та обмежує зону застосування дробини. З огляду на це, тривале зберігання та транспортування пивної дробини є надзвичайно не економічне.

Обсяги утворення пивної дробини сягають великих масштабів, так як пиво вважається п'ятим за кількістю споживаних напоїв в усьому світі. Станом на 2018 рік, світове виробництво пива сягало майже 182 мільйонів тон, в той час як в Європі вироблялося близько 52 мільйонів тон [81].

Незважаючи на те що пивна дробина є побічним продуктом, вона цінується своїм багатим хімічним складом. Даний продукт містить наступні компоненти: білок (31%), пентозани (19%), лігнін (16%), крохмаль і β -глюкани (12%), целюлоза (9%), ліпіди (9%) та зола (4%) [77].

Низька собівартість, доступність та цінний хімічний склад дає змогу використовувати пивну дробину як кормову добавку до раціону сільськогосподарських тварин. Її можна згодовувати худобі безпосередньо у вологій стадії або після обробки та сушіння [78, 79].

Пивну дробину через високий вміст в ній білка і клітковини додають в їжу для людей. Дробину висушують, подрібнюють та просіюють в результаті чого утворюється порошок. Отриманий продукт містить високий вміст клітковини та білка, а також знижує калорійність харчових продуктів. Можливим є заміна

борошна обробленою дробиною з додаванням у хліб [82] та печиво [83] та інші хлібобулочні вироби [78].

Відомо також про дослідження використання пивної дробини для удобрення сільськогосподарських земель. Високий вміст білка в даному продукті забезпечує необхідну кількість азоту в ґрунті, що є ідеальним для багатьох сільськогосподарських культур, таких як буряк, шпинат, капуста та цибуля. Спостерігається також позитивний вплив на швидкість проростання рослин при поєднанні дробини з компостом [80].

Серед можливих сфер застосування пивної дробини також можна виокремити отримання біогазу. У результаті анаеробного бродіння отримують суміш газів, які складаються з метану 55 – 65 %, вуглекислого газу 30 – 45%, невеликої кількості сірководню та фракції водяної пари [78, 79].

Дослідження показують, що осушена пивна дробина може ефективно використовуватися як альтернативне тверде паливо [84]. Зменшення вмісту вологи в дробині робить технологічно можливим формування матеріалу у брикети та разом із тим суттєво підвищує її теплотворну здатність, що дає змогу використовувати цей вторинний матеріал у сформованому вигляді для спалювання в енергетичних установках.

Післяспиртова барда та пивна дробина, як бачимо, мають схожі напрямки та широкі можливості вторинного застосування. Їх переробка може значно зменшити потребу в первинних природних ресурсах і знизити негативний вплив на навколишнє середовище. Ці відходи можуть бути використані для виготовлення твердого палива, органічних добрив, кормів для тварин, або як сировина для біотехнологічних процесів. Такий підхід не тільки сприяє ефективному використанню природних ресурсів, але й допомагає зменшити викиди забруднюючих речовин, покращити екологічну ситуацію та забезпечити стійкість галузей.

Спільною характеристикою цих відходів є їх високий вміст вологи. Попереднє осушення цих відходів є ключовим етапом у процесі їх подальшого використання, оскільки висока вологість значно ускладнює транспортування,

зберігання та переробку. Це відкриває можливості для більш ефективної переробки, зменшення витрат і оптимізації логістики.

Об'єктом експериментальних досліджень була вторинна рослинна сировина органічного походження – кукурудзяна післяспиртова барда та ячмінна пивна дробина, отримана на локальних харчових підприємствах.

Кукурудзяна післяспиртова барда (рис. 2.1) була одержана на промисловій виробничій лінії ДП «Вузлівський спиртовий завод» (с. Вузлове, Львівська область) [85].



Рис. 2.1. Осушена кукурудзяна післяспиртова барда

Післяспиртова барда, яку використовували для експериментальних досліджень, мала наступні характеристики:

- початкова вологість $\omega = 72,78$ % мас.;
- насипна густина вологого матеріалу $\rho_{\text{нас}}^{\text{в}} = 407,5$ кг/м³;
- насипна густина осушеного матеріалу $\rho_{\text{нас}}^{\text{ос}} = 232$ кг/м³;
- порізність осушеного шару матеріалу $\varepsilon = 0,74$ м³/м³.

Ячмінна пивна дробина (рис. 2.2) була отримана на виробничій лінії пивоварні «Кумпель» (м. Львів, Україна) [86].

Ячмінна пивна дробина, яку використовували для експериментальних досліджень, мала наступні характеристики:



Рис. 2.2. Осушена ячмінна пивна дробина

- початкова вологість $\omega = 77,88\%$ мас.;
- насипна густина вологого матеріалу $\rho_{\text{нас}}^{\text{в}} = 451,74 \text{ кг/м}^3$;
- насипна густина осушеного матеріалу $\rho_{\text{нас}}^{\text{ос}} = 175,2 \text{ кг/м}^3$;
- порізність осушеного шару матеріалу $\varepsilon = 0,32 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

2.2. Методики проведення експериментальних досліджень

2.2.1. Опис та принцип роботи експериментальної установки

Для виконання експериментальних досліджень фільтраційного сушіння було використано експериментальну установку (рис. 2.3), що дає змогу проводити комплексні дослідження сушіння вологого матеріалу за зміни висоти його шару, швидкості теплового агента та його температури [87].

Установка, що представлена на рис. 2 складається із вентилятора 1, який нагнітає повітря у електрокалорифер 2, де воно нагрівається до заданої температури. Проходячи через дифузор 3, повітря потрапляє у контейнер 5 з шаром досліджуваного матеріалу. Над контейнером розташовується термопара 4 для

визначення температури повітря на виході з дифузора. Термопара з'єднана з контрольно-вимірювальним приладом SENTOS D1S, за допомогою якого встановлюється і підтримується стала температура сушильного агента. Для вимірювання значень втрат тиску в шарі матеріалу встановлюється вакууметр 8. Контейнер 5 з'єднаний з ресивером, в якому створюється розрідження за рахунок водокільцевого вакуум-насосу 12. Перед попереднім розташований ротаметр 9 для вимірювання витрати повітря. Також встановлений регулюючий вентиль 10 (для регулювання витрати теплового агента) і запірний вентиль 11 [87].

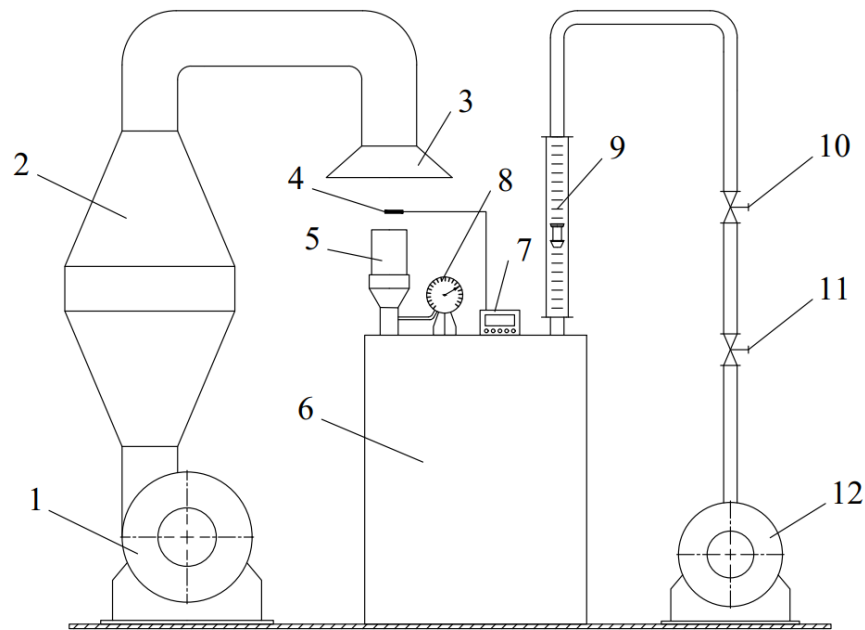


Рис. 2.3. Схема експериментальної установки для фільтраційного сушіння:

1 – вентилятор; 2 – електрокалорифер; 3 – дифузор; 4 – термопара; 5 – контейнер; 6 – ресивер; 7 – контрольно-вимірювальний прилад SENTOS D1S; 8 – вакууметр; 9 – ротаметр; 10 – регулюючий вентиль; 11 – запірний вентиль; 12 – водокільцевий вакуум-насос

Таким чином, повітря нагнітається у електрокалорифер 2, де воно нагрівається до необхідної температури. Виходячи з дифузора 3, повітря потрапляє у циліндричний контейнер 5 із стаціонарним шаром досліджуваного матеріалу певної висоти. Далі повітря проходить крізь дисперсний шар матеріалу завдяки різниці тисків, яку створювали водокільцевим вакуум-насосом 12 у ресивері 6. Швидкості руху повітря крізь стаціонарний шар матеріалу змінювали за

допомогою регулюючого вентиля 10 та фіксували за допомогою ротаметра 9. Для встановлення динаміки осушення досліджуваного матеріалу методом фільтраційного сушіння, проводили зважування матеріалу у контейнері 5 із певним часовим кроком. Осушення матеріалу на експериментальній установці фільтраційного сушіння здійснювали до моменту встановлення постійної маси у результаті останніх трьох зважувань.

2.2.2. Методика проведених досліджень гідродинаміки

Дослідження гідродинаміки осушених дисперсних матеріалів було здійснено на експериментальній установці, схему якої описано у пункті 2.2.1. У циліндричний контейнер 5, зображений на рис. 2.4, завантажували осушений дисперсний матеріал на встановлену експериментом висоту. Контроль висоти шару осушеного матеріалу у циліндричному контейнері (рис. 2.4) здійснювали за допомогою значення насипної густини матеріалу.

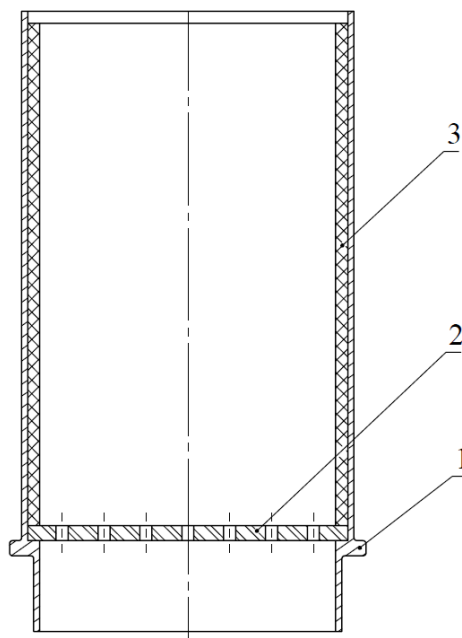


Рис. 2.4. Схематичне зображення циліндричного контейнера експериментальної установки: 1 – корпус контейнера, 2 – перфорована перегородка, 3 – теплоізоляційна вставка

Крізь стаціонарний шар матеріалу у контейнері пропускали тепловий агент за кімнатної температури в лабораторії та з визначеної початковою витратою на ротаметрі 9. Поступово закриваючи і відкриваючи регулюючий вентиль 10, змінювали витрату теплового агенту, та паралельно фіксували значення перепаду тисків за допомогою вакууметра 8. Дослідження проводили для обраних висот стаціонарного шару осушених вторинних сировин за сталої температури та початкової витрати теплового агенту.

Експериментальні дослідження проводили за кімнатної температури, що на момент досліджень становила 16 °С. При даному значенню температури, густина потоку повітря рівна 1,226 кг/м³, а коефіцієнт динамічної в'язкості – 1,79·10⁻⁵ Па·с.

2.2.3. Методика визначення значення насипної густини

Експериментальне визначення насипної густини сировини проводили згідно рекомендацій ДСТУ [88]. У круглий контейнер з відомим діаметром насипали певну кількість дисперсного матеріалу до чітко заданої висоти шару. Наступним кроком було визначення маси сировини, яке проводили на електронних вагах марки AXIS AD3000. Розрахунок проводився за формулою (2.1):

$$\rho_{\text{нас}} = \frac{G}{S \cdot H} \quad (2.1)$$

де G – маса шару матеріалу в контейнері, кг; S – площа поперечного перерізу контейнера, м²; H – висота шару досліджуваного матеріалу, м.

2.2.4. Методика визначення значення вологості сировини

Попереднє визначення вологості дослідних матеріалів проводилося згідно рекомендацій ДСТУ [89]. Було використано аналізатор вологи RADWAG MA 50/1.R. Зразок досліджуваної сировини масою близько 1,5 г поміщали на спеціальну платформу приладу, де відбувалося прожарювання матеріалу за температури 115 °С – дещо вищої за температуру кипіння води – для повного вилучення вологи з матеріалу. Для точнішого визначення вологості, процес

проводили 5 раз. Час сушіння становив 75 хвилин, за який відбувалося припиненню зміни маси зразка.

2.2.5. Методика визначення значення порізності дисперсної сировини

Визначення порізності шару осушеної вторинної сировини проводили згідно рекомендацій [90] за допомогою методу двох рідин. Попередньо зважену наважку досліджуваного матеріалу поміщали у мірний циліндр, який згодом заповнювали бензолом та залишали на 48 год. Протягом цього часу відбувалося повне видалення повітря із пор матеріалу. По завершенню цього часу, зливали бензол з мірного циліндра, його залишки за допомогою фільтрувального паперу видаляли з поверхні дисперсного матеріалу. Після цього сировину поміщали у мірний циліндр та заповнювали дистильованою водою до тих пір, поки вода не була вище за рівень шару матеріалу на 100 мл. Щоб запобігти спливанню частинок, було використано металеву решітку як стоппер. У результаті проведеного дослідження, було визначено об'єм пор шару осушеного дослідного матеріалу, як різницю між загальною кількістю дистильованої води, кількістю води над шаром та об'ємом решітки. Порізність шару досліджуваного матеріалу розраховували за формулою (2.2):

$$\varepsilon = 1 - \frac{V_p}{V} \quad (2.2)$$

де ε – порізність шару досліджуваного матеріалу, $\text{м}^3/\text{м}^3$; V_p – об'єм пор, м^3 ; V – загальний об'єм, м^3 .

2.2.6. Методика проведення комп'ютерного моделювання руху теплового агенту крізь дисперсний шар осушеної вторинної сировини

Для моделювання руху теплового агенту крізь стаціонарний шар досліджуваного матеріалу використано програму ANSYS Fluent [91, 92]. Зважаючи на особливості досліджуваного матеріалу, процес моделювання проводили згідно рекомендацій [92] методом пористих середовищ. Процес моделювання даного

процесу базується на розв'язанні системи диференціальних рівнянь Нав'є-Стокса (2.3), а також рівняння нерозривності потоку (2.4) [93], які описують рух реальних рідин, ітераційним способом.

$$\frac{\partial}{\partial \tau} (\rho v_i) + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho v_i v_j) = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\mu \left(\frac{\partial v_i}{\partial x_j} + \frac{\partial v_j}{\partial x_i} \right) \right] + f_i \quad (2.3)$$

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho v_j) = 0 \quad (2.4)$$

де τ – час; ρ – густина рідини; v – швидкість руху рідини; p – тиск; μ – динамічний коефіцієнт в'язкості рідини; f_i – вплив масових сил.

Основними етапами комп'ютерного моделювання є створення розрахункової області моделювання, дискретизація цієї області сіткою кінцевих елементів, задавання параметрів моделювання з виокремленням об'єму пористого шару матеріалу та власне самий розрахунок великої кількості подібних математичних операцій для розв'язування системи простих алгебраїчних або диференціальних рівнянь. Для успішного завершення ітераційного обчислювального процесу необхідним є забезпечення повної збіжності.

Дослідження руху потоку сушильного агенту через шар дисперсного матеріалу проводиться з метою визначення гідравлічного опору шарів дисперсного матеріалу та відмінності одержаних результатів від експериментальних. Отримані результати дають змогу прогнозувати енергетичні затрати на створення перепаду тисків під час здійснення процесу сушіння дисперсного матеріалу.

Аналіз руху потоку сушильного агенту через шар досліджуваного дисперсного матеріалу, здійснюється за умови, що потік повітря рухається крізь пористий матеріал із рівномірно розподіленим опором, який враховують у правій частині рівняння Нав'є-Стокса як додатковий член рівняння [94, 95]:

$$S_i = - \left(\sum_{j=1}^3 D_{ij} \mu v_j + \sum_{j=1}^3 C_{ij} \frac{1}{2} \rho |v| v_j \right) \quad (2.5)$$

де D_{ij} і C_{ij} – матриці, яка визначається на стадії постановки задачі моделювання і має розмірність 3×3 .

Якщо розглядати однорідне (ізотропне) пористе середовище, то на діагоналі матриці D_{ij} будуть елементи, рівні $1/\alpha$, а на діагоналі матриці C_{ij} будуть елементи, рівні C_2 . Усі інші елементи цих матриць будуть дорівнювати нулю. Тут α позначає проникність, а C_2 – коефіцієнт внутрішнього опору. З такими значеннями матриці, значення S_i буде мати такий вигляд:

$$S_i = - \left(\frac{\mu}{\alpha} v_i + C_2 \frac{1}{2} \rho |v| v_j \right) \quad (2.6)$$

При ламінарному рухові потоку, головний вплив на рух має перший член у рівнянні (2.6). Якщо не брати до уваги конвективне прискорення та дифузію, можна спростити рівняння руху через пористе середовище до закону Дарсі:

$$\Delta P = - \frac{\mu}{\alpha} v_i \quad (2.7)$$

На противагу, коли швидкість потоку висока, то друга частина члену S_i стає домінуючою. Коефіцієнт C_2 можна визначити як коефіцієнт гідравлічних втрат на одиницю довжини в напрямку потоку, що дає змогу розглядати перепад тиску як функцію динамічного напору:

$$\Delta P = - \sum_{j=1}^3 C_{2ij} \left(\frac{1}{2} \rho |v| v_j \right) \quad (2.8)$$

Для проведення комп'ютерного моделювання процесу є необхідним попередньо визначити значення двох констант, що характеризують гідродинаміку стаціонарного шару дисперсного матеріалу, а саме коефіцієнтів в'язкого $1/\alpha$ та інерційного C_2 опорів.

Зауважимо, що спрощена версія рівняння імпульсу, яка пов'язує перепад тиску з початковим членом, може бути виражена як [95]:

$$\nabla P = S_i \quad (2.9)$$

або

$$\Delta P = -S_i \cdot H \quad (2.10)$$

Зважаючи на рівняння (2.6), можна записати (2.10) у вигляді:

$$\Delta P = \left(\frac{\mu}{\alpha} v_i + C_2 \frac{1}{2} \rho |v| v_j \right) \cdot H \quad (2.11)$$

Значення необхідних для комп'ютерного моделювання констант одержують на основі експериментальних даних.

Для визначення втрат тиску за проходження потоку повітря крізь пористий шар досліджуваного матеріалу, на практиці використовують залежність, яка також відома як рівняння Дарсі–Вейсбаха:

$$\Delta P = \lambda \cdot \frac{H}{d_e} \cdot \frac{\rho \cdot v^2}{2} \quad (2.12)$$

де ΔP – гідравлічний опір шару матеріалу, Па; λ – коефіцієнт опору шару; H – висота шару матеріалу, м; d_e – еквівалентний діаметр, м; ρ – густина потоку газу або рідини, кг/м³; v – дійсна швидкість руху середовища, м/с.

Із залежності (2.12) випливає, що на втрати тиску буде мати вплив параметри теплового агенту, що рухається крізь пористий шар, та власне параметри самого шару матеріалу. Також, на перепад тиску буде впливати коефіцієнт опору шару λ , який враховує вплив місцевих опорів та опору тертя, які виникають у результаті проходження потоку теплового агенту через вільний об'єм пористого шару. Для визначення коефіцієнту опору шару використовують залежності, отримані на основі проведених експериментальних досліджень для кожного окремого випадку. Проте, у загальному випадку, значення даного коефіцієнта виражають як функцію від числа Рейнольдса, та подають у вигляді:

$$\lambda = \frac{A}{\text{Re}} + B \quad (2.13)$$

де A і B – коефіцієнти рівняння, які визначаються експериментально.

Рівняння Дарсі–Вейсбаха (2.12) може бути доповнене, виразивши змінні коефіцієнту опору шару (2.13), критерію Рейнольдса (2.14), еквівалентного діаметру (2.15) та дійсної швидкості (2.16):

$$\text{Re} = \frac{v \cdot d_e \cdot \rho}{\mu}, \quad (2.14)$$

$$d_e = \frac{4 \cdot \varepsilon}{a}, \quad (2.15)$$

$$v = \frac{v_0}{\varepsilon}, \quad (2.16)$$

де v_0 – фіктивна швидкість теплового агенту, м/с; a – питома поверхня, $\text{м}^2/\text{м}^3$; μ – динамічний коефіцієнт в'язкості теплового агенту, Па·с.

Як результат проведених замінів отримують модифіковане рівняння Дарсі–Вейсбаха або ж рівняння Ергана:

$$\frac{\Delta P}{H \cdot v_0} = A \cdot \frac{\mu \cdot a^2}{32 \cdot \varepsilon^3} + B \cdot \frac{\rho \cdot a}{8 \cdot \varepsilon^3} \cdot v_0 \quad (2.17)$$

Для спрощення рівняння (2.17), зробимо заміну (2.18) та (2.19):

$$A^* = A \cdot \frac{\mu \cdot a^2}{32 \cdot \varepsilon^3} \quad (2.18)$$

$$B^* = B \cdot \frac{\rho \cdot a}{8 \cdot \varepsilon^3} \quad (2.19)$$

Аналізуючи отримані залежності (2.18) і (2.19), значення величин A^* та B^* буде залежати від структури досліджуваного матеріалу та параметрів теплового агенту, що дає змогу їх визначення експериментальним шляхом.

Також отримуємо рівняння (2.20), яке враховує величину A^* (2.18) та B^* (2.19), та являє собою лінійну залежність.

$$\frac{\Delta P}{H \cdot v_0} = A^* + B^* \cdot v_0 \quad (2.20)$$

Розрахунок значень коефіцієнтів в'язкого та інерційного опорів цих констант також можливий на основі експериментальних даних залежності гідравлічного опору шару досліджуваного матеріалу ΔP від фіктивної швидкості потоку повітря v_0 (2.19), з наступної апроксимацією цих даних у вигляді функції (2.20):

$$\Delta P = B^* \cdot H \cdot v_0^2 + A^* \cdot H \cdot v_0 \quad (2.21)$$

Порівнюючи залежність (21) із (11), отримуємо залежності (2.22) та (2.23) для визначення коефіцієнтів в'язкого $1/\alpha$ та інерційного C_2 опорів:

$$B^* \cdot H = C_2 \frac{1}{2} \rho H \quad \text{тобто} \quad B^* = C_2 \frac{1}{2} \rho \quad (2.22)$$

$$A^* \cdot H = \frac{\mu}{\alpha} H \quad \text{тобто} \quad A^* = \frac{\mu}{\alpha} \quad (2.23)$$

2.2.7. Методика узагальнення результатів кінетики процесу фільтраційного сушіння

Для дослідження кінетики фільтраційного сушіння досліджуваних вторинних матеріалів органічного походження було проведено три серії дослідів, особливістю яких була зміна певного параметра процесу – температури теплового

агенту T , швидкості теплового агента v_0 , висоти шару вологого матеріалу H , в той час як інші залишалися незмінними.

Відомо, що процес сушіння дисперсних матеріалів поділяється на два періоди [96] – період повного насичення теплового агента вологою, та період часткового насичення теплового агента вологою. Для визначення значень критичного вологовмісту w_{cr} та критичного часу τ_{cr} за різних температур теплового агента та різних швидкостей фільтрування теплового агента використовували метод наведений в роботах [96, 97]. Даний метод визначення базується на побудові кінетичних кривих у координатах $\lg(w^c - w^c_e) = f(\tau)$, де w^c – біжуче значення вологовмісту матеріалу, кг H_2O / кг сухого матеріалу; w^c_e – рівноважне значення вологовмісту матеріалу, кг H_2O / кг сухого матеріалу; τ – час сушіння, с.

Згідно теорії [96], залежність, що описує кінетику фільтраційного сушіння ячмінної дробини у періоді повного насичення теплового агента вологою до досягнення критичного вологовмісту w_{cr} вологим матеріалом наступна:

$$\frac{w^c}{w_0^c} = 1 - \eta \cdot \tau \cdot e^{-a \cdot H} \quad (2.24)$$

де η – кінетичний коефіцієнт; w_0^c – початкове значення вологовмісту матеріалу, кг H_2O / кг сухого матеріалу

Якщо рівняння (2.24) представити у вигляді:

$$\frac{1 - \frac{w^c}{w_0^c}}{\tau} = \eta \cdot e^{-a \cdot H} \quad (2.25)$$

і позначити

$$\frac{1 - \frac{w^c}{w_0^c}}{\tau} = y, \quad (2.26)$$

то, відповідно, (2.25) можна виразити як:

$$y = \eta \cdot e^{-a \cdot H} \quad (2.27)$$

Прологарифмувавши рівняння (2.27) отримаємо:

$$\ln(y) = \ln(\eta) - a \cdot H \quad (2.28)$$

Кінетичні коефіцієнти a та η визначаються графоаналітичним шляхом у координатах $\ln((1 - w^c/w^c_0)/\tau) = f(H)$, де a – тангенс кута нахилу прямої до осі абсцис, а $\ln(\eta)$ – відрізок, що відтинається на осі ординат.

Так як у періоді повного насичення теплового агенту вологою зміна вологовмісту дисперсного матеріалу лімітується зовнішніми умовами сушіння (швидкістю руху та температурою теплового агенту), то коефіцієнт η можна представленим у загальному вигляді рівнянням:

$$\eta = A \cdot T^m \cdot v_0^n, \quad (2.29)$$

де коефіцієнти A , m та n є постійними для даного матеріалу і визначаються на основі узагальнення результатів експериментальних досліджень за різних параметрів процесу сушіння.

Таким чином, для періоду повного насичення теплового агенту вологою кінетичне рівняння процесу сушіння (2.24) набуває вигляду:

$$w^c = w_0^c \cdot (1 - A \cdot T^m \cdot v_0^n \cdot \tau \cdot e^{-a \cdot H}) \quad (2.30)$$

У періоді часткового насичення теплового агенту вологою, буде справедливим інше рівняння [96]:

$$-\frac{dw^c}{d\tau} = K \cdot (w^c - w_e^c), \quad (2.31)$$

де K – коефіцієнт сушіння, $1/c$:

$$K = \chi \cdot N \quad (2.32)$$

де χ – відносний коефіцієнт сушіння, $\text{кг H}_2\text{O} / \text{кг сухого матеріалу}$; N – швидкість сушіння у періоді повного насичення теплового агенту вологою, $\text{кг H}_2\text{O} / (\text{кг сухого матеріалу} \cdot c)$.

Інтегруючи рівняння (2.31), одержуємо:

$$\frac{w^c - w_e^c}{w_{cr}^c - w_e^c} = e^{-K \cdot (\tau - \tau_{cr})} \quad (2.33)$$

Прологарифмувавши (2.33), приходимо до виразу:

$$\ln \left(\frac{w^c - w_e^c}{w_{cr}^c - w_e^c} \right) = -K \cdot (\tau - \tau_{cr}) \quad (2.34)$$

Таким чином, для знаходження коефіцієнту сушіння K необхідно побудувати графічну залежність у координатах $\ln((w^c - w_e^c)/(w_{cr}^c - w_e^c)) = f(\tau - \tau_{cr})$, з якої даний коефіцієнт визначають, як тангенс кута нахилу прямої до осі абсцис.

Швидкість сушіння N можна визначити за рівнянням:

$$N = \frac{w_0^c - w_{cr}^c}{\tau_{cr}} \quad (2.35)$$

Для визначення відносного коефіцієнта сушіння χ необхідно побудувати графічну залежність $K = f(N)$.

Кінетичне рівняння для періоду часткового насичення теплового агенту вологою (2.33) у кінцевому вигляді запишеться як:

$$w^c = (w_{cr}^c - w_e^c) \cdot e^{-\chi \cdot N \cdot (\tau - \tau_{cr})} + w_e^c \quad (2.36)$$

Час досягнення подрібненого матеріалу критичного вологовмісту у періоді повного насичення теплового агенту вологою запишеться у вигляді (2.37), за умови, що $w = w_{cr}$, $\tau = \tau_{cr}$:

$$\tau_I = \frac{1 - \frac{w^c}{w_0^c}}{A \cdot T^m \cdot v_0^n \cdot e^{-a \cdot H}}, \quad (2.37)$$

а у періоді часткового насичення теплового агенту вологою:

$$\tau_{II} = \frac{\chi \cdot (w_0^c - w_{cr}^c) - \ln\left(\frac{w^c - w_e^c}{w_{cr}^c - w_e^c}\right)}{\chi \cdot N} \quad (2.38)$$

Загальний час фільтраційного сушіння вологого матеріалу від початкового вологовмісту до кінцевого становитиме суму значень рівнянь (2.37) та (2.38).

Авторами рекомендовано для значень вологовмісту $w_{cr}^c < w^c < 0,5$ кг Н₂О / кг сухого матеріалу при розрахунку часу фільтраційного сушіння у II умовному періоді враховувати додаткові витрати теплоти випаровування зв'язаної вологи за допомогою уточнюючого коефіцієнта $K_{\tau_{II}} = 0,7 \div 0,9$ для врахування затрат теплоти на випаровування зв'язаної вологи та нагрівання вологого матеріалу, які зростають із зменшенням тангенсу нахилу кінетичної кривої сушіння [85]:

$$\tau = \tau_I + \tau_{II} \cdot K_{\tau_{II}} \quad (2.39)$$

2.2.8. Методика визначення технологічно раціональних параметрів сушіння на експериментальній установці

Визначення технологічно раціональних параметрів фільтраційного сушіння вторинних харчових відходів на експериментальній установці здійснювали

наступним чином. Було визначено енергетичні витрати на нагрів теплового агента на видалення 1 кг вологи з шару матеріалу $Q_{t.a.}^{lab}$ за наступним видозміненим класичним рівнянням [98]:

$$Q_{t.a.}^{lab} = \frac{c_{t.a.} \cdot G_{t.a.}^{lab} \cdot (T_1 - T_0) \cdot \tau}{\eta_{t.a.} \cdot W^{lab}}, \quad (2.40)$$

де $Q_{t.a.}^{lab}$ – енергетичні витрати на видалення 1 кг вологи з шару матеріалу, кДж/кг H_2O ;

$c_{t.a.}$ – теплоємність повітря, кДж/кг·°С;

$G_{t.a.}^{lab}$ – масова витрата теплового агента, кг/с;

T_1 – початкова температура теплового агента, °С;

T_0 – температура довкілля, °С;

$\eta_{t.a.}$ – коефіцієнт, який враховує втрати тепла у навколишнє середовище, $\eta_{t.a.} = 0,6$;

W^{lab} – кількість випарованої вологи, кг.

Також було виконано розрахунок затрат енергії на створення перепаду тисків для видалення 1 кг вологи під час сушіння $Q_{\Delta P}^{lab}$ [99]:

$$Q_{\Delta P}^{lab} = \frac{\Delta P \cdot V_{t.a.}^{lab} \cdot \tau}{\eta_{\Delta P} \cdot W^{lab} \cdot 1000}, \quad (2.41)$$

де $Q_{\Delta P}^{lab}$ – затрати енергії на створення перепаду тисків для видалення 1 кг вологи з шару матеріалу, кДж/кг H_2O ;

ΔP – втрати тиску у шарі матеріалу, Па;

$V_{t.a.}^{lab}$ – об'ємна витрата теплового агента, м³/с;

$\eta_{\Delta P}$ – коефіцієнт, який враховує втрати електроенергії, $\eta_{\Delta P} = 0,5$.

Загальні затрати на випаровування 1 кг вологи за фільтраційного сушіння вторинної сировини Q^{lab} розраховували за рівнянням:

$$Q^{lab} = Q_{t.a.}^{lab} + Q_{\Delta P}^{lab} \quad (2.42)$$

Масову витрату теплового агента $G_{t.a.}^{lab}$ розраховували за рівнянням:

$$G_{t.a.}^{lab} = S \cdot v_0 \cdot \rho_{t.a.}, \quad (2.43)$$

де S – площа поперечного перерізу циліндру для сушіння, m^2 [100];

v_0 – фіктивна швидкість теплового агента, m/s ;

$\rho_{t.a.}$ – густина повітря, kg/m^3 .

Висновки до Розділу 2

1. Наведено обґрунтування вибору дослідної вторинної рослинної сировини органічного походження, що утворюється на локальних промислових харчових підприємствах. Визначено основні фізико-хімічні параметри вихідної вторинної рослинної сировини органічного походження, що безпосередньо впливають на ефективність процесу фільтраційного сушіння.
2. Наведено принципову схему експериментальної установки та принцип її роботи, що використовувалася для досліджень кінетичних закономірностей осушення об'єктів дослідження і гідродинаміки руху теплового агента крізь стаціонарний шар вторинної рослинної сировини органічного походження.
3. Наведено методики експериментальних досліджень для визначення насипної густини, порізності, вологості обраної вторинної рослинної сировини органічного походження. Також, наведено порядок проведення досліджень гідродинаміки та комп'ютерного моделювання руху теплового агента крізь стаціонарний шар вторинної рослинної сировини органічного походження, кінетики процесу фільтраційного сушіння, та визначення раціональних параметрів сушіння на експериментальній установці.
Основні результати досліджень опубліковані в працях [85, 86, 100, 101].

РОЗДІЛ 3

ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ РУХУ ТЕПЛООВОГО АГЕНТУ ЧЕРЕЗ СТАЦІОНАРНИЙ ШАР ВТОРИННОЇ СИРОВИНИ ОРГАНІЧНОГО ПОХОДЖЕННЯ

З метою дослідження гідродинаміки руху теплового агента крізь стаціонарний шар дисперсного матеріалу, було проведено експериментальні дослідження впливу фіктивної швидкості v_0 потоку теплового агента на зміну гідравлічного опору ΔP шару матеріалу у циліндричному контейнері 5. Експериментально визначено основні параметри досліджуваних матеріалів органічного походження, зокрема насипну густину та порізність шару.

Проведено комп'ютерне моделювання досліджуваного процесу за допомогою сучасного програмного комплексу, що дає змогу узагальнити отримані експериментальні дані для пошуку раціональних параметрів процесу фільтраційного сушіння.

3.1. Гідродинаміка фільтрування теплового агента через стаціонарний шар вторинної сировини органічного походження

Для визначення гідравлічного опору шару дисперсного матеріалу, було додатково експериментально визначено опір сітчастої перегородки у циліндрі 5 поданому у розділі 2.2.1 без матеріалу. Отримані дослідні дані подано у вигляді графічної залежності впливу фіктивної швидкості теплового агента v_0 на гідравлічний опір ΔP сітчастої решітки циліндричного контейнера 5 (рис. 3.1).

На основі цих експериментальних даних отримано рівняння полінома, яке характеризує зміну опору перегородки у циліндрі 5 залежно від швидкості потоку. Гідравлічний опір шару осушених дослідних матеріалів розраховували як різницю між повним отриманим експериментально значенням та значенням, розрахованим за рівнянням полінома для кожної величини швидкості потоку теплового агента, що досліджували.

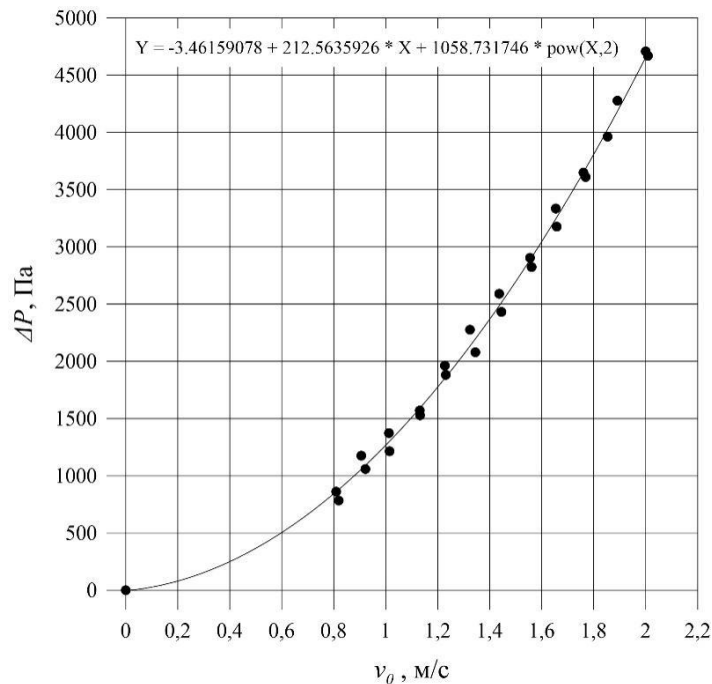


Рис. 3.1. Зміна гідравлічного опору перфорованої перегородки циліндричного контейнера 5 (рис. 2.3) в залежності від швидкості руху теплового агенту

3.1.1. Гідродинаміка рух теплового агенту через стаціонарний шар кукурудзяної післяспиртової барди

Дослідження гідродинаміки рух теплового агенту крізь шар досліджуваного дисперсного матеріалу проведено згідно методики наведеної у розділі 2.2.2. Результати досліджень представлено у вигляді графічної залежності $\Delta P = f(v_0)$ (рис. 3.2) при сушіння за технологічно доцільних умов процесу – $H = 80 \div 120$ мм [100], з огляду на раціональне використання теплової енергії та енергії для створення перепаду тиску за сушіння.

Отримана графічна залежність подана на рис. 3.2 вказує, що гідравлічний опір дисперсного шару матеріалу зростає зі збільшенням висоти самого шару, а також фіктивної швидкості потоку теплового агенту. Значення гідравлічного опору дисперсного шару за параметрів експерименту є відносно невеликим.

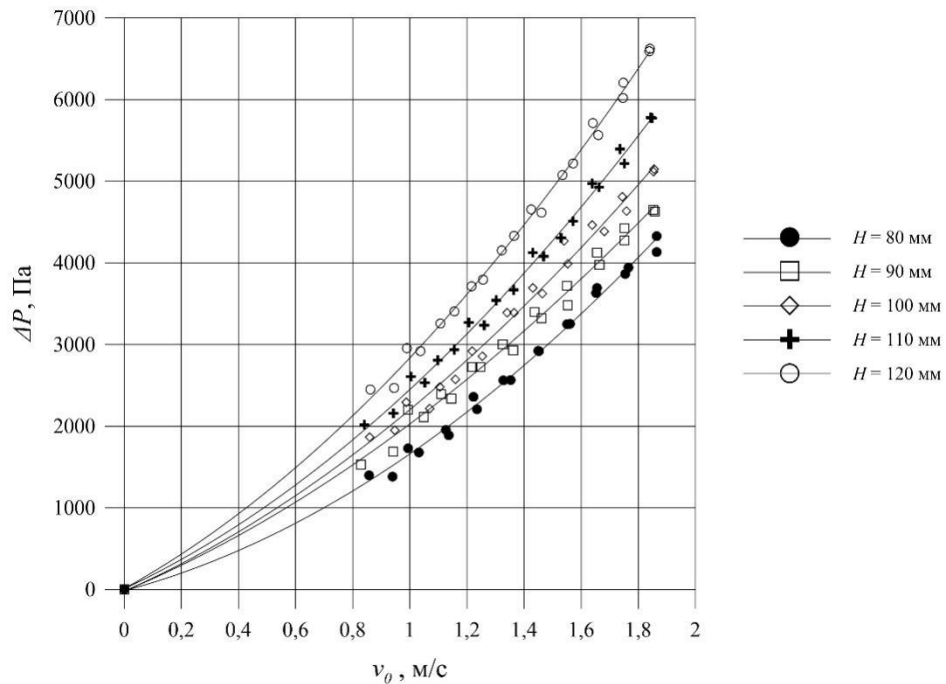


Рис. 3.2. Вплив фіктивної швидкості руху теплового агенту на зміну гідравлічного опору шару осушеної спиртової барди за різної висоти шару ($T = 16\text{ }^{\circ}\text{C}$, $H = 80\div 120\text{ мм}$, $v_0 = 0,83\div 1,86\text{ м/с}$)

Проведено визначення гідравлічного опору осушувального шару післяспиртової барди руху потоку теплового агенту із меншим кроком висот шару матеріалу $H = 90\div 110\text{ мм}$. Дані експерименти були виконані з метою перевірки точності одержаних даних, а також для аналізу точності використання даних комп'ютерного моделювання гідродинаміки руху теплового агенту крізь шар осушувального матеріалу.

Результати експериментального дослідження впливу фіктивної швидкості теплового агенту на опір шару матеріалу подано на рис. 3.3.

Отримані експериментальні дані гідродинаміки теплового агенту крізь стаціонарний шарм досліджуваного матеріалу із меншим кроком подані на рис. 3.3, корелюються із попередніми значеннями для ширшого проміжку висот (рис. 3.2) дисперсного матеріалу у циліндричному контейнері 5.

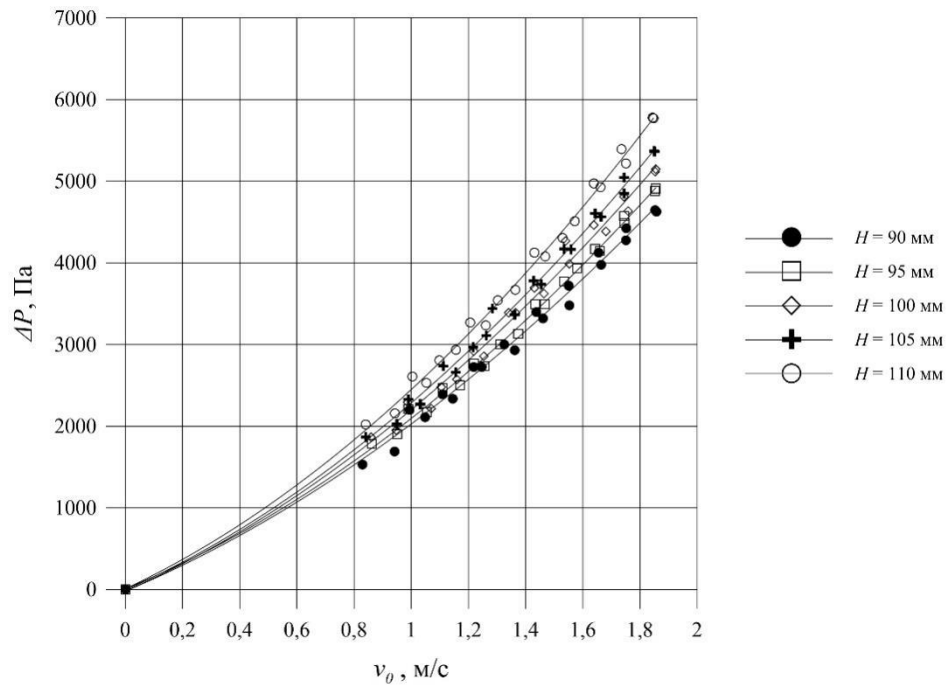


Рис. 3.3. Вплив фіктивної швидкості руху теплового агенту на зміну гідравлічного опору шару осушеної спиртової барди за різної висоти шару ($T = 16$ °C, $H = 90 \div 110$ мм, $v_0 = 0,83 \div 1,86$ м/с)

3.1.2. Гідродинаміка руху теплового агенту крізь стаціонарний шар ячмінної пивної дробини

Експериментальні дані дослідження гідродинаміки руху теплового агенту крізь стаціонарний шар осушеної пивної дробини подано у вигляді графічної залежності впливу фіктивної швидкості v_0 потоку теплового агенту до зміни гідравлічного опору ΔP шару досліджуваного матеріалу (рис. 3.4).

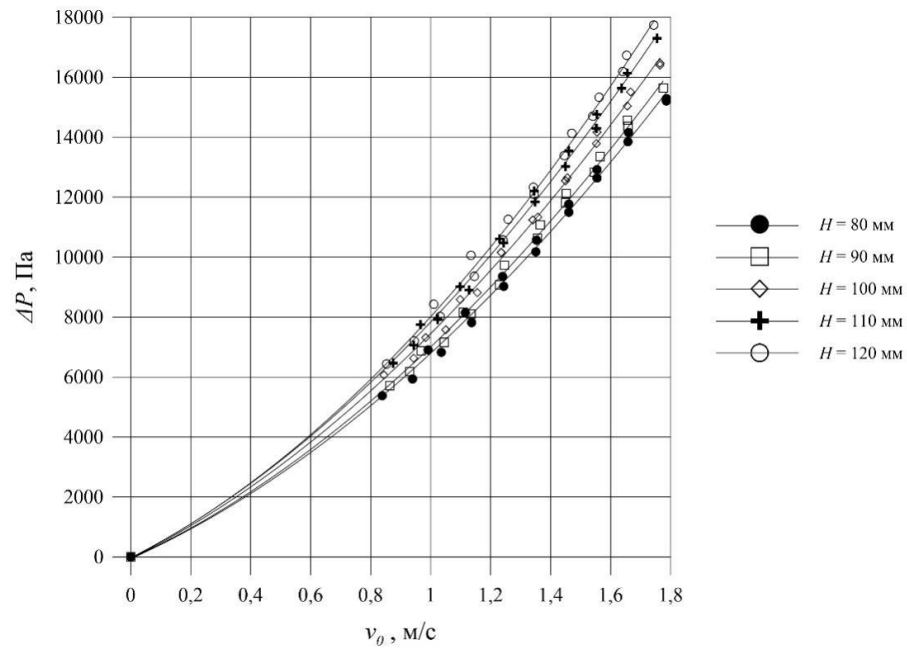


Рис. 3.4. Зміна гідравлічного опору шару осушеної пивної дробини залежно від фіктивної швидкості руху теплового агента за різної висоти шару ($T = 17\text{ }^{\circ}\text{C}$, $H = 80\div 120\text{ мм}$, $v_0 = 0,83\div 1,78\text{ м/с}$)

Аналогічно, було проведено експериментального дослідження впливу фіктивної швидкості v_0 теплового агента на опір шару матеріалу ΔP з меншим кроком висот (рис. 3.5).

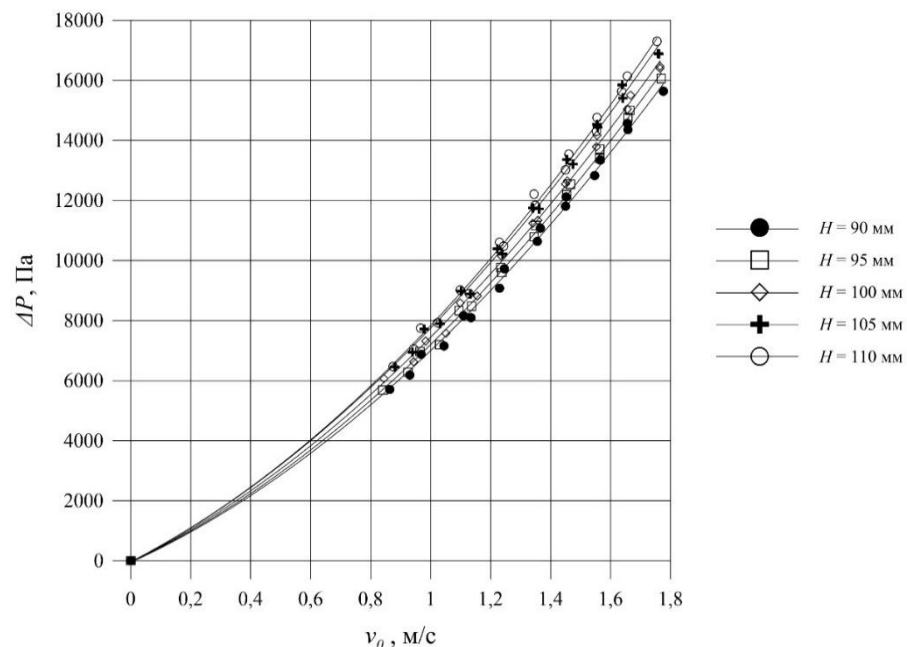


Рис. 3.5. Зміна гідравлічного опору шару осушеної пивної дробини залежно від фіктивної швидкості руху теплового агента за різної висоти шару ($T = 17\text{ }^{\circ}\text{C}$, $H = 90\div 110\text{ мм}$, $v_0 = 0,83\div 1,78\text{ м/с}$)

Такий підхід дасть змогу узагальнити отримані експериментальні дані гідродинаміки стаціонарного шару матеріалу, а також зменшити відхилення при використанні експериментальних результатів для розрахунку сушильного обладнання.

3.2. Комп'ютерне моделювання гідродинаміки фільтрування теплового агенту через стаціонарний шар вторинної сировини органічного походження

Комп'ютерне моделювання гідродинаміки руху потоку теплового агенту проводили у програмі ANSYS Fluent 2022 R2. Геометричну область розрахунку створювали у препроцесорі Design Modeler, відповідно до розмірів внутрішнього об'єму циліндричного контейнера 5 експериментальної установки наведеної в розділі 2.2.1. Геометричні розміри створеної моделі та відповідність зон у циліндричному контейнері 5 подано на рис. 3.6.

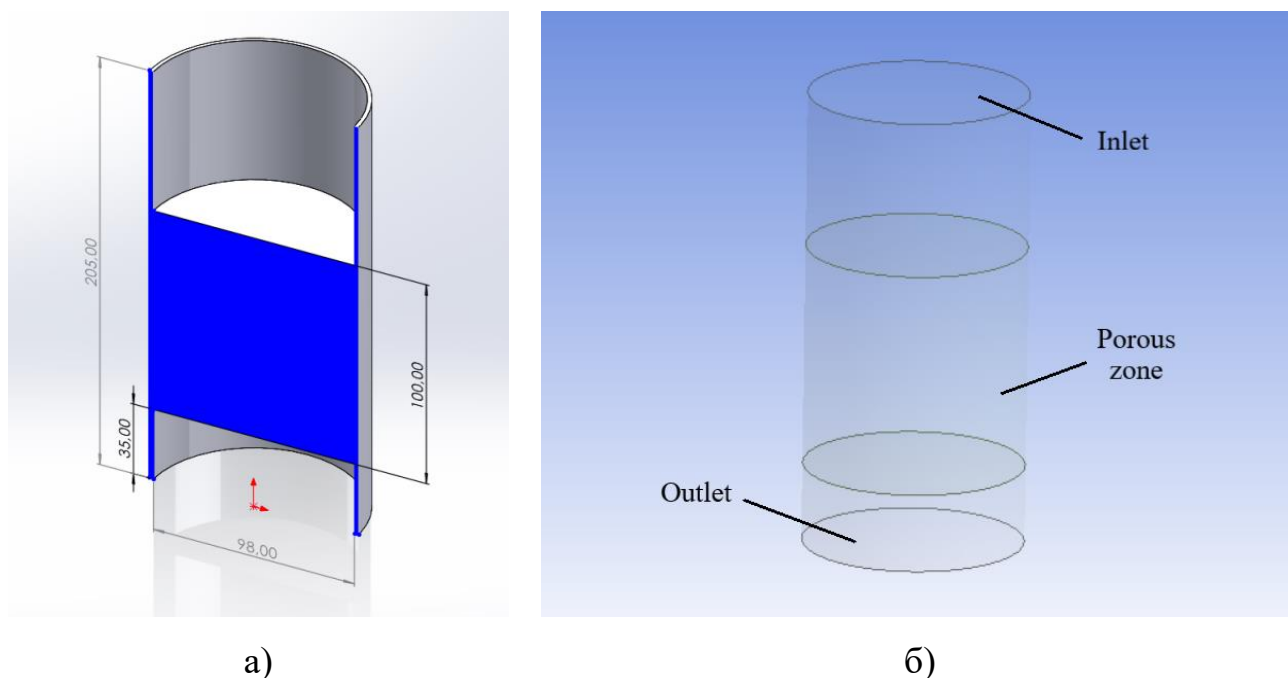


Рис. 3.6. Геометрична область для розрахунку: а) геометричні розміри моделі; б) поділ області моделювання

Наступним кроком підготовки створення моделі, є її дискретизація сітковою моделлю у препроцесорі ANSYS Mesh. Вигляд створеної сіткової моделі, яка складається з тетрадральних елементів, показано на рис. 3.7 у поперечному

перерізі геометричної області моделювання [102]. Кількість елементів та вузлів сіткової моделі дещо відрізняється в залежності від висоти пористої зони, та ці значення становлять близько 490 000 та 91 000 відповідно.

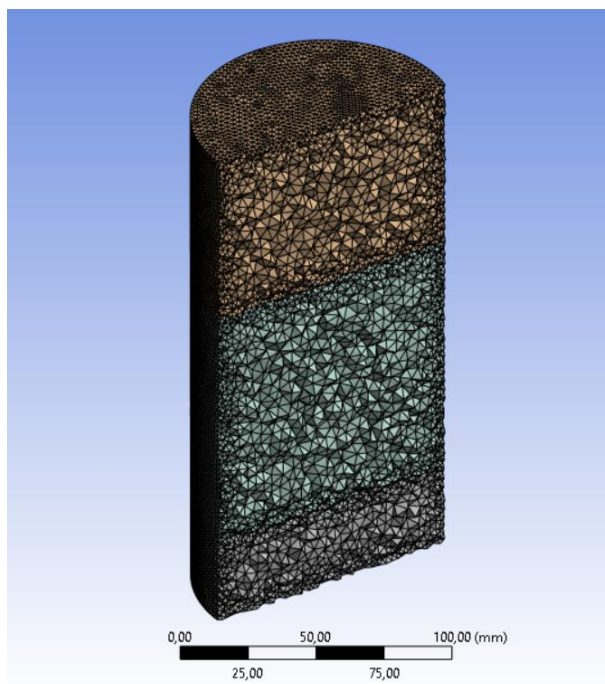


Рис. 3.7. Сіткова модель розрахункової області моделювання

Моделювання руху потоку теплового агента проводили попередньо задавши параметри шару досліджуваного матеріалу. Використано $k-\omega$ SST моделі турбулентності з огляду на характер руху потоку теплового агента поміж обмежувальними стінками циліндричного контейнера 5 [103].

Визначення гідравлічного опору пористого шару проводили моделюванням для кожного значення фіктивної швидкості потоку та досліджуваних висот, отриманих експериментальним шляхом.

3.2.1. Комп'ютерне моделювання гідродинаміки фільтрування теплового агента через стаціонарний шар кукурудзяної післяспиртової барди

Наявні експериментальні дані гідродинаміки дають змогу визначити значення величин A^* та B^* на основі лінійної залежності (2.20). Шляхом простих

перетворень, отримуємо графічну залежність $\frac{\Delta P}{H \cdot v_0} = f(v_0)$, що зображується у вигляді усередненої лінії для проміжку досліджуваних висот шару матеріалу (рис. 3.8).

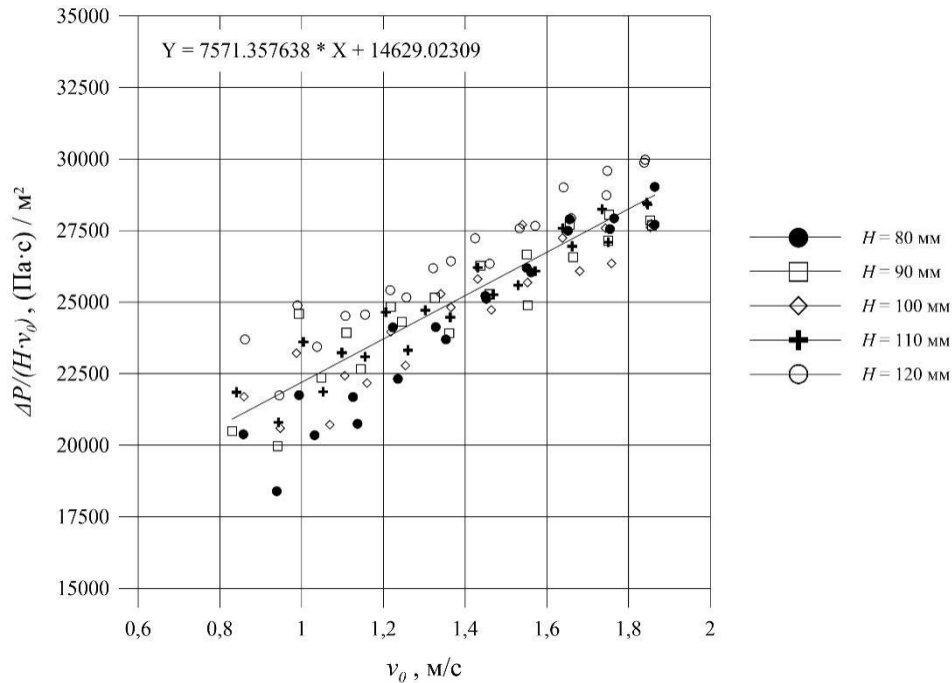


Рис. 3.8. Графічна залежність $\frac{\Delta P}{H \cdot v_0} = f(v_0)$ для досліджених висот шару ($T = 16^\circ\text{C}$, $H = 80 \div 120$ мм, $v_0 = 0,83 \div 1,86$ м/с).

Коефіцієнти у рівняння прямої поданої графічної залежності на рис. 3.8 відповідають величинам A^* та B^* , а рівняння (2.20) набуде наступного вигляду:

$$\frac{\Delta P}{H \cdot v_0} = 10^4 \cdot (0,757 \cdot v_0 + 1,463) \quad (3.1)$$

Рівняння (3.1), отримане в результаті досліджень, дає можливість розраховувати гідравлічний опір осушеної післяспиртової барди під час процесу фільтраційного сушіння, що є важливим для прогнозування кінетики процесу сушіння для досліджуваного діапазону висот шару матеріалу.

У залежності (3.1), виразимо значення гідравлічного опору, домноживши обидві частини рівняння на змінні висоти шару H та фіктивної швидкості v_0 теплового агента та отримаємо залежність вигляду (3.1).

Із залежностей (2.21), (2.22), (2.23) отримуємо рівняння (3.2) та (3.3), які можуть бути використані для визначення коефіцієнтів в'язкого $1/\alpha$ та інерційного C_2 опорів, шляхом підстановки числових значень з рівняння (1):

$$0,757 \cdot 10^4 = C_2 \frac{1}{2} \rho \quad (3.2)$$

$$1,463 \cdot 10^4 = \frac{\mu}{\alpha} \quad (3.3)$$

Підставивши наведені параметри потоку повітря у рівняння (3.2) та (3.3), отримуємо величини коефіцієнтів в'язкого $1/\alpha = 0,82 \cdot 10^8 \text{ м}^{-2}$ та інерційного $C_2 = 1,24 \cdot 10^4 \text{ м}^{-1}$ опорів.

Одержані результати моделювання було порівняно із експериментальними даними та подано у вигляді залежності зміни гідравлічного опору ΔP від фіктивної швидкості v_0 теплового агенту (рис. 3.9).

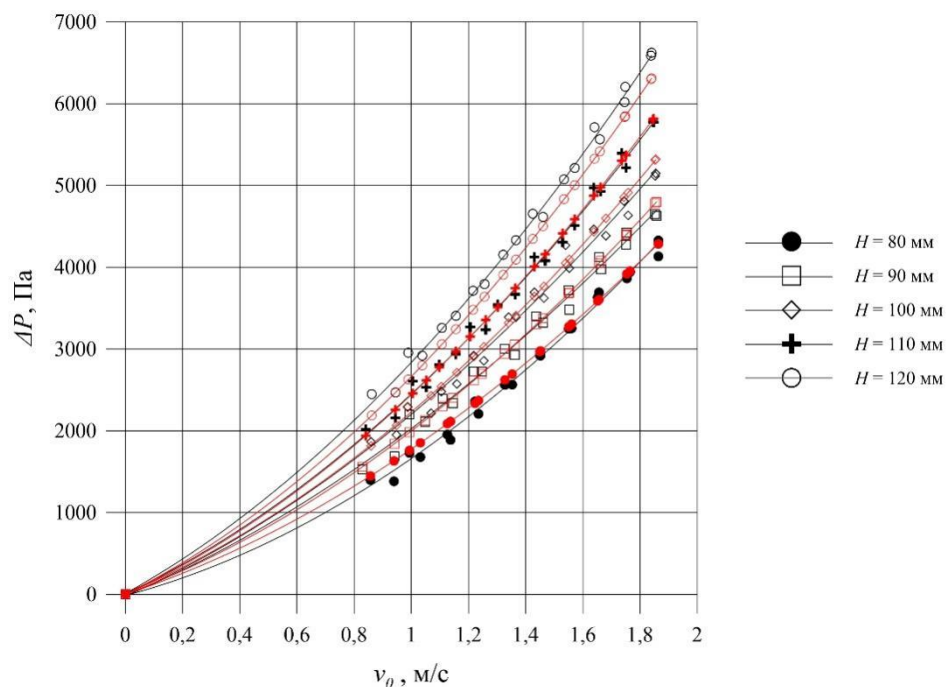


Рис. 3.9. Графічне порівняння отриманих значень моделювання (— червоні лінії) гідравлічного опору з експериментальним (— чорні лінії) ($T = 16 \text{ }^\circ\text{C}$, $H = 80 \div 120 \text{ мм}$, $v_0 = 0,83 \div 1,86 \text{ м/с}$).

Отримана графічна залежність (рис. 3.9), свідчить про незначне відхилення отриманих значень гідравлічного опору до тих, що були отримані експериментальним шляхом. Додатково у табл. 3.1 наведено значення похибок моделювання відносно отриманих експериментальним шляхом значень гідравлічного опору.

Таблиця 3.1

Відносне відхилення проведеного комп'ютерного моделювання для досліджуваних висот шару дисперсного матеріалу $H = 80 \div 120$ мм

Висота шару матеріалу, мм	Усереднене відхилення моделювання, %
80	4,22
90	3,28
100	3,44
110	2,42
120	5,20
Середнє значення:	3,71

Аналізуючи дані з табл. 3.1, середнє значення відхилення моделювання за усіма експериментальними точками становить 3,71 %. Найбільше усереднене значення відхилення становить 5,2 % для висоти шару $H = 120$ мм, а найбільше значення відхилення по усіх точках – 18,22 % ($H = 120$ мм).

На основі експериментальних даних гідродинаміки руху теплового агенту для проміжку досліджуваних висот $H = 90 \div 110$ мм, було побудовано графічну залежність $\frac{\Delta P}{H \cdot v_0} = f(v_0)$, а також отримано залежність усередненої лінії для усіх точок експерименту (рис. 3.10).

$$\frac{\Delta P}{H \cdot v_0} = 10^4 \cdot (0,706 \cdot v_0 + 1,502) \quad (3.4)$$

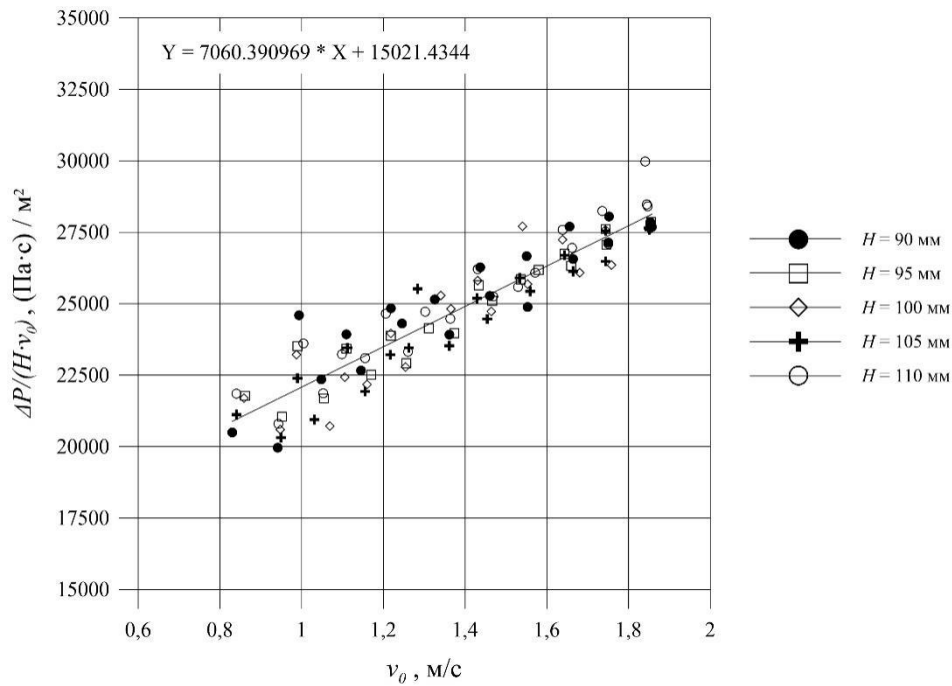


Рис. 3.10. Графічна залежність $\frac{\Delta P}{H \cdot v_0} = f(v_0)$ для досліджених висот шару ($T = 16 \text{ }^\circ\text{C}$, $H = 90 \div 110 \text{ мм}$, $v_0 = 0,83 \div 1,86 \text{ м/с}$)

На основі рівняння прямої (рис. 3.10) та величин параметрів потоку теплового агенту відповідно до рівнянь (2.22) і (2.23), було визначено значення коефіцієнтів в'язкого $1/\alpha = 0,84 \cdot 10^8 \text{ м}^{-2}$ та інерційного $C_2 = 1,15 \cdot 10^4 \text{ м}^{-1}$ опорів для обраного проміжку висот $H = 90 \div 110 \text{ мм}$.

Результати проведеного моделювання подані на рис. 3.11 у порівнянні з отриманими експериментальними значеннями.

Отримані дані проведеного моделювання наближені до отриманих експериментальним шляхом. У порівнянні із рис. 3.9, можна стверджувати про доцільність використання експериментальних даних для висот шару дисперсного матеріалу із меншим кроком для підвищення точності комп'ютерного моделювання гідродинаміки процесу.

Визначені величини відносних відхилень моделювання є меншими, ніж для попереднього моделювання та подані у табл. 3.2. Усереднене значення відносного відхилення по усіх експериментальних точках досліджень становить 2,72 %.

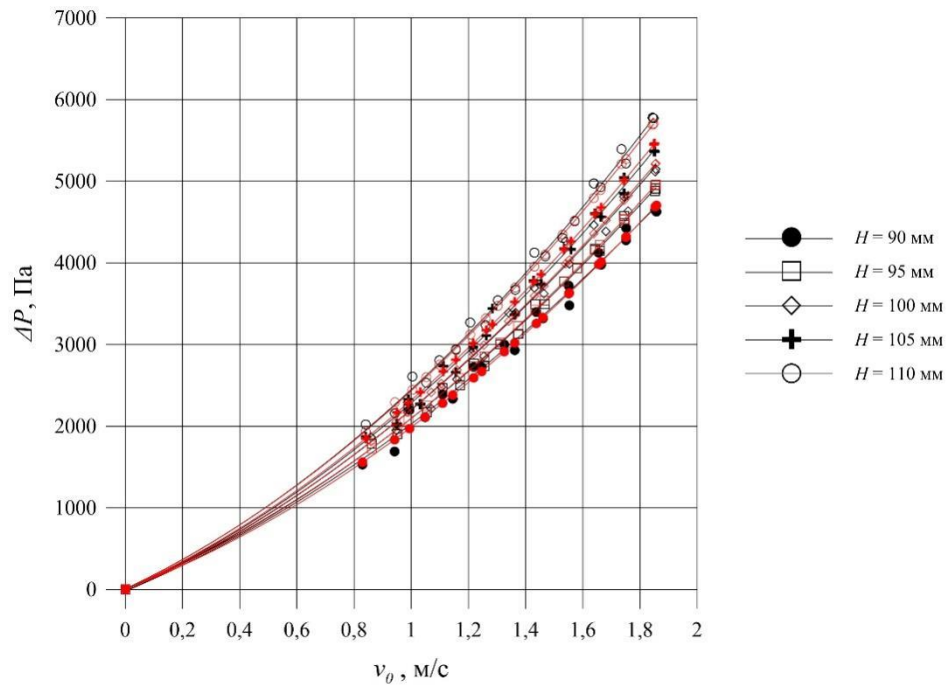


Рис. 3.11. Графічне порівняння отриманих значень моделювання (— червоні лінії) гідравлічного опору з експериментальним (— чорні лінії) ($T = 16$ °С, $H = 90 \div 110$ мм, $v_0 = 0,83 \div 1,86$ м/с)

Найбільше усереднене значення відхилення становить 3,28 % для висоти шару $H = 100$ мм, а найбільше значення відхилення по усіх точках – 10,41 % ($H = 90$ мм).

Таблиця 3.2

Відносне відхилення проведеного комп'ютерного моделювання для досліджуваного проміжку висот шару матеріалу $H = 90 \div 110$ мм

Висота шару матеріалу, мм	Усереднене відхилення моделювання, %
90	3,10
95	2,04
100	3,28
105	2,74
110	2,45
Середнє значення:	2,72

Для додаткового підтвердження результатів моделювання, було згенеровано графічні візуалізації розподілу поля статичного тиску (рис. 3.12) та векторного поля швидкостей теплового агенту (рис. 3.13) у поперечному перерізі області моделювання.

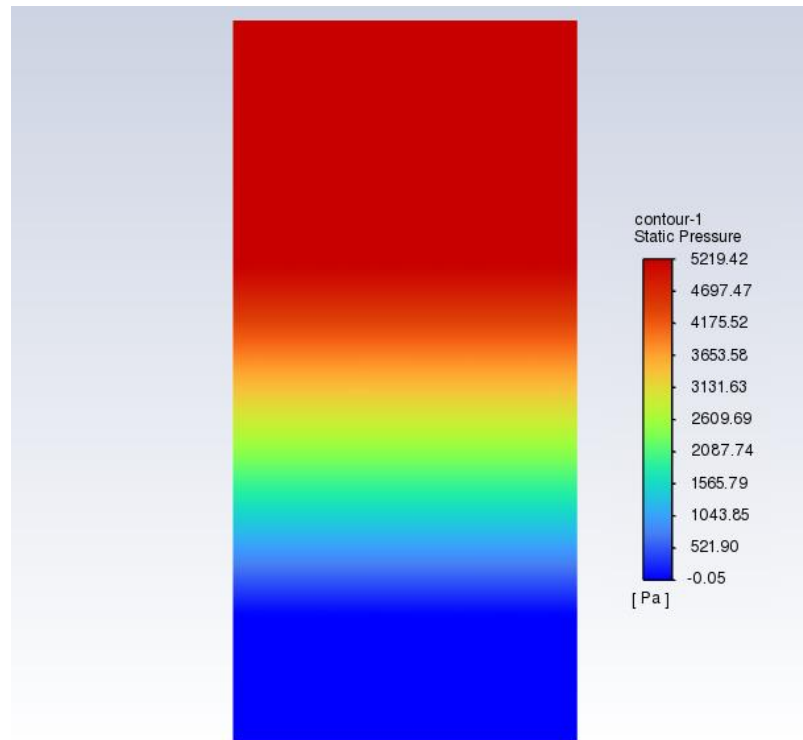


Рис. 3.12. Приклад візуалізації розподілу поля статичного тиску у поперечному перерізі області моделювання для $H = 100$ мм, $v_0 = 1,86$ м/с

Візуалізація розподілу поля статичного тиску (рис. 3.13) вказує на поступове зменшення статичного тиску, вздовж шляху проходження потоку теплового агенту крізь стаціонарний шар післяспиртової барди, а також спостерігається його сталі значення у зонах над та під цим шаром.

Аналізуючи векторний розподіл поля швидкостей (рис. 3.13), бачимо, що потоку повітря характерний прямолінійних рух вздовж області моделювання. Також, спостерігається його сповільнення біля стінок розрахункової області та на вході у пористу зону.

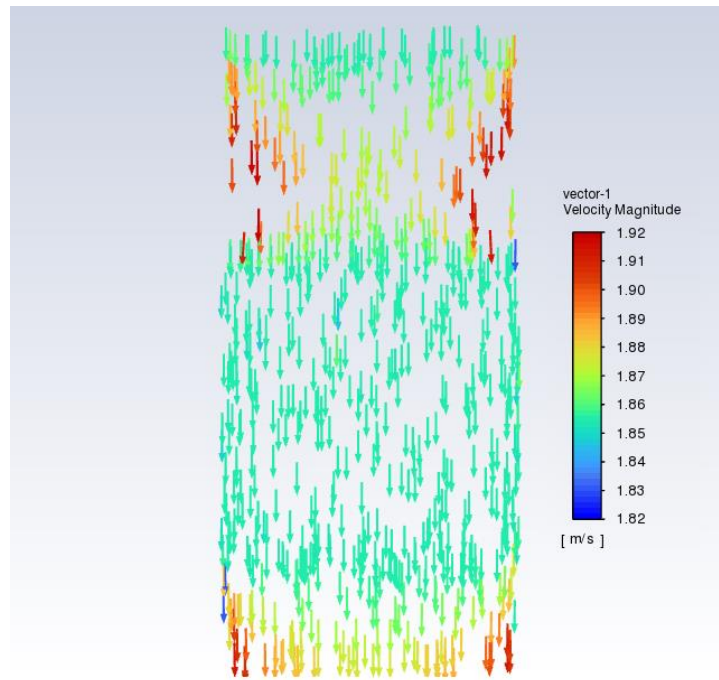


Рис. 3.13. Приклад візуалізації векторного розподілу поля швидкостей теплового агенту у поперечному перерізі області моделювання для $H = 100$ мм, $w_0 = 1,86$ м/с

3.2.2. Комп'ютерне моделювання гідродинаміки фільтрування теплового агенту крізь стаціонарний шар ячмінної пивної дробини

Використовуючи отримані експериментальні дані гідродинаміки руху теплового агенту крізь шар досліджуваного матеріалу, було побудовано графічну залежність (рис. 3.14), та виведено залежність:

$$\frac{\Delta P}{H \cdot v_0} = 10^4 \cdot (2,765 \cdot v_0 + 4,705) \quad (3.5)$$

Характеристики пористої зони моделювання визначали значеннями порізності шару осушеної пивної дробини ε і значеннями коефіцієнтів в'язкого $1/\alpha$ та інерційного C_2 опорів, які становлять $2,63 \cdot 10^9$ м⁻² та $4,54 \cdot 10^4$ м⁻¹ відповідно [104].

У результаті проведеного моделювання, отримано значення гідравлічного опору стаціонарного шару досліджуваного матеріалу для кожної експериментальної фіктивної швидкості теплового агенту.

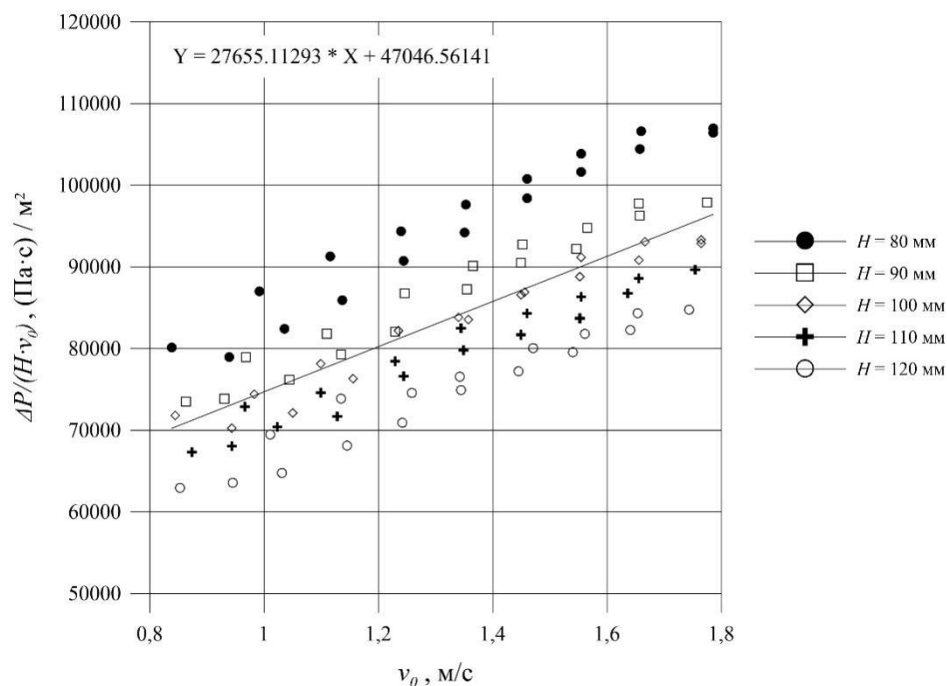


Рис. 3.14. Графічна залежність $\frac{\Delta P}{H \cdot v_0} = f(v_0)$ для досліджених висот шару ($T = 17 \text{ }^\circ\text{C}$, $H = 80 \div 120 \text{ мм}$, $v_0 = 0,83 \div 1,78 \text{ м/с}$).

Для порівняння отриманих даних моделювання із експериментальними, побудовано графічну залежність зміни гідравлічного опору ΔP від фіктивної швидкості v_0 теплового агента (рис. 3.15).

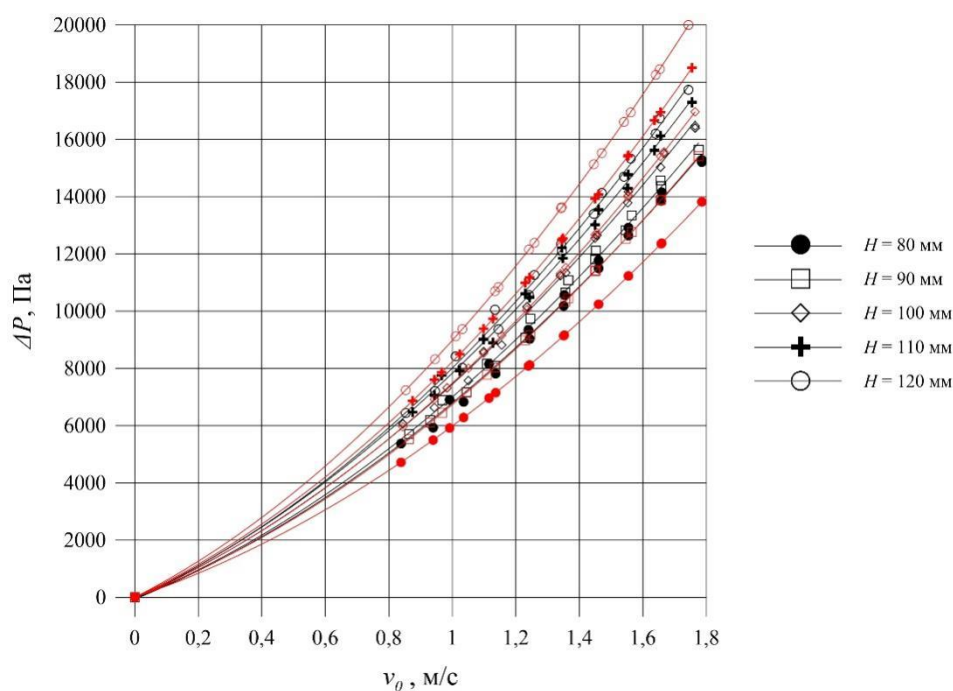


Рис. 3.15. Графічне порівняння отриманих значень моделювання (— червоні лінії) гідравлічного опору з експериментальним (— чорні лінії) ($T = 17 \text{ }^\circ\text{C}$, $H = 80 \div 120 \text{ мм}$, $v_0 = 0,83 \div 1,78 \text{ м/с}$).

Аналізуючи отримані графічні залежності, зображені на рис. 3.4, спостерігаємо певне відхилення отриманих результатів моделювання із експериментальним по мірі збільшення різниці висот шару відносно від середньої висоти шару досліджуваного діапазону. Зважаючи на це, для підвищення точності моделювання рекомендується проводити дослідження для вузких меж та відповідно із меншим кроком висот шарів досліджуваного дисперсного матеріалу.

Розраховані відхилення моделювання відносно експериментальних даних подано у табл. 3.3, у вигляді окремих значень для кожної досліджуваної висоти шару та їх узагальнене значення по усіх точках експерименту.

Таблиця 3.3

Відносні відхилення проведеного комп'ютерного моделювання для досліджуваних висот шару осушеної пивної дробини $H = 80 \div 120$ мм

Висота шару матеріалу, мм	Усереднене відхилення моделювання, %
80	11,22
90	3,26
100	1,88
110	5,74
120	12,12
Середнє значення:	6,85

Аналізуючи дані з табл. 3.3, для висоти шару $H = 80$ мм спостерігається найбільше усереднене значення відносного відхилення. Якщо ж брати до уваги усі точки проведеного моделювання, то середнє значення відхилення становить 6,85 %.

Як свідчать дані табл. 3.3, середнє відхилення моделювання зростає по мірі відхилення від середнього значення досліджуваних висот стаціонарного шару матеріалу.

На основі експериментальних даних гідродинаміки руху теплоносія, аналогічно було побудовано графічну залежність $\frac{\Delta P}{H \cdot v_0} = f(v_0)$, а також усереднену лінію для усіх точок експерименту для вужчого проміжку висот шару осушеної ячмінної пивної дробини (рис. 3.16).

$$\frac{\Delta P}{H \cdot v_0} = 10^4 \cdot (2,696 \cdot v_0 + 4,737) \quad (3.6)$$

Було розраховано значення коефіцієнтів в'язкого $1/\alpha = 2,65 \cdot 10^2 \text{ м}^{-1}$ та інерційного $C_2 = 4,43 \cdot 10^4 \text{ м}^{-1}$ опорів для досліджуваного проміжку висот $H = 90 \div 110$ мм [105] на основі залежності (3.6).

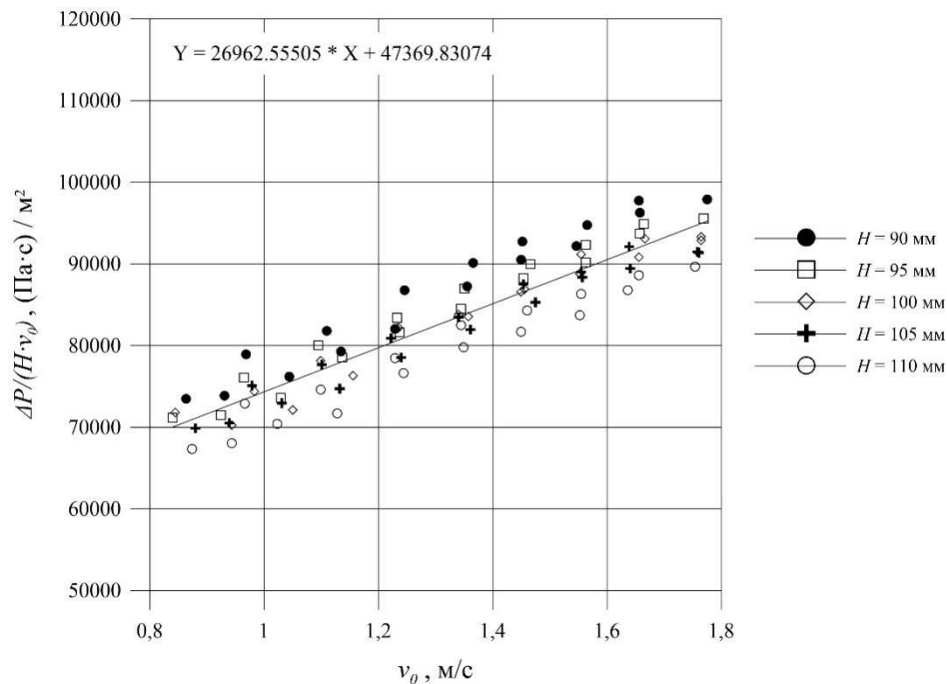


Рис. 3.16. Графічна залежність $\frac{\Delta P}{H \cdot w_0} = f(w_0)$ для досліджених висот шару ($T = 17 \text{ }^\circ\text{C}$, $H = 80 \div 120$ мм, $v_0 = 0,83 \div 1,78$ м/с).

Результати проведеного моделювання подані на рис. 3.17 у порівнянні з отриманими експериментальними значеннями.

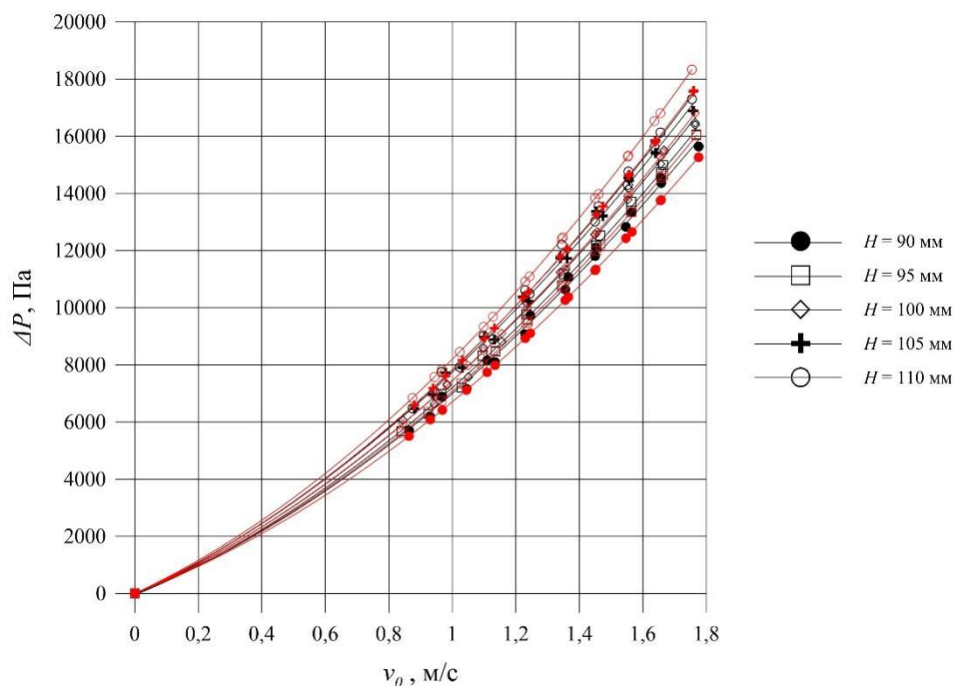


Рис. 3.17. Графічне порівняння отриманих значень моделювання (— червоні лінії) гідравлічного опору з експериментальним (— чорні лінії) ($T = 17$ °С, $H = 90 \div 110$ мм, $v_0 = 0,83 \div 1,78$ м/с).

Отримані дані проведеного моделювання узгоджуються з експериментально отриманими результатами. За порівняння рис. 3.15 та рис. 3.17 можна стверджувати, що використання експериментальних даних для висот шару дисперсного матеріалу з меншим кроком є виправданим, оскільки це допомагає підвищити точність комп'ютерного моделювання гідродинаміки процесу.

Зменшення кроку висот досліджуваного шару дає можливість отримати деталізованішу та точнішу інформацію, позитивно впливає на результати моделювання та підвищує точність прогнозування гідродинаміки процесу.

Визначені величини відносних похибок моделювання є меншими ніж для попереднього моделювання та подані у табл. 3.4. Усереднене значення відносного відхилення за усіма експериментальними точками досліджень становить 2,91 %. Найбільше усереднене значення відхилення становить 5,03 % для висоти шару $H = 110$ мм.

Відносне відхилення проведеного комп'ютерного моделювання для досліджуваного проміжку висот шару матеріалу $H = 90 \div 110$ мм

Висота шару матеріалу, мм	Усереднене відхилення моделювання, %
90	3,91
95	1,82
100	1,64
105	2,15
110	5,03
Середнє значення:	2,91

Для підтвердження коректності проведеного моделювання руху теплового агенту крізь стаціонарний шар досліджуваного матеріалу, було додатково згенеровано результати моделювання у вигляді розподілу поля статичного тиску (рис. 3.18) у поперечному перерізі розрахункової області.

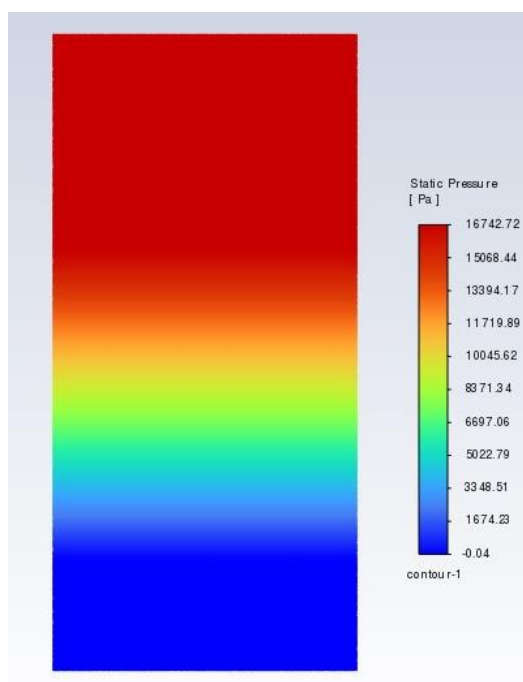


Рис. 3.18. Приклад візуалізації розподілу поля статичного тиску у поперечному перерізі області моделювання для $H = 100$ мм, $v_0 = 1,76$ м/с.

Аналізуючи візуалізацію розподілу поля статичного тиску (рис. 3.18), спостерігаємо поступове зменшення статичного тиску вздовж шляху проходження потоку теплового агенту через область моделювання, а також його сталі значення у зонах над та під шаром матеріалу.

Також отримано візуалізацію векторного поля швидкостей (рис. 3.19) у поперечному перерізі розрахункової області.

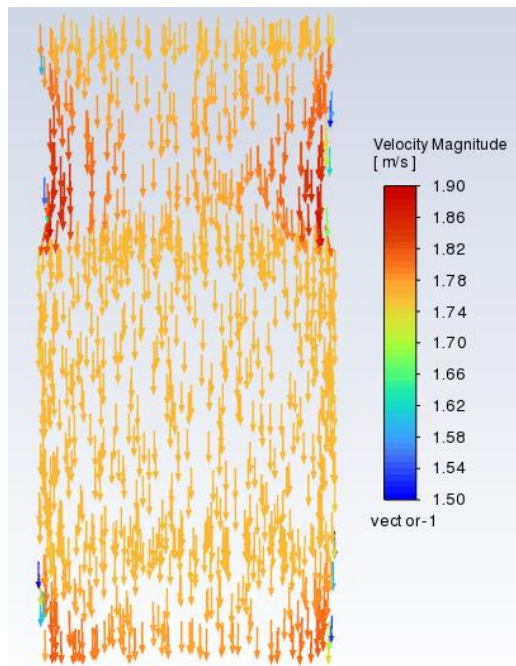


Рис. 3.19. Приклад візуалізації розподілу векторного поля швидкостей у поперечному перерізі області моделювання для $H = 100$ мм, $v_0 = 1,76$ м/с.

Векторний розподіл поля швидкостей (рис. 3.19) вказує на прямолінійний характер руху теплового агенту вздовж області моделювання. Також, спостерігається його сповільнення біля стінок розрахункової області та на вході до пористої зони.

Висновки до Розділу 3

1. Проведено дослідження гідродинаміки руху потоку теплового агенту через стаціонарний шар вторинної рослинної сировини органічного походження – кукурудзяної післяспиртової барди та ячмінної пивної дробини.

2. Виведено залежності для кукурудзяної післяспиртової барди (3.1), (3.4) та ячмінної пивної дробини (3.5), (3.6), що дають змогу визначити гідравлічний опір стаціонарного шару матеріалів за різних висот шару $H = 80 \div 120$ мм з кроком 10 мм та $H = 90 \div 110$ мм з кроком 5 мм та швидкостях потоку теплового агенту $v_0 = 0,83 \div 1,86$ м/с.
3. Проведено комп'ютерне моделювання процесу руху теплового агенту крізь стаціонарний шар вторинної рослинної сировини органічного походження – кукурудзяної післяспиртової барди та ячмінної пивної дробини, що дало змогу узагальнити отримані дані та здійснити перевірку коректності виконання експериментальних досліджень;
Основні результати досліджень опубліковані в працях [100, 102, 104–106].

РОЗДІЛ 4

ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИЧНИХ ЗАКОНОМІРНОСТЕЙ ТЕПЛО- ТА МАСООБМІНУ ПІД ЧАС ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ВТОРИННОЇ СИРОВИНИ ОРГАНІЧНОГО ПОХОДЖЕННЯ

4.1. Дослідження кінетики фільтраційного сушіння вторинної сировини органічного походження

Дослідження кінетики процесу фільтраційного сушіння вологих матеріалів є першочерговим етапом для визначення параметрів протікання процесу, його тривалості та оптимальних режимів здійснення процесу. Характер кінетичних кривих визначається структурними особливостями досліджуваного матеріалу, особливостями тепломасообміну всередині тіла та між його поверхнею і довкіллям. На кінетику процесу сушіння впливають властивості осушуваних матеріалів (вологівміст, форма зв'язку вологи із структурою матеріалу тощо), параметри теплового агента та його руху (вологівміст, температура, швидкість), стан перебування матеріалу в зоні сушіння (стаціонарний, киплячий, зважений). Значна кількість параметрів впливу ускладнюють теоретичний розрахунок процесу і вимагають проведення експериментальних досліджень із подальшим узагальненням їх результатів.

4.1.1. Дослідження кінетики фільтраційного сушіння післяспиртової барди

Дослідження зміни вологовмісту дисперсного матеріалу у процесі фільтраційного сушіння проведено для кукурудзяної післяспиртової барди з вихідними параметрами початкової вологості та насипної густини наведених у розділі 2.1. Під час досліджень змінювали параметри стаціонарного шару матеріалу – висота вологого матеріалу H (40 мм, 80 мм, 120 мм, 160 мм), а також параметри потоку теплового агента, серед яких його температура T (60 °С, 70 °С, 80 °С, 90 °С)

та швидкість руху v_0 (1,24 м/с, 1,76 м/с, 2,29 м/с, 2,82 м/с) крізь стаціонарний шар досліджуваного матеріалу.

Дослідження кінетики фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртвої барди виконували згідно методики наведеної у розділі 2.2.7. Отримані експериментальні дані подано у вигляді графічних залежностей зміни вологовмісту досліджуваного матеріалу w^c у часі τ (рис. 4.1–4.3).

Проаналізувавши графічну залежність подану на рис. 4.1, спостерігається збільшення часу сушіння, разом із зростанням висоти шару досліджуваного вологого матеріалу. За $H = 160$ мм кінцевий вологовміст матеріалу досягається приблизно за 3800 с, в той час як за $H = 40$ мм лише за 1200 с. Таким чином, спостерігається зменшення часу сушіння у $\sim 3,2$ рази, за зменшення висоти шару дослідного матеріалу.

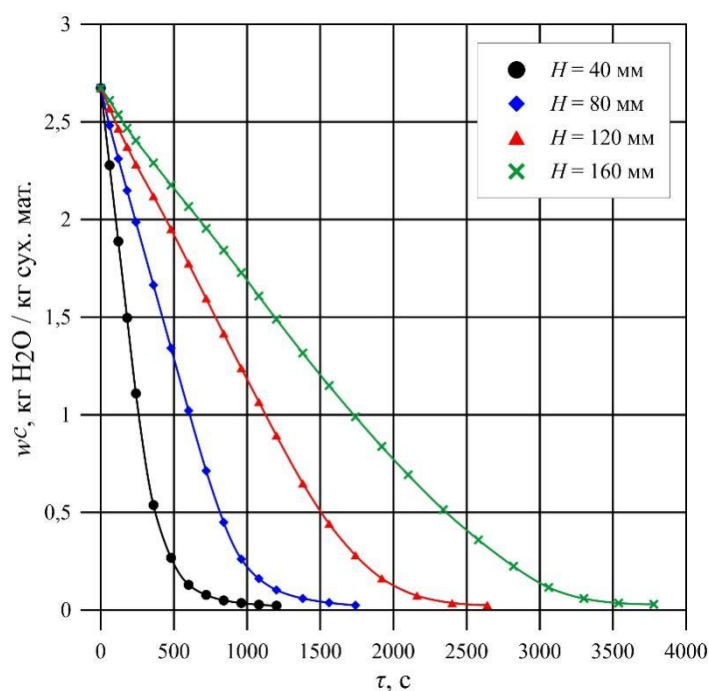


Рис. 4.1. Зміна вологовмісту кукурудзяної післяспиртвої барди у часі залежно від різних висот вологого матеріалу (за $T = 70$ °С, $v_0 = 1,76$ м/с)

Кінетичні криві сушіння, подані на рис. 4.2 для післяспиртвої барди, зображують зміну часу досягнення кінцевого вологовмісту залежно від температури сушильного агента. За зростання температури (від 60 °С до 90 °С), спостерігається зменшення часу необхідного для сушіння (від ~ 3300 с до ~ 2200 с).

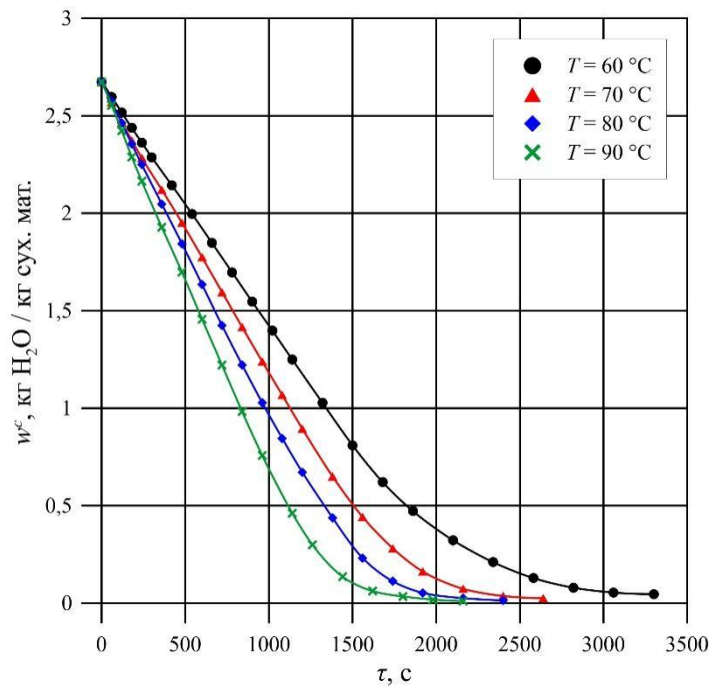


Рис. 4.2. Зміна вологовмісту кукурудзяної післяспиртової барди в часі залежно від значень температур теплового агента (за $H = 120$ мм, $v_0 = 1,76$ м/с)

У результаті досліджень впливу швидкості теплового агента спостерігається скорочення часу сушіння вологого матеріалу за збільшення швидкості руху теплового агента (рис. 4.3).

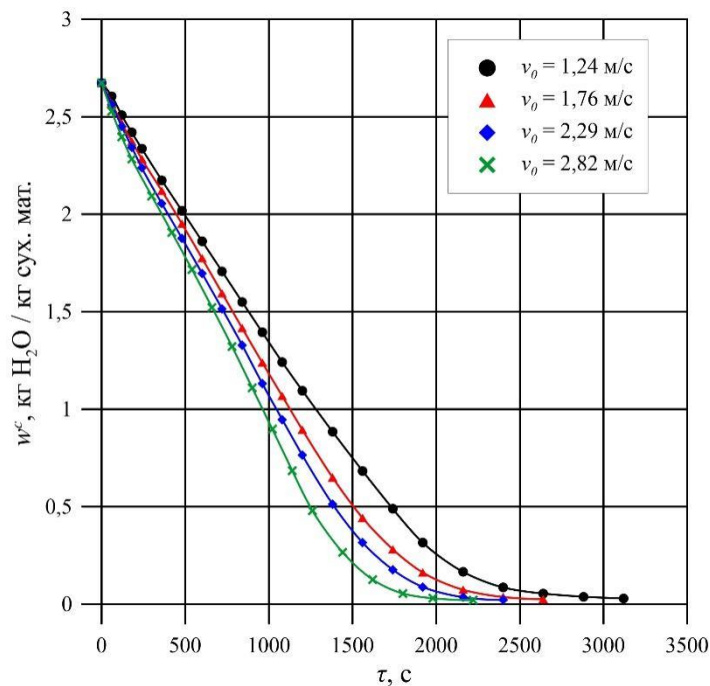


Рис. 4.3. Зміна вологовмісту кукурудзяної післяспиртової барди в часі в залежності від швидкостей руху теплового агента (за $H = 120$ мм, $T = 70^\circ C$)

Отримані результати серії дослідів процесу сушіння, подані на рис. 4.1–4.3, чітко вказують на ефективність зміни температури теплового агенту у порівнянні із зміною його швидкості руху, для інтенсифікації процесу фільтраційного сушіння. Варто також зазначити, що отримані кінетичні криві характеризуються періодом повного насичення та періодом часткового насичення теплового агенту вологою, які чітко виражені на рис. 4.1–4.3.

4.1.2. Дослідження кінетики фільтраційного сушіння пивної дробини

Аналогічні дослідження зміни вологовмісту ячмінної пивної дробини за різних параметрів стаціонарного шару та теплового агенту: різних висотах вологого матеріалу H (40 мм, 80 мм, 120 мм, 160 мм), різних температур теплового агенту T (50 °С, 70 °С, 80 °С, 90 °С) та швидкостей руху теплового агенту крізь стаціонарний шар матеріалу v_0 (1,26 м/с, 1,81 м/с, 2,31 м/с) [107], також були проведені згідно методики наведеної у розділі 2.2.7. Результати експериментальних досліджень зображено на рис. 4.4–4.6.

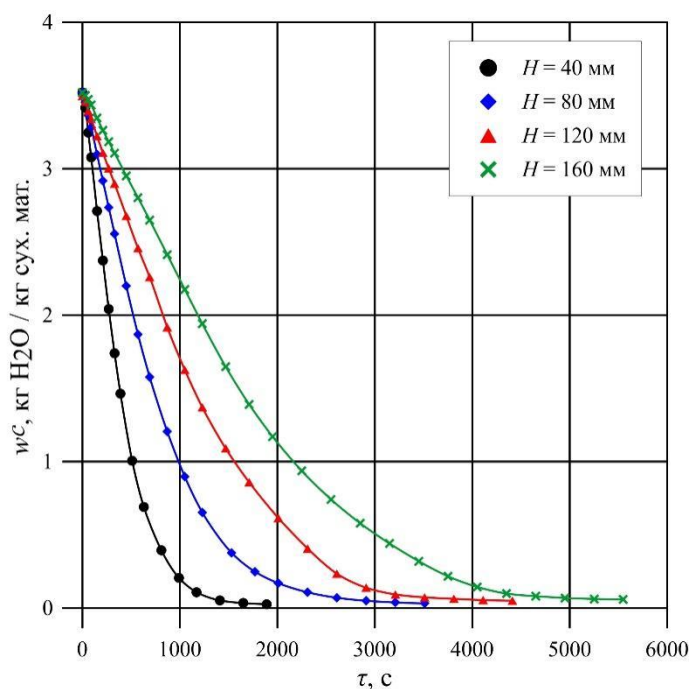


Рис. 4.4. Зміна вологовмісту стаціонарного шару ячмінної пивної дробини в часі за різних висот вологого матеріалу (за $T = 70$ °С, $v_0 = 1,81$ м/с)

Рис. 4 свідчить про те, що із збільшенням висоти шару вологого матеріалу час його сушіння зростає. Якщо за $H = 40$ мм кінцевий вологовміст досягається приблизно за 2000 с, то для $H = 160$ мм приблизно за 5000 с. Таким чином, за збільшення висоти шару вологого матеріалу в 4 рази, час сушіння збільшується у $\sim 2,5$ рази [108].

Кінетичні криві сушіння пивної дробини на рис. 4.5 вказують на суттєве зменшення часу сушіння (від ~ 7400 с до ~ 2400 с) за зростання температури (від 50 °С до 90 °С) [109].

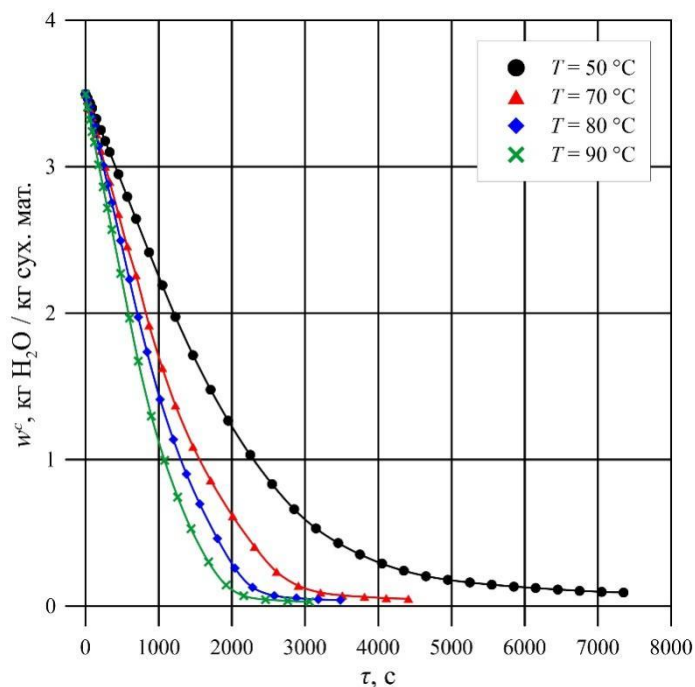


Рис. 4.5. Зміна вологовмісту стаціонарного шару ячмінної пивної дробини в часі за різних температур теплового агента (за $H = 120$ мм, $v_0 = 1,81$ м/с)

Під час проведення досліджень зміни швидкості руху теплового агента (рис. 4.6) було помічено, що кінетичні криві розташовуються нерівномірно за приблизно пропорційних змін швидкостей руху теплового агента v_0 (1,26 м/с, 1,81 м/с, 2,31 м/с, 2,82 м/с) — приблизно 0,5 м/с. Як свідчать експериментальні дані, вище швидкості $v_0 = 1,81$ м/с переважають внутрішньодифузійні процеси перенесення вологи у матеріалу, що не впливає на тривалість процесу осушення. Загалом збільшення швидкості руху теплового агента крізь стаціонарний шар вологого матеріалу пришвидшує процесу сушіння і зменшує його час (рис. 4.6).

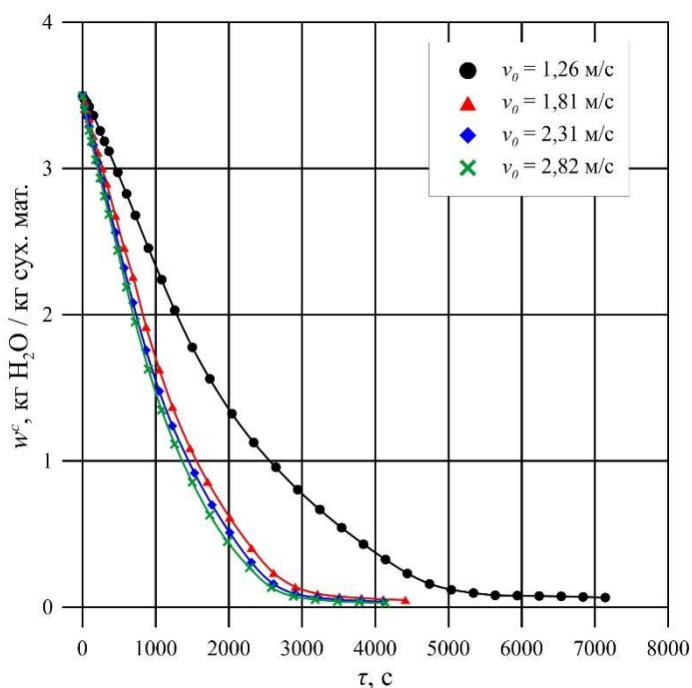


Рис. 4.6. Зміна вологовмісту стаціонарного шару ячмінної пивної дробини в часі за різних швидкостей руху теплового агента (за $H = 120$ мм, $T = 70$ °С)

Загалом, аналізуючи рис. 4.4–4.6, можна зробити висновок про вагомий вплив температури теплового агента на інтенсивність протікання процесу сушіння у порівнянні із зміною швидкості руху теплового агента. Також помітно, що за різних параметрів процесу сушіння ячмінної пивної дробини, одержані кінетичні криві характеризуються чітко вираженим періодом повного насичення та періодом часткового насичення теплового агента вологою процесу сушіння.

4.2. Узагальнення експериментальних результатів кінетики фільтраційного сушіння вторинної сировини органічного походження

4.2.1. Отримані результати кінетики фільтраційного сушіння післяспиртової барди

Для визначення значення критичного вологовмісту досліджуваного матеріалу w^c_{cr} досягнення зоною масообміну перфорованої перегородки циліндричного контейнера 5 установки наведеної у розділі 2.2.1, і дослідження її залежності від різних досліджуваних параметрів, таких як висота вологого

матеріалу, швидкість руху теплового агенту і його температура, необхідно зобразити попередньо отримані експериментальні результати досліджень (рис. 4.1–4.3) у вигляді залежностей $\lg(w^c - w_e^c) = f(\tau)$ (рис. 4.7–4.9).

Графоаналітичним методом було узагальнено період повного насичення та період часткового насичення теплового агенту вологою, використовуючи прямі лінії (рис. 4.7–4.9). Отримавши точку перетину цих прямих та апроксимувавши її на кожну з осей графіка, отримуємо логарифм критичного вологовмісту матеріалу $\lg w_{cr}$ та критичний час сушіння у періоді повного насичення теплового агенту вологою τ_{cr} .

Таким чином, відповідно до обраного методу, розрахунок критичного вологовмісту може бути проведений використавши залежність:

$$w_{cr}^c = 10 \cdot x + w_e^c, \quad (4.1)$$

де $x = \lg(w^c - w_e^c)$ – ордината точки перетину двох прямих, що відповідають періоду повного насичення теплового агенту вологою та періоду часткового насичення теплового агенту вологою процесу сушіння.

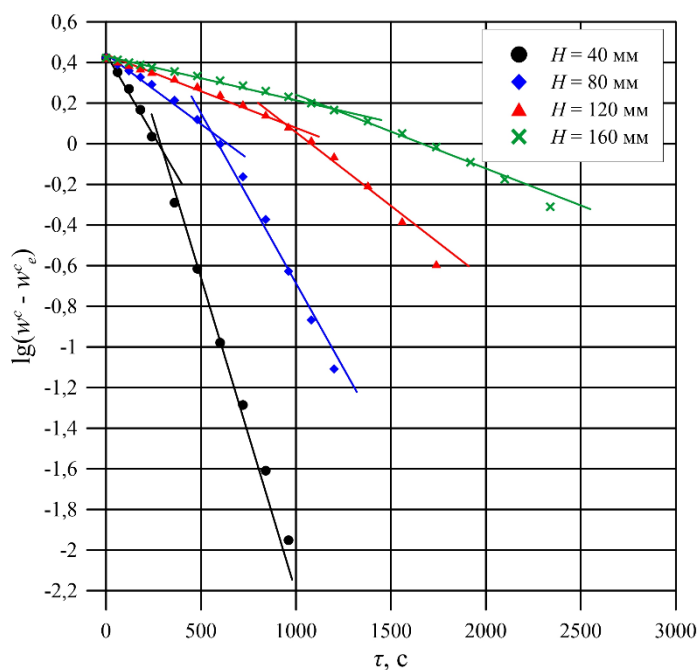


Рис. 4.7. Графічна залежність $\lg(w^c - w_e^c) = f(\tau)$ для визначення критичного вологовмісту w_{cr}^c та часу його досягнення τ_{cr} за різної висоти шарів H кукурудзяної післяспиртової барди

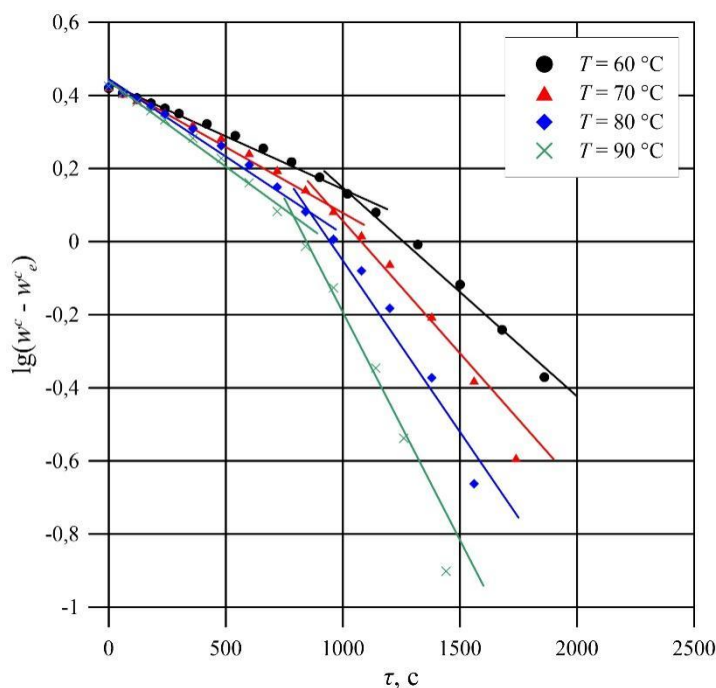


Рис. 4.8. Графічна залежність $\lg(w^c - w^c_e) = f(\tau)$ для визначення критичного вологовмісту w^c_{cr} та часу його досягнення τ_{cr} за різної температури агенту T

Додатково було визначено значення рівноважного вологовмісту кукурудзяної післяспиртової барди w^c_e , на основі отриманих експериментальних

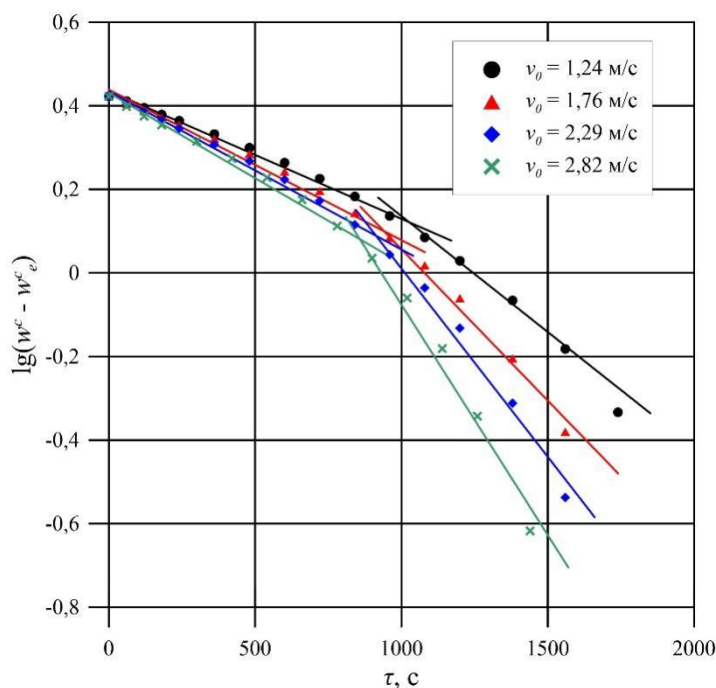


Рис. 4.9. Графічна залежність $\lg(w^c - w^c_e) = f(\tau)$ для визначення критичного вологовмісту w^c_{cr} та часу його досягнення τ_{cr} за різної швидкості руху теплового агенту v_0 .

даних, як найнижче досягнуте значення вологовмісту матеріалу. Рівноважний вологовміст під час фільтраційного сушіння характеризує рівновагу між тепловим агентом і вологим матеріалом за відповідних умов, що настає під час процесу осушення. Оскільки рівноважний вологовміст залежить від термодинамічного потенціалу системи, тому його значення змінюється залежно від температури сушильного агента. За температур сушіння дослідного матеріалу – 60 °С, 70 °С, 80 °С та 90 °С, значення рівноважного вологовмісту становило відповідно: 0,01; 0,014; 0,025 та 0,046 кг H₂O/кг сухого матеріалу.

Графічно визначені значення критичного вологовмісту w^c_{cr} , а також часу його досягнення τ_{cr} було узагальнено та подано в табл. 4.1.

Таблиця 4.1

Значення критичного вологовмісту кукурудзяної післяспиртової барди w^c_{cr} і час його досягнення τ_{cr}

H, мм	T, °C	v_0 , м/с	$\lg(w^c - w^c_e)$	w^c_{cr} , кг H ₂ O / кг сухого матеріалу	τ_{cr} , с	
40	70	1,76	-0,038	0,941	290	
80			0,06	1,173	550	
120			0,1	1,284	930	
160			0,171	1,508	1190	
120	60		0,139	1,423	1010	
	80		0,08	1,216	870	
	90		0,071	1,188	780	
	70		1,24	0,122	1,349	1010
			2,29	0,088	1,250	910
			2,82	0,081	1,230	850

На основі отриманих даних з табл. 4.1, можна зробити висновок про характер впливу досліджуваних параметрів фільтраційного сушіння на зміну критичного вологовмісту кукурудзяної післяспиртової барди. Спостерігається збільшення значення критичного вологовмісту із збільшенням висоти шару досліджуваного матеріалу, та його зменшення при підвищенні параметрів теплового агента процесу.

Опис кінетичних закономірностей процесу фільтраційного сушіння післяспиртової барди у періоді повного насичення теплового агенту вологою може бути здійснений шляхом визначення кінетичних коефіцієнтів a та η шляхом побудови графічної залежності у координатах $\ln((1 - w^c/w^c_0)/\tau) = f(H)$ [96] (рис. 4.10).

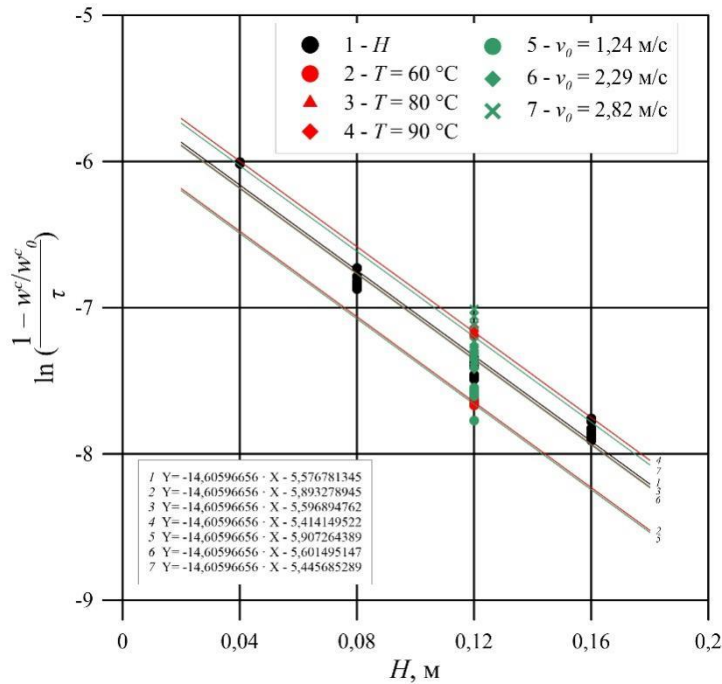


Рис. 4.10. Визначення коефіцієнтів a та η у періоді повного насичення теплового агенту вологою процесу сушіння післяспиртової барди графічним методом

Значення графічно визначених кінетичних коефіцієнтів a та η подано в табл. 4.2.

Складемо систему з трьох рівнянь, розв'язок яких дасть змогу знайти коефіцієнти A , m та n для рівняння (2.29). Створена система рівнянь (4.2) містить різні значення η за різних параметрів процесу фільтраційного сушіння ячмінної пивної дробини – температури теплового агенту T та його швидкості руху v_0 , оскільки саме зовнішніми умовами сушіння лімітується зміна вологовмісту матеріалу у періоді повного насичення теплового агенту вологою [96].

$$\begin{cases} \eta_1 = A \cdot T_1^m \cdot v_{01}^n \\ \eta_2 = A \cdot T_2^m \cdot v_{02}^n \\ \eta_3 = A \cdot T_3^m \cdot v_{03}^n \end{cases} \quad (4.2)$$

Залежність кінетичних коефіцієнтів a та η від параметрів процесу фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди

№ лінії	H, мм	T, °C	v_0 , м/с	a , 1/м	$\ln(\eta)$	$\eta \cdot 10^3$, 1/с	
1	40	70	1,76	14,606	-5,578	3,785	
	80						
	120						
	160						
2	120	50	1,24	14,606	-5,893	2,758	
3		80			-5,597	3,709	
4		90			-5,414	4,453	
5		70			2,29	-5,907	2,72
6					2,29	-5,601	3,692
7					2,82	-5,446	4,315

Для розв'язку системи рівнянь (4.2) її представляли у логарифмічному вигляді:

$$\begin{cases} \ln\eta_1 = \ln A + m \cdot \ln T_1 + n \cdot \ln v_{01} \\ \ln\eta_2 = \ln A + m \cdot \ln T_2 + n \cdot \ln v_{02} \\ \ln\eta_3 = \ln A + m \cdot \ln T_3 + n \cdot \ln v_{03} \end{cases} \quad (4.3)$$

Систему рівнянь розв'язували матричним способом. Із розв'язку системи рівнянь (4.3) за даними ліній 1, 4, 8 (рис. 4.10, табл. 4.2) визначили сталі коефіцієнти для післяспиртової барди:

$$A = 2,086 \cdot 10^{-4}, m = 0,645, n = 0,278$$

Таким чином, кінетичний коефіцієнт η для кукурудзяної післяспиртової барди може бути розраховано за допомогою залежності (4.4):

$$\eta = 2,086 \cdot 10^{-4} \cdot T^{0,645} \cdot v_0^{0,278} \quad (4.4)$$

Зважаючи на те, що $m > n$, бачимо вагомійший вплив температури теплового агенту, ніж його швидкості на процес фільтраційного сушіння, що підтверджує попередні висновки аналізу графічних залежностей рис. 4.1–4.3.

Отже, підставивши значення кінетичних коефіцієнтів у залежність (2.30), отримуємо рівняння, що описує зміну вологовмісту в часі за фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди у періоді повного насичення теплового агенту вологою до досягнення w_{cr}^c :

$$w^c = w_0^c \cdot (1 - 2,086 \cdot 10^{-4} \cdot T^{0,645} \cdot v_0^{0,278} \cdot \tau \cdot e^{-14,606 \cdot H}) \quad (4.5)$$

Для опису кінетичних закономірностей періоду часткового насичення теплового агенту вологою, необхідно знайти коефіцієнти швидкості сушіння K , що рівні тангенсам кута нахилу прямих для графічних залежностей $\ln((w^c - w_e^c)/(w_{cr}^c - w_e^c)) = f(\tau - \tau_{cr})$ (рис. 4.11–4.13).

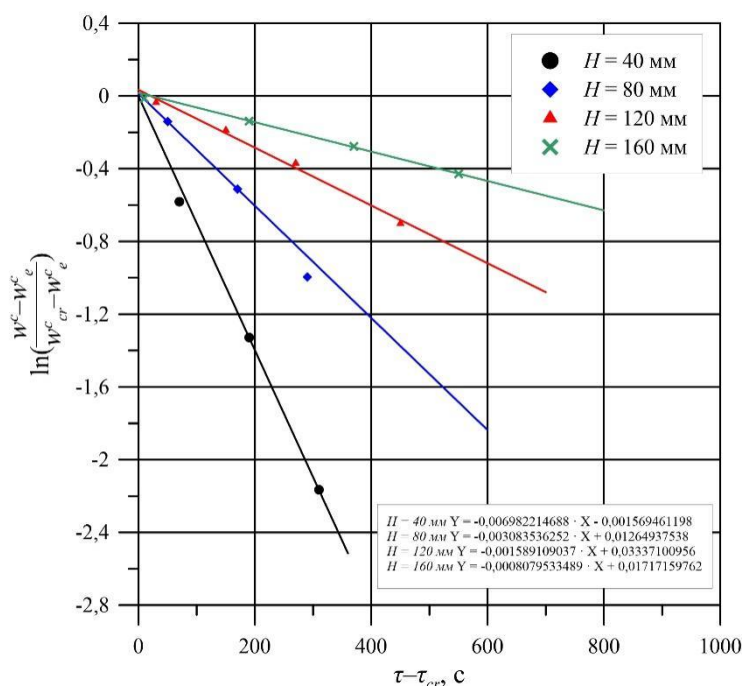


Рис. 4.11. Визначення коефіцієнту швидкості сушіння K методом графічного аналізу у періоді сушіння кукурудзяної післяспиртової барди для шарів різної висоти H

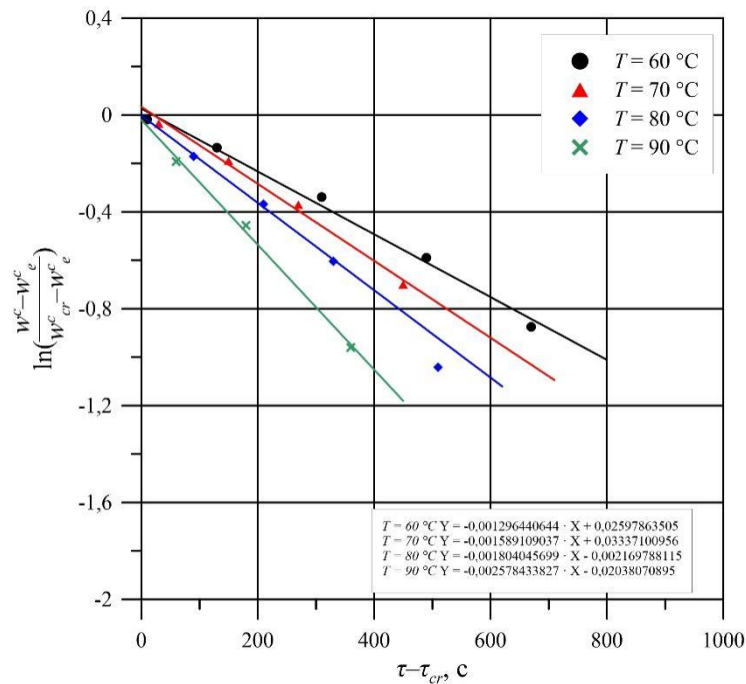


Рис. 4.12. Визначення коефіцієнту швидкості сушіння K методом графічного аналізу у періоді часткового насичення теплового агенту вологою для кукурудзяної післяспиртової барди за різної температури теплового агенту T .

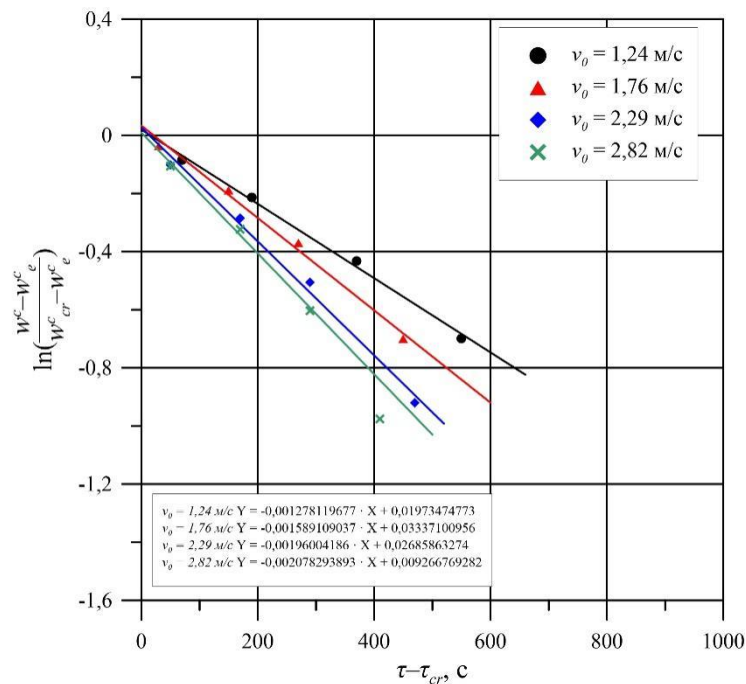


Рис. 4.13. Визначення коефіцієнту швидкості сушіння K методом графічного аналізу у періоді часткового насичення теплового агенту вологою для кукурудзяної післяспиртової барди за різної швидкості руху теплового агенту v_0

Числові значення коефіцієнтів K і N , на основі попередньо отриманих графічних залежностей, наведено у табл. 4.3.

Залежність коефіцієнтів K і N від параметрів процесу фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди

H , мм	T , °C	v_0 , м/с	$K \cdot 10^3$, 1/с	$N \cdot 10^3$, кг H_2O / кг сух. мат. · с	
40	70	1,76	6,982	5,974	
80			3,083	2,728	
120			1,589	1,494	
160			0,808	0,979	
120	60		1,296	1,238	
	80		1,804	1,675	
	90		2,578	1,904	
	70		1,24	1,278	1,311
			2,29	1,96	1,564
			2,82	2,078	1,698

На основі отриманих значень коефіцієнтів K і N (табл. 4.3), побудовано графічну залежність $K = f(N)$ подану на рис. 4.14.

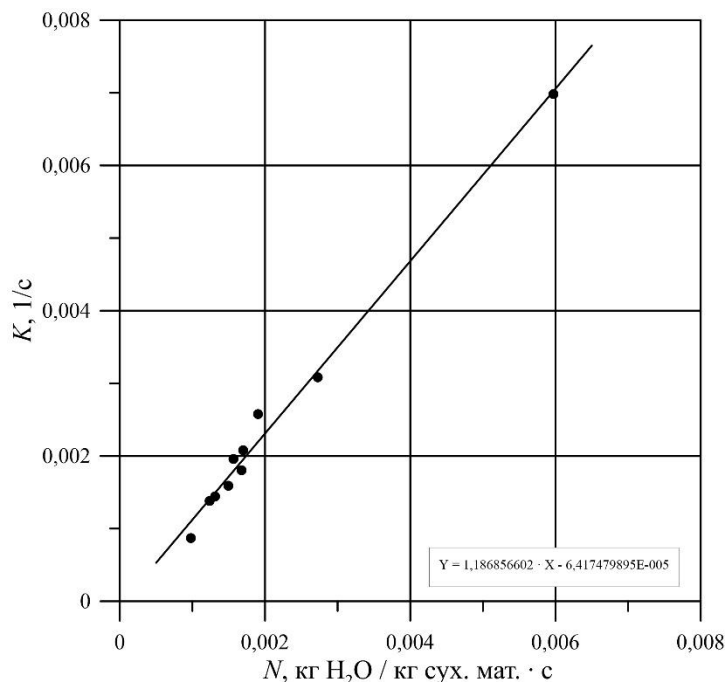


Рис. 4.14. Встановлення залежності між коефіцієнтом сушіння K та швидкістю сушіння N у періоді часткового насичення теплового агенту вологою для кукурудзяної післяспиртової барди

На основі отриманої графічної залежності поданої на рис. 4.14, було визначено значення відносного коефіцієнта сушіння χ як тангенс кута нахилу прямої до осі абсцис, який для подрібненої кукурудзяної післяспиртової барди рівний $\chi = 1,187$ кг сухого матеріалу/кг H_2O .

Таким чином, отримано залежність (4.6) для періоду часткового насичення теплового агенту вологою, за допомогою якого можна розрахувати зміну вологовмісту кукурудзяної післяспиртової барди у часі у періоді часткового насичення теплового агенту вологою до моменту досягнення рівноважного вологовмісту з тепловим агентом.

$$w^c = (w_{cr}^c - w_e^c) \cdot e^{-1,187 \cdot N \cdot (\tau - \tau_{cr})} + w_e^c, \quad (4.6)$$

Для оцінки відповідності експериментальних даних та теоретично розрахованих, побудовано графічну кореляційну залежність (рис. 4.15). Максимальне значення відносної похибки становить 19,42 %, а середня відносна похибка становить 5,37 %, що дає змогу використовувати одержані залежності для розрахунку сушильного обладнання.

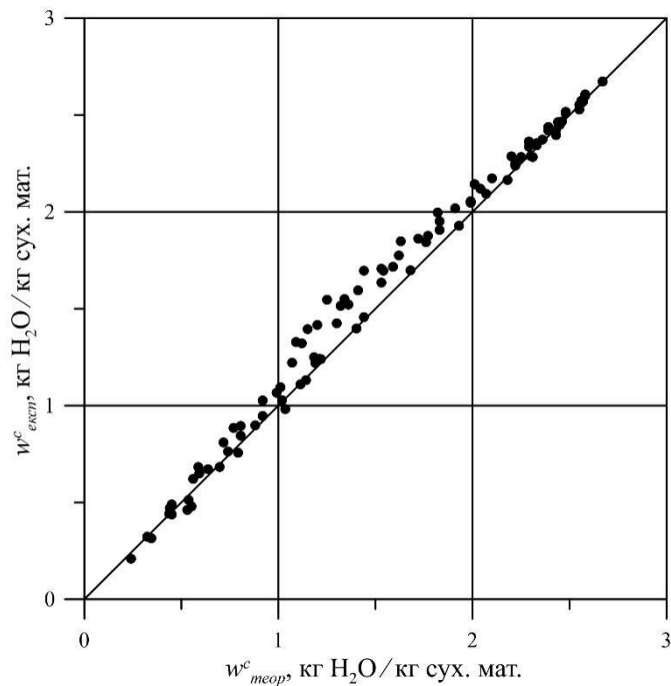


Рис. 4.15. Графічна відповідність експериментальних значень вологовмісту w^c кукурудзяної післяспиртової барди до теоретично розрахованих за висоти стаціонарного шару $H = 120$ мм

Час сушіння кукурудзяної післяспиртової барди τ_I у періоді повного насичення теплового агенту вологою буде визначатись відповідно до рівняння (4.5):

$$\tau_I = \frac{1 - \frac{w^c}{w_0^c}}{2,086 \cdot 10^{-4} \cdot T^{0,645} \cdot v_0^{0,278} \cdot \tau \cdot e^{-14,606 \cdot H}} \quad (4.7)$$

а час її сушіння у періоді часткового насичення теплового агенту вологою τ_{II} згідно залежності (4.6):

$$\tau_{II} = \frac{1,187 \cdot (w_0^c - w_{cr}^c) - \ln\left(\frac{w^c - w_e^c}{w_{cr}^c - w_e^c}\right)}{1,187 \cdot N} \quad (4.8)$$

Загальний час фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди від початкового до кінцевого вологовмісту розраховується як сума часів τ_I та τ_{II} .

4.2.2. Отримані результати кінетики фільтраційного сушіння пивної дробини

Для того щоб визначити значення критичного вологовмісту ячмінної пивної дробини w_{cr}^c досягнення зоною масообміну перфорованої перегородки контейнера 5 установки наведеної у розділі 2.2.1 та її залежності від досліджуваних параметрів (висота вологого матеріалу, швидкість руху теплового агенту, температура теплового агенту), а також критичного часу сушіння у періоді повного насичення теплового агенту вологою τ_{cr} (часу досягнення зоною масообміну перфорованої перегородки), було представлено одержані результати сушіння (рис. 4.4–4.6) у вигляді залежностей $\lg(w^c - w_e^c) = f(\tau)$ (рис. 4.16–4.18) [110, 111].

Період повного насичення та період часткового насичення теплового агенту вологою (рис. 4.16–4.18) за допомогою графоаналітичного методу можна узагальнити прямими лініями.

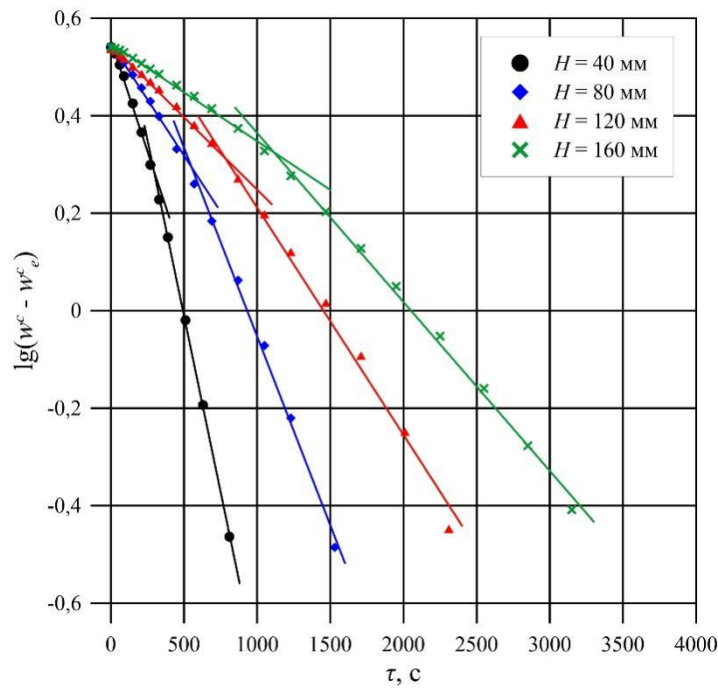


Рис. 4.16. Графоаналітичний метод визначення критичного вологовмісту w^c_{cr} та часу його досягнення τ_{cr} за шарів різної висоти H ячмінної пивної дробини

Додатково необхідно було визначити значення рівноважного вологовмісту подрібненої пивної дробини w^e , який у діапазоні досліджуваних температур визначали експериментальним шляхом: $w^e = 0,015$ кг H_2O /кг сухого матеріалу.

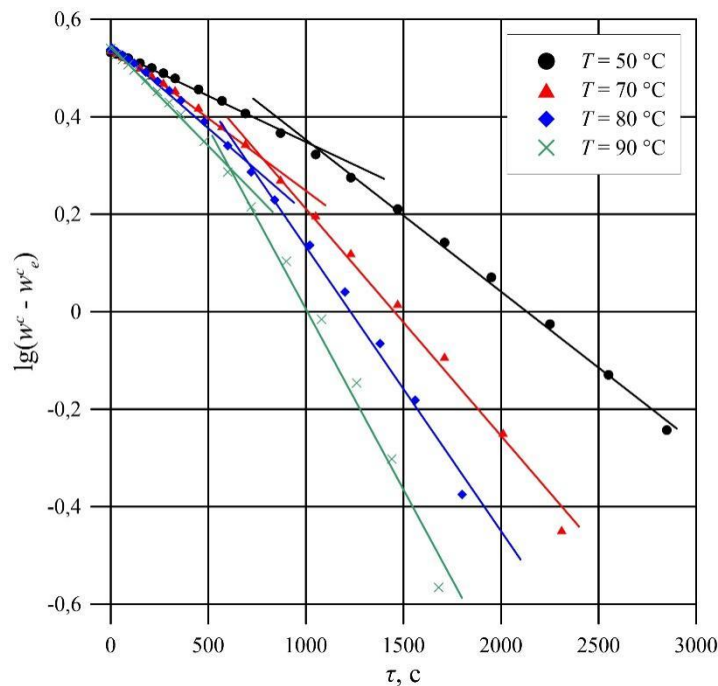


Рис. 4.17. Графоаналітичний метод визначення критичного вологовмісту w^c_{cr} та часу його досягнення τ_{cr} за різної температури теплового агента T

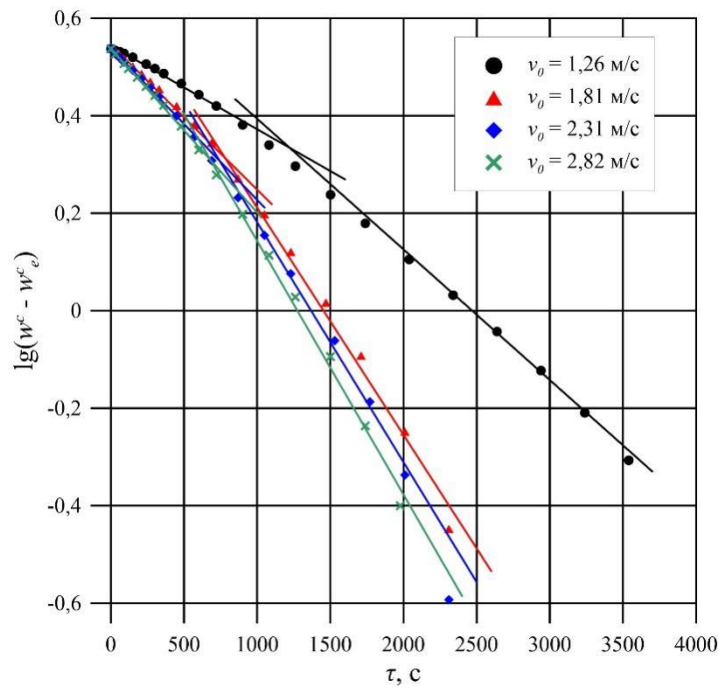


Рис. 4.18. Графоаналітичний метод визначення критичного вологовмісту w^c_{cr} та часу його досягнення τ_{cr} для різної швидкості руху теплового агенту v_0

Визначені дані критичного вологовмісту w^c_{cr} і часу його досягнення τ_{cr} узагальнено в табл. 4.4.

Таблиця 4.4

Значення критичного вологовмісту ячмінної пивної дробини w^c_{cr} і час його досягнення τ_{cr}

Н, мм	Т, °С	v_0 , м/с	$\lg(w^c - w^c_e)$	w^c_{cr} , кг H_2O / кг сухого матеріалу	τ_{cr} , с
40	70	1,81	0,236	1,737	340
80			0,266	1,860	580
120			0,292	1,974	870
160			0,318	2,095	1160
120	50		0,324	2,124	1140
	80		0,274	1,894	780
	90		0,255	1,814	680
	70		1,26	0,333	2,168
		2,31	0,279	1,916	840
2,82		0,272	1,886	820	

Аналіз табл. 4.4 свідчить, що критичний вологовміст ячмінної пивної дробини залежить від температури та швидкості фільтрування теплового агента, а також висоти стаціонарного шару вологого матеріалу.

Для опису кінетичних закономірностей фільтраційного сушіння ячмінної пивної дробини у періоді повного насичення теплового агента вологою необхідно визначити кінетичні коефіцієнти α та η , які визначають із експериментальних даних, шляхом побудови графічної залежності у координатах $\ln((1 - w^c/w^c_0)/\tau) = f(H)$ (рис. 4.19). Побудову точок проводимо лише для періоду повного насичення теплового агента вологою, тобто до значень w^c_{cr} (табл. 4.4).

Побудову графічних залежностей виконано наступним чином. Спочатку будуємо узагальнену лінію 1 (рис. 4.19, табл. 4.5) для даних експериментальних досліджень за різних висот стаціонарного шару вологого матеріалу. Кінетичний коефіцієнт α визначають як тангенс кута нахилу прямої лінії (рис. 4.19). Значення $\ln(\eta)$ буде відповідати перетину прямої лінії з віссю ординат. Відомо, що коефіцієнт α залежить від структури матеріалу і є сталим для конкретного матеріалу [97, 112].

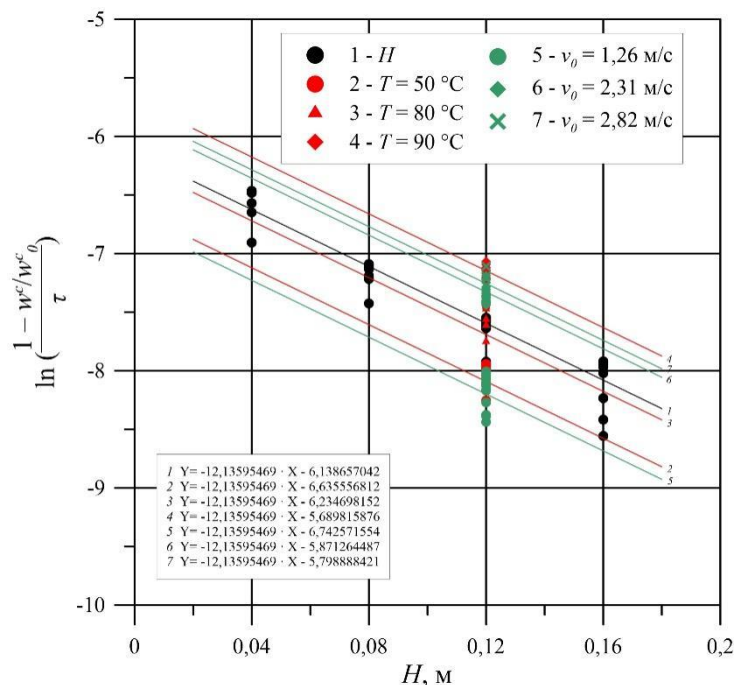


Рис. 4.19. Графічне визначення коефіцієнтів α та η у періоді повного насичення теплового агента вологою

Результати визначення кінетичних коефіцієнтів α та η подано в табл. 4.5.

Залежність кінетичних коефіцієнтів a та η від параметрів процесу фільтраційного сушіння ячмінної пивної дробини.

№ лінії	H, мм	T, °C	v_0 , м/с	a , 1/м	$\ln(\eta)$	$\eta \cdot 10^3$, 1/с	
1	40	70	1,81	12,136	-6,139	2,158	
	80						
	120						
	160						
2	120	50	1,26	12,136	-6,635	1,313	
3		80			-6,235	1,96	
4		90			-5,69	3,38	
5		70			2,31	-6,743	1,18
6					2,82	-5,871	2,819
7					-5,799	3,031	

На основі отриманих даних з табл. 4.5, знайдемо числові значення коефіцієнтів кінетичного рівняння (2.24) A , m та n для періоду повного насичення теплового агенту вологою ячмінної пивної дробини. Розв'язавши систему з трьох рівнянь матричним способом, отримано:

$$A = 7,093 \cdot 10^{-7}, m = 1,781, n = 0,765$$

Таким чином, отримано рівняння для визначення кінетичного коефіцієнту η для ячмінної пивної дробини:

$$\eta = 7,093 \cdot 10^{-7} \cdot T^{1,781} \cdot v_0^{0,765} \quad (4.9)$$

Одержані коефіцієнти вказують на вагомійший вплив температури теплового агенту, ніж його швидкості руху крізь стаціонарний шар вологого матеріалу, оскільки $m > n$, що підтверджує характер експериментально отриманих кінетичних кривих поданих на рис. 4.4–4.6.

Отже, залежність, що описує інтенсивність фільтраційного сушіння ячмінної пивної дробини у періоді сушіння повного насичення теплового агента вологою до досягнення w^c :

$$w^c = w_0^c \cdot (1 - 7,093 \cdot 10^{-7} \cdot T^{1,781} \cdot v_0^{0,765} \cdot \tau \cdot e^{-12,136 \cdot H}) \quad (4.10)$$

Щодо періоду часткового насичення теплового агента вологою, то для опису його кінетичних закономірностей необхідно знайти коефіцієнт швидкості сушіння K згідно рівняння (2.31). Побудовано графічні залежності $\ln((w^c - w_e^c)/(w_{cr}^c - w_e^c)) = f(\tau - \tau_{cr})$, з яких даний коефіцієнт буде визначено як тангенс кута нахилу прямої до осі абсцис (рис. 4.20–4.22).

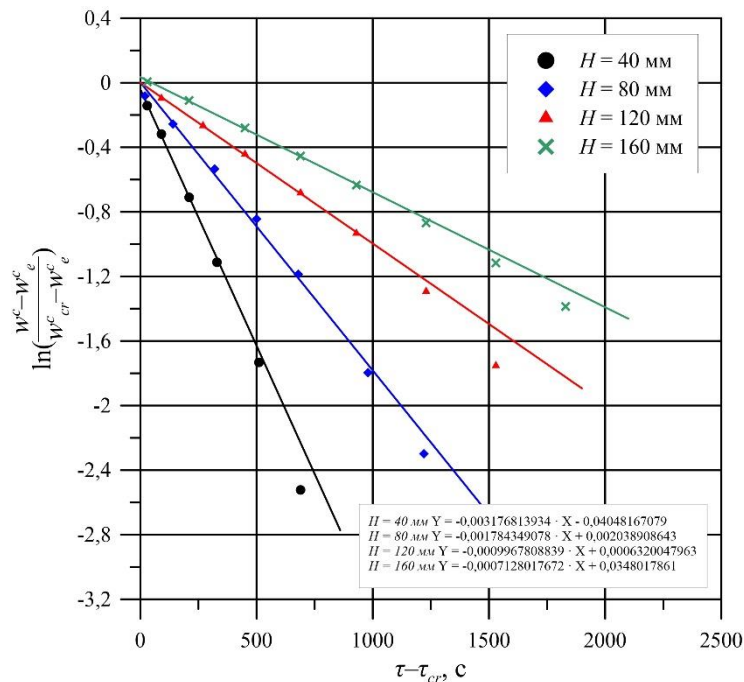


Рис. 4.20. Графоаналітичне визначення коефіцієнту K у періоді часткового насичення теплового агента вологою для ячмінної пивної дробини за шарів різної висоти H

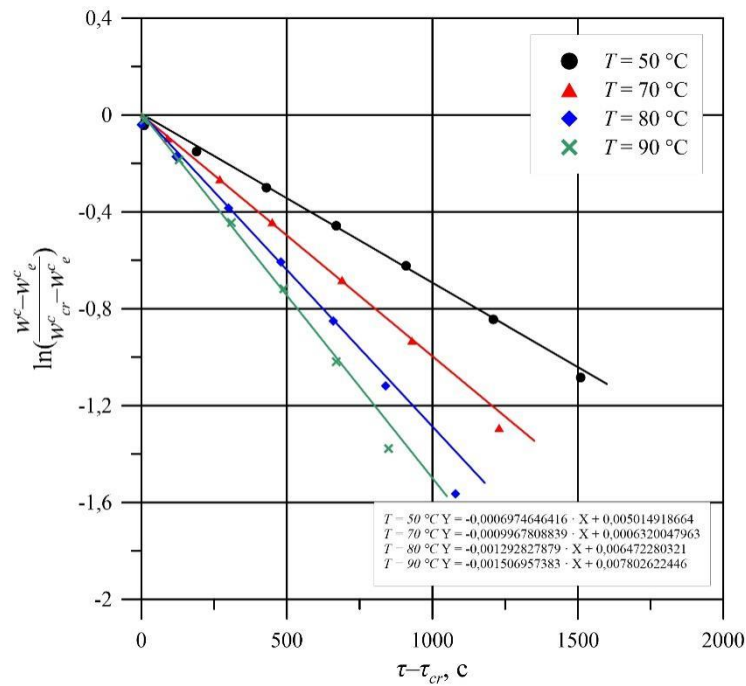


Рис. 4.21. Графоаналітичне визначення коефіцієнту К у періоді часткового насичення теплового агенту вологою для ячмінної пивної дробини за різної температури теплового агенту Т

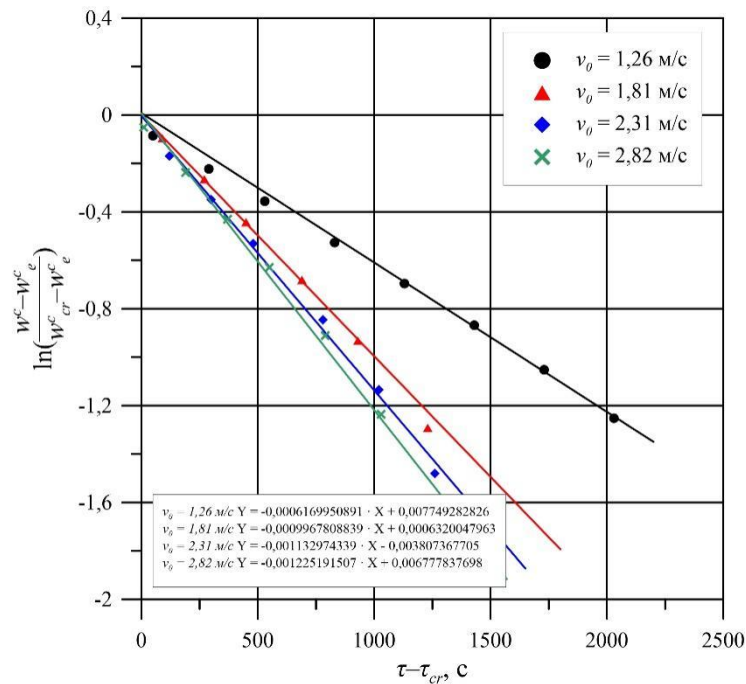


Рис. 4.22. Графоаналітичне визначення коефіцієнту К у періоді часткового насичення теплового агенту вологою для ячмінної пивної дробини за різної швидкості руху теплового агенту v_0

Швидкість сушіння N розраховано згідно залежності (2.35). У табл. 4.6 наведено відповідні значення К і N.

Залежність коефіцієнтів K і N від параметрів процесу фільтраційного сушіння ячмінної пивної дробини.

H , мм	T , °C	v_0 , м/с	$K \cdot 10^3$, 1/с	$N \cdot 10^3$, кг H_2O / кг сух. мат. · с	
40	70	1,81	3,177	5,449	
80			1,784	2,724	
120			0,997	1,781	
160			0,713	1,33	
120	50	1,26	0,697	1,166	
	80		1,293	2,002	
	90		1,507	2,523	
	70		1,55	0,829	1,534
			2,31	1,133	1,896

На основі отриманих даних з табл. 4.6 побудовано графічну залежність $K = f(N)$ (рис. 4.23).

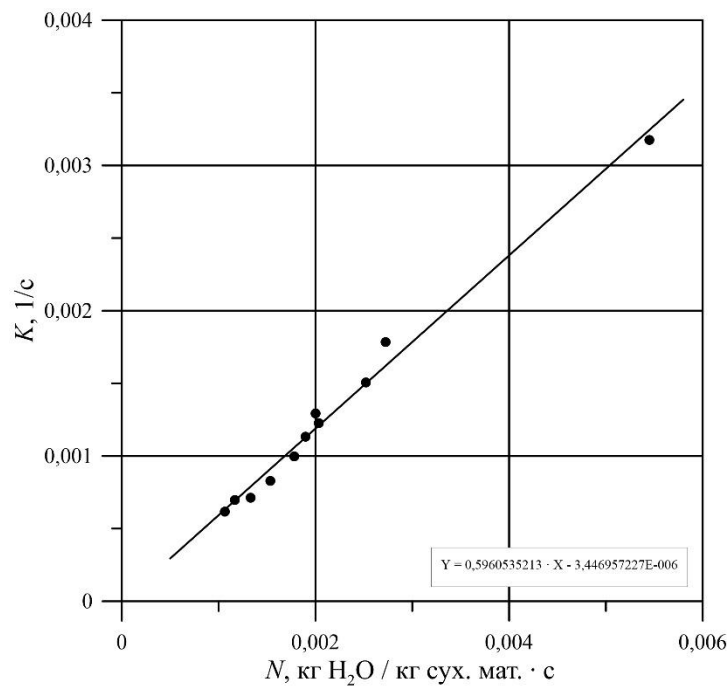


Рис. 4.23. Графічна залежність коефіцієнта сушіння K від швидкості сушіння N у періоді повного насичення теплового агенту вологою N для фільтраційного сушіння ячмінної пивної дробини

Із графічної залежності на рис. 4.23 визначено значення відносного коефіцієнта сушіння χ як тангенс кута нахилу прямої до осі абсцис, який для подрібненої ячмінної пивної дробини дорівнює $\chi = 0,596$ кг сухого матеріалу / кг H_2O .

З врахуванням значення χ , залежність (2.36) можна представити у вигляді:

$$w^c = (w_{cr}^c - w_e^c) \cdot e^{-0,596 \cdot N \cdot (\tau - \tau_{cr})} + w_e^c, \quad (4.11)$$

Дане рівняння (4.12) дає змогу розрахувати зміну вологовмісту ячмінної пивної дробини у часі за сушіння її у періоді часткового насичення теплового агенту вологою до досягнення рівноважного вологовмісту з тепловим агентом.

Побудовано кореляційну залежність (рис. 4.24) між експериментально одержаними даними та теоретично розрахованими згідно рівнянь (4.10) та (4.11). Одержана візуалізація свідчить, що отримані розрахункові залежності коректно описують процес фільтраційного сушіння ячмінної пивної дробини. Абсолютне значення максимальної відносної похибки відмінностей експериментальних

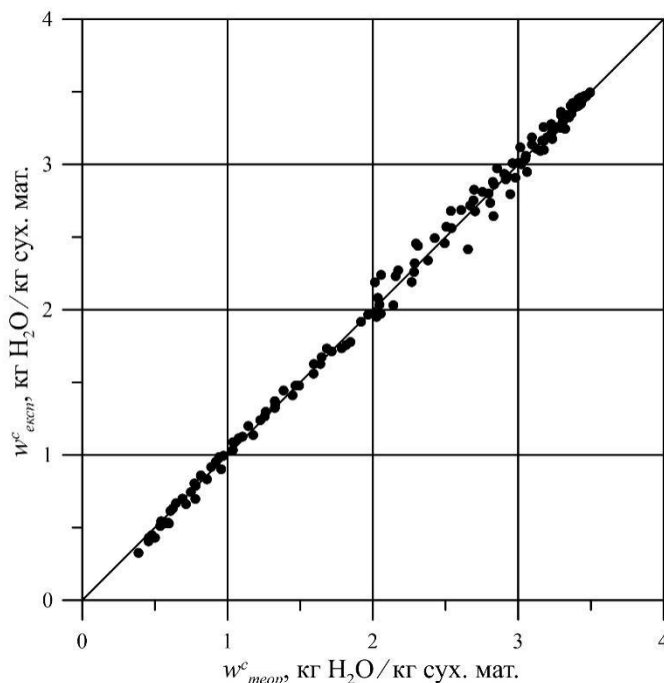


Рис. 4.24. Кореляційна залежність між експериментально одержаними та теоретично розрахованими даними вологовмісту w^c за висоти стаціонарного шару ячмінної пивної дробини $H = 120$ мм

значень вологовмісту від теоретично розрахованих становить 19,83 %, а середня відносна похибка дорівнює 3,15 %, що є цілком прийнятно для практичних проектних розрахунків сушильного обладнання.

Час сушіння ячмінної пивної дробини τ_I у періоді повного насичення теплового агенту вологою буде визначатись на основі рівняння (4.10):

$$\tau_I = \frac{1 - \frac{w^c}{w_0^c}}{7,093 \cdot 10^{-7} \cdot T^{1,781} \cdot v_0^{0,765} \cdot e^{-12,136N}}, \quad (4.12)$$

а в періоді часткового насичення теплового агенту вологою τ_{II} згідно (4.11):

$$\tau_{II} = \frac{0,596 \cdot (w_0^c - w_{cr}^c) - \ln\left(\frac{w^c - w_e^c}{w_{cr}^c - w_e^c}\right)}{0,596 \cdot N} \quad (4.13)$$

Загальний час фільтраційного сушіння ячмінної пивної дробини від початкового до кінцевого вологовмісту розраховується як сума (4.12) і (4.13).

Висновки до Розділу 4

1. Досліджено закономірності процесу осушення фільтраційним методом вторинної рослинної сировини органічного походження – кукурудзяної післяспиртової барди (рис. 4.1–4.3) та ячмінної пивної дробини (рис. 4.4–4.6), та показано вплив параметрів процесу – температури теплового агенту T , швидкості теплового агенту v_0 та висоти шару вологого матеріалу N на кінетику видалення вологи.
2. Запропоновано розрахункові залежності, що дають змогу описати зміну вологовмісту кукурудзяної післяспиртової барди (4.5), (4.6) та ячмінної пивної дробини (4.10), (4.11) в часі. Також, наведено залежності для опису тривалість процесу фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди (4.7), (4.8) та (4.12), (4.13) ячмінної пивної дробини у періоді повного насичення теплового агенту вологою та періоді часткового насичення теплового агенту вологою.

Основні результати досліджень опубліковані в працях [85, 86, 107–111].

РОЗДІЛ 5

ДОСЛІДЖЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ВИКОРИСТАННЯ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ВТОРИННОЇ СИРОВИНИ ОРГАНІЧНОГО ПОХОДЖЕННЯ

5.1. Визначення технологічно раціональних параметрів фільтраційного сушіння вторинної сировини органічного походження

5.1.1. Визначення технологічно раціональних параметрів фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди

Експериментальне визначення технологічно раціональних параметрів фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди проводили згідно методики наведеної у розділі 2.2.8. Отримані результати досліджень наведено у табл. 5.1 та табл. 5.2, номери експериментів у таблицях 5.1 та 5.2 співпадають:

Таблиця 5.1

Вихідні показники для розрахунку енергетичних витрат для фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди

№	H, м	T ₁ , °C	v ₀ , м/с	ρ _{t.a.} , кг/м ³	G ₁ , кг	W, кг	G _{t.a.} , кг/с	V _{t.a.} , м ³ /с	ΔP, Па	τ, с
1	0,04	70	1,76	1,029	0,123	0,084	0,014	0,013	2346	535
2	0,08			1,029	0,246	0,168	0,014	0,013	4691	1034
3	0,12			1,029	0,369	0,252	0,014	0,013	7037	1854
4	0,16			1,029	0,492	0,336	0,014	0,013	9382	2931
5	0,12	60	1,76	1,06	0,369	0,252	0,014	0,013	7037	2300
6		80		1	0,369	0,252	0,013	0,013	7037	1604
7		90		0,972	0,369	0,252	0,013	0,013	7037	1399
8		70		1,24	1,029	0,369	0,252	0,010	0,009	3826
9	2,29		1,029	0,369	0,252	0,018	0,017	11287	1756	
10	2,82		1,029	0,369	0,252	0,022	0,021	16522	1637	

Питомі енергетичні витрати на проведення фільтраційного сушіння
кукурудзяної післяспиртової барди

№	$Q_{t.a.}^{lab}$, кДж/кг H ₂ O	$N_{t.a.}^{lab}$, кВт/кг H ₂ O	$Q_{\Delta P}^{lab}$, кДж/кг H ₂ O	$N_{\Delta P}^{lab}$, кВт/кг H ₂ O	Q^{lab} , кДж/кг H ₂ O	N^{lab} , кВт/кг H ₂ O
1	7309,569	2,030	395,935	0,110	7705,503	2,140
2	7071,031	1,964	766,028	0,213	7837,059	2,177
3	8450,220	2,347	1373,160	0,381	9823,379	2,729
4	10020,648	2,784	2171,139	0,603	12191,787	3,387
5	8639,258	2,400	1703,527	0,473	10342,785	2,873
6	8526,833	2,369	1188,160	0,330	9714,993	2,699
7	8432,762	2,342	1036,201	0,288	9468,963	2,630
8	6645,568	1,846	587,130	0,163	7232,698	2,009
9	10413,238	2,893	2714,070	0,754	13127,307	3,646
10	11959,160	3,322	4562,991	1,267	16522,151	4,589

Аналізуючи сумарні енергетичні витрати на видалення 1 кг вологи з кукурудзяної післяспиртової барди можна побачити наступні залежності від параметрів фільтраційного методу осушення: питомі показники Q^{lab} знижуються із зниженням висоти шару матеріалу, зростанням температури теплового агенту та зниженням швидкості теплового агенту (табл. 5.1, 5.2).

Як свідчать дані розрахунку, оптимальні раціональні енергетичні витрати із врахуванням доцільності вибору висоти шару матеріалу для промислових сушильних апаратів на нагрів теплового агенту для видалення 1 кг вологи з шару матеріалу $Q_{t.a.}^{lab}$ є для наступних параметрів фільтраційного сушіння: висота шару матеріалу $H = 120$ мм, температури теплового агенту $T = 90$ °С, швидкості руху теплового агенту $v_0 = 1,76$ м/с. За даних параметрів процесу на підігрів теплового агенту необхідно витратити $Q_{t.a.}^{lab} = 8432,762$ кДж/кг H₂O або 2,342 кВт/кг H₂O. Що стосується енергетичних витрат на подолання гідравлічного опору шару матеріалу

$Q_{\Delta P}^{lab}$, то, для даних параметрів процесу, вони становитимуть $Q_{\Delta P}^{lab} = 1036,201$ кДж/кг H_2O або 0,288 кВт/кг H_2O .

Таким чином, раціональні сумарні затрати енергії на випаровування 1 кг вологи за фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди Q^{lab} для параметрів експерименту №7 ($H = 120$ мм, $T = 90$ °С, $v_0 = 1,76$ м/с) становлять 9468,963 кДж/кг H_2O або 2,630 кВт/кг H_2O (табл. 5.2).

5.1.2. Визначення технологічно раціональних параметрів фільтраційного сушіння ячмінної пивної дробини

Аналогічно проведено визначення технологічно раціональних параметрів фільтраційного сушіння ячмінної пивної дробини згідно методики даної у розділі 2.2.8, а отримані експериментальні результати наведено у табл. 5.3 та табл. 5.4, номери експериментів у даних таблицях співпадають [113]:

Таблиця 5.3

Вихідні показники для розрахунку енергетичних витрат для фільтраційного сушіння ячмінної пивної дробини

№	H, м	T ₁ , °С	v ₀ , м/с	$\rho_{t.a.}$, кг/м ³	G ₁ , кг	W, кг	G _{t.a.} , кг/с	V _{t.a.} , м ³ /с	ΔP , Па	τ , с	
1	0,04	70	1,81	1,029	0,136	0,103	0,014	0,014	7030	1125	
2	0,08			1,029	0,273	0,206	0,014	0,014	14060	2126	
3	0,12			1,029	0,409	0,308	0,014	0,014	21090	3293	
4	0,16			1,029	0,545	0,411	0,014	0,014	28120	4523	
5	0,12	50	1,81	1,093	0,409	0,308	0,015	0,014	21090	6301	
6		80		1	0,409	0,308	0,014	0,014	21090	2764	
7		90		0,973	0,409	0,308	0,013	0,014	21090	2147	
8		70		1,26	1,029	0,409	0,308	0,010	0,009	12382	5211
9				2,31	1,029	0,409	0,308	0,018	0,017	30749	3010
10				2,82	1,029	0,409	0,308	0,022	0,021	42311	2757

Питомі енергетичні витрати на проведення фільтраційного сушіння
ячмінної пивної дробини

№	$Q_{t.a.}^{lab}$, кДж/кг H ₂ O	$N_{t.a.}^{lab}$, кВт·год/кг г H ₂ O	$Q_{\Delta P}^{lab}$, кДж/кг H ₂ O	$N_{\Delta P}^{lab}$, кВт·год/кг H ₂ O	Q^{lab} , кДж/кг H ₂ O	N^{lab} , кВт·год/кг H ₂ O
1	12938,253	3,594	2100,479	0,584	15038,732	4,177
2	12221,669	3,395	3968,288	1,102	16189,956	4,497
3	12620,382	3,506	6146,621	1,707	18767,003	5,213
4	12998,434	3,611	8440,996	2,345	21439,430	5,955
5	15388,956	4,275	11760,262	3,267	27149,218	7,541
6	12353,043	3,431	5159,077	1,433	17512,120	4,864
7	10891,152	3,025	4006,934	1,113	14898,087	4,138
8	13902,327	3,862	3975,166	1,104	17877,493	4,966
9	14723,368	4,090	10454,985	2,904	25178,353	6,994
10	16461,445	4,573	16084,252	4,468	32545,697	9,040

Як свідчать дані розрахунку, найнижчі енергетичні витрати на нагрів теплового агенту для видалення 1 кг вологи з шару матеріалу $Q_{t.a.}^{lab}$ є для таких параметрів фільтраційного сушіння: висота шару матеріалу $H = 120$ мм, температури теплового агенту $T = 90$ °С, швидкості руху теплового агенту $v_0 = 1,81$ м/с. За даних параметрів процесу на підігрів теплового агенту слід витратити $Q_{t.a.}^{lab} = 10891,152$ кДж/кг H₂O або 3,025 кВт·год/кг H₂O [114].

Що стосується енергетичних витрат на подолання гідравлічного опору шару матеріалу $Q_{\Delta P}^{lab}$, то, прогнозовано, вони будуть найнижчими для найменшої товщини шару матеріалу $H = 40$ мм і становитимуть $Q_{\Delta P}^{lab} = 2100,479$ кДж/кг H₂O або 0,584 кВт·год/кг H₂O.

Найнижчі сумарні затрати енергії на випаровування 1 кг вологи за фільтраційного сушіння ячмінної пивної дробини Q^{lab} для параметрів $H = 120$ мм,

$T = 90\text{ }^{\circ}\text{C}$, $v_0 = 1,81\text{ м/с}$, що становлять $14898,087\text{ кДж/кг H}_2\text{O}$ або $4,138\text{ кВт}\cdot\text{год/кг H}_2\text{O}$ (табл. 5.4).

Аналізуючи сумарні енергетичні витрати на видалення 1 кг вологи з ячмінної пивної дробини можна побачити наступні залежності від параметрів фільтраційного методу осушення: питомі показники Q^{lab} знижуються із зменшенням висоти шару матеріалу, зростанням температури теплового агенту та зменшенням швидкості теплового агенту.

5.2. Розрахунок економічної ефективності фільтраційного сушіння вторинної сировини органічного походження

Для промислового осушення вторинної сировини органічного походження харчових виробництв пропонується використовувати установку фільтраційного сушіння (рис. 5.1). За основу було взято запатентовану авторами установку [115], проте з іншим способом підведення теплового агенту [101].

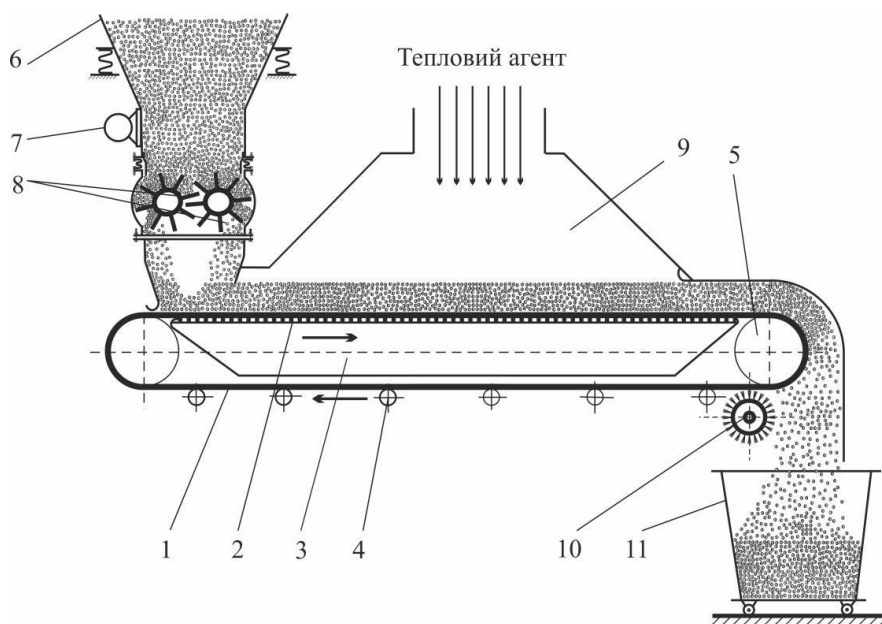


Рис. 5.1. Установка фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів:

1 – стрічка транспортера, 2 – перфорована поверхня камери розрідження, 3 – камера розрідження, 4 – ролики для підтримання стрічки транспортера, 5 – привідний барабан, 6 – бункер для вологого матеріалу, 7 – вібратор, 8 – живильник, 9 – сушильна камера, 10 – щітка для очищення стрічки транспортера, 11 – бункер сухого матеріалу.

Установка фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів (рис. 5.1) складається із завантажувального бункера 6 з вібратором 7 та живильником 8, що розміщений над перфорованим стрічковим транспортером 1 для переміщення вологого дисперсного матеріалу до розвантажувального бункера 11 під сушильною камерою 9, куди подається тепловий агент. Над розвантажувальним бункером 11 для висушеного матеріалу розташована щітка знімання залишків висушеного матеріалу 10. Додатково установка містить камеру розрідження 3, встановлену під верхньою частиною стрічкового транспортера, яка з'єднана з вентилятором.

Схему тепломасообміну на установці фільтраційного сушіння (рис. 1) можна зобразити наступним чином (рис. 5.2), позначивши додатково [100]: w^c_0 , w^c – вологовміст початкового та осушеного матеріалу, кг H_2O / кг сухого матеріалу; G_1 , G_2 – початкова та кінцева маса вологого матеріалу, кг/год; W – кількість випаруваної води, кг/год; $G_{t.a.}$ – масова витрата теплового агента, кг/год; v_{tr} – швидкість руху транспортера, м/с; d_1 , d_2 – початковий та кінцевий вологовміст теплового агента, кг H_2O / кг сухого матеріалу; T_1 , T_2 – температура теплового агента до і після процесу сушіння, °С; t_1 , t_2 – температура матеріалу до і після процесу сушіння, °С; I_1 , I_2 – ентальпія теплового агента до та після процесу сушіння, кДж/кг; L – довжина зони сушіння, м; B – ширина транспортеру, м.

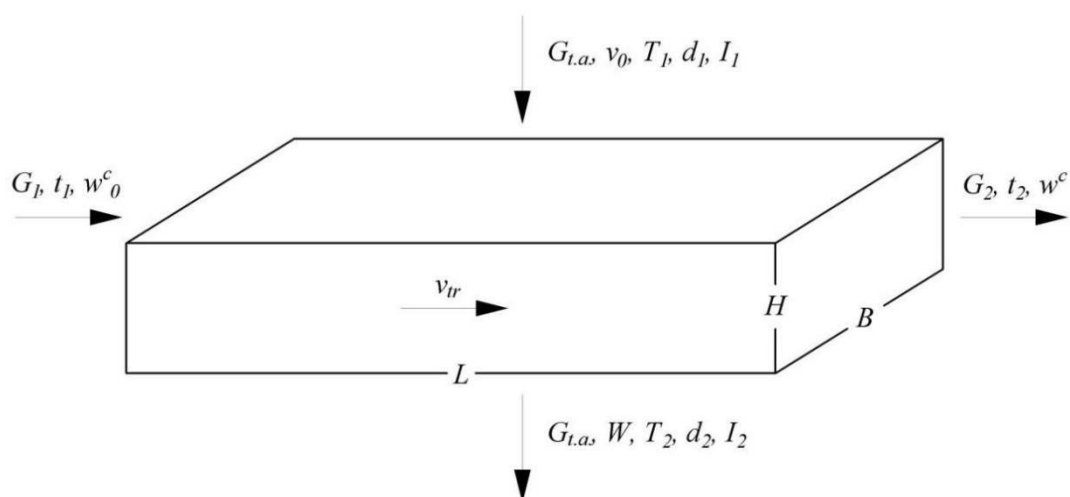


Рис. 5.2. Схема тепломасообміну на установці фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів

Для оцінки ефективності промислового використання було виконано розрахунок параметрів промислового процесу фільтраційного сушіння вторинної сировини органічного походження харчових виробництв на основі обраних технологічно раціональних параметрів процесу. Під час розрахунків параметри теплового агенту визначали за допомогою I-d діаграми стану вологого повітря [116].

Зважаючи на відсутність загально прийнятих методик розрахунку сушильного обладнання фільтраційного типу було запропоновано наступний алгоритм розрахунку параметрів процесу.

1. Згідно вихідних даних визначити вологовміст початкового w^c_0 та осушеного w^c матеріалу:

$$w^c = \frac{\omega}{100 - \omega} \quad (5.1)$$

2. Задати габаритні параметри стрічки транспортеру та визначити об'єм V_{mat} та масу G_{mat} матеріалу на стрічці транспортеру в зоні сушіння:

$$V_{mat} = L \cdot B \cdot H \quad (5.2)$$

$$G_{mat} = V_{mat} \cdot \rho_b \quad (5.3)$$

3. Уточнити продуктивність за вологим матеріалом G'_1 :

$$G'_1 = \frac{G_{mat} \cdot 3600}{\tau} \quad (5.4)$$

де $\eta_{\Delta P}$ – коефіцієнт, який враховує втрати електроенергії, $\eta_{\Delta P} = 0,5$.

4. Визначити об'ємну витрату $Q_{t.a.}$ та масову витрату $G_{t.a.}$ теплового агента

$$Q_{t.a.} = v_0 \cdot L \cdot B \quad (5.5)$$

$$G_{t.a.} = Q_{t.a.} \cdot \rho_{t.a.}, \quad (5.6)$$

де $\rho_{t.a.}$ – густина теплового агента за температури T_1 .

5. Визначити швидкість транспортеру v_{conv} .

$$v_{conv} = \frac{L}{\tau} \quad (5.7)$$

6. Визначені за експериментальними даними параметри процесу доцільно уточнити перевірочним розрахунком за допомогою матеріального та теплового балансів. Параметри теплового агента визначали за допомогою I-d діаграми стану вологого повітря. Згідно матеріального балансу процесу сушіння за вихідним матеріалом:

$$G_1 = G_2 + W \quad (5.8)$$

$$G_2 = G_1 \cdot \frac{100 - \omega_1}{100 - \omega_2} \quad (5.9)$$

$$W = G_1 - G_2 \quad (5.10)$$

$$G'_{t.a.} = \frac{W}{d_2 - d_1} \quad (5.11)$$

Згідно теплового балансу [16], витрату теплового агенту розраховували згідно рівняння:

$$G''_{t.a.} = \frac{Q}{c_{t.a.} \cdot (T_1 - T_2)}, \quad (5.12)$$

де Q – сумарні затрати теплоти на нагрів матеріалу та вологи у матеріалі, кДж;

$c_{t.a.}$ – теплоємність повітря, кДж/кг·°С.

$$Q = (1 + \alpha) \cdot (Q_{ev} + Q_v + Q_{H_2O} + Q_{mat} + Q_{res}), \quad (5.13)$$

де α – коефіцієнт втрат тепла, $\alpha = 0,1$;

Q_{ev} – кількість теплоти на випаровування вологи з матеріалу, кДж/год;

Q_v – кількість теплоти для утворення пари, кДж/год;

Q_{H_2O} – кількість теплоти для нагрівання вологи у матеріалі, кДж/год;

Q_{mat} – кількість теплоти для нагрівання вологого матеріалу, кДж/год;

Q_{res} – кількість тепла для нагрівання залишкової вологи у матеріалі, кДж/год.

Вищезазначені показники кількості теплоти визначали згідно рівнянь [117]:

$$Q_{ev} = W \cdot r, \quad (5.14)$$

де r – питома теплота пароутворення води, кДж/кг·°С.

$$Q_v = W \cdot c_v \cdot (T_2 - T_w), \quad (5.15)$$

де c_v – теплоємність пари, кДж/кг·°С;

T_w – температура “мокрого” термометра теплового агенту, °С.

$$Q_{H_2O} = W \cdot c_{H_2O} \cdot (T_w - t_1), \quad (5.16)$$

де c_{H_2O} – теплоємність води, кДж/кг·°С.

$$Q_{mat} = G_d \cdot c_{mat} \cdot (t_2 - t_1), \quad (5.17)$$

де G_d – маса сухого матеріалу, кг/год;

c_{mat} – теплоємність матеріалу, кДж/кг·°С, яку визначали згідно даних [118].

$$G_d = G_1 \cdot \frac{100 - \omega_1}{100} \quad (5.18)$$

$$Q_{res} = G_d \cdot w^c \cdot c_{H_2O} \cdot (t_2 - t_1) \quad (5.19)$$

7. Визначити кількість енергії для нагріву необхідної кількості теплового агенту $N_{t.a.}$ згідно рівняння:

$$N_{t.a.} = Q_{t.a.} \cdot c_{t.a.} \cdot (T_1 - T_0) \quad (5.20)$$

8. Для узагальнення одержаних даних обчислити питомий показник енергетичних витрат на нагрів теплового агенту на видалення 1 кг вологи з осушувачого матеріалу:

$$l_{t.a.} = \frac{N_{t.a.}}{W} \quad (5.21)$$

9. Визначити необхідну потужність вентилятора для забезпечення необхідної швидкості руху теплового агенту крізь шар дисперсного матеріалу:

$$N_{fan} = \frac{Q_{t.a.} \cdot \Delta P}{1000 \cdot \eta_{\Delta P}} \quad (5.22)$$

10. Розрахувати загальну кількість енергії необхідної для процесу фільтраційного сушіння N:

$$N = N_{t.a.} + N_{fan} \quad (5.23)$$

11. Загальний показник енергетичних витрат на видалення 1 кг вологи з осушувачого матеріалу для процесу фільтраційного сушіння, розраховували згідно залежності:

$$l = \frac{N}{W} \quad (5.24)$$

5.2.1. Розрахунок економічної ефективності фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди

Вихідні показники для розрахунку ефективності фільтраційного методу сушіння кукурудзяної післяспиртової барди на промисловій установці наведено у табл. 5.5.

Таблиця 5.5

Вихідні показники для розрахунку фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди

Показник	Значення
Продуктивність за вихідним матеріалом G_1 , кг/год	1000
Початкова вологість матеріалу ω_1 , %	73
Кінцева вологість матеріалу ω_2 , %	14
Насипна густина матеріалу ρ_b , кг/м ³	407,5
Температура довкілля T_0 , °C	20
Початкова вологість теплового агента ϕ_0 , %	60
Початкова температура теплового агента T_1 , °C	90
Кінцева температура теплового агента T_2 , °C	55
Початкова температура матеріалу t_1 , °C	20
Кінцева температура матеріалу t_2 , °C	52
Швидкість теплового агента v_0 , м/с	1,76
Висота шару матеріалу H , м	0,12

Результати розрахунку згідно наведеного вище алгоритму та вихідних даних (табл. 5.5) наведені у табл. 5.6.

Результати розрахунку процесу фільтраційного сушіння
кукурудзяної післяспиртової барди

Показник	Значення
Продуктивність за вихідним матеріалом G_1 , кг/год	1000
Початковий вологовміст матеріалу w^c_0 , кг H_2O /кг сух. мат.	2,7
Кінцевий вологовміст матеріалу w^c , кг H_2O /кг сух. мат.	0,16
Загальний час сушіння τ , год	0,39
Ширина стрічкового транспортеру B , м	0,95
Довжина стрічкового транспортеру L , м	9
Об'єм матеріалу на транспортері V_{mat} , m^3	1,026
Маса вологого матеріалу на транспортері G_{mat} , кг	418,09
Швидкість стрічки транспортеру v_{conv} , м/с	0,0063
Уточнена продуктивність за вологим матеріалом G'_1 , кг/год	1062,16
Об'ємна витрата теплового агенту $Q_{t.a.}$, m^3 /год	54172,8
Масова витрата теплового агенту $G_{t.a.}$, кг/год	52710,13
Маса сухого матеріалу G_d , кг/год	286,78
Маса матеріалу на виході G_2 , кг/год	333,47
Кількість вологи W , кг/год	728,69
Початковий вологовміст теплового агенту d_1 , кг H_2O / кг сух. повітря	0,0087
Кінцевий вологовміст теплового агенту d_2 , кг H_2O / кг сух. повітря	0,022
Масова витрата теплового агенту $G'_{t.a.}$, кг/год	54788,83
Кількість теплоти на випаровування вологи з матеріалу Q_{ev} кДж/год	1675990,44

Показник	Значення
Кількість теплоти для утворення пари Q_v , кДж/год	30138,68
Кількість теплоти для нагрівання вологи у матеріалі Q_{H_2O} , кДж/год	39691,82
Кількість теплоти для нагрівання вологого матеріалу Q_{mat} , кДж/год	13150,37
Кількість тепла для нагрівання залишкової вологи у матеріалі Q_{res} , кДж/год	6259,61
Сумарні затрати теплоти Q , кДж/год	1941754,019
Масова витрата теплового агенту $G''_{t.a.}$, кг/год	54929,39
Кількість енергії для нагріву необхідної кількості теплового агенту $N_{t.a.}$, кВт/год	1725,28
Енергетичні витрати на видалення 1 кг вологи за показниками необхідної кількості теплового агенту $I_{t.a.}$, кВт/год·кг H_2O	2,34
Кількість енергії необхідна для роботи вентилятора N_{fan} , кВт/год	198,63
Загальна кількість енергії необхідної для процесу фільтраційного сушіння N , кВт/год	1923,91
Загальні енергетичні витрати на видалення 1 кг вологи для процесу фільтраційного сушіння I , кВт/год·кг H_2O	2,64

Значення абсолютного відхилення розрахованої масової витрати теплового агенту $G_{t.a.}$ згідно експериментальних даних та перевірочних розрахунків за даними матеріального $G'_{t.a.}$ та теплового балансу $G''_{t.a.}$ становлять 3,79 % та 4,04 % відповідно, що свідчить про достовірність теоретичних розрахунків та експериментальних даних.

Як видно із табл. 6, загальна кількість енергії необхідної для осушення ~ 1000 кг кукурудзяної післяспиртової барди на установці фільтраційного сушіння

становить приблизно 1923,91 кВт/год. При цьому, 1725,28 кВт/год енергії необхідно затратити на нагрівання теплового агенту, а також 198,63 кВт/год – для забезпечення руху теплового агенту крізь дисперсний шар матеріалу на конвеєрі. Загальні енергетичні витрати на видалення 1 кг вологи при осушенні кукурудзяної післяспиртової барди на установці фільтраційного сушіння становлять орієнтовно 2,64 кВт/год·кг Н₂О.

Для порівняння ефективності використання фільтраційного методу сушіння, було виконано розрахунок осушення у барабанній сушарці [7, 8] для аналогічної продуктивності за вологим матеріалом G_1 . Для осушення обираємо температуру теплового агенту $t_1 = 140$ °С, зважаючи на особливості сушіння біомаси [36]. Вихідні показники для розрахунку наведено у табл. 5.7.

Таблиця 5.7

Вихідні показники для розрахунку процесу сушіння кукурудзяної післяспиртової барди у барабанній сушарці

Показник	Значення
Продуктивність за вихідним матеріалом G_1 , кг/год	1000
Початкова вологість матеріалу ω_1 , %	73
Кінцева вологість матеріалу ω_2 , %	14
Насипна густина матеріалу ρ_b , кг/м ³	407,5
Температура довкілля T_0 , °С	20
Початкова вологість теплового агенту ϕ_0 , %	60
Початкова температура теплового агенту T_1 , °С	140
Кінцева температура теплового агенту T_2 , °С	90
Початкова температура матеріалу t_1 , °С	20
Кінцева температура матеріалу t_2 , °С	87
Швидкість теплового агенту v_0 , м/с	3
Коефіцієнт заповнення барабану вологим матеріалом β	0,2
Напруження барабану за вологою A_v , кг/ м ³ ·год	15

Матеріальний баланс сушарки визначали за рівняннями (5.8)–(5.11). Конструктивний розрахунок барабанної сушарки здійснювали за наступною методикою. Спочатку визначали об'єм барабану $V^{r.d.}$ за напруженням барабану за вологою A_V :

$$V^{r.d.} = \frac{W}{A_V} \quad (5.25)$$

За об'ємом барабану обирали стандартний апарат із найближчим більшим об'ємом і, відповідно, відомими діаметром $D^{r.d.}$ та $L^{r.d.}$. Час сушіння у барабанній сушарці $\tau^{r.d.}$ визначали за рівнянням [42]:

$$\tau^{r.d.} = \frac{2 \cdot \beta \cdot \rho_b \cdot (\omega_1 - \omega_2)}{A_V \cdot (200 - (\omega_1 - \omega_2))} \quad (5.26)$$

Необхідну кількість теплового агента для нагріву матеріалу в барабанній сушарці визначали за рівняннями (5.12)–(5.19). Під час розрахунку енергетичних затрат, також було враховано необхідну потужність вентилятора, необхідного для транспортування сушильного агента крізь барабан. Гідравлічний опір апарату приймали на основі рекомендацій [16, 99, 121] враховуючи можливу зміну перепаду тисків залежно від типу насадок, що впливає на характер пересипання матеріалу. Результати розрахунку процесу сушіння кукурудзяної післяспиртової барди наведено у табл. 5.8.

Різниця між значеннями витрати теплового агента $G^{r.d.}_{t.a.}$ та $G^{r.d.'}_{t.a.}$ в барабанній сушарці становить 1,13 % (табл. 5.8), що свідчить про коректність розрахунку.

При осушенні 1000 кг кукурудзяної післяспиртової барди у барабанній сушарці, сумарно необхідно витратити орієнтовно 2146,91 кВт/год енергії. Основна її частина – 2127,49 кВт/год, йде на нагрів необхідної кількості теплового агента, а також 19,42 кВт/год для роботи вентилятора, що необхідний для забезпечення руху теплового агента вздовж сушильного барабану.

Результати розрахунку процесу сушіння
кукурудзяної післяспиртової барди у барабанній сушарці

Показник	Значення
Продуктивність за вихідним матеріалом G_1 , кг/год	1000
Поч. вологовміст матеріалу w^c_0 , кг H_2O / кг сух. мат.	2,7
Кінц. вологовміст матеріалу w^c , кг H_2O / кг сух. мат.	0,16
Загальний час сушіння $\tau^{r.d.}$, год	4,55
Маса сухого матеріалу G_d , кг/год	270
Маса матеріалу на виході G_2 , кг/год	313,95
Кількість води W , кг/год	686,05
Об'єм сушильного барабану $V^{r.d.}$, m^3	45,74
Довжина барабану $L^{r.d.}$, м	14
Діаметр барабану $D^{r.d.}$, м	2,2
Дійсний об'єм сушильного простору $V^{r.d.}_2$, m^3	53,2
Маса матеріалу в сушарці $G^{r.d.}$, кг	4335,8
Початковий вологовміст теплового агенту d_1 , кг H_2O / кг сух. мат.	0,0087
Кінцевий вологовміст теплового агенту d_2 , кг H_2O / кг сух. мат.	0,027
Масова витрата теплового агенту $G^{r.d.}_{t.a.}$, кг/год	37488,88
Кількість теплоти на випаровування води з матеріалу Q_{ev} кДж/год	1577906,98
Кількість теплоти для утворення пари Q_v , кДж/год	65517,44
Кількість теплоти для нагрівання води у матеріалі Q_{H_2O} , кДж/год	57490,7

Показник	Значення
Кількість теплоти для нагрівання вологого матеріалу Q_{mat} , кДж/год	29151,31
Кількість тепла для нагрівання залишкової вологи у матеріалі Q_{res} , кДж/год	10611,59
Сумарні затрати теплоти Q , кДж/год	1914745
Масова витрата теплового агентау $G_{t.a.}^{r.d.}$, кг/год	37915,76
Гідравлічний опір барабану ΔP , Па	1000
Кількість енергії для нагріву необхідної кількості теплового агентау $N_{t.a.}$, кВт/год	2127,49
Енергетичні витрати на видалення 1 кг вологи за показниками необхідної кількості теплового агентау $l_{t.a.}$, кВт/год·кг H_2O	3,1
Кількість енергії необхідна для роботи вентилятора N_{fan} , кВт/год	19,42
Загальна кількість енергії необхідної для процесу осушення N , кВт/год	2146,91
Загальні енергетичні витрати на видалення 1 кг вологи для процесу осушення l , кВт/год·кг H_2O	3,13

Загальні енергетичні витрати на видалення 1 кг вологи при осушенні кукурудзяної післяспиртової барди становлять приблизно 3,13 кВт/год·кг H_2O .

Таким чином, оціночний розрахунок ефективності використання фільтраційного сушіння для кукурудзяної післяспиртової барди показує перспективність даного методу для промислового використання (табл. 5.9).

Відмітимо, що наведена калькуляція процесу сушіння є оціночною і не містить розрахунків енергетичних витрат допоміжного обладнання. Проте, як свідчать одержані результати, для аналогічної продуктивності за вихідним матеріалом ~1000 кг/год, фільтраційне сушіння дає змогу зменшити кількість

Таблиця 5.9

Порівняння результатів розрахунку процесу сушіння кукурудзяної післяспиртової барди фільтраційним методом та у барабанній сушарці для продуктивності за вихідним матеріалом ~1000 кг

Показник	Фільтраційне сушіння	Барабанна сушарка
Загальний час сушіння τ , год	0,39	4,55
Загальна кількість енергії необхідної для процесу осушення N , кВт/год	1923,91	2146,92
Загальні енергетичні витрати на видалення 1 кг вологи для процесу осушення l , кВт/год·кг H_2O	2,64	3,13

енергії на ~220 кВт/год та скоротити необхідний час для сушіння більше ніж у 10 разів. Аналіз табл. 5.9 показує, що використання фільтраційного методу сушіння дає змогу зменшити питомий показник енергетичних витрат на видалення 1 кг вологи l на 15,65 % у порівнянні із процесом сушіння у барабанній сушарці.

5.2.2. Розрахунок економічної ефективності фільтраційного сушіння ячмінної пивної дробини

Вихідні показники для розрахунку ефективності використання фільтраційного методу для сушіння ячмінної пивної дробини наведено у табл. 5.10.

Таблиця 5.10

Вихідні показники для розрахунку фільтраційного сушіння
ячмінної пивної дробини

Показник	Значення
Продуктивність за вихідним матеріалом G_1 , кг/год	1000
Початкова вологість матеріалу ω_1 , %	78
Кінцева вологість матеріалу ω_2 , %	14
Насипна густина матеріалу ρ_b , кг/м ³	451,74
Температура довкілля T_0 , °C	20
Початкова вологість теплового агенту ϕ_0 , %	60
Початкова температура теплового агенту T_1 , °C	90
Кінцева температура теплового агенту T_2 , °C	57
Початкова температура матеріалу t_1 , °C	20
Кінцева температура матеріалу t_2 , °C	54
Швидкість теплового агенту v_0 , м/с	1,81
Висота шару матеріалу H , м	0,12

Результати розрахунку згідно наведеного вище алгоритму та вихідних даних (табл. 5.10) наведені у табл. 5.11.

Таблиця 5.11

Результати розрахунку процесу фільтраційного сушіння
ячмінної пивної дробини

Показник	Значення
Продуктивність за вихідним матеріалом G_1 , кг/год	1000
Початковий вологовміст матеріалу w^c_0 , кг H ₂ O /кг сух. мат.	3,55
Кінцевий вологовміст матеріалу w^c , кг H ₂ O /кг сух. мат.	0,16
Загальний час сушіння τ , год	0,53

Показник	Значення
Ширина стрічкового транспортеру B , м	1,1
Довжина стрічкового транспортеру L , м	9
Об'єм матеріалу на транспортері V_{mat} , м ³	1,188
Маса вологого матеріалу на транспортері G_{mat} , кг	536,67
Швидкість стрічки транспортеру v_{tr} , м/с	0,0047
Уточнена продуктивність за вологим матеріалом G'_1 , кг/год	1009,75
Об'ємна витрата теплового агенту $Q_{t.a.}$, м ³ /год	64508,40
Масова витрата теплового агенту $G_{t.a.}$, кг/год	62766,67
Маса сухого матеріалу G_d , кг/год	222,14
Маса матеріалу на виході G_2 , кг/год	258,31
Кількість вологи W , кг/год	751,44
Початковий вологовміст теплового агенту d_1 , кг H ₂ O/ кг сух. мат.	0,0087
Кінцевий вологовміст теплового агенту d_2 , кг H ₂ O/ кг сух. мат.	0,021
Масова витрата теплового агенту $G'_{t.a.}$, кг/год	61092,61
Кількість теплоти на випаровування вологи з матеріалу Q_{ev} кДж·год	1728309,83
Кількість теплоти для утворення пари Q_v , кДж·год	33904,93
Кількість теплоти для нагрівання вологи у матеріалі Q_{H_2O} , кДж·год	40930,89
Кількість теплоти для нагрівання вологого матеріалу Q_{mat} , кДж·год	21446,46
Кількість тепла для нагрівання залишкової вологи у матеріалі Q_{res} , кДж·год	5151,78
Сумарні затрати теплоти Q , кДж·год	2012718,29
Масова витрата теплового агенту $G''_{t.a.}$, кг/год	60387,59

Показник	Значення
Кількість енергії для нагріву необхідної кількості теплового агенту $N_{t.a}$, кВт·год	2054,45
Енергетичні витрати на видалення 1 кг вологи за показниками необхідної кількості теплового агенту $I_{t.a}$, кВт·год/кг H_2O	2,73
Кількість енергії необхідна для роботи вентилятора N_{fan} , кВт·год	755,85
Загальна кількість енергії необхідної для процесу фільтраційного сушіння N , кВт·год	2810,29
Загальні енергетичні витрати на видалення 1 кг вологи для процесу фільтраційного сушіння I , кВт·год/кг H_2O	3,74

Значення абсолютного відхилення розрахованої масової витрати теплового агенту $G_{t.a}$ згідно експериментальних даних та перевірочних розрахунків за даними матеріального $G'_{t.a}$ та теплового балансу $G''_{t.a}$ становлять 2,67 % та 3,79 % відповідно, що свідчить про відповідність експериментальних даних та теоретичних розрахунків.

Для порівняння ефективності використання фільтраційного методу сушіння, було виконано розрахунок осушення ячмінної пивної дробини у барабанній сушарці [119, 120] для аналогічної продуктивності за вологим матеріалом G_1 . Зважаючи на особливості осушення біомаси [36], температуру теплового агенту для осушення у барабанній сушарці було обрано $t_1 = 140$ °С, що є нижче температури плавлення лігніну для запобігання злипанню матеріалу. Вихідні показники для розрахунку наведено у табл. 5.12.

Вихідні показники для розрахунку процесу сушіння
ячмінної пивної дробини у барабанній сушарці

Показник	Значення
Продуктивність за вихідним матеріалом G_1 , кг/год	1000
Початкова вологість матеріалу ω_1 , %	78
Кінцева вологість матеріалу ω_2 , %	14
Насипна густина матеріалу ρ_b , кг/м ³	451,74
Температура довкілля T_0 , °C	20
Початкова вологість теплового агенту ϕ_0 , %	60
Початкова температура теплового агенту T_1 , °C	140
Кінцева температура теплового агенту T_2 , °C	90
Початкова температура матеріалу t_1 , °C	20
Кінцева температура матеріалу t_2 , °C	87
Швидкість теплового агенту v_0 , м/с	3
Коефіцієнт заповнення барабану вологим матеріалом β	0,2
Напруженням барабану за вологою A_v , кг/ м ³ ·год	15

Результати розрахунку процесу сушіння ячмінної пивної дробини у барабанній сушарці наведено у табл. 5.13.

Різниця між значеннями витрати теплового агенту $G^{r.d.}_{t.a.}$ та $G^{r.d.'}_{t.a.}$ в барабанній сушарці становить 0,56 % (табл. 5.13), що свідчить про правильність розрахунку.

За результатами проведених обчислень можна зробити висновок про те, що оціночний розрахунок ефективності використання фільтраційного сушіння для ячмінної пивної дробини показує перспективність даного методу (табл. 5.14) [122].

Результати розрахунку процесу сушіння
ячмінної пивної дробини у барабанній сушарці

Показник	Значення
Продуктивність за вихідним матеріалом G_1 , кг/год	1000
Поч. вологовміст матеріалу w^c_0 , кг H_2O / кг сух. мат.	3,55
Кінц. вологовміст матеріалу w^c , кг H_2O / кг сух. мат.	0,16
Загальний час сушіння $\tau^{r.d.}$, год	5,67
Маса сухого матеріалу G_d , кг/год	220
Маса матеріалу на виході G_2 , кг/год	255,81
Кількість води W , кг/год	744,19
Об'єм сушильного барабану $V^{r.d.}$, m^3	49,61
Довжина барабану $L^{r.d.}$, м	14
Діаметр барабану $D^{r.d.}$, м	2,2
Дійсний об'єм сушильного простору $V^{r.d.}_2$, m^3	53,2
Маса матеріалу в сушарці $G^{r.d.}$, кг	4806,51
Початковий вологовміст теплового агента d_1 , кг H_2O / кг сух. мат.	0,0087
Кінцевий вологовміст теплового агента d_2 , кг H_2O / кг сух. мат.	0,027
Масова витрата теплового агента $G^{r.d.}_{t.a.}$, кг/год	40665,90
Кількість теплоти на випаровування води з матеріалу Q_{ev} кДж·год	1711627,91
Кількість теплоти для утворення пари Q_v , кДж·год	71069,77
Кількість теплоти для нагрівання води у матеріалі Q_{H_2O} , кДж·год	62362,79

Показник	Значення
Кількість теплоти для нагрівання вологого матеріалу Q_{mat} , кДж·год	23776,50
Кількість тепла для нагрівання залишкової вологи у матеріалі Q_{res} , кДж·год	8646,48
Сумарні затрати теплоти Q , кДж·год	2065231,80
Масова витрата теплового агентау $G_{t.a.}^{r.d.}$, кг/год	40895,68
Кількість енергії для нагріву необхідної кількості теплового агентау $N_{t.a.}$, кВт·год	2294,70
Енергетичні витрати на видалення 1 кг вологи за показниками необхідної кількості теплового агентау $l_{t.a.}$, кВт·год/кг H ₂ O	3,08
Кількість енергії необхідна для роботи вентилятора N_{fan} , кВт·год	20,95
Загальна кількість енергії необхідної для процесу осушення в барабанній сушарці N , кВт·год	2315,65
Загальні енергетичні витрати на видалення 1 кг вологи для процесу осушення в барабанній сушарці l , кВт·год/кг H ₂ O	3,11

Найголовнішою перевагою методу фільтраційного сушіння є те, що воно дає змогу скоротити час на осушення ячмінної пивної дробини більше, ніж у 10 разів (табл. 5.11, 5.13, 5.14). Паралельно спостерігається збільшення загальних питомих енергетичних витрат на видалення 1 кг вологи на 16,8 % порівняно із барабанною сушаркою (табл. 5.14), що у світлі значної економії тривалості процесу не є визначальним. Додатково відмітимо, що у випадку ячмінної пивної дробини це зростання енергетичних витрат в основному пов'язане із значною кількістю енергії, необхідної для роботи вентилятора N_{fan} через значний гідравлічний опір шару даного матеріалу. Що стосується енергетичних витрат на видалення 1 кг вологи за

показниками необхідної кількості теплового агенту $I_{t,a}$, то виграшним є процес фільтраційного сушіння на 11,3 %: 2,73 кВт·год/кг H_2O проти 3,08 кВт·год/кг H_2O для барабанної сушарки.

Таблиця 5.14

Порівняння результатів розрахунку процесу сушіння ячмінної пивної дробини фільтраційним методом та у барабанній сушарці

Показник	Фільтраційне сушіння	Барабанна сушарка
Продуктивність за вихідним матеріалом G_1 , кг/год	1009,75	1000
Загальний час сушіння τ , год	0,53	5,67
Загальна кількість енергії необхідної для процесу фільтраційного сушіння N , кВт·год	2810,29	2315,65
Загальні енергетичні витрати на видалення 1 кг вологи l , кВт·год/кг H_2O	3,74	3,11

Також необхідно зазначити, що вищенаведена калькуляція процесу сушіння є оціночною і не містить розрахунків енергетичних витрат допоміжного обладнання.

Перевага фільтраційного методу осушення додатково підкріплюється менш громіздкою структурою установки, та можливістю використання вторинного тепла для нагрівання теплового агенту. Барабанна сушарка вимагає спалювання палива для утворення теплового агенту, а також енергоємного допоміжного обладнання (двигуни обертання барабану, циклони очищення теплового агенту та ін). Окрім того, втрати тепла у барабанній сушарці будуть вищими, зважаючи на її конструкцію та габаритні розміри.

Висновки до Розділу 5

1. Визначено технологічно раціональні параметри фільтраційного сушіння вторинної рослинної сировини органічного походження на основі досліджень (табл. 5.2, табл. 5.4), проведених на експериментальній установці (рис. 5.1), що забезпечують максимальну ефективність процесу.
2. Проведено оціночний розрахунок ефективності використання фільтраційного методу осушення вторинної рослинної сировини органічного походження на промисловій установці та сушарці барабанного типу.
3. Проведено порівняльний аналіз показників сушіння (табл. 5.9, табл. 5.14) вторинної рослинної сировини органічного походження на барабанній сушарці з використанням аналогічних параметрів, що показав переваги фільтраційного методу у зменшенні тривалості процесу та підвищенні економічної ефективності.
4. Підтверджено доцільність використання фільтраційного сушіння для осушення вторинної рослинної сировини органічного походження, що демонструє його переваги в промисловому застосуванні в порівнянні з іншими методами.

Основні результати досліджень опубліковані в працях [101, 113, 114, 122].

ВИСНОВКИ

1. Вирішено науково-прикладне завдання – досліджено закономірності осушення вторинної рослинної сировини органічного походження, що утворюються на промислових харчових підприємствах – кукурудзяної післяспиртової барди та ячмінної пивної дробини.
2. Визначено основні фізико-хімічні параметри вихідної вторинної рослинної сировини органічного походження, що безпосередньо впливають на ефективність процесу фільтраційного сушіння, зокрема кукурудзяної післяспиртової барди: початкова вологість $\omega = 72,78\%$ мас., насипна густина вологого матеріалу $\rho_{\text{нас}}^{\text{B}} = 407,5$ кг/м³, насипна густина осушеного матеріалу $\rho_{\text{нас}}^{\text{OC}} = 232$ кг/м³, порізність осушеного шару матеріалу $\varepsilon = 0,74$ м³/м³; та ячмінної пивної дробини: початкова вологість $\omega = 77,88\%$ мас., насипна густина вологого матеріалу $\rho_{\text{нас}}^{\text{B}} = 451,74$ кг/м³, насипна густина осушеного матеріалу $\rho_{\text{нас}}^{\text{OC}} = 175,2$ кг/м³, порізність осушеного шару матеріалу $\varepsilon = 0,32$ м³/м³.
3. Проведено дослідження гідродинаміки руху потоку теплового агенту через стаціонарний шар вторинної рослинної сировини органічного походження – кукурудзяної післяспиртової барди та ячмінної пивної дробини.
4. Запропоновано рівняння для визначення гідравлічного опору стаціонарного шару осушеної кукурудзяної післяспиртової барди (3.1), (3.4) та осушеної ячмінної пивної дробини (3.5), (3.6), за різних висот шару $H = 80 \div 120$ мм з кроком 10 мм та $H = 90 \div 110$ мм з кроком 5 мм та швидкостях потоку теплового агенту $v_0 = 0,83 \div 1,86$ м/с.
5. Проведено комп'ютерне моделювання за допомогою програмного комплексу ANSYS Fluent процесу руху теплового агенту крізь стаціонарний шар вторинної рослинної сировини органічного походження – кукурудзяної післяспиртової барди та ячмінної пивної дробини, що дало змогу узагальнити отримані дані гідродинаміки та здійснити перевірку коректності виконання експериментальних досліджень.

6. Досліджено закономірності процесу осушення фільтраційним методом вторинної рослинної сировини органічного походження – кукурудзяної післяспиртової барди (рис. 4.1–4.3) та ячмінної пивної дробини (рис. 4.4–4.6), та показано вплив параметрів процесу – температури теплового агенту T , швидкості теплового агенту v_0 та висоти шару вологого матеріалу H на кінетику видалення вологи.
7. Запропоновано розрахункові залежності, що дають змогу описати зміну вологовмісту кукурудзяної післяспиртової барди (4.5), (4.6) та ячмінної пивної дробини (4.10), (4.11) в часі. Також, наведено залежності для опису тривалість процесу фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди (4.7), (4.8) та (4.12), (4.13) ячмінної пивної дробини у періоді повного насичення теплового агенту вологою та періоді часткового насичення теплового агенту вологою.
8. Визначено технологічно раціональні параметри фільтраційного сушіння вторинної рослинної сировини органічного походження на основі досліджень (табл. 5.2, табл. 5.4), проведених на експериментальній установці (рис. 5.1), що забезпечують максимальну ефективність процесу.
9. Проведено оціночний розрахунок ефективності використання фільтраційного методу осушення вторинної рослинної сировини органічного походження на промисловій установці та сушарці барабанного типу.
10. Проведено порівняльний аналіз показників сушіння (табл. 5.9, табл. 5.14) вторинної рослинної сировини органічного походження на барабанній сушарці з використанням аналогічних параметрів, що показав переваги фільтраційного методу у зменшенні тривалості процесу та підвищенні економічної ефективності.
11. Підтверджено доцільність використання фільтраційного сушіння для осушення вторинної рослинної сировини органічного походження, що демонструє його переваги в промисловому застосуванні в порівнянні з іншими методами.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Ящук, А. А., & Кірчук, Р. В. (2011). Дослідження кінетики сушіння насіння льону олійного з розробкою конструкції сушарки. *Конструювання, виробництво та експлуатація сільськогосподарських машин*, 41(1), 309–314.
2. Снежкін, Ю. Ф., Пазюк, В. М., & Петрова, Ж. О. (2021). Підвищення енергоефективності сушіння зернових культур. *Матеріали XXII міжнародної науково-практичної конференції “Відновлювана енергетика та енергоефективність у XXI столітті”*, 860–864.
3. Гузьова, І. О., & Атаманюк, В. М. (2022). Динаміка процесів сушіння рослинної сировини в періоді спадаючої швидкості. *Journal of Chemistry and Technologies*, 30(3), 419–430. <https://doi.org/10.15421/jchemtech.v30i3.259694>
4. Атаманюк, В. М., Гумницький, Я. М., & Мосюк, М. І. (2011). Кінетика внутрішньодифузійного процесу сушіння подрібненої енергетичної верби. *Науковий вісник НЛТУ України*, 21(14), 95–101.
5. Kotyкова, О., Babych, М., & Pohorielova, О. (2020). Втрати продовольства та харчові відходи в ланцюзі створення вартості продовольства в Україні. *Agricultural and Resource Economics: International Scientific E-Journal*, 191–220. <https://doi.org/10.51599/are.2020.06.03.11>
6. Тимчак, В. С. (2016). Оцінка еколого-економічної ефективності використання відходів харчової промисловості. *Економіка АПК*, (10), 102–109.
7. Tarasenko, Т., Yevlash, V., Nyemirich, О., Vasheka, О., Gavrish, А., & Kravchenko, О. (2015). Theoretical studies drying ways fruits and vegetables. *Scientific Messenger of LNU of Veterinary Medicine and Biotechnologies. Series: Food Technologies*, 17(4), 148–157.
8. Білей, П. В., & Соколовський, І. А. (2014). Основи динаміки процесу сушіння. *Науковий вісник НЛТУ України*, 24(7), 350–354.

9. Sokolovskyi, I. A. (2019). Енергетична характеристика режимів сушіння букових пиломатеріалів. *Scientific Bulletin of UNFU*, 29(1), 106–109. <https://doi.org/10.15421/40290123>
10. Tsotsas, E., & Mujumdar, A. S. (Ред.). (2014). *Modern Drying Technology*. Wiley. <https://doi.org/10.1002/9783527631728>
11. Snezhkin, Y. F., Avramenko, A. A., Petrova, Z., Tyrinov, A., Petrov, A., & Novikova, Y. (2024). Experimental and numerical study of drying of porous biofuel mixture. *Journal of Porous Media*, 27(12), 1–14. <https://doi.org/10.1615/JPorMedia.2024052250>
12. Шеліманова, О. В., & Гур'єва, А. О. (2013). Дослідження процесів переносу в атмосферній сушильній установці. *Науковий вісник Національного університету біоресурсів і природокористування України. Серія: Техніка та енергетика АПК*, 184(1), 228–233.
13. Snezhkin, Yu. F., Paziuk, V. M., Petrova, Zh. O., & Tokarchuk, O. A. (2020). Determination of the energy efficient modes for barley seeds drying. *INMATEH Agricultural Engineering*, 61(2), 183–192. <https://doi.org/10.35633/inmateh-61-20>
14. Aksel'rud, G. A., Chernyavskii, A. I., & Khanyk, Ya. N. (1978). Drying in heated gas flows. *Journal of Engineering Physics*, 34(2), 150–153. <https://doi.org/10.1007/BF00861231>
15. Snezhkin, Yu. F., Petrova, Zh. O., Paziuk, V. M., Telnikov, Ye. Ya., Vyshnevskiy, V. M., & Malaschik, N. V. (2023). Energy-efficient chamber dryer with thick alloy heating elements. *Energy Technologies & Resource Saving*, 75(2), 85–95. <https://doi.org/10.33070/etars.2.2023.07>
16. Mujumdar, A. S. (Ред.). (2014). *Handbook of Industrial Drying*. CRC Press. <https://doi.org/10.1201/b17208>
17. Mujumdar, A. S., & Xiao, H.-W. (Ред.). (2019). *Advanced Drying Technologies for Foods* (1st edition.). CRC Press.
18. Sniezshkin, Y., Petrova, Z., Bessarab, O., Samoilenko, K., Grakov, D., & Petrov, P. 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>
19. Тимчак, В. С. (2016). Комплексне використання відходів харчової промисловості в умовах інноваційних викликів. *Причорноморські економічні студії*, 10, 57–62.
 20. Burdo, O. G., Bandura, V. N., & Levtrinskaya, Yu. O. (2018). Electrotechnologies of Targeted Energy Delivery in the Processing of Food Raw Materials. *Surface Engineering and Applied Electrochemistry*, 54(2), 210–218. <https://doi.org/10.3103/S1068375518020047>
 21. Атаманюк, В. М. (2007). *Гідродинаміка і тепломасообмін під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів : автореф. дис. на здобуття наук. ступеня докт. техн. наук : спец.05.17.08. “Процеси та обладнання хімічної технології”*. Львів.
 22. Білей, П. В., Соколовський, І. А., & Рокунь, Р. О. (2017). Ідентифікація конвективного процесу сушіння деревини. *Науковий вісник НЛТУ України*, 27(9), 64–67.
 23. Пазюк, В. М., Дуб, В. В., & Сєдих, К. В. (2024). Фактори підвищення інтенсивності та енергоефективності сушіння зернових культур. *Таврійський науковий вісник. Серія: Технічні науки*, 5, 123–130. <https://doi.org/10.32782/tnv-tech.2023.5.14>
 24. Burdo, O., Bezbakh, I., Shyshov, S., Zykov, A., Gavrilov, 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>
 25. Тарасенко, Т. А., Євлаш, В. В., Неміріч, О. В., Вашека, О. М., Гавриш, А. В., & Кравченко, О. І. (2015). Теоретичне дослідження способів сушіння овочів та фруктів. *Науковий вісник Львівського національного університету ветеринарної медицини та біотехнологій імені С. З. Гжицького*, 17(4), 148–158.

26. 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>
27. Петрова, Ж. О., & Слободянюк, К. С. (2018). Інтенсифікація процесу сушіння рослинної суміші з сої та батату. *Наукові праці [Одеської національної академії харчових технологій]*, 82(1), 18–22.
28. Burdo, O. G., Terzsiev, S. G., & Peretyaka, S. N. (1995). Energy saving food technologies on heat pipe exchanger basis. *9-th Int. Heat Pipes. Conf.*, 7–14.
29. Paziuk, V. (2022). Thermal and physical properties and heat-mass transfer processes of drying pumpkin seeds. *PRZEGLĄD ELEKTROTECHNICZNY*, 1(7), 156–159. <https://doi.org/10.15199/48.2022.07.25>
30. Sokolovskyu, Ya. I., Boretska, I. B., Gayvas, B. I., Kroshnyu, 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>
31. Замицький, О. В., & Омельчук, Д. В. (2018). Аналіз існуючих способів сушки тонкодисперсних матеріалів. *Гірничий вісник*, 103, 191–197.
32. Корнієнко, Я. М., Статюха, Г. О., & Статюха, Д. М. (2002). Моделювання безперервного безрециклового процесу зневоднення та грануляції гетерогенних систем у псевдозрідженому шарі. *Наукові вісті НТУУ «КПІ»*, 1, 133–138.
33. Поперечний, А. М., & Жданов, І. В. (2007). Аналіз основних режимів руху продукту при сушінні у відцентровому псевдозрідженому шарі. *Обладнання та технології харчових виробництв: темат. зб. наук. пр. ДонНУЕТ*, 17, 44–53.
34. Barna, I., Gumnytskyi, Y., & Atamanyuk, V. (2013). Intradiffusion Mass Transfer during Drying of Slag Gravel Raw Granule. *Chemistry & Chemical Technology*, 7(4), 461–465. <https://doi.org/10.23939/chcht07.04.461>

35. Mills, D. (2004). *Pneumatic Conveying Design Guide* (2nd edition.). Oxford Boston: Butterworth-Heinemann.
36. Jewiarz, M., Wróbel, M., Mudryk, K., & Szufa, S. (2020). Impact of the Drying Temperature and Grinding Technique on Biomass Grindability. *Energies*, 13(13), 3392. <https://doi.org/10.3390/en13133392>
37. Lamrani, B., Kuznik, F., Ajbar, A., & Boumaza, M. (2021). Energy analysis and economic feasibility of wood dryers integrated with heat recovery unit and solar air heaters in cold and hot climates. *Energy*, 228, 120598. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.120598>
38. Атаманюк, В. М., & Гумницький, Я. М. (2013). Наукові основи фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів. *Монографія. Львів: Видавництво Національного університету – Львівська політехніка.*
39. 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>
40. Matkivska, I., Gumnytskyi, Y., & Atamanyuk, V. (2014). Kinetics of diffusion mass transfer during filtration drying of grain materials. *Chemistry & Chemical Technology*, 8(3), 359–363. <https://doi.org/10.23939/chcht08.03.359>
41. 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>
42. Атаманюк, В. (2007, Грудень 10). *Гідродинаміка і масообмін під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів.* Національний університет «Львівська політехніка», Львів.
43. Matkivska, I., Gumnytskyi, Y., & Atamanyuk, V. (2014). Kinetics of Diffusion Mass Transfer during Filtration Drying of Grain Materials. *Chemistry & Chemical Technology*, 8(3), 359–363. <https://doi.org/10.23939/chcht08.03.359>
44. Khussanov, A. Ye., Atamanyuk, V. M., Kobeyeva, Z. C., Kaldybayeva, B. M., & Janabayev, D. Zh. (2021). Heat and Mass Transfer Patterns of Filtration Drying of

- Fibrous Material. *Proceedings of Higher Education Institutions. Textile Industry Technology*, 5, 162–168. https://doi.org/10.47367/0021-3497_2021_5_162
45. 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.
 46. 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>
 47. 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>
 48. Мосюк, М. І. (2012). *Гідродинаміка і тепломасообмін під час сушіння подрібненої «енергетичної» верби в стаціонарному шарі: автореф. дис. на здобуття ступеня канд. техн. наук : спец. 05.17.08. “Процеси та обладнання хімічної технології”*. Львів.
 49. 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.
 50. Матківська, І. Я. (2015). *Механізм і кінетичні закономірності фільтраційного сушіння зерна пшениці: Дис. канд. техн. наук: 05.14.06 / Національний ун-т «Львівська політехніка»*. Львів.
 51. Гузьова, І. О. (2001). *Гідродинаміка та тепломасообмін при фільтраційному сушінні матеріалів кристалічної та аморфної структури: Дис. канд. техн. наук: 05.17.08 / Національний ун-т «Львівська політехніка»*. Львів.
 52. Дзядкевич, Ю. В. (2016). Заходи щодо раціонального використання природних ресурсів. *Український журнал прикладної економіки*, 1(1), 83–91.
 53. Ракша-Слюсарева, О. А., Круль, В. О., & Слюсарев, О. А. (2014). Використання вторинних продуктів перероблення ріпаку в харчовій промисловості. *Biotechnologia Acta*, 7(2), 114–117.

54. Кобріна, Л. В. Україна: хімічна промисловість. *Велика українська енциклопедія*. <https://vue.gov.ua/Україна: хімічна промисловість>
55. Новойтенко, І. В., Слободян, Н. Я., & Малиновський, В. В. (2016). Перспективи розвитку харчової промисловості в Україні. *Глобальні та національні проблеми економіки*, 11, 454–460.
56. Заїнчковський, А. О., & Сичевський, М. П. (2011). Стан і перспективи розвитку підприємств харчової та переробної промисловості України. *Вісник соціально-економічних досліджень*, 2, 22–26.
57. Дудяк, І. Д., & Кучер, О. І. (2021). Переробка бульб картоплі на крохмаль. *Матеріали Всеукраїнської науковопрактичної конференції, м. Миколаїв.*, 52–53.
58. Гаценко, К. В., & Волошин, М. Д. (2019). Технологія отримання біогазу на основі харчових відходів. *Збірник наукових праць Дніпровського державного технічного університету. Технічні науки*, 1, 131–136.
59. Бандуренко, Г. М., Левківська, Т. М., & Безусов, А. Т. (2010). Комплексна ресурсозберігаюча переробка моркви з отриманням поліфункціональних харчових добавок. *Наукові праці «Одеської національної академії харчових технологій»*, 37, 211–214.
60. Ружицька, Н. В., Сиротюк, І. В., Акімов, О. В., & Молчанов, М. Ю. (2022). Процеси комплексної переробки макухи амаранту. *Scientific Works*, 86(1), 112–118. <https://doi.org/10.15673/swonaft.v86i1.2412>
61. Калиновська, Т. В., Крапивницька, І. О., Оболкіна, В. І., & Кияниця, С. Г. (2013). Використання вторинних продуктів переробки винограду під час розробки інноваційних технологій кондитерських виробів. *Обладнання та технології харчових виробництв*, 30, 75–80.
62. Потапова, М. В., & Голуб, Н. Б. (2018). Сучасні методи переробки й утилізації зернової післяспиртової барди. *Innovative biosystems & bioengineering*, 2(2), 125–134.

63. Glovyn, N. M. (2017). Effect of alcohol on bards agrochemical soil properties. *Scientific Messenger of LNU of Veterinary Medicine and Biotechnologies*, 19(74). <https://doi.org/10.15421/nvlvet7442>
64. Кошова, В. М., Романова, З. М., & Ашмаріна, Г. Р. (2012). Особливості використання відходів пивоваріння. *Напої. Технології та Інновації*, 6(7), 60–61.
65. Сабадаш, С. М., Казаков, Д. Д., & Якуба, О. Р. (2015). Розробка процесу сушіння післяспиртової барди на інертних тілах і вивід критеріальної залежності. *Східно-Європейський журнал передових технологій*, 1(6 (73)), 65–70.
66. Мазур, А. Г., Ціхановська, В. М., & Гонтарук, Я. В. (2013). Перспективи виробництва біогазу на спиртових заводах Вінницької області. *Наукові праці інституту біоенергетичних культур і цукрових буряків: збірник наукових праць*, 19, 245–249.
67. Eliopoulos, C., Arapoglou, D., Chorianopoulos, N., Markou, G., & Haroutounian, S. A. (2022). Conversion of brewers' spent grain into proteinaceous animal feed using solid state fermentation. *Environmental Science and Pollution Research*, 29(20), 29562–29569. <https://doi.org/10.1007/s11356-021-15495-w>
68. Маринченко, В. О., Домарецький, В. А., Шиян, П. Л., Швець, В. М., Циганков, П. С., & Жолнер, І. Д. (2003). *Технологія спирту*. Вінниця: Поділля-2000.
69. Beltrán, F. J., Álvarez, P. M., Rodríguez, E. M., García-Araya, J. F., & Rivas, J. (2001). Treatment of high strength distillery wastewater (Cherry stillage) by integrated aerobic biological oxidation and ozonation. *Biotechnology Progress*, 17(3), 462–467. <https://doi.org/10.1021/bp010021c>
70. Nataraj, S. K., Hosamani, K. M., & Aminabhavi, T. M. (2006). Distillery wastewater treatment by the membrane-based nanofiltration and reverse osmosis processes. *Water Research*, 40(12), 2349–2356. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2006.04.022>

71. *Biomethane from Biomass, Biowaste, and Biofuels*. (2014). Washington, DC, USA: ASM Press. <https://doi.org/10.1128/9781555815547.ch16>
72. Хижняк, М. І., & Цьонь, Н. І. (2010). Спиртова барда як цінна кормова добавка й органічне добриво у сільському господарстві. *Рибогосподарська наука України*, 2, 122–130.
73. Шерман, І. М., Гринжевський, М. В., Желтов, Ю. О., Пилипенко, Ю. В., & Воліченко, М. І. (2002). *Наукове обґрунтування раціональної годівлі риб*. Київ.
74. Mikucka, W., & Zielińska, M. (2020). Distillery stillage: characteristics, treatment, and valorization. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 192(3), 770–793. <https://doi.org/10.1007/s12010-020-03343-5>
75. Голуб, Н. Б., & Потапова, М. В. (2018). Технологія одержання біогазу з післяспиртової барди. *Відновлювана енергетика*, 2, 70–77.
76. Ivashchuk, O. S., Atamanyuk, V. M., Chyzhovych, R. A., Kiiiaieva, S. S., Zhrebetskyi, R. R., & Sobechko, I. B. (2022). Preparation of an alternate solid fuel from alcohol distillery stillage. *Voprosy Khimii i Khimicheskoi Tekhnologii*, 1, 54–59. <https://doi.org/10.32434/0321-4095-2022-140-1-54-59>
77. Santos, M., Jiménez, J. J., Bartolomé, B., Gómez-Cordovés, C., & Del Nozal, M. J. (2003). Variability of brewer's spent grain within a brewery. *Food Chemistry*, 80(1), 17–21. [https://doi.org/10.1016/s0308-8146\(02\)00229-7](https://doi.org/10.1016/s0308-8146(02)00229-7)
78. Mussatto, S. I., Dragone, G., & Roberto, I. C. (2006). Brewers' spent grain: generation, characteristics and potential applications. *Journal of Cereal Science*, 43(1), 1–14. <https://doi.org/10.1016/j.jcs.2005.06.001>
79. Mussatto, S. I. (2014). Brewer's spent grain: a valuable feedstock for industrial applications: Brewer's spent grain and its potential applications. *Journal of the Science of Food and Agriculture*, 94(7), 1264–1275. <https://doi.org/10.1002/jsfa.6486>
80. Aboukila, E. F., Nassar, I. N., Rashad, M., Hafez, M., & Norton, J. B. (2018). Reclamation of calcareous soil and improvement of squash growth using brewers'

- spent grain and compost. *Journal of the Saudi Society of Agricultural Sciences*, 17(4), 390–397. <https://doi.org/10.1016/j.jssas.2016.09.005>
81. Bianco, A., Budroni, M., Zara, S., Mannazzu, I., Fancello, F., & Zara, G. (2020). The role of microorganisms on biotransformation of brewers' spent grain. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 104(20), 8661–8678. <https://doi.org/10.1007/s00253-020-10843-1>
82. Ktenioudaki, A., Chaurin, V., Reis, S. F., & Gallagher, E. (2012). Brewer's spent grain as a functional ingredient for breadsticks. *International Journal of Food Science & Technology*, 47(8), 1765–1771. <https://doi.org/10.1111/j.1365-2621.2012.03032.x>
83. Öztürk, S., Özboy, Ö., Cavidoğlu, İ., & Köksel, H. (2002). Effects of brewer's spent grain on the quality and dietary fibre content of cookies. *Journal of the Institute of Brewing*, 108(1), 23–27. <https://doi.org/10.1002/j.2050-0416.2002.tb00116.x>
84. Ivashchuk, O. S., Atamanyuk, V. M., Chyzhovych, R. A., Kiiiaieva, 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>
85. 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>
86. Ivashchuk, O., Atamanyuk, V., Chyzhovych, R., Manastyrskaya, V., Barabakh, S., & Hnativ, Z. (2024). Kinetic regularities of the filtration drying of barley brewer's spent grain. *Chemistry & Chemical Technology*, 18(1), 66–75. <https://doi.org/10.23939/chcht18.01.066>
87. 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>

88. ДСТУ ISO 3944:2003 Добрива. Визначення насипної щільності (без ущільнення) (ISO 3944:1992, IDT).
89. ДСТУ ISO 6540:2007 Кукурудза. Визначення вмісту вологи (у цілих та подрібнених зернах) (ISO 6540:1980, IDT).
90. Dwivedi, N., & Ritesh, D. L. (2024). Impact of Porosity on Underground Structure - A Review. *Journal of Mines, Metals and Fuels*, 72, 439–454. <https://doi.org/10.18311/jmmf/2024/32402>
91. Rosli, M. I., Abdul Nasir, A. M., Takriff, M. S., & Chern, L. P. (2018). Simulation of a fluidized bed dryer for the drying of sago waste. *Energies*, 11(9), 2383. <https://doi.org/10.3390/en11092383>
92. Barraza-Jiménez, D., Iliana Torres-Herrera, S., Ponce Peña, P., Omar Ríos-Orozco, C., Padilla Mendiola, A., & Marcela Coria Quiñones, E. (2022). A CFD porous materials model to test soil enriched with nanostructured zeolite using ANSYS-FluentTM. IntechOpen. <https://doi.org/10.5772/intechopen.100487>
93. Spalart, P. R. (2000). Strategies for turbulence modelling and simulations. *International Journal of Heat and Fluid Flow*, 21(3), 252–263. [https://doi.org/10.1016/s0142-727x\(00\)00007-2](https://doi.org/10.1016/s0142-727x(00)00007-2)
94. Wang, Y., Brannock, M., Cox, S., & Leslie, G. (2010). CFD simulations of membrane filtration zone in a submerged hollow fibre membrane bioreactor using a porous media approach. *Journal of Membrane Science*, 363(1–2), 57–66. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2010.07.008>
95. *Ansys Fluent User's Guide*. (2013) (15-те вид.). ANSYS, Inc.
96. Kobeyeva, Z., Khussanov, A., Atamanyuk, V., Hnativ, Z., Kaldybayeva, B., Janabayev, D., & Gnylianska, L. (2022). Analyzing the kinetics in the filtration drying of crushed cotton stalks. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*, 1(8(115)), 55–66. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2022.252352>
97. Aksel'rud, G. A., Chernyavskii, A. I., & Khanyk, Ya. N. (1978). Drying in heated gas flows. *Journal of Engineering Physics*, 34(2), 150–153. <https://doi.org/10.1007/bf00861231>

98. O’Keeffe, D., RosenBrock, C., Coyle, J., Phillips, P., Pentland, P., Nelson, P., & Lofts, G. (б. д.). *Jacaranda Physics 1 VCE Units 1 and 2 Fourth edition LearnON and Print*. John Wiley & Sons Australia, Ltd.
99. Land, C. M. van’t. (2012). *Drying in the process industry*. Hoboken, NJ: Wiley.
100. Ivashchuk, O., Chyzhovych, R., & Atamanyuk, V. (2024). Simulation of the thermal agent movement hydrodynamics through the stationary layer of the alcohol distillery stillage. *Case Studies in Chemical and Environmental Engineering*, 9, 100566. <https://doi.org/10.1016/j.cscee.2023.100566>
101. Ivashchuk, O. S., Atamanyuk, V. M., & Chyzhovych, R. A. (2024). Valourization of using efficiency of filtration drying for alcohol distillery stillage. *Case Studies in Chemical and Environmental Engineering*, 10, 100820. <https://doi.org/10.1016/j.cscee.2024.100820>
102. Ivashchuk, O., Chyzhovych, R., Atamanyuk, V., & Hnativ, Z. (2023). The Computer Modeling of the Thermal Agent Hydrodynamics Through the Alcohol Distillery Stillage Stationary Layer. *2023 17th International Conference on the Experience of Designing and Application of CAD Systems (CADSM)*, 1–4. <https://doi.org/10.1109/CADSM58174.2023.10076496>
103. Zaïdi, H., Fohanno, S., Taïar, R., & Polidori, G. (2010). Turbulence model choice for the calculation of drag forces when using the CFD method. *Journal of Biomechanics*, 43(3), 405–411. <https://doi.org/10.1016/j.jbiomech.2009.10.010>
104. Чижович, Р., Івашук, О., & Атаманюк, В. (2023). CFD-модельовання потоку теплового агенту через шар ячмінної пивної дробини. *Chemical Technology and Engineering – 2023: Monograph. (Atamanyuk V.M. et al., Eds.)*, 7–14.
105. Ivashchuk, O., Atamanyuk, V., Chyzhovych, R., & Barabakh, S. (2024). Hydrodynamics of filtration drying of food industry secondary raw materials. *The Monograph of the 12th European Young Engineers Conference*, 22–25.
106. Ivashchuk, O., Chyzhovych, R., & Atamanyuk, V. (2023). CFD-Modeling of Thermal Agent Flow Through a Layer of Barley Brewer’s Spent Grain. *2023 4th International Scientific Conference «Chemical Technology and Engineering». Proceedings*, 31–37. <https://doi.org/10.23939/cte2023.031>

107. Кіяєва, С. С., Іващук, О. С., Атаманюк, В. М., Чижович, Р. А., & Кузьмінчук, Т. А. (2022). Дослідження кінетики фільтраційного сушіння пивної дробини. *Сталий розвиток: захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування. VII Міжнародний молодіжний конгрес, Львів, Україна*, 159.
108. Chyzhovych, R. A., Ivashchuk, O. S., Atamanyuk, V. M., Hnativ, Z. Ya., Kiiiaieva, S. S., & Manastyrskaya, V. A. (2023). Filtration drying of secondary raw materials of organic origin. *The Monograph of the 11th European Young Engineers Conference*, 66.
109. Іващук, О. С., Атаманюк, В. М., Чижович, Р. А., Кіяєва, С. С., Дулеба, В. П., & Ковальчук, А. (2022). Фільтраційне сушіння пивної дробини. *XI Міжнародна науково-технічна конференція «Поступ в нафтогазопереробній та нафтохімічній промисловості»: матеріали конференції, Львів: Видавництво Львівської політехніки*, 161.
110. Ivashchuk, O. S., Atamanyuk, V. M., Chyzhovych, R. A., Hnativ, Z. Ya., & Kiiiaieva, S. S. (2022). Filtration drying of food industry waste. *Advanced polymer materials and technologies: recent trends and current priorities: multi-authored monograph / edited by V. Levytskyi, V. Plavan, V. Skorokhoda, V. Khomenko*, 85–86.
111. Kiiiaieva, S. S., Ivashchuk, O. S., Atamanyuk, V. M., Chyzhovych, R. A., Kuzminchuk, T. A., & Kovalchuk, A. (2022). Research into kinetic regularities the brewers grains filtration drying. *Monograph of the 10th European Young Engineers Conference, Warsaw, Poland*, 83.
112. Микичак, Б. М., Ханик, Я. М., Кіндзера, Д. П., & Ярош, Я. Д. (2008). Кінетика фільтраційного сушіння струганого шпону. *Науковий вісник УкрДЛТУ: збірник науково-технічних праць*, 18(3), 148–156.
113. Ivashchuk, O. S., Atamanyuk, V. M., Chyzhovych, R. A., & Barabakh, S. A. (2024). Determination of optimal parameters of the barley brewer's spent grain filtration drying. *Chemistry, Technology and Application of Substances*, 7(1), 183–187. <https://doi.org/10.23939/ctas2024.01.183>

114. Чижович, Р., Іващук, О., Атаманюк, В., & Барабах, С. (2024). Розрахунок оптимальних параметрів фільтраційного сушіння післяспиртової барди. *Сталий розвиток: захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування. IX Міжнародний молодіжний конгрес, Львів: зб. матер. – Київ : Яроченко Я. В., 236.*
115. Атаманюк, В., Кіндзера, Д., Госовський, Р., Гузьова, І., & Микичак, Б. (2017). Установа фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів. Національний Університет «Львівська Політехніка».
116. Dziubenko, V. H., Mileikovskiy, V. O., & Sachenko, I. A. (2018). Expansion of the range of wet air I-d diagram for environmental safe heat production. *Environmental safety and natural resources*, 26(2), 15–22. <https://doi.org/10.32347/2411-4049.2018.2.15-22>
117. Лабай, В. Й., & Ханик, Я. М. (б. д.). Енергетичний та ексергетичний баланси барабанної сушарки для цукру-піску. *Науковий вісник УкрДЛТУ: збірник науково-технічних праць*, 14(7), 340–346.
118. Ince, R., Güzel, E., & Ince, A. (2008). Thermal properties of Some Oil Seed. *Journal of Agricultural Machinery Science*, 4(4), 399–405.
119. Rezaei, H., Lim, C. J., & Sokhansanj, S. (2022). A computational approach to determine the residence time distribution of biomass particles in rotary drum dryers. *Chemical Engineering Science*, 247, 116932. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2021.116932>
120. Sai, P. S. T. (2013). Drying of Solids in a Rotary Dryer. *Drying Technology*, 31(2), 213–223. <https://doi.org/10.1080/07373937.2012.711406>
121. Green, D. W., Southard, M. Z., & Perry, R. H. (Ред.). (2019). *Perry's chemical engineers' handbook* (Ninth edition.). New York: McGraw Hill Education.
122. Іващук, О., Атаманюк, В., Чижович, Р., & Барабах, С. (2024). Оцінка ефективності використання фільтраційного сушіння для осушення біомаси. *Сталий розвиток – стан та перспективи. IV міжнародний науковий симпозиум в рамках Еразмус+ Модуль Жан Моне «Концепція екосистемних*

послуг: Європейський досвід» («EE4CES»), Україна, Львів – Славське: зб. матер. – Електрон. дан. – Київ: Яро́ченко Я. В., 98–100.

ДОДАТКИ

ЗАТВЕРДЖУЮ:



Проректор Національного університету
"Львівська політехніка"

проф. Павло ЖЕЖНИЧ

" _____ " 2024 р.

А К Т

" _____ " 2024 р.

Ми, які нижче підписалися, представники Національного університету "Львівська політехніка", начальник навчально-методичного відділу, к.т.н., доц. Том'юк В.В., завідувач кафедри хімічної інженерії, д.т.н, проф. Атаманюк В.М., к.т.н., доц. Кіндзера Д.П., к.т.н., доц. Нагурський А.О. та к.т.н., доц. Гнатів З.Я., склали даний акт про те, що у навчальному процесі підготовки студентів зі спеціальності 161 "Хімічні технології та інженерія" використовуються результати дисертації на здобуття наукового ступеня доктора філософії аспіранта кафедри хімічної інженерії Чижовича Романа Андрійовича (науковий керівник – к.т.н., доц. Іващук О.С.).

Результати наукової роботи використовуються у лабораторному практикумі навчальної дисципліни "Моделювання гідромеханічних процесів", а також під час курсового та дипломного проектування.

Використання результатів дисертаційної роботи Чижовича Р.А. сприяє вдосконаленню підготовки фахівців.

Голова комісії

Члени комісії:

Василь ТОМ'ЮК

Володимир АТАМАНЮК

Діана КІНДЗЕРА

Андрій НАГУРСЬКИЙ

Зоряна ГНАТІВ

ПОГОДЖЕНО:

Ректор Національного університету
"Львівська політехніка"

проф. Юрій БОБАЛО

2024 р.

ЗАТВЕРДЖУЮ:

Директор ТОВ «Вузлівський
спиртовий завод»

Ігор ЦИБРІВСЬКИЙ

2024 р.

АКТ

передачі результатів дисертаційної роботи Чижовича Р.А.

Ми, що нижче підписалися: від Національного університету "Львівська політехніка": завідувач кафедри хімічної інженерії д.т.н., проф. Атаманюк Володимир Михайлович, заступник директора Інституту хімії та хімічних технологій к.т.н., с.н.с., доц. Іващук Олександр Сергійович, аспірант Чижович Роман Андрійович; від ТОВ «Вузлівський спиртовий завод» директор Цибрівський Ігор Володимирович підтверджуємо, що результати дисертаційної роботи Чижовича Р.А. (науковий керівник – к.т.н., с.н.с., доц. Іващук О.С.) передані для впровадження у виробництво на ТОВ «Вузлівський спиртовий завод», а саме:

1. Результати дослідження та узагальнення гідродинаміки фільтрування теплового агенту крізь стаціонарний шар кукурудзяної післяспиртової барди.
2. Результати дослідження та узагальнення кінетики фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди.
3. Принципова схема установки фільтраційного сушіння подрібненої рослинної сировини стрічкового типу.
4. Методика розрахунку основних технологічних параметрів процесу та основних конструктивних розмірів установки фільтраційного сушіння подрібненої рослинної сировини стрічкового типу.

На основі аналізу отриманих матеріалів встановлено:

1. Отримані Чижовичем Р.А. розрахункові залежності дозволяють прогнозувати енергетичні затрати на процес фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди, а отримані узагальнення у вигляді критеріальних рівнянь дають змогу застосувати отримані залежності для інших дисперсних матеріалів рослинного походження.
2. Отримані техніко-економічні показники фільтраційного сушіння кукурудзяної післяспиртової барди дозволяють зробити висновок про економічну доцільність застосування даного методу.
3. Запропонована методика розрахунку установки фільтраційного сушіння дає змогу розробити технічне завдання для виготовлення установки фільтраційного сушіння стрічкового типу.
4. Результати дисертаційної роботи Чижовича Р.А. приймаються ТОВ «Вузлівський спиртовий завод» для впровадження у виробничому процесі.

Від ТОВ «Вузлівський спиртовий завод»:

Директор



Ігор ЦИБРІВСЬКИЙ

Від Національного університету «Львівська політехніка»

Завідувач кафедри
хімічної інженерії

д.т.н., проф. Володимир АТАМАНЮК

Заступник директора Інституту хімії
та хімічних технологій

к.т.н., с.н.с., доц. Олександр ІВАЩУК

Аспірант

Роман ЧИЖОВИЧ