

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

Кваліфікаційна наукова
праця на правах рукопису

ГОСОВСЬКИЙ РОМАН РОМАНОВИЧ

УДК 66.047.4

**ДИСЕРТАЦІЯ
ЗАКОНОМІРНОСТІ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШННЯ ОРГАНІЧНОЇ
СИРОВИНИ ДЛЯ ВИГОТОВЛЕННЯ АЛЬТЕРНАТИВНОГО ПАЛИВА**

05.17.08 – процеси та обладнання хімічної технології
161 – Хімічні технології та інженерія

Подається на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук

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

_____ Р.Р. Госовський

Науковий керівник
Атаманюк Володимир Михайлович
доктор технічних наук, професор

Ідентичність всіх екземплярів
дисертації засвідчую
Учений секретар спеціалізованої
вченої ради, д.т.н. проф.

Гумницький Я.М.

АНОТАЦІЯ

Госовський Р.Р. Закономірності фільтраційного сушіння органічної сировини для виготовлення альтернативного палива. - Кваліфікаційна наукова праця на правах рукопису.

Дисертація на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук за спеціальністю 05.17.08 – «Процеси та обладнання хімічної технології» (16 – Хімічна та біоінженерія) – Національний університет «Львівська політехніка» МОН України, Львів, 2018.

Сушіння органічної сировини є складною технологічною та тепломасообмінною задачею. Це пов'язано, в першу чергу, тим, що у більшості матеріалів органічного походження волога міститься у клітинах та міжклітинному просторі. Процеси теплообміну між вологим матеріалом і тепловим агентом лімітуються низькою теплопровідністю органічного матеріалу, а масообміну – інтенсивністю перенесення вологи з клітин у міжклітинний простір і через мікро і макропори у тепловий агент. В умовах енергетичної та економічної кризи, для розвитку теплової енергетики України, перспективним є використання альтернативних видів палива, виготовлених з місцевих ресурсів рослинної сировини.

На основі критичного аналізу джерел літератури щодо основних способів та режимів сушіння вологих дисперсних матеріалів, встановлено, що фільтраційний метод сушіння є найбільш ефективний для зневоднення вологих дисперсних матеріалів. Обґрунтовано, що наявних теоретичних та експериментальних досліджень гідродинаміки, зовнішнього та внутрішнього тепломасообміну є недостатньо для широкого впровадження у промисловість методу фільтраційного сушіння, зокрема для сушіння подрібнених стебел соняшника. Для розробки науково обґрунтованих режимів сушіння та параметрів проведення процесу фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, проведено теоретичні дослідження гідродинаміки, тепломасообмінних процесів, кінетики та дифузійного масоперенесення під час

фільтрування теплового агенту крізь стаціонарні шари дисперсних матеріалів. На основі аналізу літератури сформовано мету і завдання досліджень.

В роботі наведено основні характеристики окремих частинок та стаціонарного шару подрібнених стебел соняшника. На основі аналізу зрізів стебел соняшника, встановлено, що вони мають складну багатошарову структуру, утворену з відмінних за своєю будовою тканин. Зовнішніми тканинами стебел є епідерма, первинна кора (коленхіма та хлоренхіма), склеренхіма, первинна та вторинна флоєми та ксилема, міжпучковий камбій. Ці тканини утворені з товстостінних клітин невеликих розмірів. Серцевину стебел формує паренхімна тканина, утворена великими тонкостінними клітинами, основною функцією яких є накопичення поживних речовин (крохмалю, жирів, тощо). Компонентний склад подрібнених стебел соняшника стосовно вмісту целюлози, геміцелюлози та лігніну підтверджує можливість використання останніх як сировини для виробництва твердого біопалива. Наведений опис експериментальної установки для фізичного моделювання гідродинаміки та тепломасообмінних процесів під час фільтраційного сушіння та наведено методики визначення основних параметрів пористої структури стаціонарного шару; усереднення розмірів подрібнених частинок стебел соняшника; дослідження гідродинаміки; тепломасообміну; внутрішньодифузійного масоперенесення та кінетики, а також оцінку похибок вимірювання.

Представлено результати експериментальних досліджень гідродинаміки під час фільтрування газового потоку крізь стаціонарний шар полідисперсної суміші частинок неправильної форми з подрібнених стебел соняшника. Показано, що при збільшенні висоти шару подрібнених стебел соняшника зростає гідравлічний опір, проте його значення є відносно невеликим, що є позитивним для організації фільтраційного методу сушіння.

Для узагальнення результатів досліджень гідродинаміки під час профільтрування газового потоку крізь шар подрібнених стебел соняшника було використано два методи: перший, що базується на представленні

результатів досліджень у безрозмірній формі та другий, що базується на використанні рівняння Дарсі-Вейсбаха.

На основі узагальнення результатів дослідження гідродинаміки, запропонована розрахункова залежність в безрозмірній формі, що дає змогу прогнозувати втрати тиску під час фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, яку зручно використовувати на стадії проектування сушильного обладнання. Визначений коефіцієнт опору шару подрібнених стебел соняшника дає змогу прогнозувати енергетичні затрати на створення перепаду тисків використовуючи залежність Дарсі-Вейсбаха, що є зручним у разі зміни продуктивності сушильного агрегату по висушеному продуктові.

Порівняння теоретично розрахованих значень втрат тиску вказаними методами з експериментальними даними показали хороше їх співпадіння (абсолютне значення похибки не перевищує 20%), що дає змогу зробити висновок про можливість використання обидвох методів для практичного застосування.

Представлено результати експериментальних досліджень тепломасообміну, кінетики та внутрішньодифузійних процесів фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника. На основі узагальнення експериментальних даних тепломасообміну отримано критеріальні залежності, які дають змогу визначати коефіцієнти тепловіддачі від теплового агенту до стаціонарного шару сухих та вологих подрібнених стебел соняшника, а також коефіцієнтів масовіддачі з достатньою для практичних розрахунків точністю.

На основі експериментального дослідження кінетики фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника за різних висот шару, швидкості фільтрування теплового агенту та температури встановлено раціональні параметри процесу, за яких затрати на реалізацію останнього будуть найменшими. Визначено залежність коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії вологи в навколишнє середовище від температури для зовнішніх та внутрішніх тканин стебел соняшника та запропоновано залежності для теоретичного розрахунку останніх в межах досліджуваних температур.

Досліджено фізико-механічні характеристики дослідної партії брикетів з подрібнених стебел соняшника та підтверджено їх відповідність діючим стандартам. Встановлено значення оптимального кінцевого вологовмісту подрібнених стебел соняшника за якого корисна різниця між затратами на фільтраційне сушіння вологої сировини та калорійністю паливних брикетів буде максимальною. Проведено порівняльний аналіз ефективності висушування подрібнених стебел соняшника фільтраційним методом та сушінням в обертовому сушильному барабані. Встановлено, що використання установки фільтраційного сушіння дасть змогу зекономити 847,5 кВт год на 1000 кг паливних брикетів. Розроблена принципова схема установки фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, яка захищена патентом України №115284 на корисну модель та розроблено методику її розрахунку.

Ключові слова: подрібнені стебла соняшника, дифузійне масоперенесення, фільтраційне сушіння, частинки призматичної форми, коефіцієнт ефективної внутрішньої дифузії.

ABSTRACT

Hosovskyi R.R. The regularities of filtration drying of organic raw materials to produce alternative fuels. - Qualifying scientific work on the rights of manuscript. The dissertation for PhD degree (technical sciences) by specialty 05.17.08 – “Processes and equipment of chemical technology” (16 – Chemical and bioengineering) - Lviv Polytechnic National University, Ministry of Education and Science of Ukraine, Lviv, 2018.

Drying of organic raw materials is a complex technological and heat-mass-exchange problem. The first reason is the fact that in most materials of organic origin moisture is contained in the cells and intercellular space. The heat exchange processes between the moist material and the thermal agent are limited by the low thermal conductivity of the organic material, and the mass transfer – by the intensity of moisture transfer from the cells to the intercellular space, as well as through the micro and macropores to the heat agent. In times of energy and economic crisis, in order to

develop heat-and-power engineering of Ukraine, it is promising to use alternative fuels obtained from local plant raw materials.

Based on the critical analysis of the literature regarding the drying methods and modes for moist dispersed materials, it has been established that the filtration method of drying is the most effective one for dehydration of moist dispersed materials. It is substantiated that available theoretical and experimental studies of hydrodynamics, external and internal heat-and-mass transfer are insufficient for wide implementation of the filtration drying method into industry, in particular for drying crushed sunflower stems. Theoretical studies of hydrodynamics, heat-mass-exchange processes, kinetics and diffusion mass transfer during thermal agent filtration through stationary layers of dispersed materials were carried out for the development of scientifically grounded drying modes and parameters of filtration drying of crushed sunflower stems. The aim and tasks of research were formed on the basis of literature analysis.

The main characteristics of individual particles and stationary layer of crushed sunflower stems are given in the work. When analyzing the cuts of sunflower stems, it was established that they have a complex multilayer structure, formed from matters with different structure. The external tissues of the stems are the epidermis, the primary bark (collenchyma and chlorenchyma), sclerenchyma, primary and secondary phloem and xylem, cambium. These tissues are formed from thick-walled cells of small size. The heart of the stem is formed by parenchyma tissue, generated by large, thin-walled cells, the main function of which is the accumulation of nutrients (starch, fats, etc.). The composition of the crushed sunflower stems relative to the content of cellulose, hemicellulose and lignin confirms the possibility of their using as a raw material to produce solid biofuels. The experimental setup for the physical modeling of hydrodynamics and heat-and-mass transfer during filtration drying is described. The methods for determining the basic parameters of the stationary layer porous structure; averaging the size of the crushed particles of sunflower stems; hydrodynamics study; heat-and-mass transfer; intra diffusion mass transfer and kinetics, as well as an estimation of measurement errors are represented.

The experimental results of hydrodynamics investigation during gas stream filtration through the stationary layer of a polydispersed mixture of irregularly shaped particles of crushed sunflower stems are presented. It is shown that the increase in layer height of crushed sunflower stems increases the hydraulic resistance, but its value is relatively small; it is a positive factor for the filtration drying.

To summarize the results of hydrodynamic studies during gas stream filtration through a layer of crushed sunflower stems, two methods were used. The first method is based on the representation of results in dimensionless form, and the second one is based on the Darcy-Weisbach equation.

The dependence in a dimensionless form allowing to predict the pressure loss during the drying filtration of crushed sunflower stems was calculated. It is convenient to use it while designing the drying equipment. The determined coefficient of resistance of the crushed sunflower stems layer makes it possible to predict the energy costs for creating a pressure difference using the Darcy-Weisbach equation, which is convenient in case of changing the drying unit's productivity relative to the dried product.

The comparison of the pressure loss values theoretically calculated using the mentioned methods with experimental data showed good coincidence (the absolute error does not exceed 20%), allowing to conclude that both methods can be used for practical application.

The results of experimental studies of heat-and-mass transfer, kinetics and intradiffusion processes of filtration drying of crushed sunflower stems are presented. The criterion dependences were obtained to determine the coefficients of heat transfer from the heat agent to the stationary layer of dry and wet crushed sunflower stems, as well as the coefficients of mass transfer with accuracy sufficient for practical calculations.

The experimental results of studying the kinetics of filtration drying of crushed sunflower stems at different layer heights, filtration rates of the heat agent and different temperatures were used to determine rational parameters of the process, under which the costs for the process implementation would be the smallest. The dependence of the

coefficients of effective internal moisture diffusion to the environment on the temperature was determined for external and internal tissues of sunflower stems; the dependences for theoretical calculations within the studied temperature ranges were proposed.

The physico-mechanical characteristics of the pilot batch of briquettes made of crushed sunflower stems were investigated and their compliance with current standards was confirmed. The optimum final moisture content of crushed sunflower stems was determined, under which the difference between the cost of filtration drying of wet raw materials and the calorificity of fuel briquettes would be maximal. The efficiencies of filtration drying and drying in a rotary drying drum were compared. It was found that filtration drying plant would save 847.5 kWh per 1000 kg of fuel briquettes. The process flow diagram of the filtration drying of crushed sunflower stems, as well as design procedure were developed and protected by the patent of Ukraine №115284.

Keywords: crushed sunflower stems, diffusion mass transfer, filtration drying, particles of prismatic form, coefficient of effective internal diffusion.

СПИСОК ОПУБЛІКОВАНИХ ПРАЦЬ ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ

1. Атаманюк В.М. Дослідження перспективи фільтраційного сушіння стебел соняшника для виробництва твердого біопалива / В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера, Р.Р. Госовський // Збірник наукових праць ОНАХТ Випуск 41 Том 2 – 2012. – с. 81-88.

2. Атаманюк В.М. Розрахунок коефіцієнта гідравлічного опору під час руху теплового агенту крізь стаціонарний шар подрібнених стебел соняшника / В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера, Р.Р. Госовський // Науковий вісник Національного лісотехнічного університету №22.9, – 2012. – С. 112-118

3. Кіндзера Д.П. Дослідження процесу формування паливних брикетів із рослинної сировини та визначення їх характеристик / Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк, Р.Р. Госовський, І.М. Мотіль // Науковий вісник Національного лісотехнічного університету, №23.17, – 2013. – С. 138-146.

4. Кіндзера Д.П. Визначення оптимальних параметрів сушіння подрібнених стебел соняшника для виробництва паливних брикетів / Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк, Р.Р. Госовський // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій, №47, Том 2. - 2015. - С. 194-198.

5. Кіндзера Д.П. Зменшення енергозатрат процесу виробництва твердого біопалива та підвищення якісних показників продукції / Д.П. Кіндзера, М.П. Пелех, Р.Р. Госовський, А.Р. Кіндзера // Вісник Національного університету «Львівська політехніка» № 841 – Хімія, технологія речовин та їх застосування. – 2016. – С. 302-307.

6. Кіндзера Д.П. Кінетика фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника / Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк, Р.Р. Госовський // Наукові праці. Одеська національна академія харчових технологій, Том 80. №1, – 2016. – С. 32 – 37

7. Hosovskyi R Diffusive mass transfer during drying of grinder sunflower stalks / Roman Hosovskyi, Diana Kindzera, Volodymyr Atamanyuk // Chemistry & Chemical Technology. – 2016. – Vol.10, №4. – P. 194-198.

8. Госовський Р.Р. Внутрішньодифузійне масоперенесення під час фільтраційного сушіння перанхімної тканини стебел соняшника / Р.Р. Госовський, Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк // Науковий вісник Національного лісотехнічного університету, №27.6, – 2017. – С. 112-116.

Наукові праці, які засвідчують апробацію матеріалів дисертації:

1. Атаманюк В.М. Сушіння подрібнених стебел соняшника в умовах фільтрації теплоносія / В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера, Р.Р. Госовський // Тернопільський національний технічний університет імені Івана Пулюя «Сучасні технології та обладнання харчових виробництв», Тернопіль – 29-30 вересня 2011. – С. 188.

2. Госовський Р.Р. Використання фільтраційного методу для зневоднення подрібнених стебел соняшника / Р.Р. Госовський, В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера // 2-й Міжнародний конгрес «Захист навколишнього середовища.

Енергоощадність. Збалансоване природокористування», Львів – 19 – 22 вересня 2012. – С. 103.

3. Госовський Р.Р. Фільтраційне сушіння рослинної сировини як енергозберігаюча стадія технології виробництва біопалива / Р.Р. Госовський, Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк // II Всеукраїнська міжвузівська науково-технічна конференція «Сучасні технології в промисловому виробництві», Суми, 17-20 квітня 2012. – С. 114.

4. Госовський Р.Р. Дослідження тепломасообміну у процесі фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника / Р.Р. Госовський, В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера // 3-й Міжнародний конгрес «Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування», Львів – 17 – 19 вересня 2014. – С. 81.

5. Госовський Р.Р. Фільтраційне сушіння подрібнених стебел соняшника / Госовський Р.Р., Атаманюк В.М., Кіндзера Д.П. // Actual problems of chemistry and technology of organic substances APCTOS2 Ukraine, Lviv, – November 5-7, 2015. – P.111.

6. Кіндзера Д.П. Оптимальні параметри фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника для виробництва твердого біопалива / Д.П. Кіндзера, Р.Р. Госовський, В.М. Атаманюк, О.В. Цимбалістий // 4-й міжнародний конгрес «Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування», Львів, – 21 – 23 вересня 2016. – С. 100.

7. Kindzera D. diffusive transfer during filtration drying of sunflower stalks / D. Kindzera, V. Atamanyuk, R. Gosovkiy, I. Lishchynska // 6thInternational youth science forum «Litteris et artibus». Lviv, Ukraine. – November 24-26, 2016. – P. 374-376.

8. Госовський Р.Р. Дослідження процесу фільтраційного сушіння біомаси соняшника з метою створення нового сушильного обладнання / Р.Р. Госовський, Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк, Б.М. Микитчак // Міжнародна науково-практична конференція «Удосконалення процесів і обладнання – запорука інноваційного розвитку харчової промисловості». Київ. – 8-10 листопада 2016. – С. 48-49.

9. Кіндзера Д.П. Зменшення енергозатрат технологічної лінії виробництва твердого палива з біомаси соняшника / Д.П. Кіндзера, Р.Р. Госовський, В.М. Атаманюк // Семінар. Сталый розвиток – погляд у майбутнє. Збірник матеріалів. Львів, – 15 вересня 2017. – С. 38.

Наукові праці, які додатково відображають наукові результати дисертації:

1. Пат. 115284 Україна, МПК F26B 3/06 (2006.01). Установа фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів / В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера, Р.Р. Госовський, І.О. Гузьова, Б.М. Микичак // заявник і власник патенту – Національний університет “Львівська політехніка”. – №u201610806; заявл. 27.10.2016 опубл. 10.04.2017, Бюл. № 7.

ЗМІСТ

АНОТАЦІЯ

ВСТУП	15
1. ОГЛЯД ДЖЕРЕЛ ЛІТЕРАТУРИ	21
1.1 Аналіз методів сушіння рослинної сировини.....	21
1.2 Аналіз гідродинаміки фільтрування теплового агенту крізь стаціонарний шар дисперсного матеріалу.....	26
1.3 Аналіз тепломасообмінних процесів під час фільтрування теплового агенту крізь стаціонарні шари дисперсних матеріалів.....	32
1.4. Аналіз кінетики процесу фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів.....	38
1.5. Аналіз дифузійного масоперенесення під час сушіння дисперсних матеріалів.....	39
1.6. Виробництво твердого біопалива з рослинної сировини.....	42
1.7.Аналіз енерговитрат технологічних етапів виробництва твердого біопалива з рослинної грубостеблової сировини.....	44
Висновки до першого розділу.....	47
2. ОБ'ЄКТ ДОСЛІДЖЕННЯ, ЙОГО ОСНОВНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ ТА МЕТОДИКИ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ	49
2.1. Характеристика стебел соняшника, як об'єкту сушіння.....	49
2.2. Опис схеми експериментальної установки.....	52
2.3. Методики досліджень.....	54
2.4. Оцінка похибок вимірювання.....	62
Висновки до другого розділу.....	64
3. ГІДРОДИНАМІКА РУХУ ТЕПЛООВОГО АГЕНТУ КРІЗЬ СТАЦІОНАРНИЙ ШАР ПОДРІБНЕНИХ СТЕБЕЛ СОНЯШНИКА	65

3.1.	Визначення фізико-механічних характеристик шару подрібнених стебел соняшника.....	66
3.2.	Гідродинаміка фільтрування теплового агенту крізь стаціонарний шар подрібнених стебел соняшника.....	69
	Висновки до третього розділу.....	80
4.	ТЕПЛОМАСООБМІН, КІНЕТИКА ТА ВНУТРІШНЬОДИFUZІЙНІ ПРОЦЕСИ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ПОДРІБНЕНИХ СТЕБЕЛ СОНЯШНИКА.....	81
4.1.	Дослідження процесів тепломасообміну під час фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника.....	81
4.2.	Дослідження внутрішньодифузійних процесів фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника....	92
4.2.1.	Дослідження внутрішньодифузійних процесів фільтраційного сушіння зовнішніх тканин подрібнених стебел соняшника.....	93
4.2.2.	Дослідження внутрішньодифузійних процесів фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника.....	101
4.3.	Дослідження кінетики процесу фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника.....	107
	Висновки до четвертого розділу.....	114
5.	ОТРИМАННЯ ТВЕРДОГО БІОПАЛИВА З ПОДРІБНЕНИХ СТЕБЕЛ СОНЯШНИКА.....	115
5.1.	Формування паливних брикетів та визначення їх фізико-механічних властивостей.....	115
5.2.	Установка фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника та методика її розрахунку.....	119
5.3.	Економічна ефективність фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів.....	124

5.4. Порівняння ефективності висушування подрібнених стебел соняшника фільтраційним методом та сушінням в обертовому сушильному барабані.....	128
Висновки до п'ятого розділу.....	137
ВИСНОВКИ	138
СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ	140
ДОДАТКИ	157

ВСТУП

ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА РОБОТИ

Актуальність роботи. Фільтраційне сушіння є високоінтенсивним методом зневоднення вологих дисперсних матеріалів. Профільтровування теплового агенту крізь пористу структуру стаціонарного шару вологого дисперсного матеріалу дає змогу забезпечити науково обґрунтовані та економічно вигідні технологічні параметри процесу сушіння та забезпечити високу якість готової продукції. Вологі дисперсні матеріали характеризуються великою різноманітністю фізико-механічних властивостей, зокрема початковим вологовмістом, кількістю вільної та зв'язаної вологи, внутрішньою структурною будовою частинок, розміром пор та капілярів, у яких міститься волога, полідисперсністю та порізністю стаціонарного шару та іншими параметрами, які визначають енергетичні затрати на процес сушіння. Сушіння органічної сировини є складною технологічною та тепломасообмінною задачею. Це пов'язано, в першу чергу, тим, що у більшості матеріалів органічного походження волога міститься у клітинах та міжклітинному просторі. Процеси теплообміну між вологим матеріалом і тепловим агентом лімітуються низькою теплопровідністю органічного матеріалу, а масообміну – інтенсивністю перенесення вологи з клітин у міжклітинний простір і через мікро і макропори у тепловий агент.

Аналіз наявних джерел літератури показав, що процеси тепло- і масообміну під час фільтраційного сушіння органічної сировини вивчені недостатньо, тому експериментальні і теоретичні дослідження висушування вологих дисперсних матеріалів органічного походження є актуальною задачею, що вирішує науково-прикладну задачу.

В умовах енергетичної та економічної кризи, для розвитку теплової енергетики України, перспективним є використання альтернативних видів палива, виготовлених з місцевих ресурсів рослинної сировини.

Агропромисловий комплекс України щорічно генерує великий обсяг різноманітних відходів та залишків, які на даний час утилізуються нерационально. Відомо, що у післязбиральний період на полях залишається приблизно 300-600 ц/га стебел соняшника. Зважаючи, що нижча теплотворна здатність подрібнених стебел соняшника становить 12,5 МДж/кг, то одним із раціональних методів їх утилізації є виробництво альтернативного твердого палива з такого виду сировини, а використання фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника забезпечить низьку собівартість та необхідну якість висушеного матеріалу для виготовлення паливних брикетів і дасть змогу зменшити частку застосування традиційних джерел енергії (електрики і газу) в державному та приватному секторах, що сприятиме підвищенню енергоефективності економіки держави [1–6].

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. Тема роботи відповідає науковому напрямку кафедри хімічної інженерії, Інституту хімії та хімічних технологій Національного університету “Львівська політехніка”. Дисертація виконана в межах науково-дослідної роботи згідно зареєстрованих тематик: “Дослідження процесів тепломасообміну в системах з твердою фазою” (номер державної реєстрації 0112U007340) та “Гідродинаміка і тепломасообмін в системі тверде тіло - газ, тверде тіло – рідина” (номер державної реєстрації 0117U004122).

Мета і завдання досліджень. Метою дисертаційної роботи є дослідження основних закономірностей фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, зокрема, гідродинаміки, тепломасообміну, внутрішньодифузійних процесів перенесення вологи та кінетики зневоднення для подальшого брикетування та отримання альтернативного палива.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити такі завдання:

- виконати критичний аналіз джерел літератури щодо сушіння дисперсних матеріалів рослинного походження;
- визначити фізико-механічні характеристики полідисперсної суміші подрібнених стебел соняшника;

- дослідити гідродинаміку руху теплового агента крізь пористу структуру шару подрібнених стебел соняшника, визначити коефіцієнт опору матеріалу під час профільтровування газового потоку та представити результати експериментальних досліджень у вигляді безрозмірних комплексів;

- дослідити процеси тепломасообміну між тепловим агентом та полідисперсною сумішшю сухих і вологих подрібнених стебел соняшника під час фільтраційного сушіння та представити узагальнення результатів експериментальних досліджень у безрозмірній формі;

- дослідити процес внутрішньодифузійного масоперенесення вологи з частинок подрібнених стебел соняшника та визначити значення коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії для подрібнених зовнішніх та внутрішніх частин стебел;

- дослідити кінетику фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника за різних режимних параметрів для визначення раціональних параметрів реалізації процесу фільтраційного сушіння;

- визначити оптимальне значення вологовмісту подрібнених стебел соняшника, за якого різниця між значенням нижчої теплотворної здатності та затратами на фільтраційне сушіння є максимальною;

- визначити основні характеристики брикетів з подрібнених стебел соняшника, висушених фільтраційним методом.

- порівняти отримані результати досліджень із результатами сушіння традиційними методами.

Об'єкт дослідження – процес сушіння подрібнених стебел соняшника фільтраційним методом.

Предмет дослідження – гідродинамічні, тепломасообмінні, кінетичні закономірності та дифузійні процеси фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника.

Методи дослідження. В роботі використовувалися методи фізичного і математичного моделювання. Для визначення гранулометричного складу полідисперсної суміші подрібнених стебел соняшника використовували ситовий

аналіз, а для визначення структурної будови окремих частин і шару використовували пікнометричний та мікроскопічний методи. Експериментальні дослідження теплообміну здійснювали за допомогою методів теплофізичного моделювання з використанням восьмиканального інтелектуального вимірювального перетворювача РТ8-1000 з виводом інформації на персональний комп'ютер. Для розв'язку диференційних рівнянь використовували числові та аналітичні методи. Для опрацювання та узагальнення результатів експериментальних досліджень використовували комп'ютерну техніку та пакети прикладних програм, а саме: Excel, Graf4Win, Corel Draw, MathCAD, AutoCAD.

Наукова новизна. У результаті комплексного теоретичного й експериментального дослідження гідродинаміки, тепломасообміну, внутрішньодифузійних процесів та кінетики фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, у роботі отримано такі наукові результати:

- коефіцієнт опору стаціонарного шару подрібнених стебел соняшника, що дає змогу застосовувати залежність Дарсі-Вейсбаха для визначення втрат тиску у шарі матеріалу під час профільтрування газового потоку;

- розрахункові залежності у безрозмірній формі для прогнозування гідродинаміки фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника;

- критеріальні рівняння для визначення коефіцієнтів тепло- та масовіддачі, які дають змогу розрахувати технологічні параметри процесу фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника;

- математичні моделі внутрішньодифузійного масоперенесення під час фільтраційного сушіння подрібнених зовнішніх та внутрішніх тканин стебел соняшника;

- залежності для розрахунку коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії вологи з частинок подрібнених зовнішніх та внутрішніх тканин стебел соняшника за різних температур теплового агента.

Практичне значення отриманих результатів. Отримані, внаслідок узагальнення результатів теоретичних й експериментальних досліджень процесу фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, критеріальні залежності

гідродинаміки та тепломасообміну в стаціонарному шарі, дають змогу прогнозувати енергетичні затрати та економічну доцільність процесу, розраховувати оптимальні коефіцієнти тепло- і масообміну, обирати раціональні параметри теплового агенту для забезпечення високої інтенсивності процесу та визначити оптимальне значення вологовмісту подрібнених стебел соняшника, за якого різниця між значенням нижчої теплотворної здатності та затратами на фільтраційне сушіння є максимально можливою. Розроблена методика розрахунку основних конструктивних розмірів установки фільтраційного сушіння та запропонована принципова схема установки, яка захищена патентом України на корисну модель. Виготовлена експериментальна партія брикетів з подрібнених стебел соняшника та встановлена відповідність їх фізико-механічних властивостей існуючим стандартам. Практична реалізація отриманих результатів дисертаційної роботи полягає у передачі результатів теоретичних та експериментальних досліджень ПП «Тайфун-Плюс» та ПП «Роман» для впровадження у виробництво та у навчальний процес кафедри хімічної інженерії під час викладання лекційних курсів: «Методологія експериментальних і теоретичних досліджень тепло- і масообмінних процесів», «Процеси та апарати хімічної технології» та «Методологія фізичного моделювання хіміко-технологічних процесів» для студентів-магістрів і під час виконання магістерських робіт (додаток А).

Особистий внесок здобувача полягає у підборі, розробці, апробації методик та проведенні експериментальних досліджень, обробці та аналізі дослідних даних гідродинаміки, тепло- і масообміну, внутрішньодифузійних процесів та кінетики фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника; узагальненні результатів експериментальних досліджень та підготовці матеріалів до публікації; розробленні принципової схеми установки фільтраційного сушіння та оформленні патенту. Автор висловлює вдячність доц. Кіндзері Д.П. за надану допомогу під час виконання експериментальних досліджень та оформлення дисертаційної роботи.

Апробація результатів дисертації. Основні положення дисертаційної роботи доповідались та обговорювались на: 2-й Міжнародний конгрес “Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування” (м. Львів, 2012); II Всеукраїнська міжвузівська науково-технічна конференція «Сучасні технології в промисловому виробництві» (м. Суми, 2012); 3-й Міжнародний конгрес «Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування» (м. Львів, 2014); Actual problems of chemistry and technology of organic substances APCTOS2 (Lviv, Ukraine, 2015); XVI міжнародній науковій конференції “Удосконалення процесів та обладнання харчових та хімічних виробництв” (м. Одеса, 2015); 4-й міжнародний конгрес захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування. Збірник матеріалів. (м. Львів, 2016); XVII міжнародній науковій конференції “Удосконалення процесів та обладнання харчових та хімічних виробництв” (м. Одеса, 2016); 6th International youth science forum «Litteris et artibus». (Lviv, Ukraine, 2016); Семінар. Сталий розвиток – погляд у майбутнє. Збірник матеріалів (м. Львів, 2017).

Публікації. Основні положення та результати роботи відображені у 18 наукових працях, з яких 8 статей у фахових виданнях України, зокрема 1 стаття у виданні, яке входить до наукометричних баз даних Scopus, 1 стаття у виданні, яке входить до наукометричних баз даних Index Copernicus, 9 тез доповідей на міжнародних та Всеукраїнських наукових конференціях, а також 1 патент України на корисну модель.

РОЗДІЛ 1

ОГЛЯД ДЖЕРЕЛ ЛІТЕРАТУРИ

1.1. Аналіз методів сушіння органічної сировини

Теоретичними та експериментальними дослідженнями сушіння рослинної сировини займалися А.С. Гінзбург [7], О. Крішер [8], В.Ф. Дідух, Д.М. Корінчук [9], Ю.Ф. Снежкін [10], Б.І. Котов [11], В.П. Чеботарьов [12], А.В. Спірін [13], О.Г. Бурдо [14] та інші науковці, якими проведено аналіз факторів, що впливають на перебіг процесу сушіння, досліджено фізико-механічні властивості різноманітної рослинної сировини як об'єктів сушіння, обґрунтовано енергоощадні способи і режими сушіння з врахування властивостей сировинних матеріалів рослинного походження. На основі узагальнення проведених досліджень ними запропоновані конструкції сушарок, які дають змогу реалізувати різноманітні способи сушіння за оптимальних режимів, а також забезпечують зниження енергозатрат та скорочення тривалості процесу з одночасним рівномірним просушуванням матеріалів.

Проведений огляд літературних джерел показує, що сушіння рослинної сировини реалізують використовуючи конвективний, кондуктивний, вакуумний, сублімаційний методи та метод сушіння в НВЧ-полі. Конвективний метод сушіння є найбільш розповсюдженим у промислових умовах і є доцільним для реалізації зневоднення рослинної сировини з метою подальшого її брикетування чи гранулювання. Вказаний метод пов'язаний з необхідністю переміщення великих об'ємів високотемпературного теплового агенту, однак невисокі значення коефіцієнтів тепловіддачі від газоподібного теплового агенту до вологої сировини не забезпечують однорідного температурного поля навіть у тонких шарах висушуваної сировини, тепловий агент частково віддає своє тепло до вологого матеріалу і лише частково насичується вологою. Тому реалізація сушіння цим методом пов'язана із значними втратами теплової енергії з відпрацьованим сушильним агентом, особливо під час сушіння

матеріалів з підвищеною вологістю [15, 16]. Оскільки конвективне сушіння є довготривалим та енерговитратним [17], то перспективним є використання комбінованих способів сушіння – конвективного у поєднанні з іншими способами.

Кондуктивний спосіб сушіння [18], при якому теплота до органічної сировини передається за рахунок безпосереднього контакту нагрітої поверхні елементів сушарки, є менш розповсюдженим. Такий метод реалізується у подових сушарках, а також в парових сушарках, у яких матеріал, стикається з гарячою поверхнею труб, усередині яких циркулює пара. Такі сушарки, в основному, використовують для сушіння зерна і є громіздкими, енергозатратними, не забезпечують рівномірність сушіння.

Для сушіння термолабільної рослинної сировини, яка за умов високотемпературного впливу, втрачає харчову та біологічну цінності в промислових умовах застосовують вакуумний [19, 20], сублімаційний [21, 22] методи, а також метод сушіння в НВЧ-полі [20, 23]. Застосування вказаних методів сушіння дає змогу отримати продукти високої якості для подальшого їх застосування в харчовій або фармацевтичній галузях. Зокрема вакуумний метод дає змогу проводити сушіння за значно нижчих температур теплового агента, під час НВЧ-обробки рослинної сировини знижується біологічна активність протоплазми, внаслідок чого клітинний сік виходить у міжклітинне середовище, що суттєво скорочує тривалість процесу, сублімаційний спосіб сушіння забезпечує високоякісне сушіння сировини із збереженням цінних компонентів внаслідок переходу вологи з твердого стану у газоподібний. Однак, вказані методи є енергозатратними, особливо мають високі енергетичні затрати під час періоду спадаючої швидкості сушіння. Однак, на основі поєднання вказаних методів з основними методами сушіння створено багато нових комбінованих методів сушіння, широкого розповсюдження з яких набув комбінований спосіб НВЧ-сушіння (мікрохвильового) і конвективного сушіння. Вказаний спосіб дає змогу швидкого видалення вологи, випареної під дією мікрохвильового випромінювання, що значно інтенсифікує процес сушіння та забезпечує

отримання продукту високої якості. З іншого боку, вказаний комбінований метод сушіння має вищі капітальні та експлуатаційні витрати, порівняно з конвективним способом [24]. З енергетичної точки зору, використання цього методу є доцільним у двох основних режимах: інтенсифікація – коли вміст вологи в сушильному агенті досягає своєї критичної точки і фронт випарювання починає переміщуватись у гаряче повітря; досушування – коли вміст вологи в матеріалі настільки низький, що конвективне сушіння є неефективним. Третій можливий режим полягає у використанні мікрохвильового поля для підігрівання матеріалу перед сушінням.

Для сушіння рослинної сировини у промисловості застосовують різноманітні сушарки, які можна класифікувати за: конструктивними особливостями (барабанні, стрічкові, секційні); способом передачі теплоти (конвективні, кондуктивні, змішані); родом сушильного агента (топкові гази, повітря, водяна пара); температурним режимом (високотемпературні, низькотемпературні); характером перебування матеріалу (стаціонарний, віброкиплячий, псевдозріджений, з перемішуванням, зважений) [25].

Преважна більшість сушильних установок заснована на конвективному способі сушіння. Найбільшого розповсюдження для реалізації процесів сушіння рослинної сировини набули прямооточні барабанні сушарки, до переваг яких можна віднести надійність у роботі, забезпечення значної продуктивності, можливість висушування різних видів сировини. Недоліками таких сушарок є висока температура відпрацьованого сушильного агента на виході з сушарки, нерівномірний розподіл температур вздовж перерізу барабана, значна енергоємність, значні габарити [13, 26-30]. Розроблені більш сучасні конструкції барабанних сушарок, в яких для зменшення витрат палива використовується протиточний та перехресний потоки теплового агента і матеріалу, збільшена частка променевої складової в загальному теплообміні, скорочений час перебування матеріалу в барабані.

Сушіння рослинної сировини часто реалізують в стрічкових одно- та багатоярусних сушарках [31 32]. Одноярусні стрічкові сушарки не забезпечують

великих продуктивностей, під час реалізації процесів сушіння не забезпечується досягнення матеріалом однакових кінцевих вологовмістів. У багатоярусних сушарках встановлюють індивідуальні калорифери для нагрівання теплового агенту під кожною стрічкою, що дає змогу змінювати температурний режим на кожному ярусі, а різна швидкість руху кожної стрічки забезпечує належну тривалість сушіння. Однак, ці сушарки є громіздкими за конструкцією, тому високовартісними. До одно- та багатоярусних сушарок висуваються жорсткі вимоги щодо однорідності матеріалу по фракційному складу і початковій вологості, вони є складними в обслуговуванні (через перекося і розтягування стрічок), мають велику кількість рухомих частин, питомі витрати тепла для реалізації процесів сушіння є високими.

Реалізація процесів сушіння у сушарках киплячого шару дозволяє інтенсифікувати процес сушіння, однак під час сушіння полідисперсних матеріалів частим є пересушування частинок менших розмірів і недосушування більших, що спричиняє велику нерівномірність кінцевого вологовмісту матеріалу, а отже погіршення якості продукту [33, 34]. Окрім цього, сушарки характеризуються значним пилевинесенням, завдяки стиранню матеріалу.

Пневматичні труби-сушарки часто не забезпечують необхідного часу контакту вологого матеріалу з тепловим агентом та характеризуються великою висотою [35], поряд із цим є складність у регулюванні процесу, можливість вибуху при сушінні легкозаймистих матеріалів та є енергозатратними.

Отже, барабанні, стрічкові сушарки, апарати з киплячим шаром, пневматичні труби-сушарки характеризуються великогабаритністю та значною енергоємністю, інтенсивність сушіння в них є низькою внаслідок малих значень коефіцієнтів тепловіддачі та невеликих відносних швидкостей руху теплового агенту, потребують встановлення очисного обладнання для вловлювання дрібних часток, які виносяться із тепловим агентом [36, 37].

У промисловості почали використовувати сушарки віброкиплячого шару, у яких підведення тепла здійснюють за кондуктивного і конвективного методів, а також інфрачервоними променями [38-40]. Авторами встановлено, що

накладення на шар матеріалу механічних впливів призводить до підвищення коефіцієнтів тепло- і масовіддачі, зниження критичної вологості і підвищення загальної інтенсивності процесу. Однак, сушарки такого типу є енергозатратними.

На основі проведеного аналізу джерел літератури щодо обладнання для реалізації процесів сушіння грубостеблової рослинної сировини, можна зробити висновок, що таке обладнання є вагомим споживачем паливно- енергетичних ресурсів. Сушарки, якими оснащують технологічні лінії виробництва твердого біопалива в даний час, є енергоємними, великогабаритними та потребують встановлення пилоочисного обладнання. Недосконалість сушильного обладнання відбивається на якості готової продукції, створює додаткові технологічні труднощі при дотриманні режимів сушіння і призводить до збільшення собівартості продукту.

Враховуючи складну ситуацію на енергетичному ринку України, зменшення енергоємності виробництва твердого біопалива з подрібнених стебел соняшника позитивно впливатиме на цінову політику та конкурентоспроможність готової продукції на світовому ринку. Отже, на даний час, виникла потреба у дослідженнях, спрямованих на удосконалення існуючої сушильної техніки та розробкою нових менш енергоємних методів сушіння та обладнання для їх реалізації з одночасним забезпеченням науково обґрунтованих параметрів проведення процесу.

Одним із варіантів зменшення енергетичних затрат на процес сушіння є заміна існуючого сушильного обладнання на сушарки фільтраційного типу. Фільтраційне сушіння, яке реалізується шляхом профільтрування теплового агенту крізь шар дисперсного матеріалу, є одним з високоінтенсивних методів висушування, перевагами якого є: наявність періоду механічного витіснення вільної вологи (для деяких матеріалів становить до 70%) [41]; зниження затрат теплової та електричної енергії на процес, зумовлене можливістю використання теплового агенту з низьким температурним потенціалом з одночасним забезпеченням високих коефіцієнтів тепло- та масовіддачі внаслідок подачі

сушильного агенту через шар, що забезпечує найкращі умови міжфазного теплообміну; збільшення швидкості сушіння; покращення якісних показників висушуваних матеріалів [42-45]. Профільтровування теплового агенту крізь шар дисперсного матеріалу в напрямку зверху вниз дає змогу практично повністю виключити винесення тонких фракцій з шару матеріалу рухомим тепловим агентом. Тому, даний метод може бути рекомендованим для висушування подрібнених стебел соняшника і дає змогу зменшити енергозатрати технологічного процесу виготовлення твердого біопалива з такого виду сировини. Однак, ефективне застосування методу фільтраційного сушіння для зневоднення подрібнених стебел соняшника, які характеризуються високим початковим вологовмістом та полідисперсністю, різноманітністю форми частинок та їх структури, зумовленої багатошаровою тканинною будовою стебел, є можливим лише за умови науково-обґрунтованих режимів сушіння та параметрів проведення процесу, які б забезпечували, відповідно, найвищі показники тепло- та масообміну, а також незначну тривалість процесу сушіння. Тому, виникає необхідність теоретичних досліджень гідродинаміки фільтрування теплового агенту крізь стаціонарні шари різноманітних дисперсних матеріалів, особливостей тепломасообміну, кінетики процесу з врахуванням дифузійного масоперенесення під час сушіння дисперсних матеріалів. Проведення вище перелічених теоретичних досліджень сприятиме встановленню науково обґрунтованих режимів сушіння та параметрів проведення процесу фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника.

1.2. Аналіз гідродинаміки фільтрування теплового агенту крізь стаціонарний шар дисперсного матеріалу

Важливим етапом вивчення процесу фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів є дослідження закономірностей зміни гідравлічного опору шару сухого матеріалу від фіктивної швидкості руху теплового агенту, оскільки дає

зможу прогнозувати питомі енергозатрати на створення перепаду тисків для забезпечення необхідної швидкості руху теплового агенту крізь пористу структуру стаціонарного шару матеріалу і таким чином вказують на доцільність реалізації процесу сушіння даного матеріалу фільтраційним методом.

Гідродинаміка руху теплового агенту крізь стаціонарний шар матеріалу в значній мірі визначає інтенсивність фільтраційного сушіння, оскільки режим омивання зовнішньої поверхні частинок тепловим агентом визначає товщину ламінарного пограничного шару, який лімітує процеси тепло- та масоперенесення вологи. Гідродинаміка руху газового потоку крізь стаціонарний шар дисперсного матеріалу представляє собою змішану задачу гідродинаміки, проте теоретичних відомостей для опису вказаної задачі на даний час не існує [46]. Як свідчить аналіз літературних джерел [47-51], на втрати тиску у шарі дисперсного матеріалу під час профільтровування теплового агенту крізь останній мають вагомий вплив гранулометричний склад дисперсного матеріалу, структурна будова та форма частинок, висота шару матеріалу, а також швидкість профільтровування теплового агенту, густина та в'язкість останнього. Автором роботи [52] розглядається зовнішня та внутрішня задачі гідродинаміки: зовнішня – коли визначальний вплив на втрати тиску мають розміри і форма частинок, які омиває газовий потік; внутрішня – коли визначальними є розміри, форма, поперечний переріз каналів, крізь які рухається газовий потік у шарі дисперсного матеріалу.

Рух теплового агенту в шарі дисперсного матеріалу можна описати за допомогою рівнянь Нав'є-Стокса за відповідних граничних умов, однак застосовувати останні для вирішення практичних задач фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів трудно у зв'язку із складністю формулювання початкових і граничних умов [53]. Вказані рівняння за допомогою теорії подібності можна привести до безрозмірного виду та отримати критеріальні рівняння, у які входять інваріанти фізичної подібності: критерії Ейлера (Eu), Рейнольдса (Re), Фруда (Fr), гомохромності (Ho), геометричної подібності (Γ):

$$f(Eu, Re, Fr, Ho, \Gamma) = 0 \quad (1.1)$$

Кількісний вплив вищевказаних визначальних критеріїв на хід процесу є неоднаковим. Впливом критеріїв гомохромності (Ho) та Фруда (Fr) можна знехтувати, зважаючи на встановленість руху теплового агенту та незначний вплив сили тяжіння на втрати тиску. Критерій геометричної подібності (геометричний симплекс) характеризує співвідношення еквівалентної довжини каналу, крізь який фільтрується тепловий агент до його еквівалентного діаметру; критерій Рейнольдса – вплив сил в'язкості на рух теплового агенту. Оскільки в критерій Ейлера входить значення перепаду тисків і він є визначальним, то рівняння можна представити у вигляді степеневі функції:

$$Eu = A \cdot Re^{-x} \cdot \Gamma^y, \quad (1.2)$$

або

$$Eu = A \cdot Re^{-x} \cdot \left(\frac{H_e}{d_e} \right)^y, \quad (1.3)$$

де H_e – еквівалентна довжина каналу, крізь який фільтрується тепловий агент, $H_e = 1,5 \cdot H$, H – висота шару дисперсного матеріалу [54], м;
 d_e – еквівалентний діаметр каналів, крізь які рухається тепловий агент, м.

Значення коефіцієнту “А” і показників степеня “х” і “у” знаходять шляхом узагальнення результатів експериментальних досліджень. Для визначення коефіцієнту “А” і показників степеня “х” і “у” результати експериментальних досліджень представляють у вигляді залежності критерію Ейлера від геометричного симплексу $Eu = f(H_e/d_e)$.

Авторами робіт [55-58] проведено узагальнення експериментальних даних гідродинаміки фільтрування теплового агенту крізь стаціонарний шар різноманітних дисперсних матеріалів у вигляді узагальненого критеріального рівняння (1.3) та визначені невідомі коефіцієнти А та показники степенів цих

рівнянь, а саме: для «енергетичної» верби [55]; для дрібнодисперсних залізовмісних матеріалів [56]; для сировинних матеріалів виробництва шлакового гравію [57]; для зерна пшениці [58]. Залежності, отримані на основі рівняння (1.3) і представлені у цих роботах, для подрібнених стебел соняшника використати не можна, оскільки константи “А” і показники степенів “х” та “у” мають свої значення для кожного матеріалу та за певних режимів фільтрування газового потоку, тому для отримання таких залежностей для вищевказаного матеріалу, що відрізняється від попередніх матеріалів структурною будовою шару необхідно провести додаткові дослідження за певних режимів руху газового потоку і, шляхом узагальнення результатів, визначити значення коефіцієнта “А” і показників степенів “х” та “у”.

Іншим способом описання гідродинаміки руху газового потоку крізь стаціонарний пористий шар матеріалу є використання залежності Дарсі-Вайсбаха [59, 60]:

$$\Delta P = \lambda \cdot \frac{H}{d_e} \cdot \frac{\rho \cdot v_0^2}{2}, \quad (1.4)$$

де ΔP – втрати тиску в шарі матеріалу, Па;

λ – коефіцієнт опору шару;

H – висота шару, м;

d_e – еквівалентний діаметр, м;

ρ – густина газового потоку, кг/м³;

v_0 – фіктивна швидкість руху середовища, м/с;

Основною проблемою використання залежності (1.4) для визначення втрат тиску в шарі матеріалу є невідоме значення коефіцієнту опору шару. Для визначення коефіцієнту опору у технічній літературі пропонується велика кількість розрахункових залежностей, які отримані шляхом узагальнення експериментальних результатів для різних за розмірами і формою дисперсних матеріалів та різних режимів фільтрування газового потоку. У загальному випадку коефіцієнт опору λ можна представити як функцію числа Рейнольдса у вигляді [53]:

$$\lambda = \frac{A}{\text{Re}} + B, \quad (1.5)$$

де “А” та “В” – невідомі коефіцієнти, які визначають експериментальним шляхом.

Одним із способів розрахунку гідравлічного опору у шарі дисперсного матеріалу під час руху теплового агенту крізь нього, є приведення залежності (1.4) до модифікованого рівняння Ергана:

$$\frac{\Delta P}{H \cdot \nu_0} = A \cdot \frac{\mu \cdot a^2}{32 \cdot \varepsilon_u^3} + B \cdot \frac{\rho \cdot a}{8 \cdot \varepsilon_u^3} \cdot \nu_0 \quad (1.6)$$

де a – активна питома поверхня шару, $\text{м}^2/\text{м}^3$;

μ – коефіцієнт динамічної в’язкості газового потоку, $\text{Па}\cdot\text{с}$;

ε_u – пористість шару дисперсного матеріалу, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Для визначення невідомих коефіцієнтів “А” та “В” залежності (1.6), результати досліджень представляють у вигляді $\Delta P/(H \cdot \nu_0) = f(\nu_0)$. За відрізком, який відтинає пряма на осі ординат визначають невідомий коефіцієнт “А”, що враховує вплив в’язкісних сил та коефіцієнт “В” – за тангенсом кута нахилу кривої до осі абсцис і який враховує вплив інерційних сил.

Авторами робіт [48, 61-63] для розрахунку втрат тиску в шарах певних сухих дисперсних матеріалів під час профільтрування теплового агенту крізь останні було застосоване модифіковане рівняння Ергана (1.6). Експериментальні дослідження, що лягли в основу опису гідродинаміки згідно вказаної залежності, проводились в апаратах з заданими геометричними характеристиками за певних режимів руху теплового агенту. Тому, представлені в роботах розрахункові залежності для опису гідродинаміки процесу фільтраційного сушіння є справедливими для конкретних матеріалів, в разі дотримання аналогічних геометричних характеристик апаратів, в межах зазначених швидкостей руху теплового агенту, в інших випадках їх використання є обмеженим через велику розбіжність теоретичних та експериментальних значень.

У літературі [53] залежність (1.6) з врахуванням коефіцієнтів “А” та “В” представляють у вигляді:

$$\lambda = \frac{133}{\text{Re}} + 2,34 \quad (1.7)$$

Залежність (1.7) є справедливою для визначення коефіцієнту опору під час руху теплового агенту (в межах трьох режимів) крізь шари дисперсних матеріалів, які складаються з частинок правильної форми. Однак, вона не дає достатньої точності для визначення коефіцієнту опору рухові теплового агенту крізь шари полідисперсних матеріалів, що складаються з частинок неправильної форми, мають складну структуру шару, характеризується різною ступеню перекриття поверхні частинок, які омиваються тепловим агентом.

Оскільки єдиної методики визначення фактору форми частинок і ступені перекриття поверхні у полідисперсних матеріалах не існує, то використання залежності (1.7) для вказаних випадків є неможливим через велику похибку між теоретично розрахованими і експериментальними значеннями.

Для визначення коефіцієнту опору у шарах сформованих з частинок циліндричної форми, автори [54] пропонують використовувати залежність:

$$\lambda = \frac{A}{\text{Re}^x} \quad (1.8)$$

Однак, виходячи з форми запису залежності, можна зробити висновок, що вона є справедливою в межах руху теплового агенту в ламінарному режимі і не дає достатньої точності в автономній області та під час турбулентного руху останнього.

Як стверджують автори робіт [48, 61-63], універсальних розрахункових залежностей, які було б можна використовувати для будь-яких полідисперсних матеріалів не існує, тому для кожного дисперсного матеріалу необхідно експериментально визначати невідомі коефіцієнти рівнянь (1.5) або (1.8).

Існують залежності для визначення коефіцієнтів опору, отримані шляхом застосування критеріальних рівнянь, для шарів «енергетичної» верби [55], шлаку, глини та сирцевих гранул [57], гранульованого крупнопористого силікагелю [64], які характеризуються високою точністю для вказаних матеріалів, але для подрібнених стебел соняшника ці залежності використати неможливо через велику відмінність форми і розмірів частинок.

Коефіцієнт опору λ можна визначити інакшим чином, беручи за основу залежність (1.4) і виразивши складову $\frac{\Delta P \cdot \varepsilon_w^2}{\rho \cdot v_0^2}$ як критерій Ейлера:

$$\frac{\Delta P \cdot \varepsilon_w^2 \cdot d_e}{\rho \cdot v_0^2 \cdot H} = Eu \cdot \frac{d_e}{H} = \frac{\lambda}{2} = f(\text{Re}), \quad (1.9)$$

звідки

$$\lambda = 2 \cdot \frac{d_e}{H} \cdot Eu = f(\text{Re}) \quad (1.10)$$

На основі проведеного аналізу джерел літератури можна зробити висновок, що залежностей для визначення коефіцієнта опору рухові теплового агенту крізь шар дисперсного матеріалу, який би був аналогічним шарові, сформованого з подрібнених стебел соняшника за гранулометричним складом, формою та структурою частин не існує, тому дослідження гідродинаміки стаціонарного шару подрібнених стебел соняшника є актуальною задачею.

1.3. Аналіз тепломасообмінних процесів під час фільтрування теплового агенту крізь стаціонарні шари дисперсних матеріалів

Процеси сушіння дисперсних матеріалів, на основі застосування різних методів зневоднення, часто характеризуються значними енергозатратами та тривалістю. Під час реалізації процесів сушіння дисперсних матеріалів, тепловий агент віддає своє тепло вологим частинкам матеріалу, насичується вологою і, з достатньо високою температурою, виходить із зони сушіння. Тому інтенсивність сушіння визначається швидкістю тепломасообмінних процесів між тепловим агентом і частинками матеріалу, що визначає загальну тривалість процесу сушіння та енергозатрати на його реалізацію. Тому, інтенсифікація процесів тепломасообміну під час сушіння дисперсних матеріалів є актуальним завданням сьогодення.

Дослідженню процесу тепломасообміну між твердими тілами і тепловим агентом за різних методів сушіння дисперсних матеріалів присвячений ряд наукових робіт [65-77]. Процеси тепломасообміну під час реалізації фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів є недостатньо дослідженими та вивченими у порівнянні з процесами тепломасообміну промислово поширених методів сушіння дисперсних матеріалів. Однак, у наукових працях [52, 78-83] представлено результати досліджень тепломасообмінних процесів під час застосування фільтраційного методу для зневоднення дисперсних матеріалів. Автором роботи [52] встановлено, що під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів відбувається ряд процесів:

- теплообмін між тепловим агентом і поверхнею частинок (конвективна передача тепла від теплового агенту до поверхні частинок), однак внаслідок можливого перехрещення, об'єднання і розгалуження каналів по висоті шару, деякі з них стають малопроникними для газового потоку за певного перепаду тисків, а шорсткі частинки можуть утворювати замкнені зони, в таких випадках теплообмін може відбуватися лише шляхом теплопровідності частинок;
- винесення поверхневої вологи із поверхні частинок рухомим тепловим агентом (процес масовіддачі від частинок матеріалу до газового потоку);
- переміщення тепла від поверхонь частинок в середину (завдяки теплопровідності), що спричиняє переміщення вологи по порах і капілярах частинок з середини до їх поверхні (дифузійні процеси перенесення вологи).

Авторами робіт [52, 77-83] підтверджена наявність зонального механізму фільтраційного сушіння, який характеризується наявністю періодів повного та часткового насичення теплового агенту вологою. Зона тепломасообміну переміщається в напрямку руху теплового агенту, тому волога, в першу чергу, видаляється з верхніх шарів матеріалу, тобто з частинок, які першими контактують з тепловим агентом, а вже пізніше волога видаляється з частинок, що розміщуються нижче. Так триває до досягнення кінцевого вологовмісту всіх частинок і температури на їх поверхні, близької до температури теплового

агенту. Тому в шарі матеріалу, протягом тривалого часу одночасно знаходяться сухий і вологий матеріали, причому висота шару сухого матеріалу постійно зростає, а вологого зменшується.

Зважаючи на вищесказане, можна зробити висновок, що для процесів фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів важливим є проведення досліджень процесів теплообміну між тепловим агентом та сухими частинками матеріалу, а також між вологими частинками матеріалу і тепловим агентом. Дослідження процесів теплообміну між тепловим агентом та сухими частинками матеріалу дасть змогу врахувати кількість теплоти, яка витрачається на нагрівання твердих частинок, що спричиняє переміщення вологи з їх середини до поверхні.

Як було сказано вище, під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів основна кількість теплоти до частинок передається конвективно і рівняння теплообміну у стаціонарних умовах можна записати у вигляді закону Ньютона-Ріхмана [84], з якого можна визначати значення коефіцієнтів тепловіддачі α , м²/с від теплового агента до сухих частинок дисперсного матеріалу:

$$\alpha = \frac{\Delta Q}{F \cdot (\bar{t} - \bar{T}_n) \cdot \Delta \tau} \quad (1.11)$$

де ΔQ – кількість теплоти, що затрачається на нагрівання матеріалу, Дж;

F – поверхня всіх частинок шару (поверхня теплообміну), м²;

$\Delta \tau$ – час проведення експерименту, с;

\bar{t} – середньоарифметична температура теплового агента на вході і виході з шару, К;

\bar{T}_n – середня температура поверхні частинок, К.

Як досліджено авторами робіт [52, 78-83], залежність коефіцієнтів тепловіддачі від швидкості руху теплового агента та його фізичних властивостей, структури та розмірів поверхні теплообміну, якою під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів виступає шар матеріалу, а також

інших, менш вагомих факторів, є досить складною і на сучасному рівні науки ще не може бути встановлена теоретично. Тому, для визначення коефіцієнтів тепловіддачі вдаються до експериментальних досліджень, які дають змогу обчислити значення коефіцієнтів тепловіддачі від теплового агенту до сухих частинок дисперсного матеріалу згідно залежності (1.11) з подальшим узагальненням дослідних даних за допомогою теорії подібності.

Для узагальнення експериментальних результатів теплообмінних процесів під час профільтрування теплового агенту крізь шари сухих полідисперсних матеріалів на практиці зручно використовувати узагальненні критеріальні рівняння, які дають змогу розрахувати значення коефіцієнтів тепловіддачі від теплового агенту до сухих частинок матеріалу [85-87]:

$$Nu = f(Re, Pr), \quad (1.12)$$

або у вигляді степеневі залежності

$$Nu = A \cdot Re^n \cdot Pr^m, \quad (1.13)$$

де: $Nu = \frac{\alpha \cdot d_e}{\lambda}$ – критерій Нусельта;

$Re_e = \frac{v \cdot d_e}{\nu}$ – критерій Рейнольдса;

$Pr = \frac{\nu}{a}$ – критерій Прандтля;

λ – коефіцієнт теплопровідності теплового агенту, $\frac{Вт}{м \cdot К}$;

v – дійсна швидкість фільтрування теплового агенту, м/с;

ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості теплового агенту, м²/с;

a – коефіцієнт температуропровідності теплового агенту, $\frac{м^2}{с}$.

Невідомий коефіцієнт «А» та показники степеней «n» та «m» залежності (1.13) визначають експериментальним шляхом.

В роботах [55-58] на основі узагальнення експериментальних результатів теплообмінних процесів під час профільтровування теплового агенту крізь шари різноманітних полідисперсних матеріалів були отримані узагальненні критеріальні залежності, які дають змогу визначити коефіцієнти теплопровідності від теплового агенту до сухих частинок різноманітних матеріалів, а саме для «енергетичної» верби [55]; для дрібнодисперсних залізозмісних матеріалів [56]; для сировинних матеріалів виробництва шлакового гравію [57]; для зерна пшениці [58].

Для опису процесів тепло та масовіддачі під час контактування рухомого теплового агенту з вологими частинками у шарі матеріалу, тобто, під час реалізації фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів, можуть бути використаними залежності:

$$\frac{\Delta W}{\Delta \tau} \cdot r = \alpha \cdot F \cdot \left(\frac{t_{ex.} + t_{eux.}}{2} - t_{m.m.} \right) \quad (1.14)$$

де: α – коефіцієнт тепловіддачі від теплового агенту до вологих частинок матеріалу, m^2/c ;

$t_{ex.}$, $t_{eux.}$, $t_{m.m.}$ – відповідно температура теплового агенту на вході, виході із шару матеріалу і температура мокрого термометра, $^{\circ}C$;

$$\frac{\Delta W}{\Delta \tau} = \beta \cdot F \cdot \left(x_{нас.} - \frac{x_{нас.} + x_0}{2} \right) \cdot \rho \quad (1.15)$$

де: β – коефіцієнт масовіддачі від теплового агенту до вологих частинок матеріалу, m^2/c ;

x_0 , $x_{нас.}$ – відповідно вологовміст теплового агенту початковий і в стані насичення.

Залежності (1.14) та (1.15) можуть бути використаними для прогнозування фільтраційного сушіння різноманітних дисперсних матеріалів лише коли будуть відомими значення коефіцієнтів тепловіддачі α та масовіддачі β . Вказані

коефіцієнти можуть бути знайдені лише шляхом проведення експериментальних досліджень.

Узагальнення експериментальних результатів теплообміну під час реалізації фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів можна провести згідно залежності (1.13), а масообміну – згідно узагальненої критеріальної залежності, представленої у роботі [52]:

$$Sh_e = A \cdot Re_e^n \cdot Sc^m \quad (1.16)$$

де: $Sh_e = \frac{\beta \cdot d_e}{D}$ – критерій Шервуда;

D – коефіцієнт дифузії водяної пари у повітря, м²/с;

$Sc = \frac{\nu}{D}$ – критерій Шмідта.

Узагальнення результатів експериментальних досліджень у вигляді залежностей (1.13) та (1.16) дає змогу визначати коефіцієнти тепловіддачі і масовіддачі під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів в широких межах зміни числа Рейнольдса і прогнозувати затрати теплової енергії на реалізацію сушіння і, відповідно, експлуатаційні затрати на етапі проектування апаратури.

На основі проведеного аналізу джерел літератури, можна зробити висновок, що через складність теплообмінних процесів, що мають місце під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів, є неможливими їх аналітичні описання без проведення експериментальних досліджень, тому залежностей виду (1.13) та (1.16), які б можна було використати для опису процесів теплообміну між рухомим тепловим агентом та сухими частинками подрібнених стебел соняшника, а також тепломасообмінних процесів під час реалізації процесів сушіння подрібнених стебел соняшника не існує.

Тому дослідження особливостей вказаних процесів під час профільтрування теплового агенту крізь сухі та вологі шари подрібнених стебел соняшника є актуальним завданням.

1.4. Аналіз кінетики процесу фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів

Кінетика процесу сушіння в загальноприйнятому варіанті визначає зміну вологовмісту матеріалу в часі. На кінетичні особливості процесів сушіння дисперсних матеріалів в значній мірі мають вплив властивості вологих матеріалів (початковий та кінцевий вологовмісти, форми зв'язку вологи з твердим скелетом матеріалу), параметри теплового агента (вологовміст, температура, швидкість руху), стан перебування матеріалу в зоні сушіння (стаціонарний, киплячий, зважений).

Під час реалізації сушіння дисперсних матеріалів фільтраційним методом профільтровування сушильного агента крізь шар останніх забезпечує найкращі умови міжфазного тепломасообміну, оскільки забезпечується омивання кожної частинки газовим потоком. Тому швидкості процесів тепло- та масовіддачі під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів є вищими, у порівнянні з традиційними методами, що дає змогу скоротити тривалість сушіння та зменшити енергозатрати. Окрім цього, під час фільтраційного сушіння використовують низькотемпературний тепловий агент, що дає змогу зменшити енергозатрати на нагрівання останнього. Досягнути зменшення енергозатрат під час фільтраційного сушіння можна шляхом налаштування установок фільтраційного сушіння на оптимальні режими роботи, за яких енергозатрати є найменшими. Для розробки установок фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів, які б забезпечували найменші енерговитрати на реалізацію процесу, необхідним є дослідження кінетичних особливостей процесу сушіння обраного матеріалу.

Дослідженню кінетики фільтраційного сушіння присвячено ряд наукових праць. В роботах [88-95], авторами досліджена кінетика фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів, та на основі експериментальних даних зроблені висновки про вплив висоти шару, швидкості руху, температури теплового агента, розміру частин на швидкість сушіння. Проте, отримані авторами залежності можна

використовувати лише для прогнозування кінетики фільтраційного сушіння досліджуваних у цих роботах матеріалів, які характеризуються певною формою та структурною будовою частинок.

Авторами робіт [94, 95] досліджено кінетику та динаміку фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів та проаналізовано залежність зміни швидкості фільтраційного сушіння від технологічних параметрів теплового агенту (сушильного потенціалу) і висоти шару матеріалу. Проте, наведені в цих роботах дослідження стосуються конкретних матеріалів і застосувати їх для інших матеріалів, відмінних за структурною будовою і формою частинок є неможливо внаслідок великої похибки між експериментальними і теоретично розрахованими значеннями. Тому, дослідження кінетики фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, як об'єкту дослідження, швидкості сушіння залежно від біжучого вологовмісту, динаміки видалення вологи із шару матеріалу є актуальним завданням.

1.5. Аналіз дифузійного масоперенесення під час сушіння дисперсних матеріалів

Сушіння дисперсних матеріалів представляє собою складний тепломасообмінний процес видалення вологи із матеріалу. Волога у більшості дисперсних матеріалів знаходиться як на поверхні частинок, так і в середині. За класичного варіанту процесу сушіння дисперсних матеріалів у стаціонарному шарі конвективним методом, після видалення вологи з поверхні частинок, що формують шар, настає період, коли швидкість сушіння визначається підведенням вологи з середини частинок до їх поверхні (внутрішньо дифузійний процес перенесення вологи). Ця стадія є тривалою в часі і лімітує тривалість сушіння в цілому.

В роботах [96, 97] на основі ґрунтового огляду робіт щодо розвитку теорії сушіння, проведений аналіз диференціальних рівнянь, які описують

внутрішньодифузійні процеси та узагальнення результатів досліджень, запропоновані диференціальні рівняння для опису внутрішнього масоперенесення в гранулах полімерів виду:

$$\frac{du}{d\tau} = \text{div}(D_e(u, \tau) \cdot \text{grad } u), 0 < x < R, \tau > 0, \text{ а залежність ефективного коефіцієнта}$$

дифузії від вологовмісту $D_e = f(u)$, для досліджуваних полімерів апроксимується залежністю: $D_e = D_0 \cdot \exp[-bu - (E_{D_0}^* \cdot (1 - du)/(R \cdot T))]$. В роботі [98] авторами представлені результати досліджень внутрішньодифузійних процесів в колоїдних капілярно-пористих матеріалах, запропонована математична модель процесу перенесення вологи та залежність виду $a_m = x^2 \cdot Fo_{2max} / \tau_{2max}$ для розрахунку коефіцієнта дифузії, а також запропонований пристрій для вимірювання коефіцієнту дифузії.

Зважаючи на те, що механізм фільтраційного сушіння є відмінним від конвективного і носить зональний характер, під час руху теплового агенту крізь шар дисперсного матеріалу, зона тепломасообміну поступово переміщається в напрямку руху теплового агенту, тобто «шар матеріалу – перфорована решітка. Зона сухого матеріалу розширюється із збільшенням часу фільтраційного сушіння. Швидкість зовнішньодифузійних процесів під час реалізації процесу фільтраційного сушіння значною мірою залежить від товщини дифузійного пограничного шару, який стає тоншим під час збільшення швидкості руху теплового агенту через шар матеріалу. За більших швидкостей руху теплового агенту, товщина пограничного шару зменшується і переходить у дифузійний підшар, вплив конвективної дифузії стає вагомим.

Швидкість фільтраційного сушіння лімітується внутрішньодифузійними процесами перенесення вологи з середини частинок до їх поверхні. Оскільки у внутрішньому масоперенесенні бере участь близько п'ятнадцяти різних видів перенесення маси і теплоти, то внутрішньодифузійні процеси є складнішими та тривалішими в часі, у порівнянні зі зовнішньодифузійними [52, 95]. Отже, процес сушіння, крім основного виду перенесення маси шляхом молекулярної дифузії, характеризується існуванням інших, менш вагомих типів внутрішнього

масоперенесення, таких як поверхнева дифузія, дифузія Кнудсена, капілярний потік, випаровування та конденсація, термодифузія та ін.

Авторами робіт [99] та [81], на основі узагальнення експериментальних досліджень, запропоновано залежності для розрахунку коефіцієнтів дифузії під час фільтраційного сушіння гранул кулястої форми шлакового гравію $D_w^t = D_w^{293} + 2,5 \cdot 10^{-10} \cdot (T - 293)$ та зерна пшениці (частинок циліндричної форми) $D_w = D_w^{293} + 0,3 \cdot 10^{-13} \cdot (T - 293)^2 \cdot (w^c)^{-1,8}$

Зважаючи на складність механізму фільтраційного сушіння, представленого у роботі [52], процеси внутрішньодифузійного та зовнішньодифузійного перенесення вологи існують паралельно один до одного на протязі тривалого часу, то важливим завданням є визначення ефективного коефіцієнта дифузії, який сумарно враховує швидкість усіх видів дифузії вологи, що мають місце під час реалізації процесу фільтраційного сушіння і дає можливість опису процесу масоперенесення згідно законів Фіка.

Незначна кількість наукових праць містить відомості щодо методів розрахунку ефективного коефіцієнту дифузії для процесів сушіння матеріалів рослинного походження. В роботах [100-102] представлені аналітичні рішення рівняння Фіка для різних геометричних форм частин подрібненого рослинного матеріалу, а саме, для випадку "тонкої пластинки" яблук, а також для кулястої форми під час реалізації процесів сушіння вишень та груш.

Наведені залежності є справедливими лише для досліджуваних матеріалів, які характеризуються внутрішньою структурою частин з притаманною їм пористістю, розмірами та формою, тому застосовувати їх для розрахунку коефіцієнта внутрішньої дифузії вологи під час фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника не можна через велику розбіжність між експериментальними даними і розрахованими за цими залежностями результатами.

Процеси дифузії під час сушіння матеріалів з подрібненої грубостеблової сировини фільтраційним методом будуть характеризуватися певними особливостями та закономірностями перебігу, які визначаються, в значній мірі,

складністю структурної будови матеріалу, характером взаємодії води з його твердим скелетом, формою і розмірами пор, капілярів та самої частинки.

1.6. Виробництво твердого біопалива з рослинної сировини

Швидке виснаження запасів викопних ресурсів призвело до значного зростання цін на паливо та енергію на світовому ринку, що змусило більшість країн переглянути свою енергетичну політику. В умовах дефіциту традиційних паливно-енергетичних ресурсів в Європі та в період загострення світової енергетичної кризи, що супроводжується зростанням цін на традиційні енергоносії, пріоритетним напрямом є впровадження в енергетичні баланси країн альтернативних (відновлювальних) джерел енергії. Відповідно до прийнятої директиви щодо активізації розвитку відновлювальної енергетики, країни Євросоюзу до 2020 року зобов'язані збільшити частку відновлювальних джерел енергії (ВДЕ) для видобутку тепла та електроенергії до 20 % [103].

В світі спостерігається тенденція до формування біоенергетичних ринків, продуктами яких є рідкі, тверді та газоподібні палива, отримані із біомаси рослинного походження [104-108]. Прикладами країн, де успішно використовують енергію біомаси є Данія, Китай, Іспанія, Великобританія, а у Фінляндії та Швеції за рахунок біомаси виробляється до 25% теплової енергії [109].

В Україні посилилася розробка заходів спрямованих на зменшення споживання імпортованого палива за рахунок розвитку двох основних напрямів: економії палива шляхом створення та використання енергозберігаючих технологій в промисловості, сільському господарстві, побутовій сфері, а також пошуку нових нетрадиційних джерел енергії, які могли б служити альтернативою традиційним. На даний час, частка нетрадиційних та відновлюваних джерел енергії в енергетичному балансі України становить лише

7,2 % (6,4 % — позабалансові джерела енергії; 0,8 % — відновлювані джерела). Однак, наша країна має значний потенціал для розвитку біоенергетики. Так прийнята в березні 2006 «Енергетична стратегія України на період до 2030 року» оцінює річний технічний запас відновлюваних джерел енергії (ВДЕ), відходів та нетрадиційних джерел енергії приблизно у 79 млн. т.у.п. [110]. При цьому споживання ВДЕ у 2030 прогнозується на рівні 18,3 млн. т.у.п. (6 % від загального споживання енергії).

В Україні за останні роки вироблено біопалива еквівалентом 38 млн т у.п./на рік [111]. Проекти заміщення природного газу твердим біопаливом активно впроваджуються в теплоенергетичному секторі України. Джерелами біомаси для енергетичних цілей можуть бути спеціально вирощувані культури (рапс, цукрове сорго, просо, топінамбур, міскантус), а також швидкозростаючі деревинні породи (тополя, верба) [112-116]. Однак, втілення проектів щодо виробництва палива з рослинної біомаси може призвести до необдуманих рішень щодо вирубки рослинних насаджень та лісових масивів. Тому, виробництво твердого біопалива повинно бути скероване на отримання останнього з відходів деревообробної промисловості (тирса, тріска, кора, кускові відходи), відходів лісозаготівлі (гілки). Україна також має високо розвинутий агропромисловий комплекс, який щорічно генерує великий обсяг різноманітних відходів та залишків – основної складової потенціалу рослинної біомаси [117, 118]. Кількість рослинних відходів в Україні становить, приблизно, 50 млн. т/рік (соломи та стебел 21,1 млн. т/рік), що є еквівалентним 25-30 млрд. м³ газу на рік. Значну частину біомаси, що не використовується, видається доцільним залучати до виробництва енергії, в тому числі для виробництва твердого біопалива. Зокрема, величезний ресурс біомаси, що не завжди підлягає раціональній утилізації, сформований із залишків соняшника (стебла, листя, кошики, лушпиння). Використання біомаси соняшника, як сировини для виготовлення екологічно чистого твердого біопалива, є актуальним завданням, оскільки вирішує проблему отримання додаткової теплової енергії, проблему утилізації рослинної біомаси, покращення екологічної ситуації. Лушпиння, загальний

об'єм якого в Україні сягає 675 тис. т/рік [119], уже активно використовується для виробництва твердого біопалива. Зважаючи на високу середню теплотворну здатність стебел соняшника 12,5 МДж/кг [5], одним з перспективних методів їх використання є виробництво твердого палива з такого виду сировини

Вологовміст багатьох рослинних залишків, після природного сушіння, знаходиться в межах 12...30%, однак вологовміст грубостеблових залишків, до яких належать стебла соняшника, є значно вищим і складає до 50-70%. Тому використанням стебел соняшника для виробництва твердого біопалива пов'язане з необхідністю введення в технологічний процес виробництва обов'язкових стадій – подрібнення та сушіння, зважаючи на значні габаритні розміри стебел та високу початкову вологість останніх в межах 50-70%. Очевидно, що енергетичні затрати технологічних ліній на виробництво твердого біопалива з рослинної сировини, яка потребує попереднього подрібнення та характеризується підвищеним вологовмістом є більшими, у порівнянні з енергетичними затратами останніх під час виробництва твердого біопалива з сировини, що має значно нижчий початковий вологовміст. Тому, проведення аналізу енерговитрат технологічних етапів виробництва твердого біопалива з рослинної грубостеблової сировини, що характеризується підвищеним вологовмістом з метою зменшення енергетичних затрат є актуальним завданням.

1.7. Аналіз енерговитрат технологічних етапів виробництва твердого біопалива з рослинної грубостеблової сировини

Значний вклад щодо перспектив використання рослинної біомаси для виготовлення газоподібного, рідкого і твердого палива внесли Г.Г. Гелетуша, В.А. Герасимович, В.О. Дубровін, Т.А. Железна та ін. [117-119]. Цими вченими досліджувались параметри технологічних процесів і режими роботи обладнання, показники ефективності використання біопалива.

Ущільнення рослинної сировини є основним етапом виробництва твердого палива, яке реалізується за допомогою шнекових, поршневих пресів для виробництва пелет та брикетів, а також матричних пресів для виробництва гранул. Конструктивні особливості обладнання постійно удосконалюють з метою зниження енергозатратності, збільшення довговічності обладнання та робочих органів, а також отримання продукції високої якості з певного виду рослинної сировини [120-123]. Встановлено, що на якісні показники процесу пресування рослинних матеріалів та енергозатрати на його здійснення впливає ряд взаємопов'язаних факторів конструктивного характеру (тип обладнання та його конструктивні особливості,) та технологічного (тиск пресування, час витримки, температура матеріалу в зоні ущільнення), а також фізико-механічні та фізико-хімічні властивості рослинних матеріалів (вологоміст, степінь подрібнення сировини). Середні витрати електроенергії на виготовлення однієї тони брикетів становлять 60–80 кВт, причому шнекові преси є енергозатратнішими (0,074–0,111 кВт·год/кг), порівняно з поршневими (0,028–0,1 кВт·год/кг); на одну тону гранул – 90–110 кВт [124]. В цілому середні енергозатрати на ущільнення сировини становлять близько 10 - 30% загальних енергозатрат технологічної лінії виробництва твердого біопалива. Процес ущільнення грубостеблової рослинної сировини з підвищеною вологістю для отримання спресованого палива належної міцності та високої теплотворної здатності можна якісно реалізувати лише за належних значень дисперсного складу та вологовмісту сировини.

Подрібнення рослинної сировини здійснюють у подрібнювачах різних типів: дробарках, млинах, різальних та рубальних машинах і на реалізацію процесів подрібнення припадає близько 20% загальних енергозатрат технологічної лінії виробництва твердого біопалива [111, 124]. В роботах [111, 125] подаються відомості стосовно оптимального розміру частин з різного виду рослинної сировини для отримання міцних брикетів, які знаходяться в межах 1...5 мм. Наявність великих частин сировини призводить до утворення порожнин у структурі брикету, що зменшує їх міцність, водночас стебла соломи

для брикетування можуть досягати довжини до 60 мм. В літературі [122, 126] наводяться результати досліджень щодо оптимальної вологості рослинної сировини для виготовлення паливних брикетів. Авторами робіт відзначається, що під час виробництва брикетів, з рослинної сировини, що має високий вологовміст, відбувається їх «розривання», зумовлене внутрішнім тиском вологи під час стиснення сировинної маси, тому рекомендований вологовміст становить 6 - 12%. Зважаючи на вищесказане, необхідність реалізації попереднього сушіння подрібнених стебел соняшника для подальшого брикетування є очевидною.

На реалізацію процесів сушіння рослинної сировини припадає близько 30 - 40% загальних енергозатрат технологічного процесу виробництва твердого біопалива, а у випадках висушування грубостеблової рослинної сировини високого вологовмісту - до 70%, в середньому, на цей процес витрачається до 50% від загальних енергозатрат технологічної лінії, на що затрачається 12 - 20 % біопалива, що виробляється на підприємстві [120].

Аналіз технологічних етапів виробництва твердого біопалива з грубостеблової рослинної сировини показав, що усі вони є енергозатратними, особливо великими затратами енергії характеризуються етапи підготування сировини до брикетування, що впливає на енергоефективність виробництва в цілому та собівартість готової продукції. Через недостатню кількість досліджень щодо підготовки грубостеблової біомаси до пресування, частими є перевитрати енергії під час виробництва біопалива з такого виду сировини, а відпрацювання режимів роботи обладнання проводять безпосередньо під час виробничого процесу, часто отримуючи при цьому паливо з низькими якісними показниками. Перелічені фактори суттєво стримують розвиток виробництва біопалива в Україні. Отже, виникла потреба у дослідженнях, спрямованих на зниження енергоємності процесу переробки грубостеблових рослинних залишків на тверде біопаливо з одночасним підвищенням якісних показників продукції.

Автори робіт [127-128] вказуються на можливі шляхи зменшення енерговитрат під час виробництва твердого біопалива з одночасним покращенням енергетичних і якісних характеристик палива. Авторами роботи [129] рекомендується проводити термовологісну обробку біомаси насиченою парою за температур 120...150⁰С (після процесів подрібнення та сушіння) безпосередньо перед подачею на пресування, що дозволяє зменшити опір деформації біомаси та активувати лігнін. Для зменшення тиску пресування, а отже і енергозатрат на процес ущільнення рекомендується проводити додаткове нагрівання матеріалу у зоні ущільнення, що інтенсифікує процес плавлення лігніну і сприяє обпаленню зовнішньої поверхні брикетів [128]. Рекомендації стосовно температурних режимів проведення процесів ущільнення рослинної та деревинної сировини змінюються в межах 90 – 300⁰С, оскільки диктуються одночасно кількома факторами (типом обладнання, видом сировини з врахуванням вологості та фракційного складу, тиском процесу).

Очевидним є те, що основні зусилля для зменшення енерговитрат під час виробництва твердого біопалива з грубостеблової сировини з підвищеним вологовмістом необхідно спрямувати на зменшення енергозатрат на стадії сушіння, оскільки питомі затрати на реалізацію цього процесу є вдвічі більшими від затрат на ущільнення та в десять разів перевищують затрати на подрібнення [128]. Для вирішення поставленого завдання необхідно провести огляд обладнання щодо сушіння рослинної сировини у промислових умовах.

Висновки до першого розділу

1. Як видно з аналізу джерел літератури, величезний ресурс біомаси, що не завжди підлягає раціональній утилізації, сформований із залишків соняшника доцільно використовувати для виробництва твердого палива.
2. Аналіз енергозатратності технологічних етапів виробництва твердого біопалива з грубостеблової сировини з підвищеним вологовмістом показав, що основні зусилля необхідно спрямувати на зменшення енергозатрат стадії сушіння.

3. Аналіз методів сушіння рослинної сировини та обладнання для їх реалізації показав, що фільтраційне сушіння може бути рекомендованим для висушування подрібнених стебел соняшника і дає змогу зменшити енергозатрати технологічного процесу виготовлення твердого біопалива з такого виду сировини.
4. Результати теоретичних і експериментальних досліджень гідродинаміки, тепломасообміну та кінетики з врахуванням дифузійних процесів під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів є справедливими лише для досліджуваних матеріалів і їх використання для подрібнених стебел соняшника є неможливим через велику похибку між теоретично розрахованими та експериментальними даними.
5. Аналіз літературних джерел дозволив визначити основні напрямки досліджень процесу фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника. До цих напрямків належать теоретичні та експериментальні дослідження гідродинаміки, тепломасообміну, кінетики процесу з врахуванням дифузійних процесів.

РОЗДІЛ 2

ОБ'ЄКТ СУШІННЯ, ЙОГО ОСНОВНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ ТА МЕТОДИКИ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ

2.1. Характеристика стебел соняшника, як об'єкту сушіння

Об'єктом сушіння виступали стебла соняшника, які є відходами сільського господарства, що накопичуються в значних кількостях, проблема утилізації яких вирішується лише частково, однак можуть бути використаними для виробництва біопалива. На основі вивчення анатомічної будови стебла соняшника на зрізах його верхньої, середньої та нижньої частин встановлено, що вони мають складну багат шарову структуру, утворену з відмінних за своєю будовою тканин [130]. Зовнішніми тканинами стебел є епідерма, первинна кора (коленхіма та хлоренхіма), склеренхіма, первинна та вторинна флоєми та ксилема, міжпучковий камбій. Ці тканини утворені з товстостінних клітин невеликих розмірів (рис. 2.1).

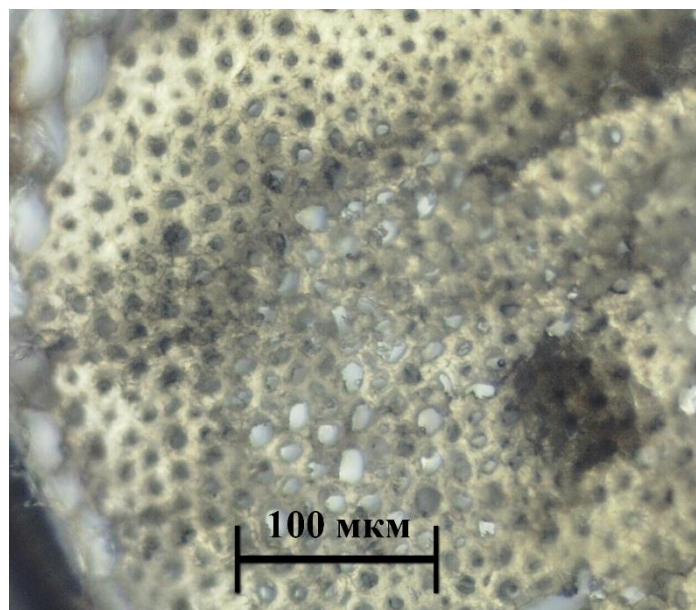


Рис. 2.1. Поперечний переріз зовнішньої тканини стебла соняшника

Серцевину стебел формує паренхімна тканина (рис. 2.2), утворена великими тонкостінними клітинами, основною функцією яких є накопичення поживних речовин (крохмалю, жирів, тощо).

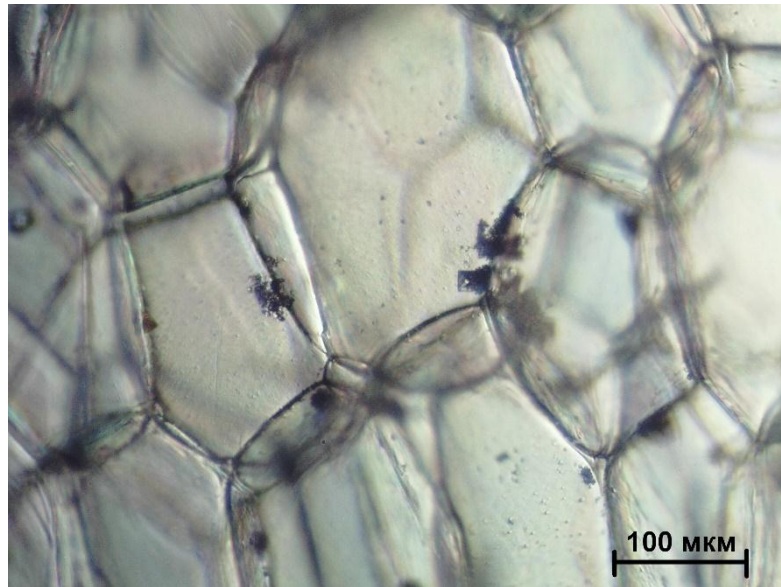


Рис. 2.2. Поперечний переріз внутрішньої тканини стебла соняшника

Серцевинні промені, що забезпечують переміщення поживних речовин у радіальному напрямку між шарами, розміщені по висоті стебла. В паренхіму серцевини гострими виступами заходить ксилема, кількість якої є більшою у нижній частині стебла. Стебла соняшника представляють собою складний комплекс не лише в анатомічному, а й в хімічному відношеннях. Хімічний склад стебел представлений вуглеводами, білками та ліпідами, в невеликих кількостях містяться поліфеноли, вітаміни, органічні кислоти, мінеральні речовини [130]. Гідрофільні речовини в клітині знаходяться у вигляді водних розчинів. Гідрофобні – у вигляді емульсій та колоїдних розчинів. Вода в клітинах є середовищем, в якому відбуваються всі хімічні реакції. Дещо більша кількість води міститься в паренхімних тканинах, менша – в покрівельних.

Основними складовими рослинних клітинних стінок, з яких утворені волокна стебел соняшника, є біополімери: целюлоза (полімер глюкози), з якої утворений скелет стінки; геміцелюлоза (полімер глюкози та ксилози), яка входить до складу клітинної стінки і відкладається в середині клітин; лігнін

(полімер ароматичних спиртів), який надає стінкам необхідну механічну міцність і гідрофобність. Целюлозні мікрОВОлокна зв'язуються через геміцелюлозні містки, формуючи целюлозно-геміцелюлозну мережу, яка оточена матрицею лігніну [131]. Целюлоза – $(C_6H_{10}O_5)_n$, де n – 6000...14000) це лінійний стереорегулярний природний полісахарид, побудований з ангідридів D-глюкопіранози. Геміцелюлоза належить до полісахаридів (ступінь полімеризації $n=100-200$), в яку входять пентозани $(C_5H_8O_4)_n$ і гексозани $(C_6H_{10}O_5)_n$. Лігнін міститься в клітинних стінках та в міжклітинному просторі, зв'язує целюлозу, надає їй міцності та жорсткості. Лігнін $(C_6H_{11}O_2)$ – високомолекулярна сполука із тривимірною структурою розгалужених макромолекул, що складаються з елементарних структурних одиниць, які побудовані з ядер циклічної структури, пов'язаних з функціональними групами, зокрема: карбонільними, гідроксильними, метоксильними. Високий вміст цих речовин визначає теплотворну здатність біопалива з такого виду сировини.

Результати проведеного аналізу компонентного складу стебел соняшника стосовно вмісту целюлози, геміцелюлози, лігніну та порівняння їх з «енергетичною» вербою, яка вважається класичною енергетичною культурою, показують близькість значень показників (таблиця 2.1).

Таблиця 2.1.

Порівняння компонентного складу енергетичних культур [131]

Компоненти	Енергетичні культури	
	стебла соняшника, %	енергетична верба, %
целюлоза	41,8	43,6
геміцелюлоза	21,3	21,5
Лігнін	20,1	25,0
інші компоненти	16,8	9,9

Це підтверджує доцільність використання стебел соняшника для виробництва низькозольного, екологічно безпечного твердого біопалива.

Високий вміст перелічених речовин визначає теплотворну здатність біопалива з такого виду сировини.

2.2. Опис схеми експериментальної установки

На рисунку 2.3 представлена схема експериментальної установки для проведення досліджень, яка дає змогу реалізувати процес сушіння подрібнених стебел соняшника в стаціонарному шарі фільтраційним методом.

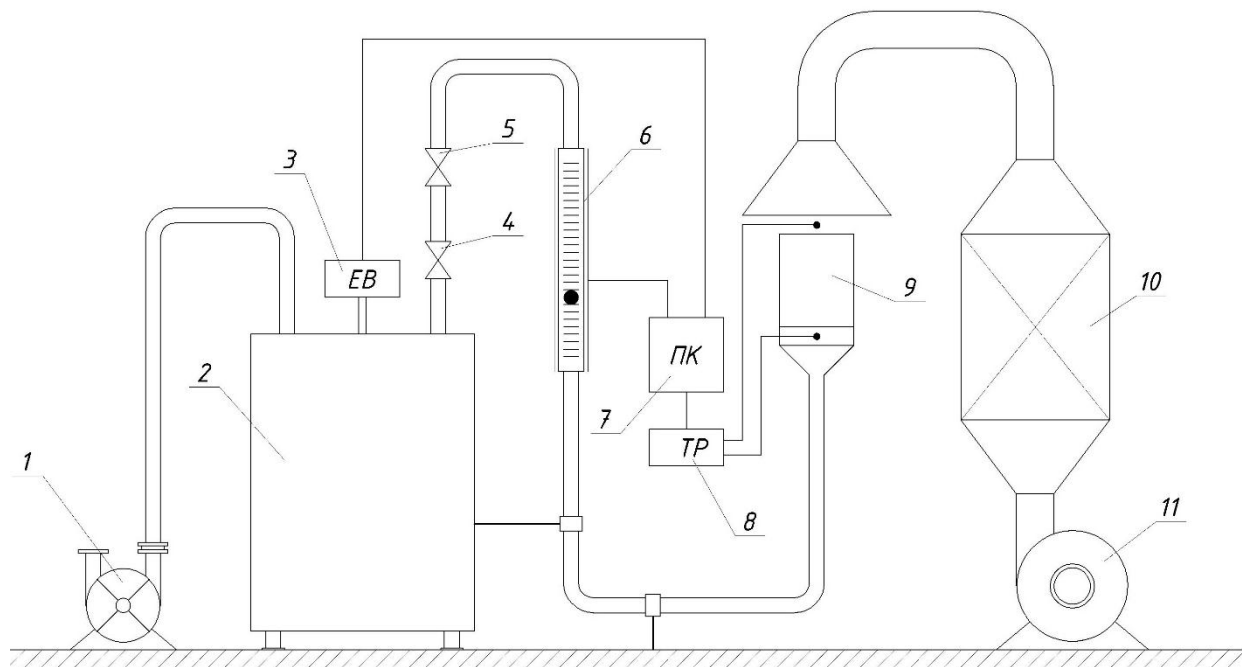


Рис. 2.3. Схема експериментальної установки: 1 – водокільцевий вакуумний насос; 2 – ресивер; 3 – електронний вакуумметр ДВ250А; 4, 5 – запірний і регулюючий вентиля; 6 – електронний ротаметр РПФ-І; 7 – персональний комп’ютер; 8 електронний терморегулятор SESTOS D1S; 9 – контейнер; 10 – калорифер; 11 – вентилятор

Експериментальна установка складається з водокільцевого вакуумного насосу 1, який створює розрідження у ресивері 2. На ресивері встановлений електронний вакуумметр 3. Ресивер з’єднаний через систему трубопроводів,

запірний 4 і регулюючий 5 вентилялі з електронним ротаметром 6, покази якого виводяться на персональний комп'ютер 7, та з контейнером 9.

Тепловий агент, попередньо підігрітий до заданої температури в калорифері 10, подається в зону сушіння за допомогою вентилятора 11. Для вимірювання (підтримання) температури теплового агенту, на виході з дифузора та на виході з контейнера встановлені термодари, які під'єднані до електронного терморегулятора SESTOS D1S 8.

Схема контейнера представлена на (рис. 2.4). Основа контейнера 1-виконана з термостійкого скла. Перфорована перегородка 2 виконана з теплоізоляційного матеріалу, щоб запобігти кондуктивному нагріванню частинок подрібнених стебел соняшника під час сушіння.

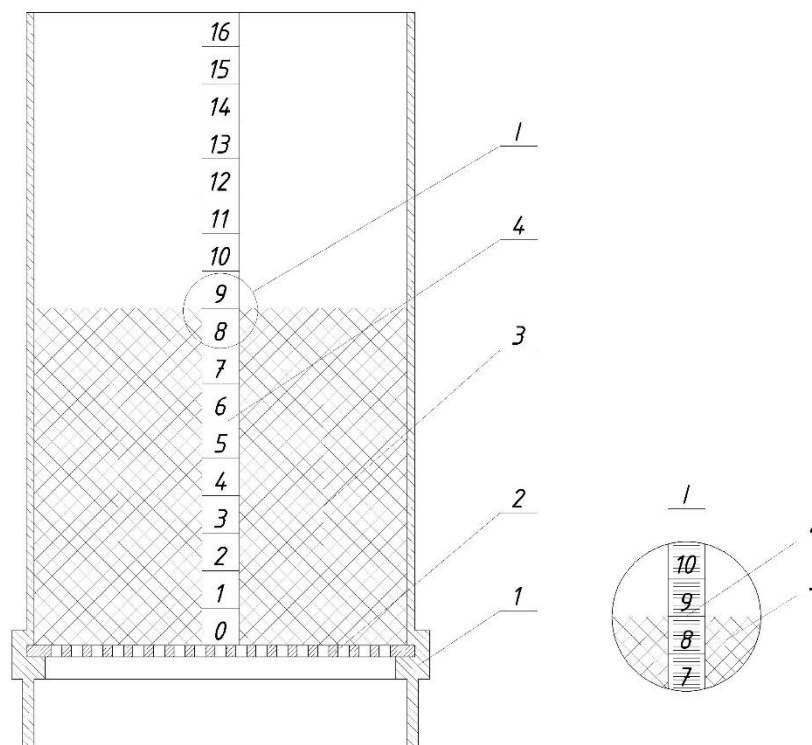


Рис. 2.4. Схема контейнера для визначення зміни висоти шару матеріалу:
1 - корпус контейнера, 2 - перфорована перегородка, 3 - шар подрібнених стебел соняшника, 4 - шкала вимірювання зміни висоти шару матеріалу

2.3. Методики досліджень

Визначення насипної густини подрібнених стебел соняшника

Насипну густину $\rho_{нас}$ подрібнених стебел соняшника визначали за методикою, наведеною у ДСТУ ISO 567-2002 Висушений до постійної маси матеріал засипали по центру у торований циліндричний посуд за допомогою лійки до утворення конуса над ємністю. Зайві частинки матеріалу “зрізали” шпателем. Співвідношення між діаметром D ємності та усередненим розміром частинок d_{yc} становило $\frac{D}{d_{yc}} \geq 20$. Зважування здійснювали на аналітичній вазі AXIS-AD3000, експеримент проводили 6-8 разів. Найбільше і найменше значення відкидали, а насипну густину визначали за формулою:

$$\rho_{нас} = \frac{\sum G_i}{\sum V_i}, \quad (2.1)$$

де G – маса проби матеріалу, кг;

V – об’єм проби матеріалу, m^3 .

Визначення пористості

Відомо, що загальну пористість стаціонарного шару дисперсного матеріалу $\varepsilon_{сум}$, утвореного з частинок, що характеризуються внутрішньою пористістю, можна представити як суму пористості шару матеріалу $\varepsilon_{ш}$ та внутрішньої пористості частинок матеріалу $\varepsilon_{вн}$:

$$\varepsilon_{сум} = \varepsilon_{ш} + \varepsilon_{вн} \quad (2.2)$$

Для визначення сумарної пористості $\varepsilon_{сум}$ висушені до постійної маси подрібнені стебла соняшника зважували на аналітичній вазі AXIS-AD3000 (до 3000 г з точністю вимірювання до 0,01 г). Наважки засипали у пікнометр зі

шкалою для визначення об'єму. Утворений шар заповнювали бензолом на 50 мл вище, і витримували до встановлення постійного об'єму, для видалення повітря із пор суміш перемішували. Після відстоювання протягом доби, фіксували об'єм бензолу, що знаходився над шаром подрібнених стебел соняшника. Для запобігання спливання часточок використовували металеву перфоровану решітку відомого об'єму. Від загального об'єму (твердої фази і бензолу) віднімали об'єм бензолу, який знаходився над шаром матеріалу. Бензол, що заповнив простір між частинками шару матеріалу та пори останніх визначав сумарну пористість шару подрібнених стебел соняшника $\varepsilon_{\text{сум}}$.

Для визначення пористості шару матеріалу $\varepsilon_{\text{ш}}$ (об'єму пор між частинками матеріалу) з пікнометру з розміщеним у ньому шаром матеріалу зливали бензол. Матеріал висипали на фільтрувальний папір для зняття залишків бензолу з поверхні. Просочені бензолом частинки подрібнених стебел соняшника поміщали в пікнометр. Мірний циліндр наповнювали дистильованою водою до верхньої межі твердих частинок.

Об'єм пор між частинками визначали на основі об'єму дистильованої води, яку заливали у мірний циліндр. Пористість шару матеріалу розраховували за формулою:

$$\varepsilon_{\text{ш}} = \frac{V_{\text{H}_2\text{O}}}{V_{\text{сум}}} , \quad (2.3)$$

де $\varepsilon_{\text{ш}}$ – пористість шару подрібнених стебел соняшника, $\text{м}^3 / \text{м}^3$;

$V_{\text{сум}}$ – загальний об'єм подрібнених стебел соняшника завантажених у пікнометр (відповідає насипній густині), м^3 ;

$V_{\text{H}_2\text{O}}$ – об'єм дистильованої води, залитої з бюретки, м^3 .

Щоб виключити похибку визначення внутрішньої пористості шару, отримані результати загальної пористості шару подрібнених стебел соняшника

порівнювали із теоретично розрахованими на основі рекомендацій, наведених у [52]:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_{нас}}{\rho_{ум}}, \quad (2.4)$$

де $\rho_{нас}$ – насипна густина проби, $кг/м^3$;

$\rho_{ум}$ – умовна густина подрібнених стебел соняшника, $кг/м^3$.

Методика визначення гранулометричного складу подрібнених стебел соняшника

Визначення гранулометричного складу подрібнених стебел соняшника проводили згідно стандартної методики ситового аналізу [95], використовуючи для розсіву матеріалу набір сит з розмірами отворів 5; 2,5; 1,25; 0,63; 0,315; 0,16 мм. З матеріалу формували 20 проб, масою 1125 г кожна. Для проведення розсіву пробу матеріалу засипали на верхнє сито і весь комплект сит встановлювали на грохот лабораторний AS 300 та струшували 20 хв.

Після просіювання, залишок матеріалу на кожному ситі зважували за допомогою аналітичної ваги AXIS-AD3000, і обчислювали вміст (% по масі) кожної утвореної фракції у вихідній пробі. Шляхом знаходження середніх значень з 20-ти проб, встановлювали гранулометричний склад полідисперсної суміші.

Методика визначення основних характеристик пористої структури шару з частинок подрібнених стебел соняшника

Під час використання фільтраційного сушіння для висушування подрібнених стебел соняшника, характеристика шару дисперсного матеріалу визначає особливості гідродинаміки профільтрування теплового агенту крізь останній та особливості процесів тепло- й масообміну.

Визначення еквівалентного діаметру каналів між частинками подрібнених стебел соняшника у стаціонарному шарі матеріалу

Шар матеріалу, утворений з подрібнених стебел соняшника формують частинки подовгастої форми (для яких $L/D > 2$) та кулястої форми (для яких $L/D \leq 2$). У зв'язку з цим, представити визначальний розмір стаціонарного шару одним усередненим параметром частинки є недостатньо. Тому ще одним визначальним розміром для стаціонарного шару подрібнених стебел соняшника, крізь який фільтрується тепловий агент, вибрано еквівалентний діаметр каналів між частинками d_e .

Подрібнені стебла соняшника розділяли на фракції за діаметром частинок, які проходили через калібровані отвори сит. Діаметри частинок кожної фракції визначали шляхом вимірювання за допомогою мікроскопа МБЧ-11, а усереднений діаметр частинок визначали згідно залежності (2.5):

$$d_{yc} = \sum \frac{x_i \cdot d_i}{x_i}, \quad (2.5)$$

де: d_{yc} – усереднений діаметр частинок фракції, м;

d_i - усереднений діаметр i -тої фракції, м;

x_i – масова частка частинок з розміром d_i

Враховуючи велику різноманітність довжин частинок однієї фракції за масою фракції, умовною питомою густиною соняшника та усередненим діаметром d_{yc} , визначали сумарний об'єм частинок, а на його основі розраховували сумарну їх довжину $L_{\phi p}$. Питому поверхню шару $F_{\phi p}$ подрібнених стебел соняшника визначали, як поверхню циліндра кожної фракції з діаметром d_{yc} і довжиною $L_{\phi p}$ на основі залежності:

$$F_{\phi p} = \pi \cdot d_{yc} \cdot L_{\phi p} \quad (2.6)$$

Питома поверхня шару подрібнених стебел соняшника визначалась із залежності [52]:

$$a = \frac{\sum_{i=1}^N F_{fp}}{V_{\text{заг}}}, \quad (2.7)$$

де, F_{fp} – сумарна поверхня всіх частинок i -ої фракції, м^2 ;

$V_{\text{заг}}$ – загальний об'єм шару матеріалу, м^3 ;

Еквівалентний діаметр каналів, крізь які фільтрується тепловий агент, розраховували із залежності [52]:

$$d_e = \frac{4 \cdot \varepsilon_w}{a} \quad (2.8)$$

Дослідження гідродинаміки руху теплового агенту крізь шар подрібнених стебел соняшника

Для дослідження гідродинаміки руху теплового агенту крізь стаціонарний шар подрібнених стебел соняшника використовували експериментальну установку, схема якої наведена на рис. 2.3. Формування шару належної висоти, з висушеного до постійної маси матеріалу, проводили в контейнері 9, схема якого представлена на рис. 2.4. Формування шарів висотами 30, 50, 70, 100, 130, 160 мм уточнювали на основі відомої насипної густини шляхом зважування контейнера 9 з матеріалом на аналітичній вазі AXIS-AD3000 для забезпечення однакової пористості шару. Щоб виключити провалювання матеріалу за межі сушильного обладнання, вибирали перфоровану перегородку з діаметром отворів меншим, ніж розмір найменших частинок подрібнених стебел соняшника. Згідно рекомендацій, наведених у [54], живий переріз перфорованої перегородки становив 40%, за якого опір перфорованої перегородки є значно меншим за опір шару матеріалу і ним можна знехтувати.

Для проведення досліджень, контейнер 9 з матеріалом під'єднали до ресивера 2. Включали водокільцевий вакуум-насос 1 і за допомогою регулюючого вентиля 5, встановлювали різні витрати теплового агенту крізь

стаціонарний шар подрібнених стебел соняшника. Витрату теплового агенту визначали за показами ротаметра 6, а втрати тиску – за показами електронного вакуумметра 3. Експеримент із заданою висотою шару матеріалу повторювали не менше 5-6 разів для отримання об'єктивних даних, використовуючи нову пробу матеріалу.

Дослідження зовнішнього теплообміну між частинками подрібнених стебел соняшника та тепловим агентом

Для того щоб температура верхнього шару матеріалу та нижнього була приблизно однакова, дослідження проводились в короткому шарі. Для забезпечення рівномірного фільтрування теплового агенту крізь поперечний переріз контейнера висоту шару формували 5-6 діаметра частинки. Під час дослідження зовнішнього теплообміну частинки висушені до постійної маси та завантажували у контейнер. На відстані 20 мм зверху над матеріалом та 20 мм під перфорованою перегородкою встановлювали ХК-термопари для вимірювання температури, які під'єднали до восьми-канального вимірювального перетворювача РТ8-1000 з виводом інформації на персональний комп'ютер. На виході із шару подрібнених стебел соняшника температура теплового агенту вимірювалась у шести точках: у центрі контейнера і на відстані 5, 10, 20, 30, 40 мм від стінки контейнера, а температури визначали як середнє арифметичне із шести значень. Зверху над матеріалом підтримувалась постійна температура 40, 60, 80 та 100°C за допомогою електронного терморегулятора SESTOS D1S і ХК-термопари, яка була розміщена посередині контейнера на висоті 20 мм над матеріалом. Вимірювання температури здійснювали автоматично кожні 1,8 с, а результати виводили на персональний комп'ютер та записували у файл даних.

Дослідження зовнішнього теплообміну між частинками вологого матеріалу і тепловим агентом

Подрібнені стебла соняшника вологістю 60% завантажували в контейнер та зважували допомогою електронних ваг AXIS-AD3000. Сушіння матеріалу проводили протягом 15с та фіксували зміну маси матеріалу. Температуру над шаром подрібнених стебел соняшника підтримувалась постійно 80°C. Експеримент проводили 6-7 разів для кожної витрати теплового агента.

Дослідження кінетики під час фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника

Для дослідження кінетики фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника використовували експериментальну установку, схема якої представлена на рис. 2.3. Перед початком проведення досліджень кінетики фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника визначали початкову вологість досліджуваного матеріалу. В сушильну шафу поміщали 5 наважок матеріалу, які за температури 110°C висушували до постійної маси. Після цього бюкси із висушеними наважками поміщали у ексикатор з концентрованою сірчаною кислотою і витримували у ексикаторі протягом однієї доби. Повторно зважували бюкси із наважками подрібнених стебел соняшника. На основі отриманих результатів встановлювали масу сухого матеріалу та початкову вологість згідно залежності (2.9).

$$\omega^C = \frac{G_n - G_{сyx}}{G_{сyx}}, \quad (2.9)$$

де G_n – початкова маса подрібнених стебел соняшника, кг;

$G_{сyx}$ – маса сухого матеріалу, кг.

Дослідження кінетики процесу проводили:

- а) за різних висот шару матеріалу (30, 60, 90, 120, 160 мм);
- б) температур (313, 333, 353, 373 К);

в) швидкостей профільтровування теплового агенту (0,66, 0,99, 1,34, 1,68 м/с).

Задану температуру теплового агенту встановлювали за допомогою електронного терморегулятора SESTOS D1S. Витрату теплового агенту встановлювали за допомогою регулюючого вентиля, яку вимірювали за допомогою ротаметра.

Формування шару матеріалу належної висоти проводили в контейнері 9, схема якого представлена на рис. 2.4. Щоби забезпечити однойменні умови проведення експерименту на основі відомої насипної густини матеріалу, діаметру контейнера та необхідної висоти шару, розраховували масу подрібнених стебел соняшника. Наважку матеріалу завантажували у контейнер таким чином, щоби висота шару матеріалу відповідала розрахованій. Це забезпечувало однакову пористість матеріалу у кожному експерименті.

Для проведення експерименту вмикали вентилятор та калорифер. Після встановлення заданої температури, яку регулювали за допомогою електронного терморегулятора SESTOS D1S, вмикали вакуум-насос.

Контейнер 9 з шаром вологого матеріалу встановлювали на ресивер 2, відкривали запірний вентиль 5 і проводили процес сушіння, визначаючи зміну маси матеріалу через певні проміжки часу ваговим методом. Зважування відбувалось на електронних вагах AXIS-AD3000 та час зважування становив на більше 10-15 с. Сушіння тривало до досягнення матеріалом сталої маси.

Дослідження кінетики фільтраційного сушіння

Перед початком експерименту встановлювали необхідну температуру і витрату теплового агенту. Вологий матеріал поміщали в контейнер та під'єднували його до ресивера, відкривали запірний вентиль і проводили процес сушіння. Через певні проміжки часу, фіксували зміну маси матеріалу ваговим методом. Експеримент продовжували до досягнення сталої маси.

Дослідження фільтраційного сушіння рослинної сировини проводили:

- а) за різних швидкостей фільтрування теплового агенту (0,66, 0,99, 1,34, 1,68 м/с);
- б) за різних висот шару (30, 60, 90, 120, 160 мм);
- в) за різних температур (313, 333, 353, 373 К).

Дослідження внутрішньодифузійного процесу перенесення вологи в частинках із стебел соняшника

Експериментальні дослідження проводили на експериментальній установці, зображеній на рис. 2.1. Для дослідження внутрішньодифузійних процесів у частинках, утворених внаслідок подрібнення свіжозрізаного стебла соняшника формували шар висотою $H = 20 \cdot d_{\text{ср}}$

Контейнер з шаром матеріалу поміщали в установку фільтраційного сушіння та крізь стаціонарний шар вологого матеріалу профільтровували тепловий агент зі сталою витратою, нагрітий до температури 293, 313, 333, 353, 373К. Температура теплового агенту контролювалася за допомогою електронного терморегулятора SESTOS D1S. Зміну маси матеріалу фіксували ваговим методом. Дослідження проводили до встановлення сталої маси матеріалу.

2.4. Оцінка похибок вимірювання

Точність розрахунків визначається похибкою вимірювання геометричних і технологічних параметрів. Оцінка похибки вимірювання (табл. 2.2) здійснювалась на основі рекомендацій наведених в [132-134].

Для вимірювання геометричних розмірів окремих частинок використовували штангенциркуль 0-125мм. Вага вологого і сухого дисперсного матеріалу вимірювалась за допомогою AXIS-AD3000 до 3000 г з точністю вимірювання до 0,01 г. Час вимірювали за допомогою електронного секундоміра фірми Casio моделі HS-6, з точністю вимірювання 0,01 с.

Температуру вимірювали за допомогою ХК термопар та вимірювальних пристроїв РТ8-1000, РТ-0102. Постійність температури фільтраційного сушіння підтримувалась за допомогою пристрою SESTOS D1S з точністю $\pm 0,1^\circ\text{C}$. Вимірювання витрати теплового агента здійснювали за допомогою ротаметра РПФ-І, перепад тиску – за допомогою електронного вакуумметра ДВ250А.

Середньоквадратичне відхилення розрахункових значень від експериментально отриманих розраховували за формулою [133]:

Таблиця 2.2

Границі похибки прямих вимірювань

Величина	Позначення	Один. вим.	Прилад	Похибка	
				абсолютна	відносна
Лінійні розміри	d, l, r	м	Електронний штангенциркуль	$1 \cdot 10^{-4}$	$1 \cdot 10^{-5}$
Вага	G	кг	AXIS-AD3000	$1 \cdot 10^{-5}$	$5 \cdot 10^{-8}$
Об'єм	V	м^3	Мірний циліндр	$1 \cdot 10^{-6}$	$5 \cdot 10^{-9}$
Температура	t	$^\circ\text{C}$	SESTOS D1S	0,1	$1 \cdot 10^{-4}$
			РТ-0102	1	$1 \cdot 10^{-2}$
			ПВІ-0298	1	$1 \cdot 10^{-2}$
Відносна вологість	φ	%	РТ-0102	1	$1 \cdot 10^{-2}$
Об'ємна витрата	V_c	$\frac{\text{м}^3}{\text{с}}$	Ротаметр РПФ-І	$1 \cdot 10^{-3}$	$1 \cdot 10^{-5}$
Перепад тисків	ΔP	$\frac{\text{кГс}}{\text{см}^2}$	Вакууметр ДВ250А	$2 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-5}$
Час	τ	с	Електронний секундомір Casio HS-6	$1 \cdot 10^{-2}$	$5 \cdot 10^{-6}$

$$S = \sqrt{\frac{\sum (X - \bar{X})^2}{n - 1}} \quad (2.10)$$

X – розраховане значення;

\bar{X} – усереднене експериментальне значення;

n – кількість вимірювань.

Відносну похибку між розрахованими і експериментальними значеннями визначали за формулою [133]:

$$\Delta = \left| \frac{X_e - X_m}{X_e} \right| \quad (2.11)$$

Висновки до другого розділу

1. Обґрунтовано вибір стебел соняшника, як об'єкту сушіння та визначено їх основні характеристики: анатомічну будову, хімічні характеристики з компонентним складом стосовно вмісту целюлози, геміцелюлози та лігніну, що підтверджує можливість використання останніх як сировини для виробництва твердого біопалива.

2. Створена експериментальна установка для дослідження: гідродинаміки, тепло- та масообміну, кінетики та внутрішньо дифузійних процесів фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника.

3. Обґрунтовано методики для визначення гранулометричного складу та основних фізичних характеристик пористої структури шару подрібнених стебел соняшника, дослідження гідродинаміки руху теплового агенту крізь стаціонарний шар подрібнених стебел соняшника, дослідження зовнішнього тепло- й масообміну, кінетики фільтраційного сушіння, внутрішньодифузійних процесів перенесення вологи в частинках із стебел соняшника під час фільтраційного сушіння.

Основні результати опубліковані в працях [135].

РОЗДІЛ 3

ГІДРОДИНАМІКА РУХУ ТЕПЛОВОГО АГЕНТУ КРІЗЬ СТАЦІОНАРНИЙ ШАР ПОДРІБНЕНИХ СТЕБЕЛ СОНЯШНИКА

Рушійною силою фільтрування теплового агента крізь стаціонарний шар подрібнених стебел соняшника є перепад тисків, тому першим етапом вивчення процесу фільтраційного сушіння є експериментальне дослідження закономірностей зміни опору стаціонарного шару матеріалу (ΔP) від фіктивної швидкості руху теплового агента v_0 , $\frac{m}{c}$. Окрім швидкості фільтрування теплового агента, на втрати тиску має вплив структурна будова шару матеріалу, який характеризувався своїми особливостями, тому для характеристики останнього та узагальнення подальших досліджень необхідним є визначення: гранулометричного складу матеріалу, розмірів та форми частин матеріалу, еквівалентного діаметру каналів (d_e), крізь які фільтрується тепловий агент; насипної густини ($\rho_{нас}$), уявної густини ($\rho_{уявн}$), істинної густини ($\rho_{іст}$), загальної пористості ($\varepsilon_{сум}$), внутрішньої пористості частинок ($\varepsilon_{вн}$), порізності шару ($\varepsilon_{ш}$) та питомої поверхні (a).

3.1. Визначення фізико-механічних характеристик шару подрібнених стебел соняшника

Об'єктом сушіння були подрібнені стебла соняшника, які представляли собою полідисперсну суміш частинок неправильної форми. Під час реалізації процесу фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, полідисперсний матеріал знаходиться в стаціонарному шарі.

Враховуючи те, що на втрати тиску в стаціонарному шарі мають вплив форма, гранулометричний склад, пористість та питома поверхня частинок

подрібнених стебел соняшника, визначили гранулометричний склад подрібнених стебел соняшника методом ситового аналізу, згідно методики, представленої в другому розділі. Внаслідок розсіву двадцяти проб матеріалу отримали сім фракцій матеріалу. Шляхом знаходження середніх значень з 20-ти проб матеріалу, сформованих з 25 кг по 1,250 кг кожна, встановили гранулометричний склад полідисперсної суміші.

Фракції умовно поділили на «малі» (від 0...0,16 до 0,63...1,25), які становили 58,3% (728,75 г), та «великі» (від 1,25...2,5 до >5,0) – становили 41,7% (521,25 г). Отримані результати занесені в табл. 3.1, згідно якої побудовано гістограму, представлену на рис. 3.1.

Таблиця 3.1

Гранулометричний склад подрібнених стебел соняшника

Розмір фракції	Малі фракції				Великі фракції		
	0...0,16	0,16...0,315	0,315...0,63	0,63...1,25	1,25...2,5	2,5...5,0	>5,0
Вміст Фракції, %	2,2	10,4	15,8	29,9	9,3	28,8	3,6
Всього:	58,3 %				41,7 %		

Масова частка, %

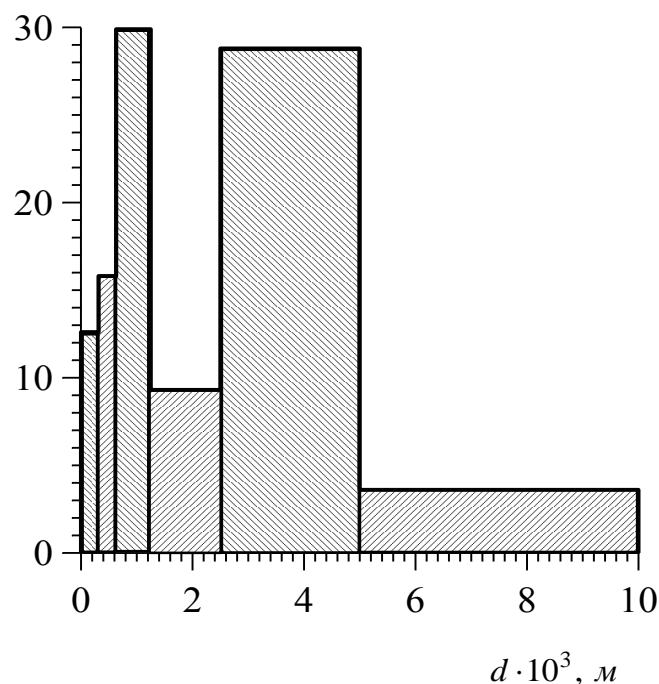


Рис. 3.1. Гранулометричний склад подрібнених стебел соняшника

Для визначення розмірів та форми частинок використовували метод мікроскопічного аналізу, для чого з кожної з семи фракцій матеріалу довільно обирали не менше 100 частинок. Із загальної маси обирали частинки, які були найбільш характерні для кожної фракції. Внаслідок візуального аналізу всі частинки фракцій умовно поділили на кулясті і призматичні (подовгасті). За допомогою мікроскопу МБЧ-11 визначали розміри частинок. «Кулястими» вважали частинки, у яких $L/d \leq 2$, «призматичними» – $L/d \gg 2$.

Встановлено, що у «великих» фракціях частинки мають в основному кулясту форму, у «малих» фракціях – 20% частинок мали кулясту форму та 80% – призматичну. Таким чином, усі частинки матеріалу умовно розділили на «великі кулясті», «малі кулясті» та «малі призматичні». Основні характеристики частинок подрібнених стебел соняшника представлені в табл. 3.2.

Визначення фізико-хімічних характеристик шару проводили згідно методик, представлених у другому розділі. Загальну пористість ($\varepsilon_{\text{сум}}$) визначали пікнометричним методом, а внутрішню пористість ($\varepsilon_{\text{вн}}$) – методом двох рідин, які не змішуються між собою (вода – бензол), а пористість шару ($\varepsilon_{\text{ш}}$) – як різницю сумарної та внутрішньої пористостей.

Питому поверхню визначали згідно залежності (2.7), а еквівалентний діаметр каналів, крізь які фільтрується тепловий агент визначали із залежності (2.8).

Таблиця 3.2

Основні характеристики частинок подрібнених стебел соняшника

Фракція, $d \cdot 10^3$ м	Середній діаметр частинок, $d_{\text{сер кул.}} \cdot 10^3$, м	Об'єм однієї частинки V_1 , м ³	Поверхня однієї частинки F_1 , м ²	Вміст у фракції, %	Маса фракції $G_{\text{фр}} \cdot 10^3$, кг	Маса однієї частинки G_1 , кг	Кількість частинок у фракції, N	Поверхня всіх частинок $F_{\text{фр}}$, м ²	Питома поверхня всіх частинок а, м ² /гр
«кулясті» частинки малих фракцій									
0...0,16	0,155	$2,80 \cdot 10^{-12}$	$9,62 \cdot 10^{-8}$	5,98	0,55	$7,57 \cdot 10^{-10}$	726283,84	0,0698	0,1270
0,16...0,315	0,29	$1,41 \cdot 10^{-11}$	$2,83 \cdot 10^{-7}$	3,16	2,6	$3,82 \cdot 10^{-9}$	681502,45	0,1926	0,0741
0,315...0,63	0,484	$5,94 \cdot 10^{-11}$	$7,36 \cdot 10^{-7}$	2,08	3,95	$1,6 \cdot 10^{-8}$	246418,98	0,1813	0,0459
0,63...1,25	0,922	$4,1 \cdot 10^{-10}$	$7,36 \cdot 10^{-6}$	0,44	7,48	$1,11 \cdot 10^{-7}$	67523,19	0,1802	0,0241
Всього:	-	-	-	11,66	14,58	-	-	0,6239	0,2711
«призматичні» частинки малих фракцій									
0...0,16	0,135	$1,95 \cdot 10^{-11}$	$6,07 \cdot 10^{-7}$	23,92	2,2	$5,26 \cdot 10^{-9}$	418334	0,2540	0,1155
0,16...0,315	0,263	$6,64 \cdot 10^{-11}$	$1,12 \cdot 10^{-6}$	12,64	10,4	$1,79 \cdot 10^{-8}$	579907	0,6490	0,0624
0,315...0,63	0,455	$2,93 \cdot 10^{-10}$	$2,91 \cdot 10^{-6}$	8,32	15,8	$7,92 \cdot 10^{-8}$	199455	0,5795	0,0367
0,63...1,25	0,688	$8,35 \cdot 10^{-10}$	$5,59 \cdot 10^{-6}$	1,76	29,9	$2,25 \cdot 10^{-7}$	132702	0,7424	0,0248
Всього:	-	-	-	46,64	58,3	-	-	2,2249	0,2394
«кулясті» частинки великих фракцій									
1,25...2,5	1,8	$3,05 \cdot 10^{-9}$	$1,02 \cdot 10^{-5}$	9,3	11,6	$8,18 \cdot 10^{-7}$	14200	0,145	0,0124
2,5...5,0	3,75	$2,76 \cdot 10^{-8}$	$4,42 \cdot 10^{-5}$	28,8	36	$7,4 \cdot 10^{-6}$	4867,383	0,2149	0,006
>5,0	6	$1,13 \cdot 10^{-7}$	$1,13 \cdot 10^{-4}$	3,6	4,5	$3,03 \cdot 10^{-5}$	148,5407	0,0168	0,0037
Всього:	-	-	-	41,7	52,1	-	-	0,376	0,0721

Насипну густину визначали згідно залежності (2.1). За відомих значень насипної густини та порізності шару, уявну густину визначали згідно залежності:

$$\rho_{уявн} = \frac{\rho_{нас}}{1 - \varepsilon_{ш}} \quad (3.1)$$

Істинну густину визначали згідно залежності:

$$\rho_{іст} = \frac{\rho_{уявн}}{1 - \varepsilon_{вн}} \quad (3.2)$$

Основні характеристики шару подрібнених стебел соняшника представлені в табл. 3.3.

Таблиця 3.3

Основні фізико-механічні характеристики шару подрібнених стебел
соняшника

Показники	$d_e \cdot 10^3$, м	$d_q \cdot 10^3$, м	$\rho_{нас}$, кг/м ³	$\rho_{уявн}$, кг/м ³	$\rho_{іст}$, кг/м ³	$\varepsilon_{сум}$, м ³ /м ³	$\varepsilon_{вн}$, м ³ /м ³	$\varepsilon_{ш}$, м ³ /м ³	a , м ² /м ³
Значення	0,376	2,7	160	270	895	0,82	0,42	0,4	4200

Зважаючи на те, що шар матеріалу формується з кулястих та подовгастих частинок, коефіцієнт сферичності обирали згідно з рекомендаціями [48] та з врахуванням відсоткового вмісту частин такої форми у загальній масі прийнято $\varphi_c = 0,85$.

3.2. Гідродинаміка фільтрування теплового агента крізь стаціонарний шар подрібнених стебел соняшника

Експериментальні дослідження гідродинаміки фільтрування теплового агента крізь стаціонарний шар подрібнених стебел соняшника проводили на експериментальній установці, схема якої наведена на рис. 2.3, та згідно

методики, яка наведена у другому розділі. Результати експериментальних досліджень втрат тиску як функції фіктивної швидкості для висот шару матеріалу 30, 50, 70, 100, 130, 160 мм наведені на рис. 3.2.

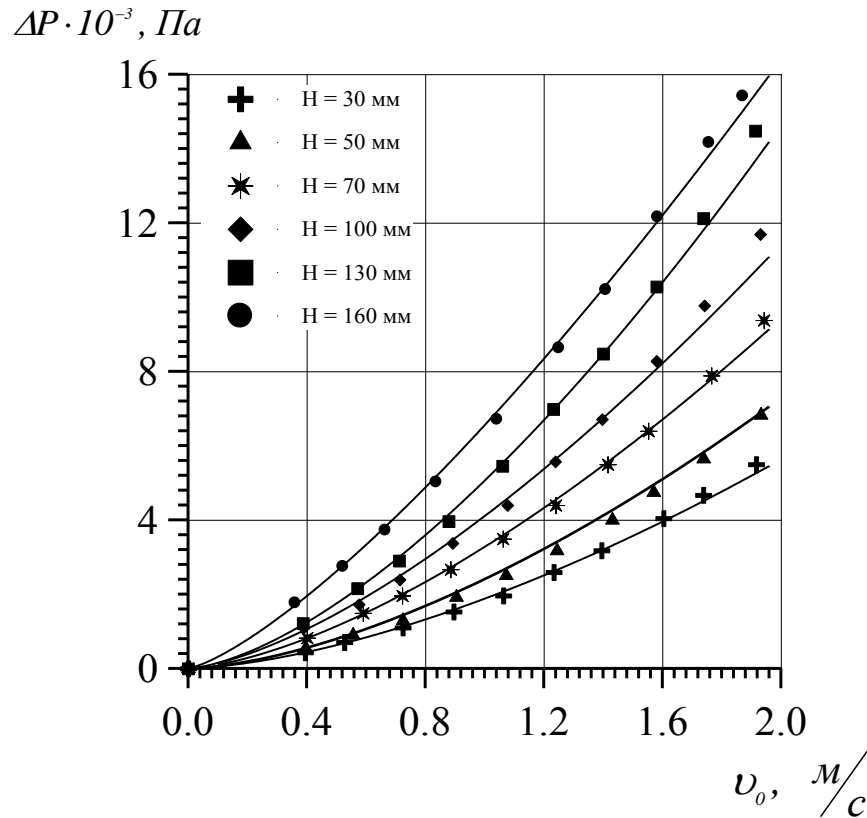


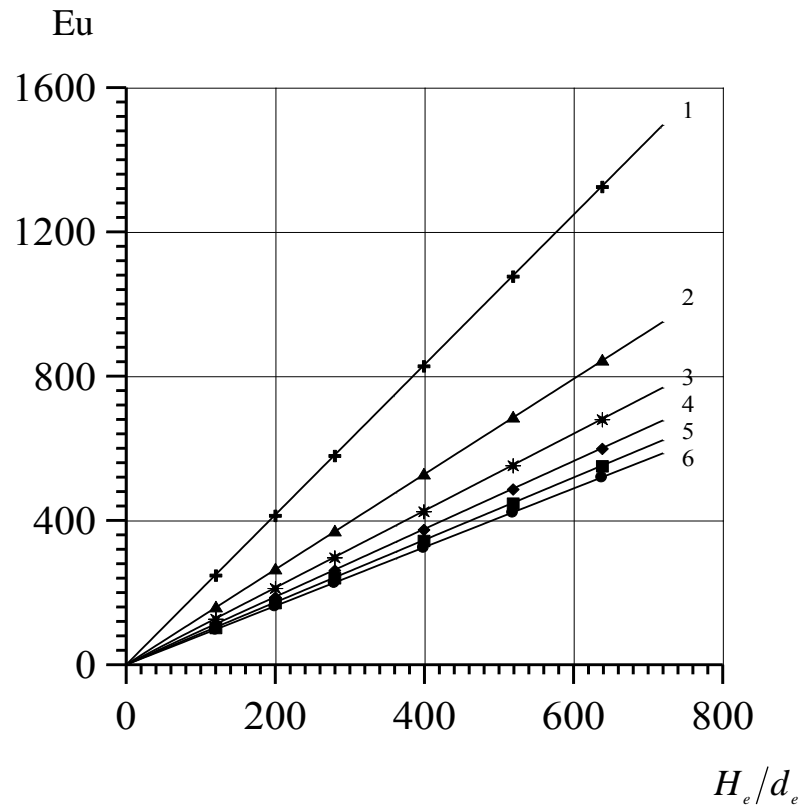
Рис. 3.2. Залежність втрат тиску ΔP в стаціонарному шарі подрібнених стебел соняшника від фіктивної швидкості v_0 для різних висот шару матеріалу

З представлених графічних залежностей (рис. 3.2) видно, що із збільшенням товщини шару матеріалу від $30 \cdot 10^{-3}$ м до $160 \cdot 10^{-3}$ м його гідравлічний опір зростає від 4000 Па до 12000 Па за швидкості руху теплового агенту 1,6 м/с. Представлені криві мають параболічний характер, з чого випливає, що гідравлічний опір досліджуваного матеріалу обумовлений як інерційною, так і в'язкісною складовою руху теплового агенту. В цілому, незначний гідравлічний опір рухові теплового агенту в діапазоні представлених швидкостей підтверджує доцільність застосування фільтраційного сушіння як енергозберігаючого методу зневоднення подрібненої біомаси соняшника.

Як відзначалося у першому розділі, узагальнити результати досліджень гідродинаміки можна кількома методами, зокрема використовуючи рівняння Дарсі-Вейсбаха або модифіковане рівняння Ергана, а також представивши їх у безрозмірній формі, що є зручнішим для практичного використання і може бути рекомендованим для проектних розрахунків сушильного обладнання.

Значення коефіцієнта “А” і показників степеней “х” та “у” залежності (1.4) для подрібнених стебел соняшника знаходили шляхом узагальнення результатів експериментальних досліджень, наведених на рис. 3.2. Для цього залежність критерію Ейлера представлено як функцію від геометричного симплексу $Eu = f(H_e/d_e)$ для різних значень чисел Рейнольдса (рис. 3.3). Визначальним розміром для характеристики шару подрібнених стебел соняшника вибрано еквівалентний діаметр каналів між частинками d_e , а геометричний симплекс формували із співвідношення еквівалентної довжини каналу, крізь який рухається тепловий агент H_e та його еквівалентного діаметру d_e .

Шість числових значень числа Рейнольдса обрано довільно і для них розраховано числа Ейлера. На основі розрахованих значень чисел Ейлера та значень геометричного симплексу для досліджуваних висот за різних значень чисел Рейнольдса побудовано графічну залежність, представлену на рис. 3.3. З рис. 3.3 видно, що значення показника степені “у” в розрахункові залежності (1.4) дорівнює одиниці, про що свідчить лінійна залежність $Eu = f(H_e/d_e)$. Крім цього видно, що тангенс кута нахилу прямих залежать від значення числа Рейнольдса і з ростом останнього тангенс кута зменшується. Отже, невідомий коефіцієнт “А” та показник степеня “х” є функцією числа Рейнольдса. Визначені значення тангенсів кутів нахилу прямих до осі абсцис залежно від числових значень критерію Рейнольдса подані в табл. 3.4.



1- $Re_e=20$, 2- $Re_e=40$, 3- $Re_e=60$, 4- $Re_e=80$, 5- $Re_e=100$, 6- $Re_e=120$.

Рис. 3.3. Залежність чисел Ейлера Eu від числових значень геометричного симплекса H_e/d_e для подрібнених стебел соняшника

Таблиця 3.4

Значення тангенсу кута нахилу прямих до осі абсцис для обраних значень чисел Рейнольдса

Re_e	20	40	60	80	100	120
$tg\alpha$	2,08	1,32	1,07	0,94	0,86	0,81

Для визначення невідомого коефіцієнту “А” та показника степеня “х”, на основі визначених значень тангенсу кута нахилу прямих до осі абсцис $tg\alpha$ від числа Рейнольдса побудована графічна залежність $tg\alpha = f(Re_e)$, яка наведена на рис. 3.4.

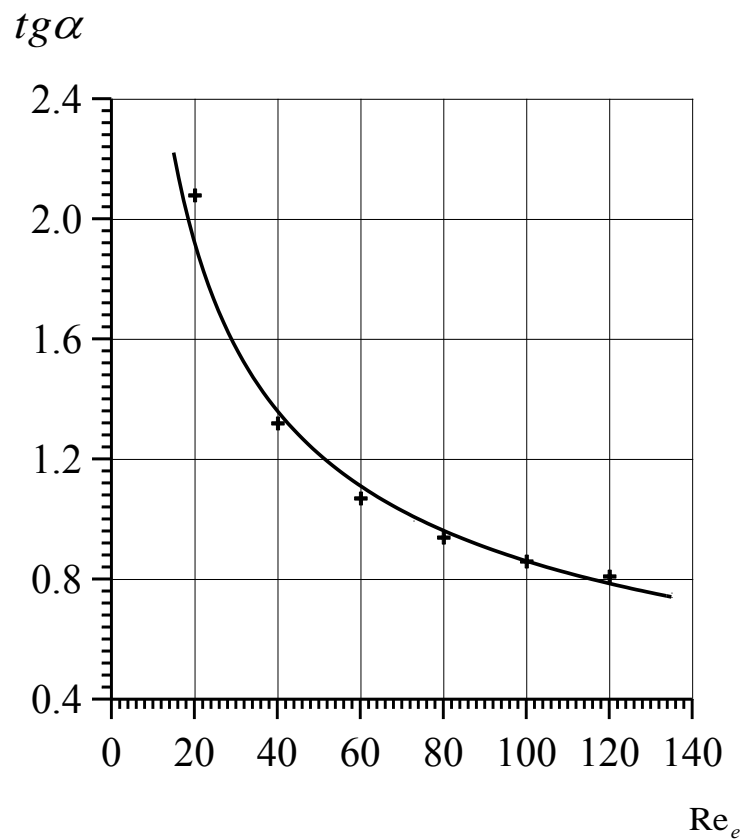


Рис 3.4. Залежність $tg\alpha$ від числа Рейнольдса Re_e для подрібнених стебел соняшника

Як видно з рис. 3.4, крива має вигляд гіперболи і її можна апроксимувати степеневою функцією, звідки і визначено невідомі значення показника степеня “ x ” та коефіцієнта “ A ”:

$$A = 10,7; \quad x = -0,5 \quad (3.3)$$

З врахуванням отриманих значень коефіцієнту “ A ” та показників степеней “ x ” та “ y ”, для подрібнених стебел соняшника залежність (1.4) можна представити у вигляді:

$$Eu = 10,7 \cdot Re_e^{-0,5} \cdot \frac{H_e}{d_e} \quad (3.4)$$

Звідки

$$\Delta P_T = 10,7 \cdot Re_e^{-0,5} \cdot \frac{H_e}{d_e} \cdot \rho \cdot v^2 \quad (3.5)$$

Залежність (3.5) дає змогу прогнозувати втрати тиску під час фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника і її зручно використовувати на стадії проектування сушильного обладнання за подібних гідродинамічних умов в межах зміни числа Рейнольдса $20 \leq Re_e \leq 120$.

Згідно залежності (3.5) розраховано значення перепаду тисків ΔP_T за різних значень числа Рейнольдса. Кореляційна залежність між співвідношенням $\Delta P_T / \Delta P_E$ (теоретично розрахованих значень втрат тиску та експериментальних даних) та числом Рейнольдса Re_e , представлена на рис. 3.5.

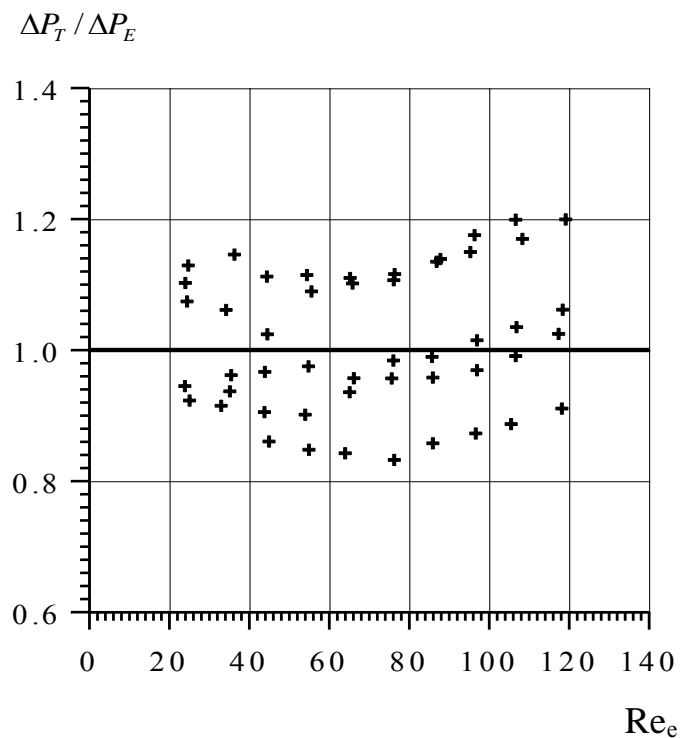


Рис. 3.5. Кореляційна залежність між співвідношенням $\Delta P_T / \Delta P_E$ та числом Рейнольдса Re_e

З рис. 3.5 видно, що похибка між розрахованими і експериментально отриманими значеннями втрат тиску не перевищує 20%, що пояснюється полідисперсним складом матеріалу, різноманітністю форм частинок, великою

кількістю фракцій та проведених експериментальних досліджень для отримання статистично достовірних даних, що було представлено у таблиці 3.2. (у малих фракціях присутні частинки кулястої та призматичної форм, у великих фракціях – кулястої форми).

На рис. 3.6 наведена гістограма відхилень між експериментальними даними та теоретично розрахованими із залежності (1.4) і (3.5) значеннями.

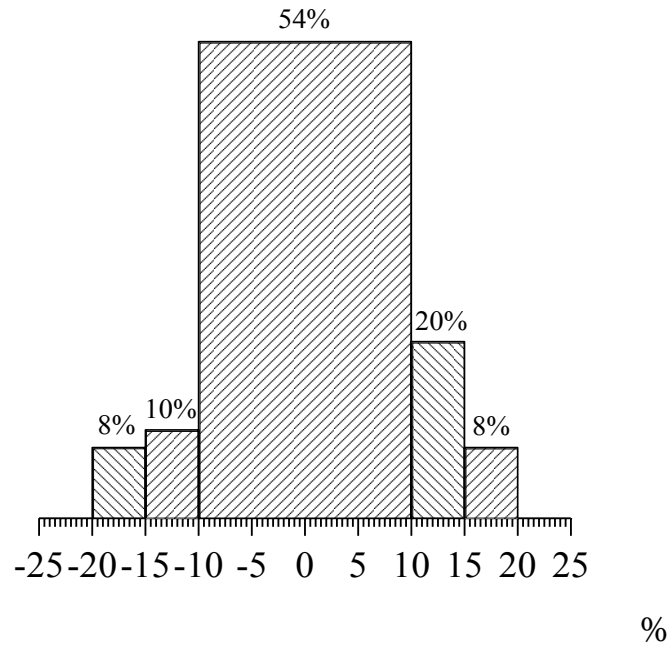


Рис. 3.6. Гістограма відхилення експериментальних даних від теоретично розрахованих

Аналіз гістограми показує, що основна частина розрахованих значень не перевищує 10 – 15%, що є цілком прийнятним для практичних розрахунків обладнання для фільтраційного сушіння. Значення похибки понад 15% пояснюється складністю форми частинок і стихійністю формування шару і як видно лише невелика кількість експериментальних точок перевищує межу 15% (не більше 8%)

Під час експлуатації сушильного обладнання часто виникає потреба змінити (збільшити або зменшити) продуктивність по висушеному продукті. В цьому випадку зручно користуватися залежністю Дарсі-Вейсбаха, якщо відомий коефіцієнт опору λ . Тому експериментальні дані (рис. 3.2), були

представлені у вигляді графічної залежності числа Ейлера від числа Рейнольдса, тобто $Eu = f(Re_e)$.

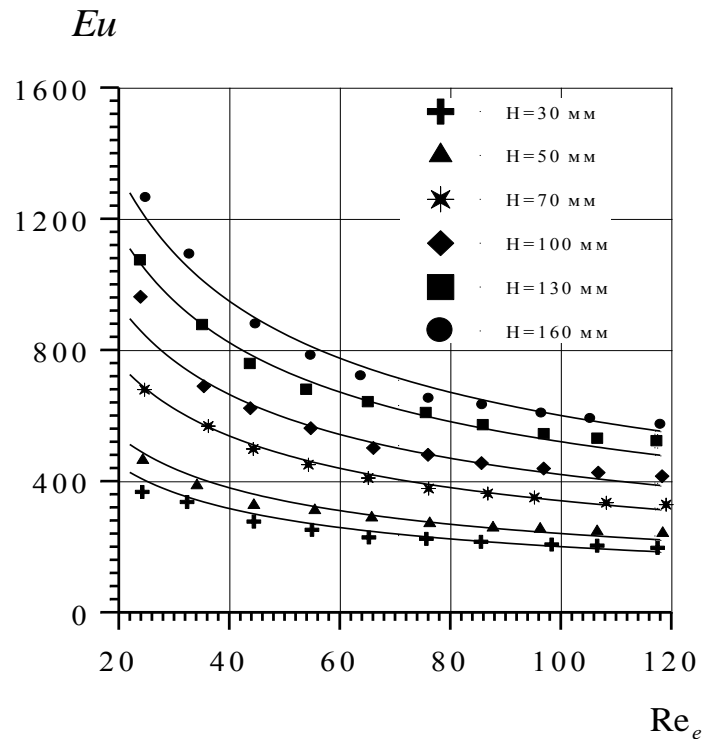


Рис. 3.7. Залежність числа Ейлера Eu від числа Рейнольдса Re_e для подрібнених стебел соняшника

Графічна залежність (рис. 3.7) дає змогу прогнозувати втрати тиску за відомих режимів руху теплового агента крізь стаціонарний шар подрібнених стебел соняшника різної висоти.

Для визначення коефіцієнту опору λ , який є необхідним для визначення втрат тиску в шарі матеріалу, експериментальні дані наведені на рис. 3.2 представляли у вигляді функціональної залежності $\lambda = f(Re_e)$ (рис. 3.8).

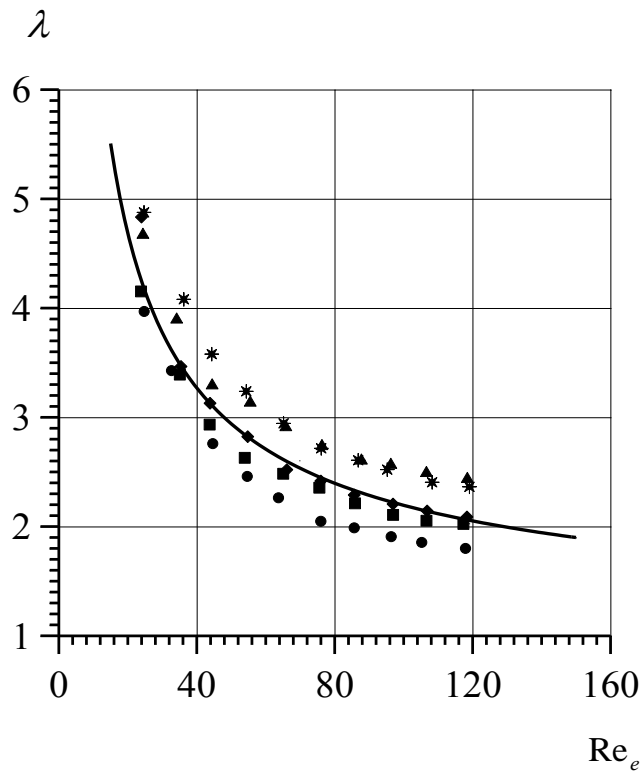


Рис. 3.8. Залежність коефіцієнту опору λ від числа Рейнольдса Re_e для подрібнених стебел соняшника (позначення відповідають рис. 3.2)

Як видно з рис. 3.8, крива має вигляд гіперболи, яку можна апроксимувати степеневою функцією. Апроксимація результатів експериментальних досліджень степеневою функцією (рис. 3.8) дала змогу представити коефіцієнт опору у вигляді залежності:

$$\lambda = \frac{30}{Re_e^{0,7}} + 1 \quad (3.6)$$

Отримана залежність для визначення коефіцієнту опору в шарі подрібнених стебел соняшника (3.6) є відмінною від загальновідомої залежності (1.8), яка широко використовується на практиці для визначення коефіцієнту опору під час руху теплового агенту крізь шари монодисперсних матеріалів, які складаються з частинок кулястої форми. Залежність (3.6) дає змогу прогнозувати енергетичні затрати на процес фільтраційного сушіння використовуючи

залежність Дарсі-Вейсбаха (1.4) в межах режимів фільтрування теплового агенту ($20 \leq Re_e \leq 120$), з достатньою для проектних розрахунків точністю.

Для порівняння теоретично розрахованих значень втрат тисків ΔP_m згідно залежності (1.5) з експериментальними значеннями ΔP_e (рис. 3.2.) побудована кореляційна залежність, яка представлена на рис. 3.9.

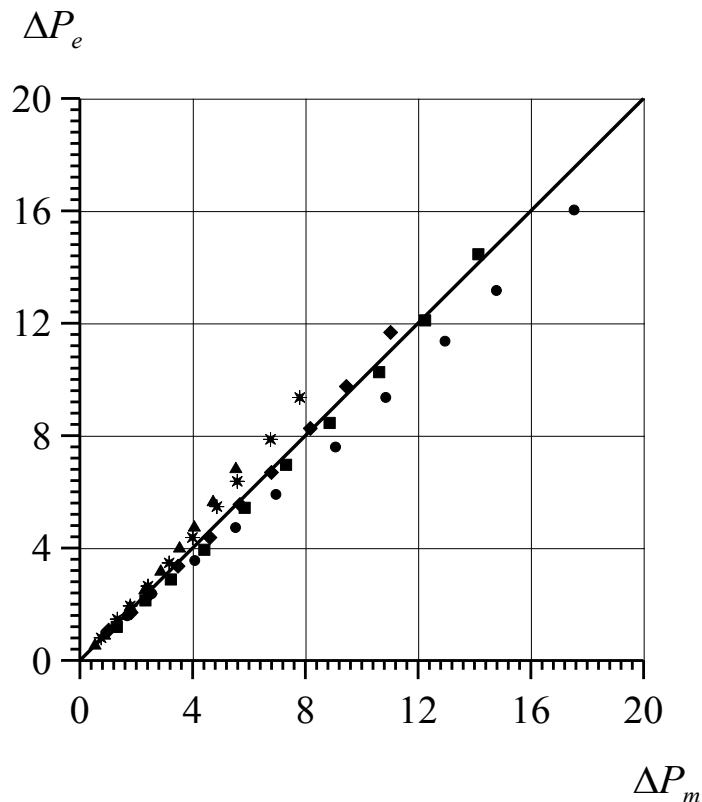


Рис. 3.9. Кореляційна залежність між теоретично розрахованими значеннями втрат тиску ΔP_m та експериментальними даними втрат тиску ΔP_e (позначення відповідають значенням рис. 3.2.).

Аналіз рис. 3.8 показує добре співпадіння між експериментальними і теоретичними значеннями втрат тиску, що дає змогу зробити висновок про можливість використання отриманих залежностей для прогнозування енергетичних затрат під час модернізації установки фільтраційного сушіння. Максимальне значення відносної похибки між розрахованими теоретично значеннями втрат тиску ΔP_m (згідно залежності (1.5) та експериментальними

даними ΔP_e не перевищує 15%, що пояснюється складною формою окремих частинок та стихійністю формування шару.

Отже, для узагальнення результатів досліджень гідродинаміки під час профільтрування газового потоку крізь шар подрібнених стебел соняшника було використано два методи: перший, що базується на представленні результатів досліджень у безрозмірній формі та другий, що базується на використанні рівняння Дарсі-Вейсбаха та модифікованого рівняння Ергана. Добре співпадіння між експериментальними і теоретичними значеннями втрат тиску, дають змогу зробити висновок про можливість використання обидвох методів для практичного застосування, а саме для проведення розрахунків втрат тиску в стаціонарному шарі подрібнених стебел соняшника.

Для визначення втрат тиску в стаціонарному шарі подрібнених стебел соняшника за першим методом доцільно скористатись залежністю (3.4) за відомих режимів руху теплового агенту (розрахувавши значення числа Рейнольдса) та відомого співвідношення еквівалентної довжини каналу, крізь який рухається тепловий агент H_e до його еквівалентного діаметру d_e . Цей метод дає змогу прогнозувати втрати тиску за відомих режимів руху теплового агенту крізь стаціонарний шар подрібнених стебел соняшника різної висоти, що є зручним для інженерних розрахунків промислового обладнання, за подібних гідродинамічних умов.

Для визначення втрат тиску в стаціонарному шарі подрібнених стебел соняшника під час профільтрування газового потоку крізь останній згідно залежності Дарсі-Вейсбаха необхідно знати значення коефіцієнту опору, яке можна розрахувати згідно представленій залежності (3.5). Вказаний метод є зручним під час модернізації сушильного обладнання або у випадку зміни технологічних параметрів процесу.

Висновки до третього розділу

1. Визначено основні фізико-механічні характеристики шару подрібнених стебел соняшника, а саме: насипну густину ($\rho_{\text{нас}}$) = 160 кг/м³, уявну густину ($\rho_{\text{уявн}}$) = 270 кг/м³, істинну густину ($\rho_{\text{іст}}$) = 895 кг/м³, загальну пористість ($\varepsilon_{\text{сум}}$) = 0,82 м³/м³, внутрішню пористість частинок ($\varepsilon_{\text{вн}}$) = 0,42 м³/м³, порізність шару ($\varepsilon_{\text{ш}}$) = 0,4 м³/м³, питому поверхню (a) = 4200 м²/м³ та еквівалентний діаметр каналів, крізь які фільтрується тепловий агент (d_e) = 0,376 мм.
2. На основі узагальнення експериментальних даних отримана розрахункова залежність $Eu = 10,7 \cdot Re_e^{-0,5} \cdot H_e / d_e$, що дає змогу прогнозувати втрати тиску під час фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, яку зручно використовувати на стадії проектування сушильного обладнання за подібних гідродинамічних умов в межах зміни числа Рейнольдса $20 \leq Re_e \leq 120$.
3. Визначений коефіцієнт опору $\lambda = 30 / Re_e^{0,7} + 1$ дає змогу прогнозувати енергетичні затрати на створення перепаду тисків використовуючи залежність Дарсі-Вейсбаха в межах режимів фільтрування теплового агенту $20 \leq Re_e \leq 120$, з достатньою для проектних розрахунків точністю.
4. Основні результати опубліковані в працях [135, 136].

РОЗДІЛ 4

ЗОВНІШНІЙ ТА ВНУТРІШНІЙ ТЕПЛОМАСООБМІН І КІНЕТИКА ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ПОДРІБНЕНИХ СТЕБЕЛ СОНЯШНИКА

Застосування фільтраційного методу сушіння для подрібнених стебел соняшника дає змогу інтенсифікувати процес зневоднення такого виду рослинної сировини та зменшити енергетичні витрати на реалізацію останнього, у порівнянні з іншими промисловими методами зневоднення, з отриманням сировини належної якості для подальшого процесу брикетування.

Для розрахунку основних конструктивних розмірів установки фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, яка забезпечить необхідну продуктивність, та обґрунтування раціональних технологічних параметрів процесу, необхідним є проведення експериментальних досліджень процесів тепломасообміну за різних швидкостей руху теплового агенту; кінетичних закономірностей процесу за різних технологічних параметрів теплового агенту (температури та швидкості профільтровування крізь матеріал), а також висоти шару матеріалу; зміни швидкості сушіння залежно від біжучого вологовмісту матеріалу; динаміки видалення вологи із шару матеріалу та узагальнення результатів для отримання розрахункових залежностей.

4.1. Дослідження процесів тепломасообміну під час фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника

З метою подальшої інтенсифікації процесу фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, проведено експериментальні дослідження, спрямовані на визначення коефіцієнтів тепловіддачі від теплового агенту до сухих і вологих частинок подрібнених стебел соняшника та коефіцієнтів

масовіддачі від вологих частинок до теплового агенту за різних швидкостей руху останнього.

Дослідження тепломасообміну між тепловим агентом і частинками подрібнених стебел соняшника проводились на експериментальній установці, зображеній на рис. 2.3 і за методиками, описаними в другому розділі. Згідно представлених методик, через шар матеріалу профільтровували, із заданою температурою та різними швидкостями теплового агента. Експерименти проводили у «короткому» шарі матеріалу, висота якого становила $H=10\text{мм}$ для забезпечення рівномірного фільтрування теплового агента по всій площині контейнера та щоби температуру теплового агента була приблизно постійною по висоті шару. Температура над шаром матеріалу підтримувалась в межах 80°C з точністю $\pm 0,5^\circ\text{C}$. Температура на виході із шару подрібнених стебел соняшника записувалась в автоматичному режимі за допомогою восьмиканального вимірювача температури PT8-1000 з виводом інформації на персональний комп'ютер у файл даних.

Експериментально визначені усереднені значення температури теплового агента на виході із шару сухих подрібнених стебел соняшника за швидкостей руху теплового агента від 0,68 до 2,05 м/с наведені на рис. 4.1. Значення швидкостей теплового агента обрано з огляду на швидкоплинність процесу нагрівання частинок подрібнених стебел соняшника.

Як видно з рис. 4.1, збільшення швидкості теплового агента приводить до інтенсифікації процесу теплообміну, оскільки в шар матеріалу вноситься більша кількість тепла за певний проміжок часу. Представлені графічні залежності зміни температури теплового агента на виході із шару матеріалу дають змогу визначити коефіцієнт тепловіддачі від теплового агента до сухих частинок подрібнених стебел соняшника згідно залежності (1.11). Для використання залежності (1.11), необхідними є значення середньоарифметичної температура теплового агента на вході і виході з шару матеріалу \bar{t} , середньої температури поверхні частинок \bar{T}_n , часу проведення експерименту $\Delta\tau$ та кількості теплоти,

що затрачується на нагрівання матеріалу ΔQ . У нашому випадку, значення \bar{t} – приймалося як середньоарифметична температура теплового агента на вході і виході з шару згідно із замірами, наведеними на рис. 4.1, а величина $\Delta\tau$ – визначалося експериментально, як тривалість експерименту. Згідно рівняння теплового балансу розраховували значення кількості теплоти, що затрачується на нагрівання матеріалу ΔQ .

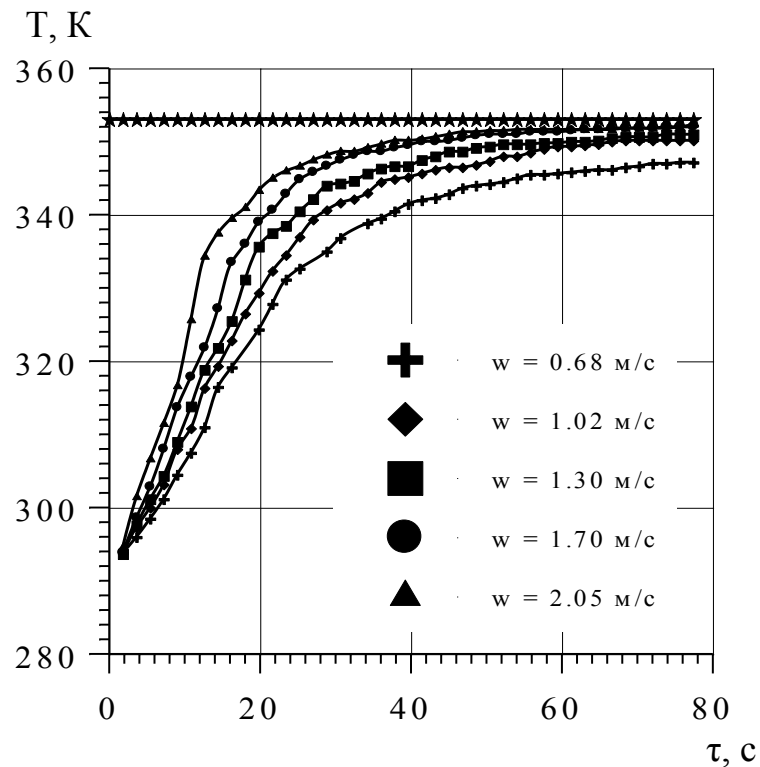


Рис. 4.1. Зміна температури T теплового агента в часі τ на виході з шару сухих подрібнених стебел соняшника за різних швидкостей (висота шару матеріалу $H=10$ мм)

Складність застосування залежності (1.11) полягає у тому, що експериментально виміряти середню температуру поверхні частинок \bar{T}_n подрібнених стебел соняшника неможливо, тому для її розрахунку з рівняння теплового балансу визначалась середня температура частинок \bar{T} :

$$\Delta Q = m \cdot c_s \cdot (\bar{T} - T_0) \quad (4.1)$$

де, ΔQ – кількість теплоти, що залишається в шарі подрібнених стебел соняшника, Дж;

T_0 – початкова температура частинок подрібнених стебел соняшника, К;

m – маса частинок подрібнених стебел соняшника в шарі, кг;

c_s – теплоємність сухих частинок подрібнених стебел соняшника.

Очевидно, що середня температура поверхні частинок \bar{T}_n є більшою від середньої температури \bar{T} частинок шару. Враховуючи те, що тепловий агент фільтрується крізь шар подрібнених стебел соняшника і порізність шару є високою ($\varepsilon_{ш} = 0,4 \text{ м}^3/\text{м}^3$), прийнято допущення, що частинки матеріалу омиваються тепловим агентом з усіх сторін рівномірно і температура теплового агенту є однаковою з усіх сторін частинок а також, що розподіл температурного поля по об'єму частинки має параболічний характер. З врахуванням вищесказаного, середню температуру на поверхні частинки \bar{T}_n визначали згідно залежності:

$$\bar{T}_n = t - (t - T_0 \cdot e^{-\mu_n^2 \cdot Fo}) \cdot \left(1 - \frac{r}{R}\right) \cdot e^{-\mu_n^2 \cdot Fo} \quad (4.2)$$

де t – температура теплового агенту, К;

T_0 – початкова температура частинок подрібнених стебел соняшника, К;

R, r – середні радіуси частинок подрібнених стебел соняшника і біжучий радіус відповідно ($0 < r \leq R$), м;

μ_n – корінь характеристичного рівняння;

Fo – критерій Фур'є.

Тому, на основі експериментальних значень, наведених на рис. 4.1, розрахували значення коефіцієнтів тепловіддачі α згідно залежності (1.11), з врахуванням залежностей для розрахунку кількості теплоти, що залишається в

шарі матеріалу (4.1) та залежності (4.2) для визначення середньої температури на поверхні частинок.

Розраховані значення коефіцієнтів тепловіддачі α від теплового агенту до шару сухих частинок подрібнених стебел соняшника за різних швидкостей теплового агенту представлено у таблиці 4.1 та згідно цих значень побудована графічна залежність, яка представлена на рис. 4.2.

Таблиця 4.1.

Значення коефіцієнтів тепловіддачі α від теплового агенту до шару сухих частинок подрібнених стебел соняшника за різних швидкостей теплового агенту

$v, \text{м/с}$	1	1,5	2	2,5	3
$\alpha, \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$	300	445	540	620	750

Як було відзначено у третьому розділі, гідродинамічна картина руху теплового агенту крізь шар подрібнених стебел соняшника є надзвичайно складною, оскільки канали, утворені проміжками між частинками матеріалу за висотою шару змінюють свій напрямок та площу поперечного перерізу, що спричиняє постійну зміну швидкості теплового агенту, а також коефіцієнта тепловіддачі. Тому, отримані значення коефіцієнтів тепловіддачі є усередненими по шару подрібнених стебел соняшника.

Як бачимо з графічної залежності (рис. 4.2), отримані нами експериментальні значення коефіцієнту тепловіддачі від теплового агенту до сухих частинок подрібнених стебел соняшника α залежно від дійсної швидкості фільтрування можна апроксимувати прямою лінією. Зростання швидкості приводить до інтенсифікації процесу теплообміну. Це пояснюється тим, що за більшої швидкості фільтрування через канали між частинками профільтровується більша кількість теплового агенту і в шар матеріалу поступає більша кількість теплоти. Отже, збільшуючи швидкість профільтровування теплового агенту крізь шар дисперсного матеріалу у науково обґрунтованих межах можна

досягнути значної інтенсифікації процесу теплообміну під час реалізації фільтраційного сушіння.

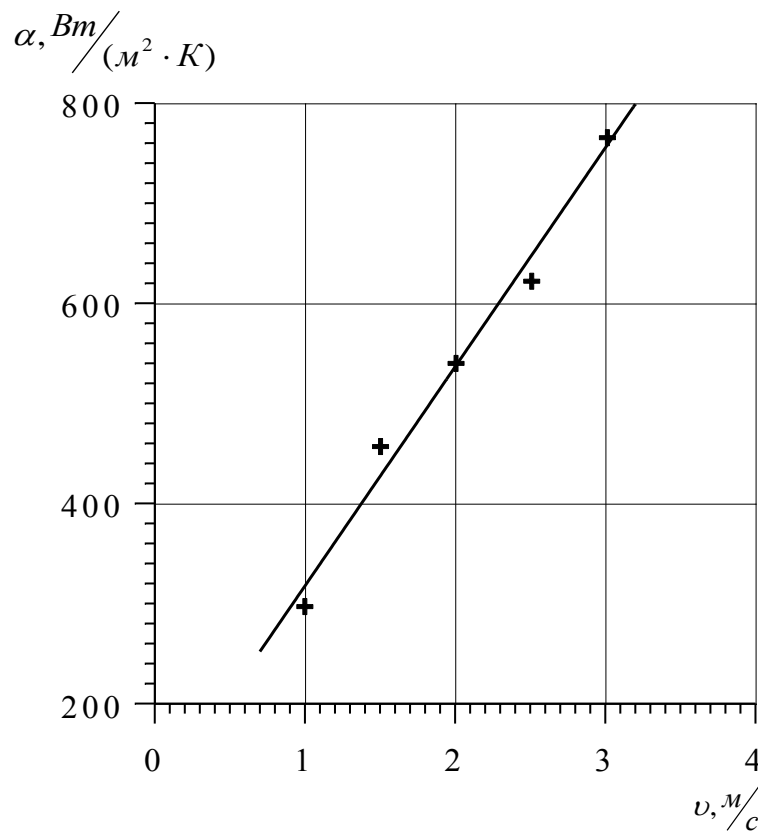


Рис. 4.2. Залежність коефіцієнтів тепловіддачі α від дійсної швидкості ν фільтрування теплового агента для сухих частинок подрібнених стебел соняшника

Узагальнення експериментальних даних теплообміну між тепловим агентом та стаціонарним шаром з частинок сухих стебел соняшника проводили згідно залежності (1.13). Враховуючи, те, що фізичні параметри повітря змінювалися у вузькому діапазоні, згідно рекомендацій наведених у [52] приймали що $Nu \sim Pr^{0.33}$, тобто показник степеня $m=0,33$. Для визначення невідомих коефіцієнтів "А" та "n" в залежності (1.13) експериментальні значення представляли у логарифмічній системі координат (рис. 4.3) у вигляді залежності: $Nu / Pr^{0.33} = f(Re_e)$. Кожна точка на наведеній графічній залежності є середнім арифметичним значенням мінімум трьох експериментів.

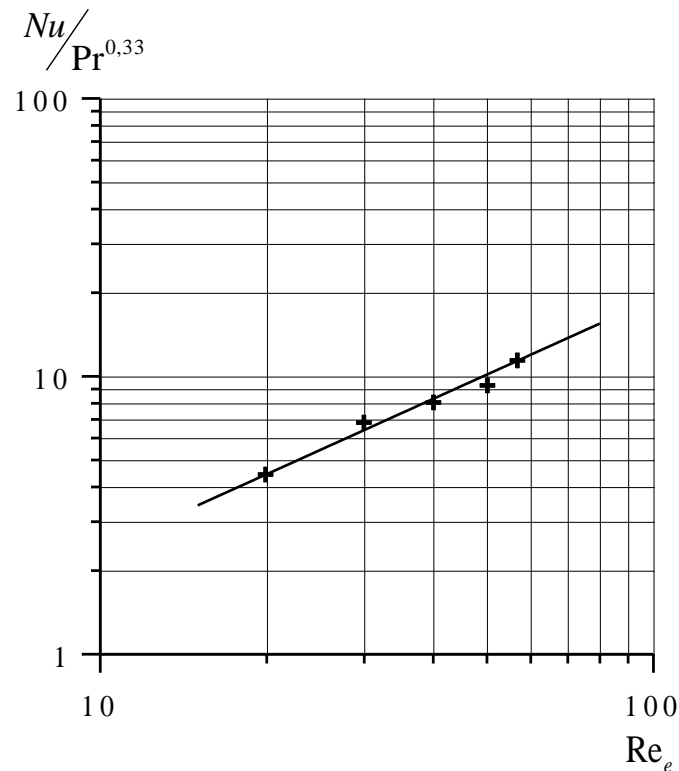


Рис. 4.3. Залежність $Nu / Pr^{0.33} = f(Re_e)$ для короткого шару матеріалу $H=10$ мм за температури 80°C

Із графічної залежності (рис. 4.3) визначено коефіцієнт $A=0,3$ та показник степеня $n=0,9$, з врахуванням яких залежність (1.13) можна представити у вигляді:

$$Nu = 0,3 \cdot Re_e^{0,9} \cdot Pr^{0,33} \quad (4.3)$$

Максимальна відносна похибка між розрахованими значеннями коефіцієнтів тепловіддачі α від теплового агенту до шару сухих частинок подрібнених стебел соняшника згідно експериментальних даних, представлених у таблиці 4.1 та розрахованих згідно залежності (4.3) не перевищує $\pm 8,69\%$ в межах зміни числа Рейнольдса ($20 \leq Re_e \leq 100$). Отже, отримана розрахункова залежність (4.3) дає змогу визначити з достатньою точністю коефіцієнти тепловіддачі під час профільтовування теплового агенту крізь шар сухих стебел соняшника і прогнозувати необхідні затрати теплової енергії на етапі

проектування сушильного обладнання та вибору раціональних параметрів процесу фільтраційного сушіння.

Коефіцієнти тепловіддачі від теплового агенту до вологих частинок подрібнених стебел соняшника за різних швидкостей руху теплового агенту розраховували згідно залежності (1.14). Розраховані значення коефіцієнтів тепловіддачі представлено у таблиці 4.2 та згідно цих значень побудована графічна залежність, яка представлена на рис. 4.4.

Таблиця 4.2.

Значення коефіцієнтів тепловіддачі α від теплового агенту до шару вологих частинок подрібнених стебел соняшника за різних швидкостей теплового агенту

$\nu, \text{м/с}$	1,38	2,08	2,79	3,49	4,17
$\alpha, \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$	30,3	40,55	47,3	55,2	59,0

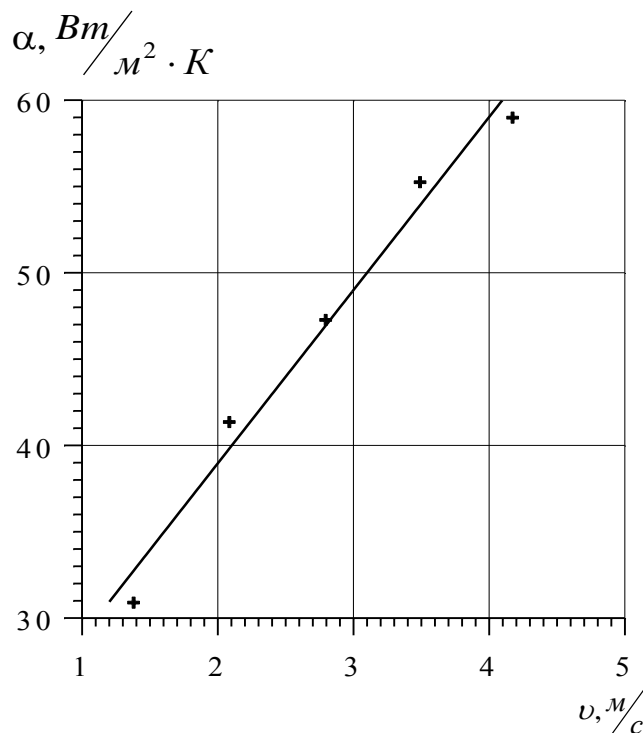


Рис. 4.4. Залежність коефіцієнтів тепловіддачі α від дійсної швидкості фільтрування ν теплового агенту для вологих подрібнених стебел соняшника

Аналогічно як і для шару сухого матеріалу, коефіцієнт тепловіддачі лінійно зростає з ростом дійсної швидкості руху теплового агента, однак для вологого матеріалу коефіцієнт тепловіддачі є меншим, ніж для сухого матеріалу, за однакових гідродинамічних умов, що пояснюється незначною кількістю вільної вологи, яка випаровується у першому періоді сушіння (у подрібнених стеблах соняшника міститься незначна кількість вільної вологи, основна волога є зв'язаною і міститься у клітинах та міжклітинному просторі), температура вологого матеріалу, при цьому, залишається постійною і дорівнює температурі мокрого термометра. Отримані значення коефіцієнтів тепловіддачі для вологих частинок матеріалу є усередненими по шару.

Коефіцієнти масовіддачі від вологих частинок подрібнених стебел соняшника до теплового агента за різних швидкостей руху останнього розраховували згідно залежності (1.15). Розраховані значення коефіцієнтів масовіддачі представлено у таблиці 4.3 та згідно цих значень побудована графічна залежність, яка представлена на рис. 4.5.

Таблиця 4.3.

Значення коефіцієнтів масовіддачі β від вологих частинок подрібнених стебел соняшника до теплового агента за різних швидкостей руху останнього

$v, \text{м/с}$	1,38	2,08	2,79	3,49	4,17
$\beta, \text{м/с}$	0,033	0,041	0,050	0,059	0,063

Узагальнення результатів тепломасообміну під час фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника (для вологого матеріалу), проводили згідно залежностей (1.13) та (1.16). Згідно рекомендацій [53], приймали, що, $Nu \sim Pr^{0,33}$, а $Sh \sim Sc^{0,33}$.

Для узагальнення тепло- й масообміну результати експериментальних досліджень наведемо на одному рисунку у вигляді функціональних залежностей

$$\frac{Nu}{Pr^{0,33}} = f(Re_e) \text{ та } \frac{Sh}{Sc^{0,33}} = f(Re_e).$$

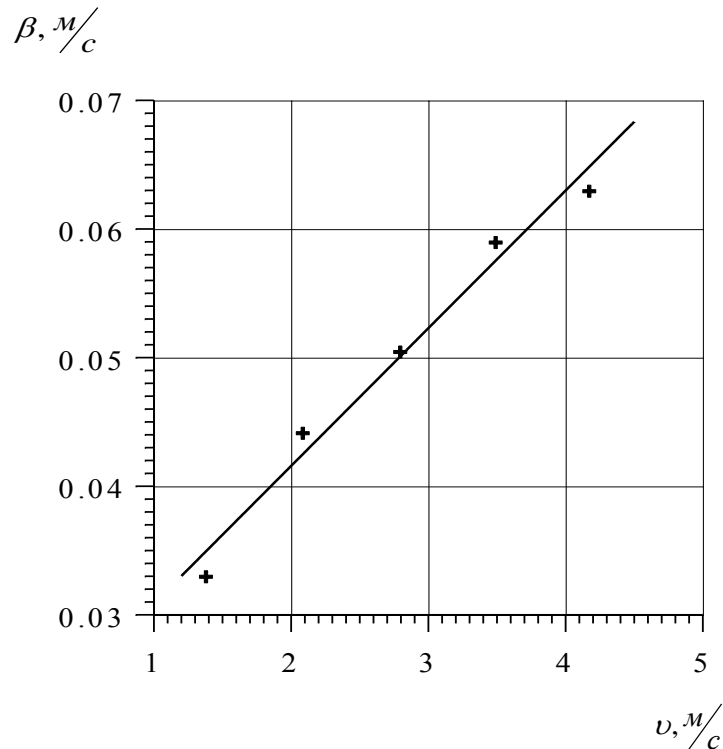


Рис. 4.5. Залежність коефіцієнтів масовіддачі β від вологих частинок подрібнених стебел соняшника до теплового агента за різних швидкостей v руху останнього

Незважаючи на різну природу теплообмінних і масообмінних процесів, яка оцінюється числами Прандтля і Шмідта, експериментально визначені комплекси $\frac{Nu}{Pr^{0,33}}$ і $\frac{Sh}{Sc^{0,33}}$ співпадають між собою для однакових чисел Рейнольдса (кожна точка на рис. 4.6 отримана усередненням мінімум 3-х експериментів), що свідчить про подібність цих процесів.

Із графічної залежності рис. 4.6 визначені невідомі значення коефіцієнтів $A=0,06$ та $n=0,6$.

Тоді залежність (1.13) для подрібнених стебел соняшника буде мати вигляд:

$$Nu = 0,06 \cdot Re_e^{0,6} \cdot Pr^{0,33} \quad , \quad (4.4)$$

а залежність (1.15) відповідно:

$$Sh = 0,06 \cdot Re_e^{0,6} \cdot Sc^{0,33} \quad (4.5)$$

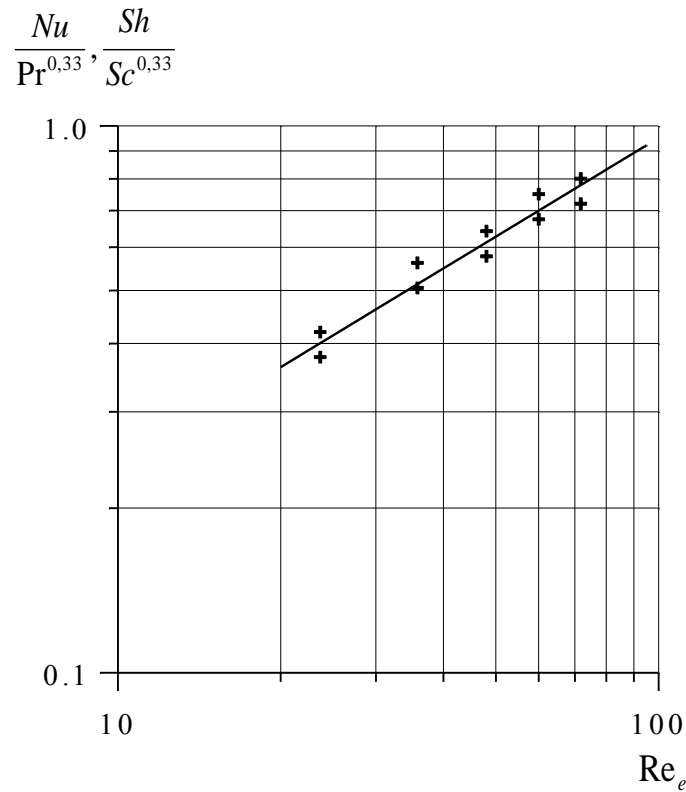


Рис. 4.6. Узагальнення тепло- і масообміну під час фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника

Наведені залежності (4.4) і (4.5) дають змогу визначити коефіцієнти тепловіддачі і масовіддачі під час фільтраційного сушіння в стаціонарному шарі подрібнених стебел соняшника в межах зміни числа Рейнольдса ($20 \leq Re \leq 100$) і прогнозувати затрати теплової енергії на реалізацію процесу фільтраційного сушіння і, відповідно, експлуатаційні затрати на етапі проектування установки фільтраційного сушіння. Максимальне значення відносної похибки між розрахованими теоретично значеннями коефіцієнтів тепловіддачі та масовіддачі, згідно залежностей (4.4) та (4.5) відповідно, та розрахованими на основі експериментальних даних згідно залежностей (1.14) та (1.15) не перевищує 8,98%.

4.2. Дослідження внутрішньодифузійних процесів фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника

За своєю фізичною сутністю, процес фільтраційного сушіння є складним дифузійним процесом, в якому явища перенесення вологи визначаються закономірностями як зовнішньо-, так і внутрішньодифузійного перенесення, оскільки видалення вологи з шару відбувається внаслідок її переміщення з середини частин до їх поверхні та винесення останньої з поверхні частин в оточуюче середовище. Вище нами визначено параметри зовнішньодифузійного тепло- і масоперенесення через кінетичні коефіцієнти α та масовіддачі β , на які переважаючий вплив має гідродинаміка. Дифузія молекул вологи з середини клітин через мікропори клітинної стінки є найповільнішою стадією процесу, що лімітує загальну швидкість дифузійних процесів під час реалізації процесу сушіння, тому очевидною є необхідність проведення досліджень, спрямованих на визначення коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії вологи з частин подрібнених стебел соняшника, що відрізняються за своєю структурою та формою.

Як було відзначено у другому розділі, стебла соняшника складаються з кількох видів відмінних за своєю будовою тканин. В загальному випадку кожен окрему частинку можна розглядати як систему, утворену великою кількістю клітин, об'єднаних між собою міжклітинним простором. Клітинна стінка разом з плазматичною мембраною утворюють замкнений напівпроникний об'єм клітини, в якому міститься рідина, міжклітинний простір також заповнений рідиною.

Відомостей щодо дифузійного масоперенесення під час сушіння частин, утворених внаслідок подрібнення зовнішніх та внутрішніх тканин стебел соняшника не знайдено. Тому, важливим є проведення досліджень внутрішньодифузійних процесів, які відбуваються під час реалізації сушіння подрібнених стебел соняшника і спрямовані на визначення коефіцієнту ефективної внутрішньої дифузії вологи з середини частин матеріалу до їх

поверхні. В подальшому це дало б змогу визначити значення коефіцієнту ефективної внутрішньої дифузії для загальної фракції подрібнених стебел соняшника, сформованої одночасно з частин, утворених внаслідок подрібнення зовнішніх та внутрішніх тканин (з врахуванням процентного вмісту цих фракцій у загальній).

Метод визначення коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії базується на математичному розв'язку диференціальних рівнянь внутрішньої дифузії (другого закону Фіка) з відповідними початковими та граничними умовами. У зв'язку з тим, що частинки мають складну структуру, для опису процесу дифузії вологи у частинках, в першому наближенні, приймаємо наступні допущення: всі частинки подрібнених стебел соняшника мають призматичну (або кулясту) форму та однакові (співрозмірні) розміри; поверхня кожної частинки у шарі рівномірно омивається тепловим агентом; значення вологовмісту на поверхні частинки відповідають значенням вологовмісту у тепловому агенті; початкова волога рівномірно розподілена по всьому об'єму кожної частинки.

4.2.1. Дослідження внутрішньодифузійних процесів фільтраційного сушіння зовнішніх тканин подрібнених стебел соняшника

Нами були досліджені кінетичні особливості фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника за різних температур теплового агенту. Верхня температурна межа встановлювалась з врахуванням виключення самозаймання такого виду сировини. За результатами досліджень побудовані графічні залежності, представлені на рис. 4.7. Представлені кінетичні криві характеризуються наявністю тривалого періоду часткового насичення теплового агенту вологою, що свідчить про внутрішньодифузійні процеси в частинках матеріалу, які визначають тривалість фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника. Коефіцієнти ефективної внутрішньої дифузії вологи визначали лише для періоду часткового насичення теплового агенту вологою.

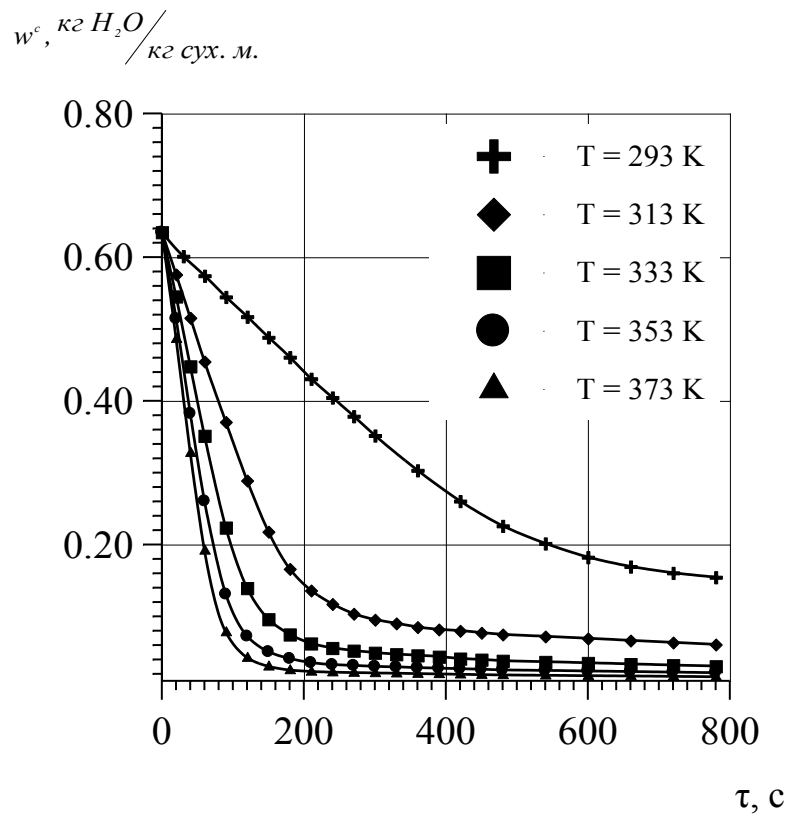


Рис. 4.7. Кінетика сушіння подрібнених стебел соняшника за різних температур теплового агента ($H=0,06\text{м}$; $v_0 = 1,71 \text{ м/с}$)

Із графічних залежностей видно, що збільшення температури теплового агента інтенсифікує процес сушіння. Кінцевий вологовміст, який досягається матеріалом за тривалості процесу 600с представлений у таблиці 4.4.

Таблиця 4.4

Вологовміст подрібнених стебел соняшника за тривалості сушіння 600с

T, К	293	313	333	353	373
$w^c, \text{кг } H_2O / \text{кг сух. м.}$	0,183	0,071	0,035	0,024	0,017

Швидке зменшення вологовмісту матеріалу за підвищення температури теплового агента свідчить про інтенсифікацію внутрішньодифузійних процесів перенесення вологи. Тому дослідження внутрішньодифузійних процесів спрямовані на визначення коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії вологи з

середини частинок матеріалу до їх поверхні за різних температур є важливим для прогнозування енергетичних затрат на процес сушіння.

Для частинок призматичної форми диференціальне рівняння молекулярної дифузії має вигляд:

$$\frac{\partial w^c(x, y, z, \tau)}{\partial \tau} = D_w^* \left[\frac{\partial^2 w^c(x, y, z, \tau)}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w^c(x, y, z, \tau)}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w^c(x, y, z, \tau)}{\partial z^2} \right], \quad (4.6)$$

де w^c – середній вологовміст частинки призматичної форми, кг H_2O /кг сух. мат.

D_w^* – коефіцієнт ефективної внутрішньої дифузії, m^2/c .

Враховуючи вище наведені припущення, для розв'язку рівняння (4.6) приймаємо граничні умови першого роду. Згідно рівняння (4.6), для частинок призматичної форми вологовміст є функцією чотирьох змінних, а саме, координат x , y , z та часу τ .

Для визначення характерного розміру частинок призматичної форми розмістимо початок координат в центр частинки (рис. 4.8) і позначимо її довжину, висоту та ширину, відповідно, через $2R_1$, $2R_2$, $2R_3$.

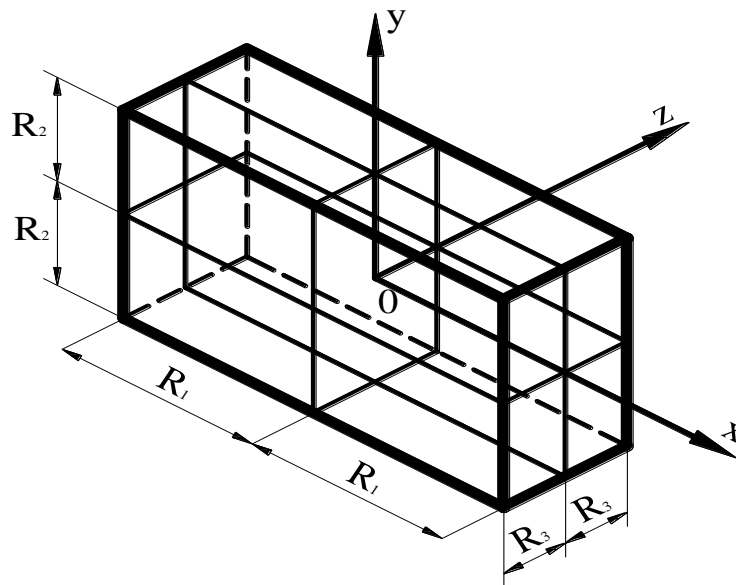


Рис. 4.8. Схематичне зображення частинки призматичної форми.

Згідно вище наведених припущень задача є симетричною відносно осей координат. Накладемо на розв'язок рівняння (4.6) обмеження:

$$\tau > 0, w_{\kappa}^c \leq w^c \leq w_0^c, -R_1 < x < +R_1; -R_2 < y < +R_2; -R_3 < z < +R_3; \quad (4.7)$$

У початковий момент часу τ_0 середній вологовміст w^c є однаковим по всьому об'єму частинки і дорівнює початковому середньому вологовмісту частинки w_0^c .

Отже, початкова умова:

$$w^c(x, y, z, 0) = w_0^c = \text{const}. \quad (4.8)$$

Внаслідок омивання частинки тепловим агентом, на її поверхні встановлюється середній вологовміст, який відповідає вологовмісту теплового агенту, тому між поверхнею частинки та її ядром виникає рушійна сила. Оскільки середній вологовміст на поверхні частинки є рівний вологовмісту теплового агенту, то граничні умови матимуть наступний вигляд:

$$\begin{aligned} w^c(\pm R_1, y, z, \tau) &= w_{m.a}^c \\ w^c(x, \pm R_2, z, \tau) &= w_{m.a}^c \\ w^c(x, y, \pm R_3, \tau) &= w_{m.a}^c \end{aligned} \quad (4.9)$$

де $w_{m.a}^c$ – вологовміст теплового агенту, кг H_2O /кг сух. пов.

Розв'язок рівняння (4.6) з врахуванням обмежень (4.7), а також початкових (4.8) та граничних умов першого роду (4.9) можливо представити у вигляді [72]:

$$\frac{w^c(x, y, z, \tau) - w_{m.a}^c}{w_0^c - w_{m.a}^c} = \sum_{n=1}^{\infty} \sum_{m=1}^{\infty} \sum_{k=1}^{\infty} A_n A_m A_k \cos \mu_n \frac{x}{R_1} \times$$

$$\times \cos \mu_m \frac{y}{R_2} \cos \mu_k \frac{z}{R_3} \exp[-(\mu_n^2 K_1^2 + \mu_m^2 K_2^2 + \mu_k^2 K_3^2) Fo], \quad (4.10)$$

де A_n, A_m, A_k – коефіцієнти, які визначаються із залежності [72]:

$$A_n = (-1)^{n+1} \frac{2}{\mu_n}, \quad A_m = (-1)^{m+1} \frac{2}{\mu_m}, \quad A_k = (-1)^{k+1} \frac{2}{\mu_k};$$

μ_n, μ_m, μ_k – корені характеристичного рівняння, які визначаються [72]:

$$\mu_n = (2n-1) \frac{\pi}{2}, \quad \mu_m = (2m-1) \frac{\pi}{2}, \quad \mu_k = (2k-1) \frac{\pi}{2},$$

де Fo – дифузійний критерій Фур'є, $Fo = \frac{D_w^* \cdot \tau}{R^2}$;

τ – час сушіння, с;

R – узагальнений розмір частинки, м, який вводять з врахуванням того, що розміри частинки R_1, R_2, R_3 (згідно рис. 4.8), є співрозмірними.

Узагальнений розмір частинки можна визначити із залежності [72]:

$$\frac{1}{R^2} = \frac{1}{R_1^2} + \frac{1}{R_2^2} + \frac{1}{R_3^2} \quad (4.11)$$

де
$$K_i = \frac{R}{R_i} \quad (i=1,2,3) \quad (4.12)$$

На основі прийнятих спрощень, рівняння (4.10) можна представити у вигляді:

$$\frac{w^c(x, y, z, \tau) - w_{m.a}^c}{w_0^c - w_{m.a}^c} = \sum_{n=1}^{\infty} \sum_{m=1}^{\infty} \sum_{k=1}^{\infty} B_n \cdot B_m \cdot B_k \exp[-(\mu_n^2 \cdot K_1^2 + \mu_m^2 \cdot K_2^2 + \mu_k^2 \cdot K_3^2) \cdot Fo], \quad (4.13)$$

$$\text{де } B_n = \frac{2}{\mu_n^2}, \quad B_m = \frac{2}{\mu_m^2}, \quad B_k = \frac{2}{\mu_k^2}.$$

За встановленого режиму сушіння та великих значень числа Фур'є можна обмежитись першим коренем характеристичного рівняння μ_n .

Введемо позначення:

$$\frac{w^c(x, y, z, \tau) - w_{m.a}^c}{w_0^c - w_{m.a}^c} = \Delta w^c, \quad (4.14)$$

З врахуванням (4.14), залежність (4.13) можна представити у вигляді:

$$\Delta w^c = B_n \cdot B_m \cdot B_k \exp \left[-(\mu_n^2 \cdot K_1^2 + \mu_m^2 \cdot K_2^2 + \mu_k^2 \cdot K_3^2) \cdot Fo \right], \quad (4.15)$$

або

$$\frac{\Delta w^c}{B_n \cdot B_m \cdot B_k} = \exp \left[-\mu^2 \cdot (K_1^2 + K_2^2 + K_3^2) \cdot Fo \right], \quad (4.16)$$

Прологарифмувавши рівняння (4.16) отримаємо:

$$\ln \left(\frac{\Delta w^c}{B_n \cdot B_m \cdot B_k} \right) = -\mu^2 \cdot (K_1^2 + K_2^2 + K_3^2) \cdot Fo$$

або

$$-\frac{\ln(\Delta w^c) - \ln(B_n \cdot B_m \cdot B_k)}{\mu^2 \cdot (K_1^2 + K_2^2 + K_3^2)} = Fo \quad (4.17)$$

Позначимо:

$$A^* = -\frac{\ln(\Delta w^c) - \ln(B_n \cdot B_m \cdot B_k)}{\mu^2 \cdot (K_1^2 + K_2^2 + K_3^2)} \quad (4.18)$$

Тоді рівняння (4.18) буде мати вигляд:

$$A^* = Fo = \frac{D_w^* \cdot \tau}{R^2} \quad (4.19)$$

Тоді, представивши експериментальні дані у вигляді графічної залежності $A^* = f(\tau)$ та апроксимувавши їх лінійними залежностями бачимо, що тангенс кута нахилу прямих до осі абсцис з ростом температури зростає, що свідчить про те, що коефіцієнт ефективної внутрішньої дифузії також зростає.

$$\frac{\ln(\Delta w^c) - \ln(B_n \cdot B_m \cdot B_k)}{\mu^2 \cdot (K_1^2 + K_2^2 + K_3^2)}$$

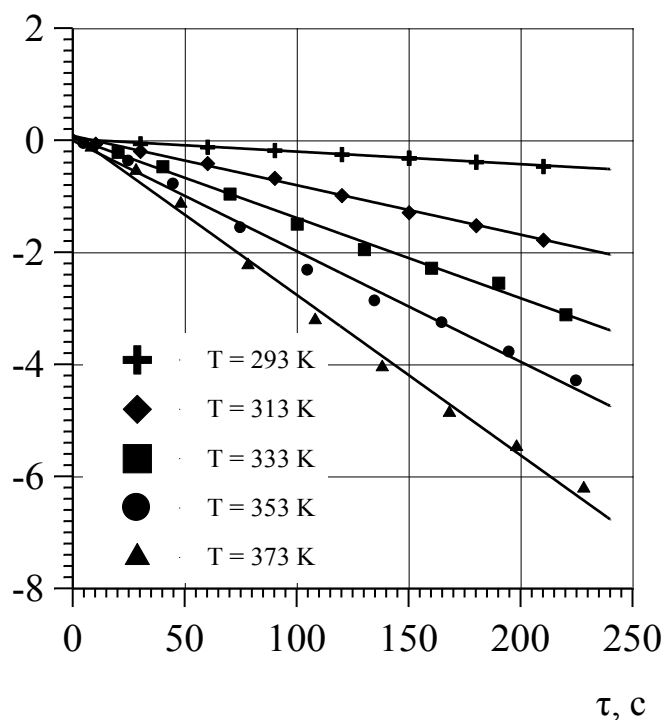


Рис. 4.9 Залежність величини $\frac{\ln(\Delta w^c) - \ln(B_n \cdot B_m \cdot B_k)}{\mu^2 \cdot (K_1^2 + K_2^2 + K_3^2)}$ від часу τ фільтраційного сушіння шару призматичних частинок за різних температур теплового агенту

Представивши розрахункову залежність (4,19) у вигляді (4.20) та визначивши із графічної залежності (рис. 4.9) тангенс кута нахилу прямих до осі абсцис, можна визначити коефіцієнти ефективної внутрішньої дифузії D_w^* за різних температур теплового агенту, тобто:

$$D_w^* = \operatorname{tg}\alpha \cdot R^2 \quad (4.20)$$

В таблиці 4.5 наведено значення коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії D_w^* вологи з частинок подрібнених стебел соняшника призматичної форми визначеного на основі розрахункової залежності (4.20) за різних температур теплового агенту.

Таблиця 4.5.

Значення коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії за різних температур теплового агенту

T, K	293	316	333	353	373
$\operatorname{tg}\alpha$	0,00224	0,0088	0,0143	0,0197	0,0286
$D_w^* \cdot 10^8, m^2/c$	1,056	4,156	6,749	9,291	13,474

Збільшення температури теплового агенту приводить до зростання температури всередині частинок та тиску насиченої пари над поверхнею рідини, внаслідок чого відбувається інтенсифікація дифузійних процесів. За результатами таблиці 4.5, побудована графічна залежність $D_w^* = f(T)$ (рис. 4.10). Дана залежність дає змогу визначати значення коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії для частинок подрібнених стебел соняшника призматичної форми за інших температур теплового агенту в межах її зміни від 293 до 373К.

Апроксимувавши отримані експериментально значення коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії лінійною функцією отримали наступну розрахункову залежність:

$$D_w^* = D_w^{293} + 1,45 \cdot 10^{-9} \cdot (T - 293) \quad (4.21)$$

Отримана розрахункова залежність (4.21) дає змогу теоретично розрахувати значення коефіцієнта ефективної внутрішньої дифузії для подрібнених стебел соняшника в межах зміни температури $293 \leq t \leq 373 K$.

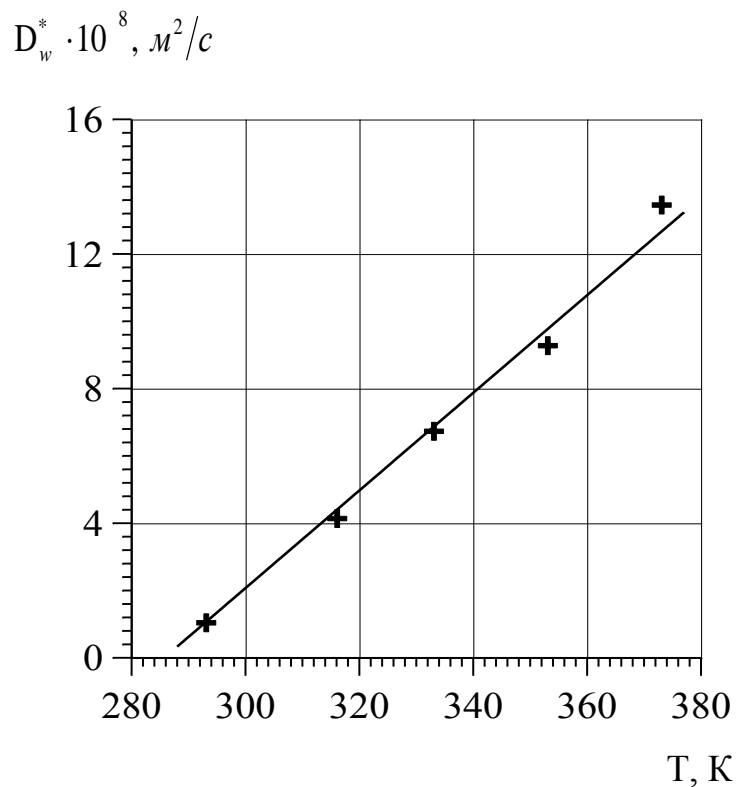


Рис. 4.10. Залежність коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії D_w^* від температури T теплового агенту для частинок подрібнених стебел соняшника призматичної форми

Максимальна відносна похибка між експериментальними даними і теоретично розрахованими значеннями коефіцієнта ефективної внутрішньої дифузії за залежністю (4.21) не перевищує 6,3%, що є цілком прийнятно для практичних розрахунків.

4.2.2. Дослідження внутрішньодифузійних процесів фільтраційного сушіння внутрішніх тканин подрібнених стебел соняшника

За результатами експериментальних досліджень кінетичних особливостей фільтраційного сушіння подрібнених внутрішніх тканин стебел соняшника за різних температур теплового агенту побудовані графічні залежності, представлені на рис. 4.11. Кінетичні криві характеризуються наявністю

тривалого періоду часткового насичення теплового агенту вологою, що свідчить про внутрішньодифузійні процеси в частинках матеріалу, які визначають тривалість фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника.

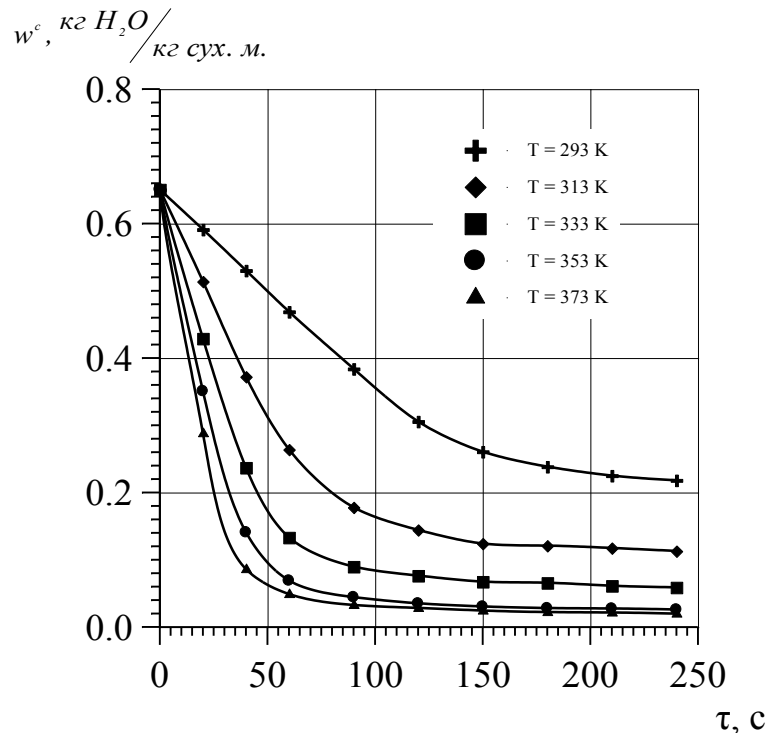


Рис. 4.11. Кінетика сушіння подрібнених стебел соняшника за різних температур теплового агенту ($H=0,06\text{м}$; $v_0 = 1,71 \text{ м/с}$).

З графічних залежностей видно, що збільшення температури теплового агенту інтенсифікує процес сушіння. Кінцевий вологовміст, який досягається матеріалом за тривалості процесу 240с представлений у таблиці 4.6.

Таблиця 4.6.

Вологовміст подрібнених стебел соняшника за тривалості сушіння 240с

T, K	293	313	333	353	373
$w^c, \text{кг } H_2O / \text{кг сух. м.}$	0,22	0,12	0,06	0,026	0,019

Швидке зменшення вологовмісту матеріалу за підвищення температури теплового агенту свідчить про інтенсифікацію внутрішньодифузійних процесів перенесення вологи. Тому, дослідження даних процесів, спрямовані на

визначення коефіцієнтів ефективної дифузії вологи з середини частинок матеріалу до їх поверхні за різних температур теплового агенту, є важливим для прогнозування енергетичних затрат на процес сушіння.

Для частинок кулястої форми диференціальне рівняння молекулярної дифузії має вигляд:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D_w^* \cdot \left(\frac{\partial^2 c}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{\partial c}{\partial r} \right), \quad (4.22)$$

або враховуючи, що $c = w^c \cdot \rho_{c.m.}$ залежність набуде вигляду:

$$\frac{\partial w^c}{\partial \tau} = D_w^* \cdot \left(\frac{\partial^2 w^c}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{\partial w^c}{\partial r} \right). \quad (4.23)$$

де w^c – середній вологовміст частинок кулястої форми, $кг H_2O/кг сух.м.$

Враховуючи те, що внутрішня пористість частинок кулястої форми є значною, а тепловий агент їх вільно обдуває, можемо допустити у першому наближенні, що числа Bi_D (дифузійні числа Bi_D) є великими, а саму задачу звести до граничних умов першого роду.

У початковий момент часу $\tau_0 = 0$, середній вологовміст частинок w^c є однаковим по цілому їх об'ємі, отже по всьому біжучому радіусі частинок r і дорівнює початковому вологовмісту частинок w_0^c , тому початкові умови можна представити у вигляді $w^c(r, \tau = 0) = w_0^c$. Якщо біжучий радіус частинки r є рівним радіусу частинки R , тобто $r = R$, то в будь-який момент часу τ середній вологовміст частинок w^c є рівним вологовмісту теплового агенту $w_{m.a.}$ і граничні умови можна представити у вигляді $w^c(r = R, \tau) = w_{m.a.}^c$. Оскільки зміна вологовмісту кожної частинки в напрямку від середини до поверхні відбувається рівномірно у всіх напрямках, то задачу можна вважати симетричною і умову симетрії представити у вигляді $\left(\frac{\partial w^c}{\partial r} \right)_{r=0} = 0$.

Отже, рівняння (4.23) доповнюємо початковими та граничними умовами:

$$\begin{cases} w^c(r, \tau = 0) = w_0^c, & w^c(r = R, \tau) = w_{m.a.}^c, \\ \left(\frac{\partial w^c}{\partial r} \right)_{r=0} = 0 \end{cases}, \quad (4.24)$$

де r, R – біжучий радіус і радіус частинки, м;

w^c, w_0^c – біжучі та початкові вологовмісти частинок кулястої форми, кг H_2O /кг сух. мат.;

$w_{m.a.}$ – вологовміст теплового агента, кг H_2O /кг сух. пов.

З врахуванням вищенаведених допущень, розв'язок системи (4.23) з початковими та граничними умовами першого роду (4.24) з обмеженнями $\tau > 0, w_{\kappa}^c \leq w^c \leq w_0^c$ представлений у вигляді:

$$\frac{w^c - w_p^c}{w_0^c - w_p^c} = \sum_{n=1}^{\infty} B_n \cdot e^{-\mu_n^2 \cdot Fo} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{b}{\pi^2 \cdot n^2} \cdot e^{-\frac{\pi^2 \cdot n^2 \cdot D_w^* \cdot \tau}{R^2}}, \quad (4.25)$$

де μ_n – корені характеристичного рівняння;

τ – час сушіння, с; $B_n = b / \mu_n^2$.

За великих чисел Фур'є $F_0 = D_w^* \cdot \tau / R^2$ (великі значення τ) членами суми $n > 1$ можна знехтувати, а прологарифмувавши рівняння (4.25) отримаємо залежність:

$$-\ln \left(\frac{w^c - w_p^c}{w_0^c - w_p^c} \right) = \ln \frac{b}{\pi^2} - \pi^2 \cdot \frac{D_w^* \cdot \tau}{R^2}, \quad (4.26)$$

Представивши експериментальні дані у вигляді графічної залежності $\ln[(w^c - w_p^c) / (w_0^c - w_p^c)]$ від часу сушіння τ, c (рис. 4.12), можна визначити коефіцієнт ефективної дифузії вологи із частинок кулястої форми подрібнених стебел соняшника у тепловий агент.

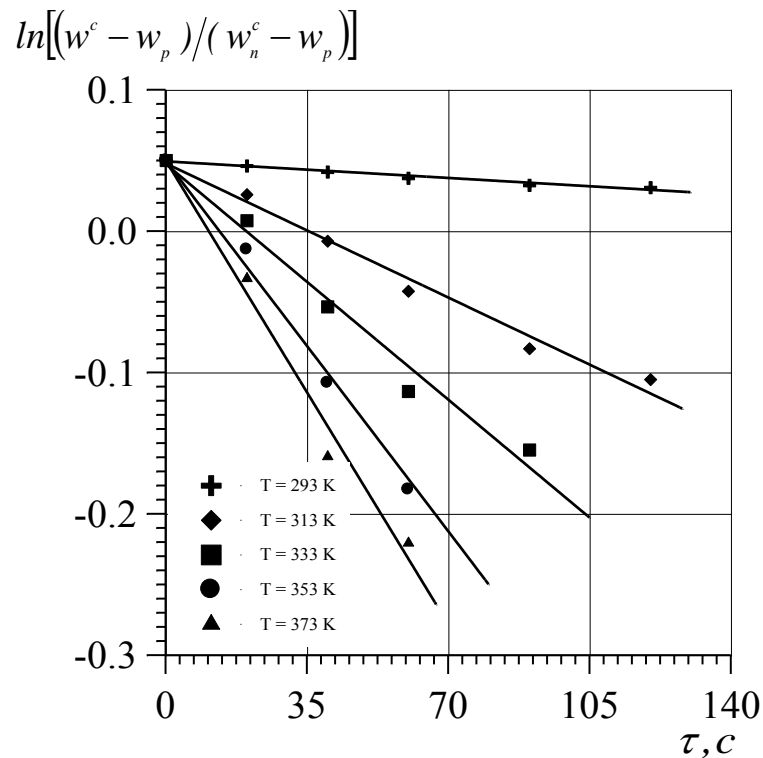


Рис. 4.12. Залежність $\ln\left[\frac{w^c - w_p}{w_n^c - w_p}\right]$ від часу τ фільтраційного сушіння шару призматичних частинок за різних температур теплового агенту

Як бачимо з рис. 4.12, графічні залежності $\ln\left[\frac{w^c - w_p}{w_n^c - w_p}\right] = f(\tau)$ мають лінійний характер і за тангенсом кута нахилу прямих до осі абсцис можна визначити коефіцієнти ефективної внутрішньої дифузії D_w^* за різних температур теплового агенту, тобто:

$$D_w^* = \frac{\text{tg}\alpha \cdot R^2}{\pi^2} \quad (4.27)$$

Значення коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії вологи з частинок подрібнених стебел соняшника округлої форми за різних температур теплового агенту представлено у таблиці 4.7.

Таблиця 4.7.

Значення коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії за різних температур теплового агенту

T, K	293	316	333	353	373
$tg\alpha \cdot 10^3$	0,16766	1,35638	2,38315	3,74806	4,69063
$D_w \cdot 10^{10}, m^2/c$	0,396	3,211	5,641	8,872	11,103

Збільшення температури теплового агенту приводить до зростання температури всередині частинок та тиску насиченої пари над поверхнею рідини всередині капілярів, внаслідок чого відбувається інтенсифікація дифузійних процесів. За результатами таблиці 4.7, побудована графічна залежність $D_w^* = f(T)$ (рис. 4.13).

$$D_w^* \cdot 10^{10}, m^2/c,$$

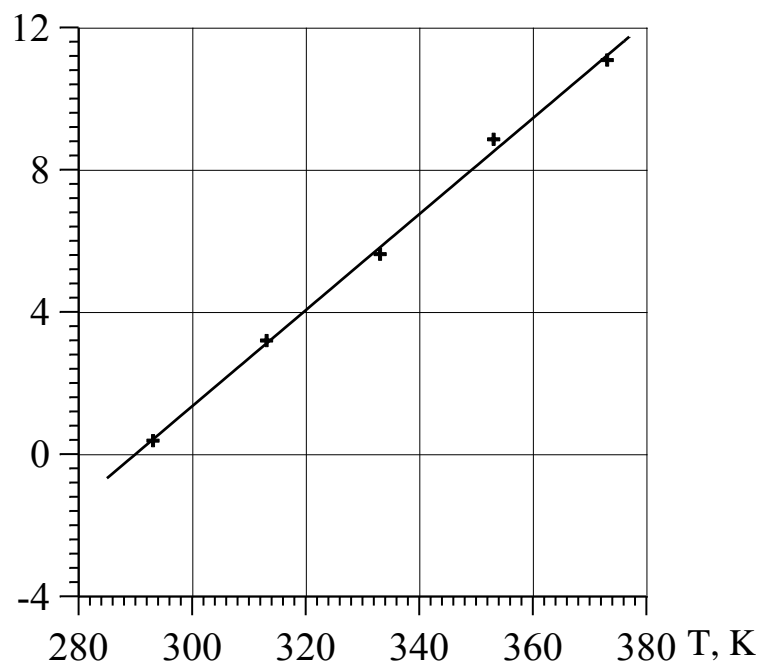


Рис. 4.13. Залежність коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії D_w^* від температури T теплового агенту для частинок подрібнених стебел соняшника кулястої форми

Дана залежність дає змогу визначати значення коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії для частинок подрібнених стебел соняшника кулястої форми за інших температур теплового агенту в межах її зміни від 293 до 373К.

Очевидно, що температурний фактор має значний вплив на значення коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії, що видно з графічної залежності $D_w^* = f(T)$ (рис. 4.13). Тоді розрахункову залежність для визначення коефіцієнту ефективної внутрішньої дифузії D_w^* за різних температур теплового агенту можна апроксимувати залежністю:

$$D_w^* = D_w^{293} + 1,35 \cdot 10^{-11} \cdot (T - 293) \quad (4.28)$$

Отримана залежність (4.28) добре узгоджується із експериментально визначеними значеннями коефіцієнтів ефективної внутрішньої дифузії за температур 293 – 373 К, а максимальна похибка не перевищує 8,4 %.

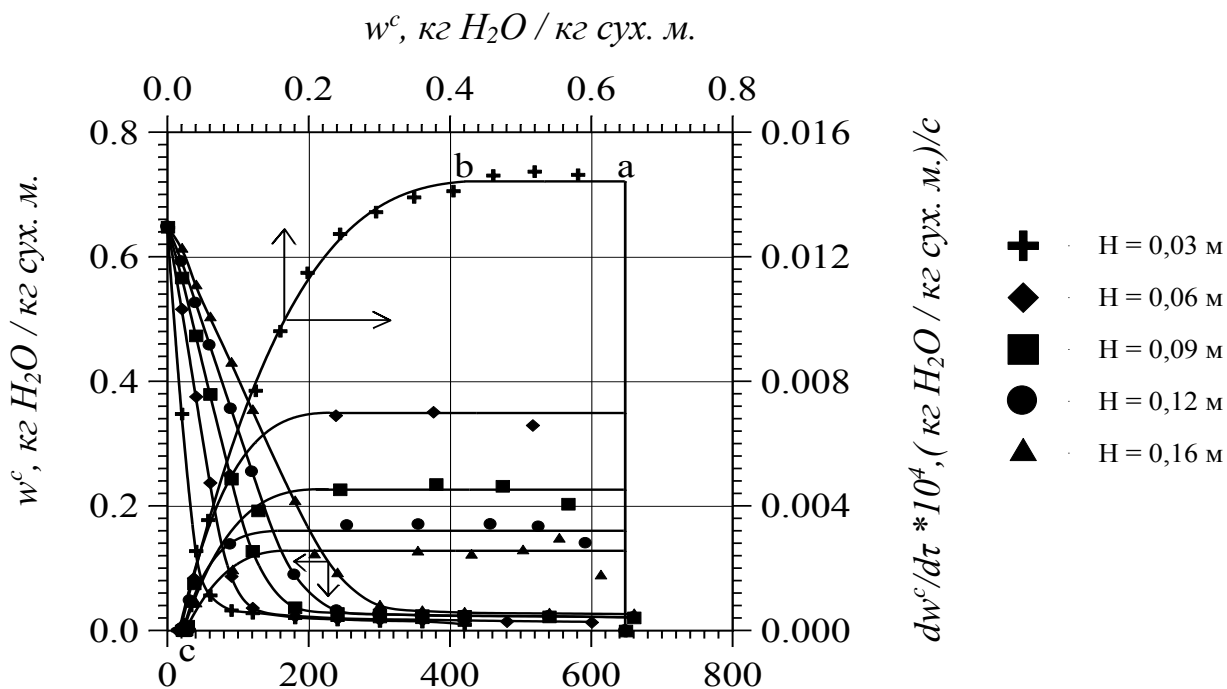
4.3. Дослідження кінетики процесу фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника

Експериментальні дослідження кінетики фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, швидкості сушіння залежно від біжучого вологовмісту матеріалу, динаміки видалення вологи із шару проводили на установці зображеній на рис. 2.1 та за методикою наведеною у другому розділі. Для проведення досліджень шар подрібнених стебел соняшника був сформований насипом і являв собою полідисперсну суміш частинок. Середній початковий вологовміст подрібнених стебел соняшника становив 60% і обумовлений наявністю вільної та зв'язаної вологи. Пористість такого шару становила $0,4 \text{ м}^3/\text{м}^3$, тому, вважали що тепловий агент рівномірно омиває частинки з усіх боків.

Дослідження проводили за різних висот шару матеріалу Н (30; 60; 90; 120; 160 мм), а також за різних параметрів процесу (температури Т 313; 333; 353; 373 К) та швидкості фільтрування теплового агенту v_0 (0,66; 0,99; 1,34; 1,68 м/с). Процес фільтраційного сушіння досліджували до досягнення матеріалом

кінцевого вологовмісту, який становив 4 – 6 кг H_2O /кг сух. мат. Вибраний діапазон температур теплового агента обумовлювався фізико-хімічними властивостями матеріалу (здатністю до самозаймання), а діапазон зміни швидкості профільтрування теплового агента крізь шар матеріалу був вибраний із врахуванням продуктивності промислових вентиляторів та виходячи із того, що в промислових установках загальна площа зони сушіння може становити 4–6 м². Діапазон зміни висоти стаціонарного шару матеріалу був вибраний згідно рекомендацій, представлених у роботі [54], де мінімальна висота шару повинна бути не меншою, ніж $20d_{\text{ус.част}}$ та із міркувань забезпечення максимально можливого рівномірного прогрівання шару. За результатами експериментальних досліджень побудовано графічні залежності рис. 4.14-4.16.

Результати досліджень впливу висоти шару матеріалу у діапазоні зміни від 30 до 160 мм на час сушіння (за однакової температури та швидкості фільтрування теплового агента) представлені у вигляді графічних залежностей на рис. 4.14, з яких видно, що зростання висоти шару подрібнених стебел соняшника приводить до збільшення тривалості сушіння, що пояснюється зростанням шляху переміщення фронту масообміну до перфорованої перегородки.



τ, c

Рис. 4.14 Кінетика та швидкість сушіння біомаси соняшника за різних висот шару матеріалу ($T = 353 K; v_0 = 1,66 м/с$)

Оскільки одним із визначальних параметрів, який впливає на кінетику процесу фільтраційного сушіння, є температура теплового агента, були проведені дослідження у діапазоні її зміни від 313 до 373 К, а результати досліджень представлені у вигляді графічних залежностей на рис. 4.15. Зростання температури теплового агента (за однакової висоти шару матеріалу та швидкості фільтрування теплового агента) приводить до інтенсифікації внутрішньодифузійних процесів перенесення вологи в матеріалі, що сприяє інтенсифікації процесу фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника вцілому.

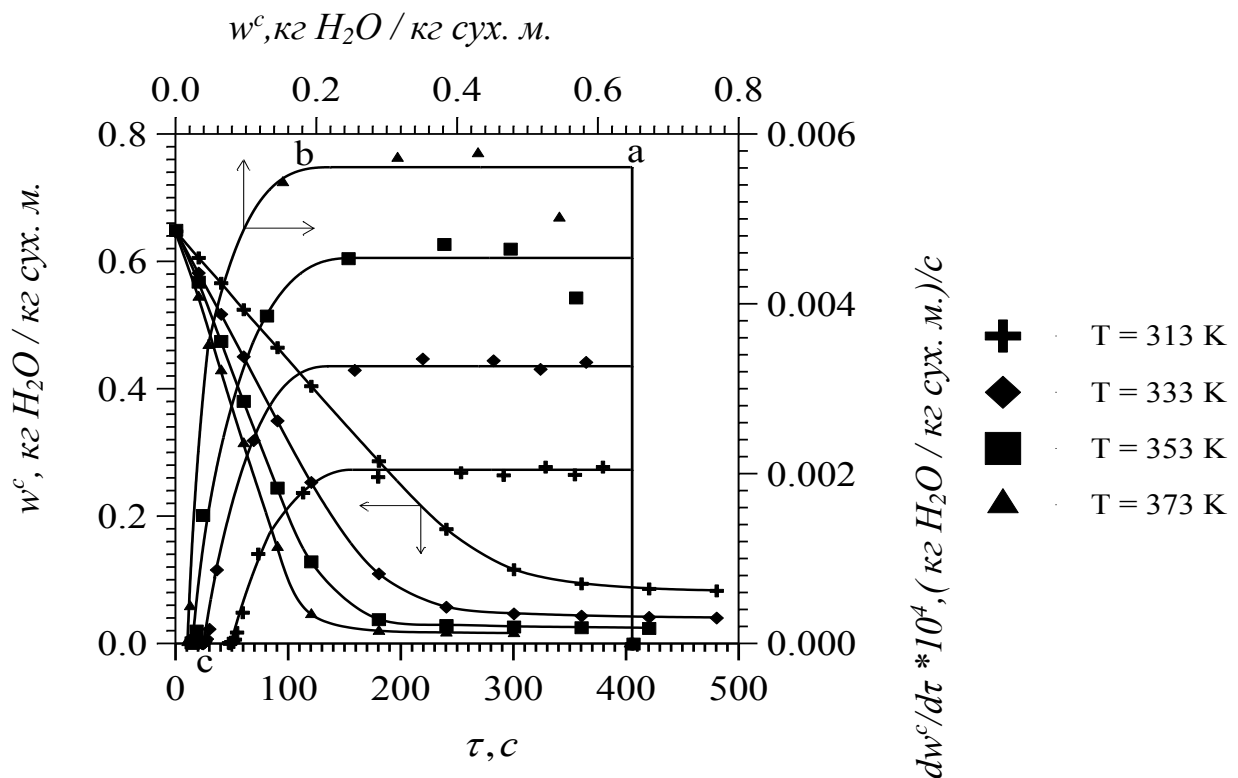


Рис. 4.15. Кінетика та швидкість сушіння біомаси соняшника за різної температури теплового агента ($v_0 = 1,66 м/с; H = 0,09 м$)

Вплив швидкості фільтрування теплового агента крізь шар матеріалу на процес фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника досліджували в

області її зміни від 0,66 м/с до 1,68 м/с, а результати досліджень представлені у вигляді графічних залежностей на рис. 4.16. Збільшення швидкості фільтрування теплового агента (за однакової висоти шару і температури теплового агента) приводить до скорочення тривалості сушіння, оскільки збільшується кількість внесеної теплоти в пористий шар подрібнених стебел соняшника, а також приводить до зростання коефіцієнтів тепло- і масовіддачі, окрім цього збільшення швидкості фільтрування теплового агента сприяє зменшенню товщини гідравлічного, теплового та дифузійного шарів, що приводить до інтенсифікації процесу тепло- та масоперенесення і дає змогу випарувати більше вологи внаслідок інтенсифікації процесу.

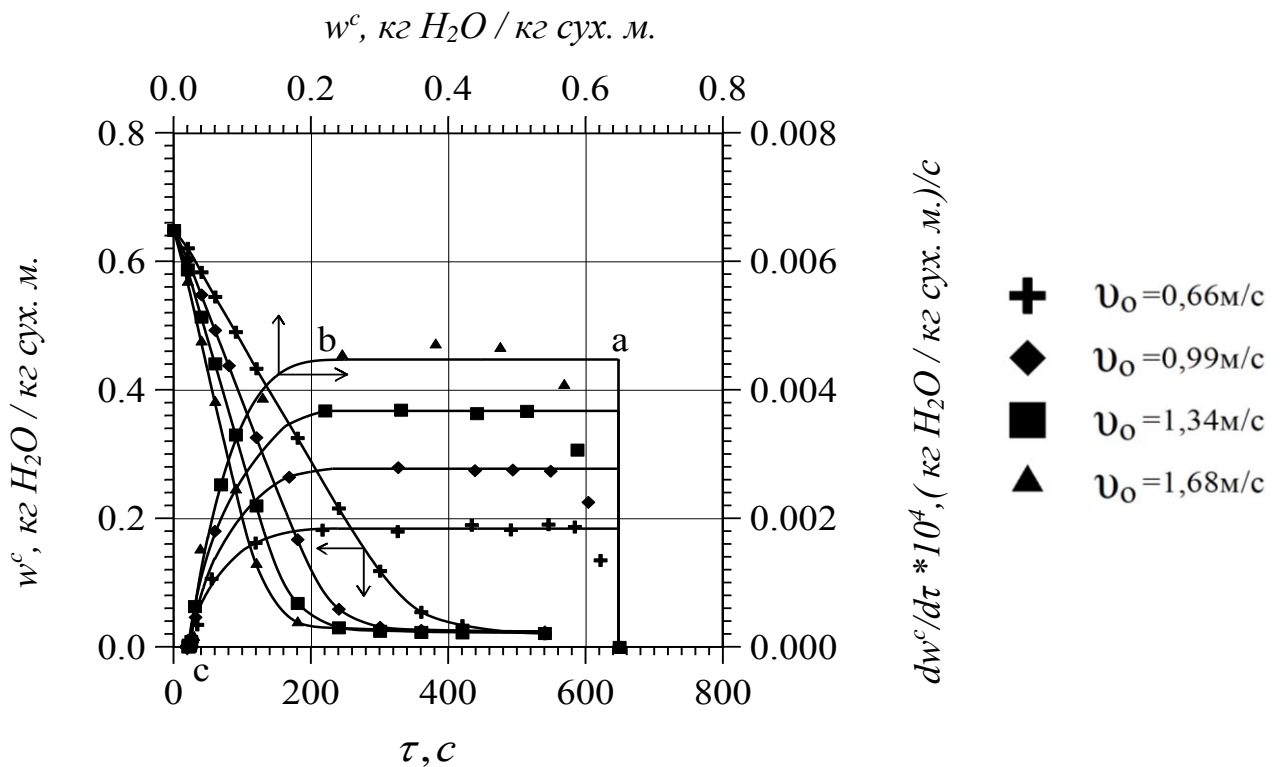


Рис. 4.16. Кінетика та швидкість сушіння біомаси соняшника за різної швидкості фільтрування теплового агента ($T = 353 \text{ K}$; $H = 0,09 \text{ м}$)

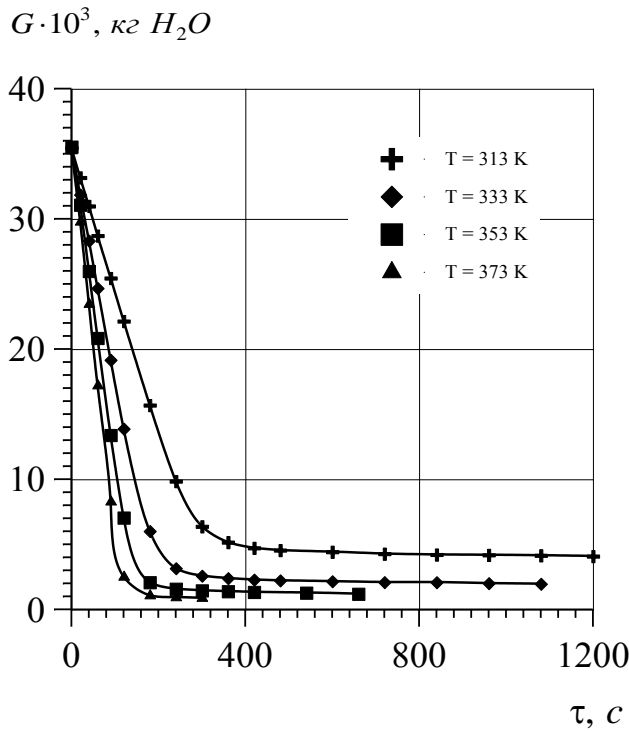
З представлених кінетичних кривих (рис. 4.14 – 4.15) можна також зробити висновок про переміщення фронту масоперенесення у шарі матеріалу, що є важливим для встановлення механізму фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника. Представлені кінетичні криві характеризуються наявністю

періодів повного та часткового насичення теплового агенту вологою. Період повного насичення теплового агенту парами вологи існує до моменту досягнення фронту масообміну перфорованої перегородки і на кінетичних кривих вказаному періоду відповідає пряма лінія, тангенс кута нахилу якої визначає швидкість переміщення зони масообміну. Тангенс кута нахилу прямолінійних ділянок кінетичних кривих зменшується із ростом висоти шару подрібнених стебел соняшника (рис. 4.14), що свідчить не про зменшення швидкості переміщення фронту масообміну, а пояснюється зростанням шляху його переміщення до перфорованої перегородки. Із зростанням температури (рис. 4.15) та швидкості фільтрування (рис. 4.16) теплового агенту тангенс кута нахилу прямих зростає, що пояснюється ростом сушильного потенціалу. Період часткового насичення настає після досягнення фронтом масообміну перфорованої перегородки, внаслідок цього кількість вологого матеріалу зменшується, тепловий агент лише частково насичується парами вологи та його температура на виході із шару зростає. Цьому періоду відповідає криволінійна ділянка на кінетичних кривих фільтраційного сушіння.

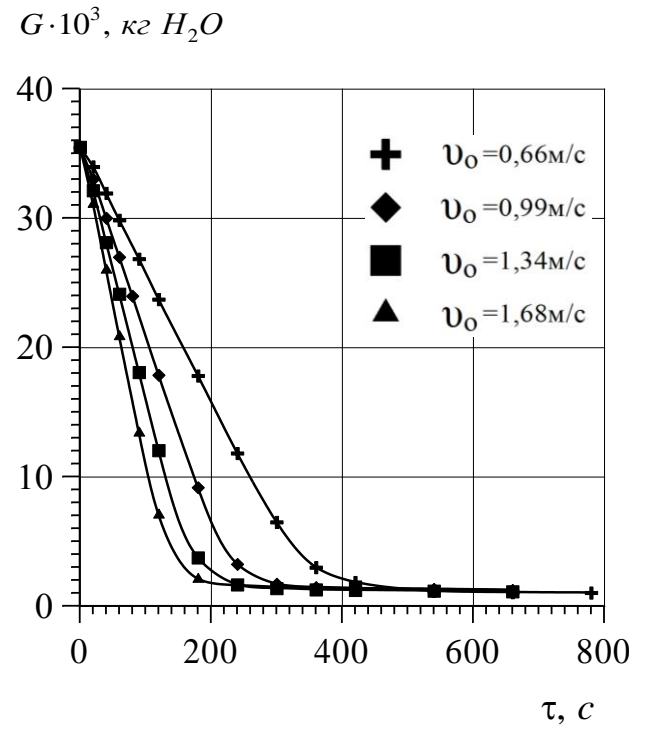
Для дослідження механізму фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, на рис. 4.14 – 4.16 представлені залежності швидкості сушіння залежно від вологовмісту останніх, тобто $dw^e/d\tau = f(w^e)$ за різних висот шару матеріалу, температур та швидкостей теплового агенту. Аналіз графічних залежностей швидкості сушіння (рис. 4.14 – 4.16), підтверджує наявність зонального механізму фільтраційного сушіння, який був досліджений автором роботи [52]. Для усіх висот шару подрібнених стебел соняшника криві швидкості характеризуються наявністю кількох ділянок. Горизонтальна лінія (a-b) характеризує період повного насичення теплового агенту вологою, тобто висота шару є достатньою для насичення теплового агенту парами вологи. Як видно із рис. 4.14, довжина горизонтальної лінії залежить від висоти шару, тобто наявність періоду повного насичення теплового агенту парами вологи та його тривалість визначається висотою шару вологого матеріалу та величиною рушійної сили процесу сушіння (різницею парціальних тисків водяної пари у

тепловому агенті і на поверхні частинок). З плином часу фронт масообміну переміщається в напрямку руху теплового агента і досягає перфорованої перегородки (точка b). Внаслідок неможливості розширення фронту масообміну, насичення теплового агента вологою зменшується і настає період часткового його насичення парами води (лінія b-c). З представленої графічної залежності (рис. 4.14) видно, що за однакових параметрів теплового агента із зростанням висоти шару матеріалу тангенс кута нахилу прямих змінюється. Таке явище пояснюється тим, що вологовміст подрібнених стебел соняшника визначали ваговим методом, за однакової кількості залишкової води в шарі, маса сухої біомаси була тим більшою, чим вищим був шар.

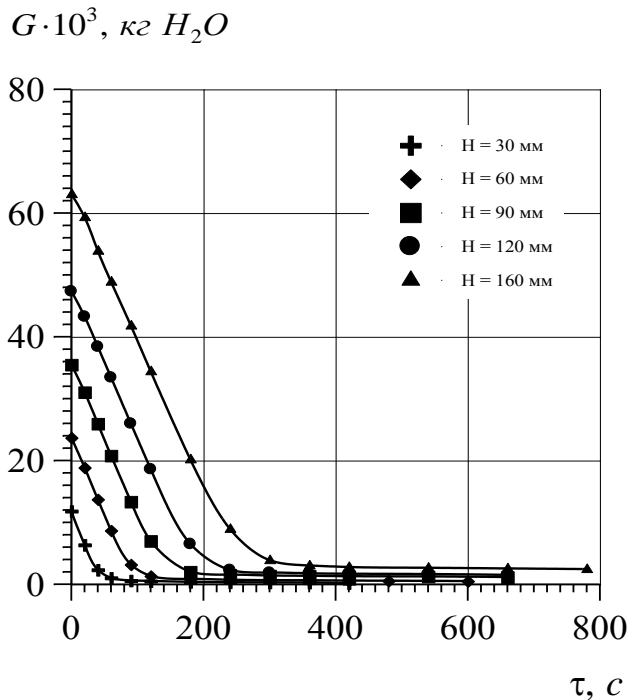
Для пояснення фізичної суті процесу фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, на рис. 4.17 (а, б, в) представлено динаміку видалення води за різних температур та швидкостей профільтрування теплового агента та висот шару матеріалу. Для цього експериментальні дані представляли у вигляді залежності зміни залишкової маси води в шарі матеріалу від часу $G = f(\tau)$. Інтенсивність сушіння (кількість випареної води за одиницю часу) визначається за тангенсом кута нахилу прямолінійних частин кривих $G = f(\tau)$ до осі абсцис. Дослідження динаміки виділення води із шару матеріалу за різних температур фільтрування теплового агента (рис. 4.17 (а)) та швидкостей (рис. 4.17(б)) показали, що зростання останніх приводить до збільшення кількості води, що видаляється з шару. Таким чином підтверджено, що динаміка видалення води не залежить від висоти шару, про що свідчить паралельність прямолінійних ділянок кривих (рис. 4.17(в)), а визначається величиною сушильного потенціалу теплового агента, який залежить від температури і об'ємної витрати останнього та, відповідно, з їх зростанням кількість води, що видаляється з шару збільшується.



а



б



в

Рис. 4.17. Динаміка видалення
вологи із шару подрібнених стебел
соняшника

а) $v_0 = 1,66 \text{ м/с}; H = 0,09 \text{ м}$

б) $T = 80^\circ\text{C}; H = 0,09 \text{ м}$

в) $T = 80^\circ\text{C}; v_0 = 1,66 \text{ м/с}$

Варіювання технологічними параметрами дає змогу змінювати енергозатрати на процес сушіння, тобто керувати інтенсивністю тепломасообміну, тим самим впливаючи на якість продукції. Оскільки процес сушіння є енергоємним, то оптимальний режим фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника повинен характеризуватися такими параметрами

агенту сушіння (температурою і швидкістю руху), а також висотою шару матеріалу, за яких енерговитрати на реалізацію процесу були б мінімальними, тривалість сушіння була б незначною, якість висушеного матеріалу задовольняла технологічні регламенти виготовлення твердого біопалива. На основі проведених розрахунків енергозатрат на реалізацію процесів фільтраційного сушіння за різних параметрів теплового агента та висот шару матеріалу запропоновано оптимальні параметри, за яких енерговитрати є мінімальними, а саме: $H=0,06\text{м}$; $v_0=1,7\text{м/с}$; $T=353\text{К}$ (Додаток Г).

Висновки до четвертого розділу

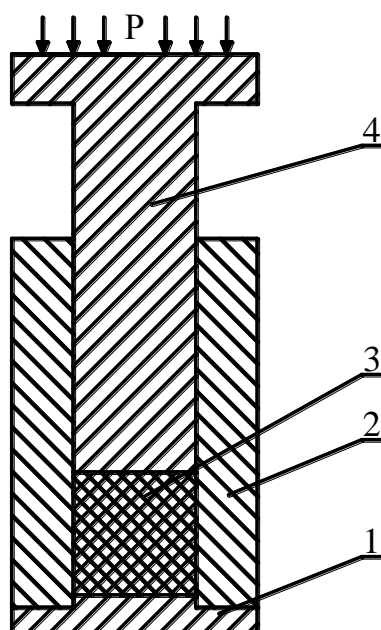
1. Отримано критеріальні залежності, які дають змогу визначати коефіцієнти тепловіддачі від теплового агента до стаціонарного шару сухих $Nu = 0,3 \cdot Re_e^{0,9} \cdot Pr^{0,33}$ та вологих $Nu = 0,06 \cdot Re_e^{0,6} \cdot Pr^{0,33}$ подрібнених стебел соняшника, а також коефіцієнти масовіддачі $Sh = 0,06 \cdot Re_e^{0,6} \cdot Sc^{0,33}$ в межах зміни числа Рейнольдса $20 \leq Re_e \leq 100$ з достатньою для практичних розрахунків точністю.
2. Визначено залежність коефіцієнта ефективної внутрішньої дифузії вологи в навколишнє середовище від температури для зовнішніх $D_w^* = D_w^{293} + 1,45 \cdot 10^{-9} (T - 293)$ та внутрішніх тканин стебел соняшника $D_w^* = D_w^{293} + 1,35 \cdot 10^{-11} (T - 293)$ в межах зміни температури теплового агента $293 \leq T \leq 373 \text{ К}$.
3. На основі експериментальних досліджень кінетики фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника за різних висот шару, швидкості фільтрування теплового агента та температури встановлено, що раціональні параметри процесу, за яких затрати на сушіння будуть найменшими ($H=0,06\text{м}$; $v_0 = 1,7 \text{ м/с}$; $T=353\text{К}$).
4. Основні результати опубліковані в працях [137-140].

РОЗДІЛ 5

**ОТРИМАННЯ ТВЕРДОГО БІОПАЛИВА, АПАРАТУРНЕ
ОФОРМЛЕННЯ ТА РОЗРАХУНОК ЕКОНОМІЧНОЇ ЕФЕКТИВНОСТІ
ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ПОДРІБНЕНИХ СТЕБЕЛ
СОНЯШНИКА**

5.1. Формування паливних брикетів та визначення їх фізико-механічних властивостей

Із висушених подрібнених стебел соняшника до вологовмісту $w^c = 0,1 \text{ кг } H_2O / \text{кг сух. м.}$ шляхом пресування на випробувальному пресі ИП-1000М для експериментальних досліджень фізико-механічних характеристик паливних брикетів була виготовлена експериментальна партія в кількості 200 шт. Подрібнені стебла соняшника засипати в прес-форму (рис. 5.1), яку поміщали в гідравлічний прес ИП-1000М. Зусилля пресування становило 884 кН, що відповідало створеному тиску пресування 60 МПа.



1 - основа, 2 - матриця, 3 - матеріал, 4 - поршень

Рис. 5.1. Прес-форма для формування брикету

Зусилля пресування контролювали електронним силівимірювачем пресу з похибкою $\pm 1\%$. Після досягнення заданого тиску, сформований брикет витримували впродовж 10 с для остаточного склеювання частинок подрібнених стебел соняшника. Видалення брикету з матриці відбувалося за рахунок виштовхування матриці пуансоном.

На першій стадії процесу пресування відбувається незначне ущільнення матеріалу завдяки зближенню частинок та їх зміщенню, що приводить до заповнення порожнеч у матеріалі. На другій стадії, із збільшенням тиску пресування, відбувається інтенсивне ущільнення матеріалу за рахунок пружних властивостей матеріалу (частинки взаємовклинаються) та пластичних властивостей (частинки змінюють форму і щільніше прилягають одна до одної). Високий тиск на кінцевому етапі пресування приводить до переходу пружних деформацій частинок у пластичні, тому на третій стадії відбувається об'ємне стискування утвореного брикету. Процеси пресування супроводжуються виділенням тепла, внаслідок чого лігнін, який міститься в рослинній сировині розм'якшується та склеює її частинки. Механічна міцність утвореного брикету залежить від прикладеного тиску, часу витримки, однак значною мірою на щільність брикетів впливає ступінь подрібнення та вологість сировини.

Характеристики брикетів з подрібнених стебел соняшника визначали згідно методик [141]. Щільність брикету була визначена, як відношення його маси до об'єму (вимірювання основних розмірів брикету: довжини L , ширини b та висоти h , на основі яких розраховувався об'єм проводили за допомогою електронного штангенциркуля). Результат отримано як середнє арифметичне з десяти замірів і зважувань та наведено у таблиці 5.1. З метою визначення якості паливних брикетів, їх випробовували на міцність, згинання, стирання та механічну міцність на скидання.

Характеристики брикетів з подрібнених стебел соняшника

Довжина брикету	Ширина брикету	Висота брикету	Відстань між призмами	Міцність брикетів на згинання	Механічна міцність брикету на згинання	Механічна міцність брикету на згинання	Щільність брикету
L, м	h, м	b, м	ℓ , м	σ , МПа	$\sigma_{\text{мех.ст}}$, %	$\sigma_{\text{мех}}$, %	γ , кг/м ³
0,155	0,095	0,065	0,1085	3,8	91,7	92,1	890

Визначення міцності брикетів на згинання, на металеву плиту розміщували паралельно дві металеві призми (рис. 5.2), відстань ℓ між якими можна регулювати. Для проведення досліджень відстань між призмами встановлювали $\ell = 0,7L$ довжини брикету [141]. На призми встановлювали досліджуваний брикет і поверх нього посередині (відносно положення призми і паралельно їм) встановлювали верхню призму, яка передавала навантаження. На верхній клин збільшували навантаження і експеримент припиняли, коли стрілка вимірювача зусилля починала рухатися проти годинникової стрілки (в момент відсутності опору). Навантаження на момент руйнування брикету визначали по іншій стрілці вимірювача сили, яка вказує максимальне навантаження за період проведення експерименту. У місці зламу брикету, вимірювали ширину і висоту зразка (дослідження проводили на десяти зразках і результати усереднювали).

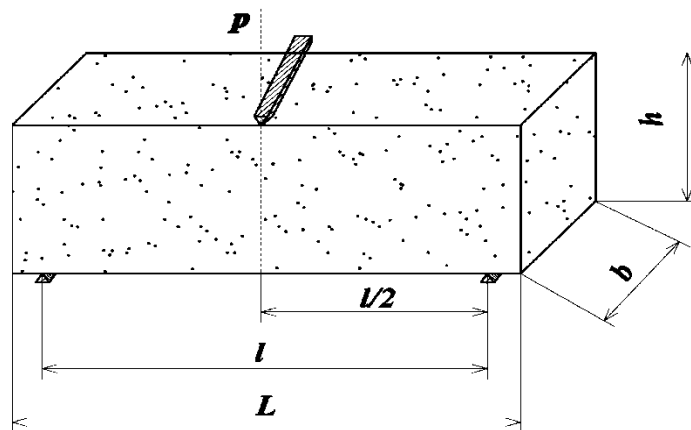


Рис. 5.2. Схема пристрою для визначення міцності брикетів на згинання
Міцність брикетів на згинання брикетів розраховували згідно залежності:

$$\sigma = \frac{M_{32}}{W_{3Г}}, \quad (5.1)$$

де $M_{32} = \frac{P \cdot \ell}{4}$ – найбільший згинальний момент; P – руйнівне навантаження;

$W_{3Г} = \frac{b \cdot h^2}{6}$ – момент опору.

Результат отримували як середнє арифметичне з десяти вимірювань, які наведені у таблиці 5.1.

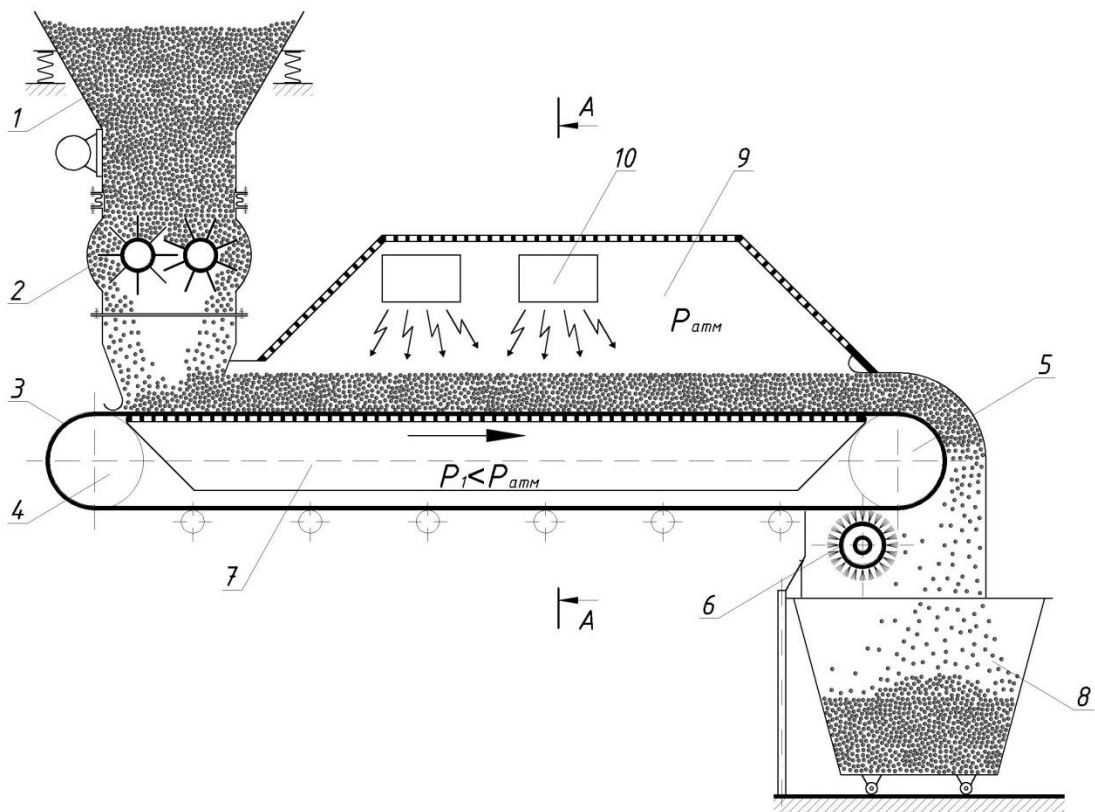
Механічну міцність брикетів на стирання визначали за допомогою обертового барабана, діаметром 500 мм та частотою обертання 25 хв⁻¹. В барабан завантажували 10 брикетів, включали барабан. Після здійснення барабаном 100 обертів барабан зупиняли. Матеріал розсіювали на ситі з отворами 25 мм. Механічну міцність на стирання розраховано виходячи з втрати маси брикетами під час стирання їх у барабані, отримані результати наведені у таблиці 5.1.

Механічну міцність брикетів на ударний вплив (скидання) оцінювалася при скиданні на чавунну плиту 10 брикетів з висоти 1,5 м. Механічну міцність брикетів на ударний вплив розраховано за кількістю утвореного дріб'язку, методом ситового аналізу, тобто шляхом просіювання крізь сито з отворами 25 мм. Отримані результати наведені у таблиці 5.1.

Аналізуючи результати проведених експериментальних досліджень наведених у табл. 5.1 можна зробити висновок, що якість отриманих брикетів з подрібнених стебел соняшника є задовільною і відповідає діючим стандартам щодо паливних брикетів.

5.2. Установка фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника та методика її розрахунку

Для сушіння подрібнених стебел соняшника пропонується установка фільтраційного сушіння зображена на рис. 5.3. Установка фільтраційного сушіння сипких дисперсних матеріалів складається із завантажувального бункера 1, у якому розміщений дозуючий пристрій 2. Під завантажувальним бункером 1 розміщений стрічковий транспортер 3, виконаний у вигляді перфорованої стрічки встановленої на привідний барабан 4 та натяжний барабан 5. На протилежній стороні від завантажувального бункера 1 під стрічковим транспортером 3 закріплена щітка 6 видалення залишків матеріалу та встановлений розвантажувальний бункер 8.

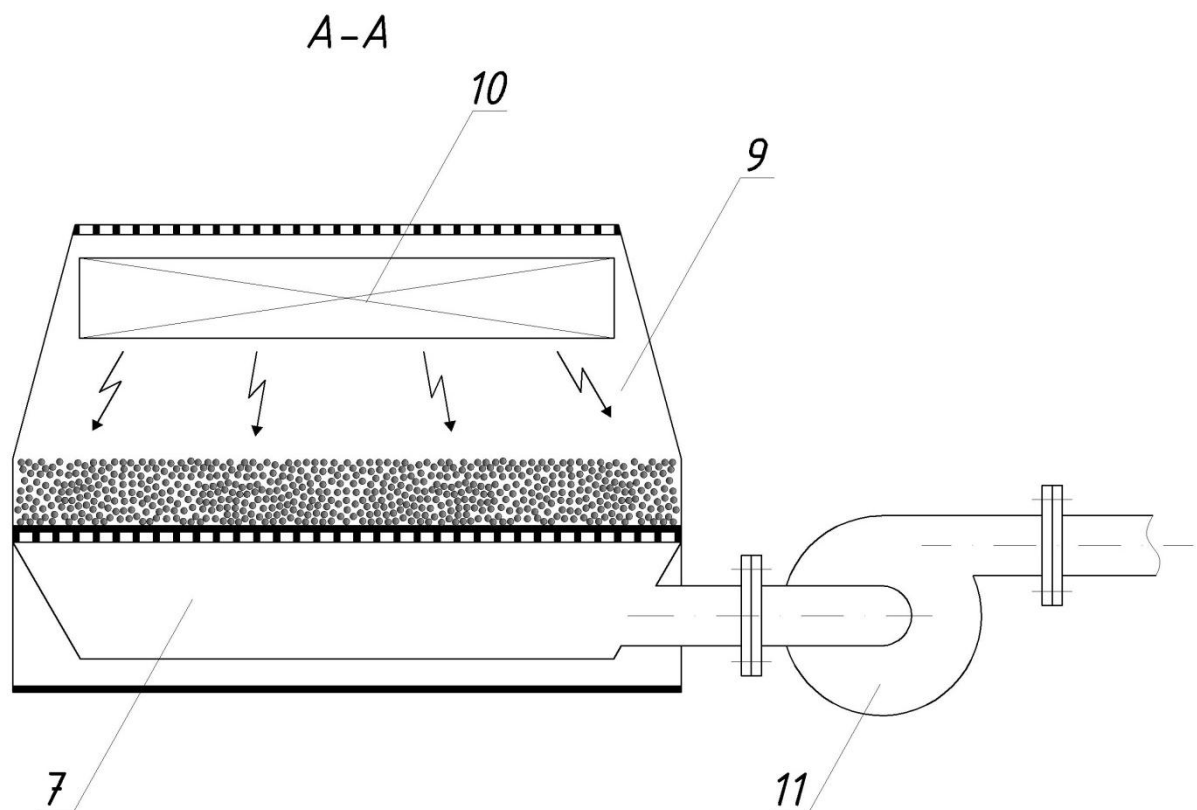


- 1 – завантажувальний бункер, 2 – дозуючий пристрій, 3 – стрічковий транспортер, 4 – привідний барабан, 5 – натяжний барабан, 6 – щітка, 7 – камера розрідження, 8 – розвантажувальний бункер, 9 – камера сушіння, 10 – надвисокочастотний випромінювач

Рис. 5.3. Установка фільтраційного сушіння сипких дисперсних матеріалів

Під стрічкою транспортеру 3 розміщена камера розрідження 7, яка з'єднана з вентилятором 11. Верхня частина камери розрідження 7 виконана перфорованою. Над стрічковим транспортером 3 розміщена камера мікрохвильового сушіння 9 з розміщеними у ній надвисокочастотними випромінювачами 10.

На рис. 5.4 зображений поперечний переріз А–А установки фільтраційного сушіння (рис. 5.3).



7 – камера розрідження, 9 – камера сушіння, 10 – надвисокочастотний випромінювач, 11 – вентилятор

Рис. 5.4. Поперечний переріз установки фільтраційного сушіння сипких дисперсних матеріалів

Установка працює наступним чином. Вологі подрібнені стебла соняшника засипають у завантажувальний бункер 1. Включають надвисокочастотний випромінювач 10, вентилятор 11, який під'єднаний до камери розрідження 7, дозуючий пристрій 2 і стрічковий транспортер 3, який приводять в рух за

допомогою привідного барабану 4 і натяжного 5. В камері мікрохвильового сушіння 9 вологі стебла соняшника нагріваються надвисокочастотним випромінювачем 10 а повітря з навколишнього середовища крізь перфоровану поверхню камери 9 фільтрується внаслідок створеного вентилятором 11 розрідження, крізь шар нагрітого вологого матеріалу, насичується парами вологи і вентилятором 11 виноситься за межі сушильної установки. Вологий матеріал переміщається стрічковим транспортером 3 до розвантажувального бункера 8 вздовж камери мікрохвильового сушіння 9, внаслідок чого висушується. Залишки сухого матеріалу на стрічковому транспортері 3 видаляють щіткою 6 в бункер 8.

На рис. 5.5. зображена схема диференційно перфорованої поверхні камери розрідження 7. Згідно рекомендацій наведених у технічній літературі [87] перфорацію виконують таким чином, щоби сумарні втрати “перфорована перегородка – шар дисперсного матеріалу” були сталими протягом всього процесу сушіння і охолодження.

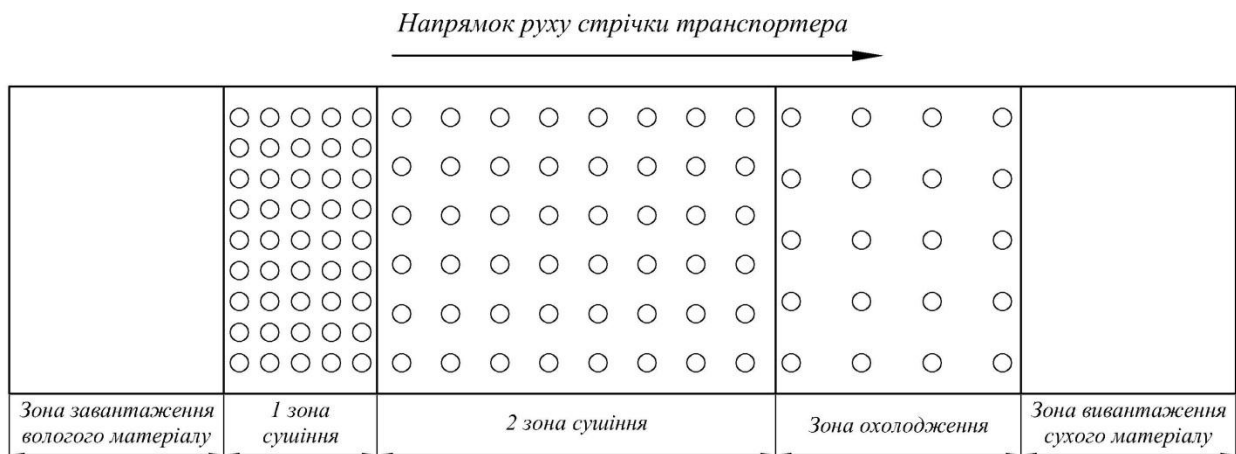


Рис. 5.5. Схема диференційного перфорування поверхні камери розрідження

Довжина 1 зони сушіння залежить від товщини шару вологих подрібнених стебел соняшника і її визначають за часом досягнення фронтом масообміну перфорованої перегородки (період повного насичення теплового агенту вологою). Довжина другої зони сушіння залежить від необхідного кінцевого вологовмісту подрібнених стебел соняшника і її визначають за необхідним часом

сушіння. Третя зона призначена для охолодження висушеного матеріалу до заданої кінцевої температури. Експериментально встановлено, що для охолодження висушеної маси соняшника до температури 24°C довжина третьої зони сушіння повинна становити приблизно 1/3 від довжини другої зони сушіння.

Методика розрахунку установки фільтраційного сушіння. Щоби розрахувати конструктивні розміри установки фільтраційного сушіння поступають наступним чином:

1. Із технічної літератури визначають всі необхідні довідникові дані (теплофізичні характеристики, уявну і насипну густину тощо).

2. Проводять пошуковий експеримент для визначення початкової вологості подрібнених стебел соняшника, визначають усереднені розміри частинок, пористість частинок ε_{en} , пористість шару $\varepsilon_{ш}$.

3. Задаються кінцевим вологовмістом висушеного матеріалу в межах 0,08–0,1 $кгH_2O/кг\text{ сух. м.}$

4. Задаються температурою в межах 60–80°C, і фіктивною швидкістю фільтрування теплового агенту 1,5–2,0 м/с.

5. Задаються товщиною шару дисперсного матеріалу в межах 60 – 100 мм, залежно від початкового вологовмісту матеріалу та необхідної продуктивності.

6. Визначають загальний час сушіння до кінцевої вологості враховуючи те, що час повного насичення теплового агенту становить 200–240с, загальний час висушування подрібнених стебел соняшника до кінцевої вологості 0,08–0,1 $кгH_2O/кг\text{ сух. м.}$, а охолодження – 180–200с.

$$\tau_3 = \tau_I + \tau_{II} + \tau_{III} \quad (5.2)$$

7. Задаються швидкістю руху стрічки вздовж зони сушіння і визначають її довжину:

$$L = v_k \cdot \tau_3 \quad (5.3)$$

8. Виходячи із необхідної довжини зони сушіння, перфоровану поверхню камери розрідження розбивають на окремі секції, живий переріз яких буде різним, щоби сумарні втрати тиску «дисперсний матеріал–перфорована перегородка» вздовж зони сушіння були однаковими, що забезпечить постійну швидкість фільтрування.

9. Окрім розрахованої довжини зони сушіння, в сушильній установці необхідно передбачити зону завантаження вологого матеріалу $L_{зав.}$ і зону вивантаження сухого матеріалу.

10. Розраховують необхідну загальну довжину сушильної зони і визначають габарити стрічкової установки фільтраційного сушіння:

$$L_{заг.} = L + L_{зав.} + L_{виван.} \quad (5.4)$$

11. На основі кінетичної кривої фільтраційного сушіння будують графічну залежність $w^c = f(L)$, і визначають зміну вологості вздовж зони сушіння, а також середню вологість на кожному секторі.

12. Розраховують середні втрати тиску в шарі подрібнених стебел соняшника за розрахунковою залежністю (3.5) наведеною у третьому розділі.

13. Розраховують необхідні втрати тиску у перфорованій перегородці на кожному секторі вздовж зони сушіння, таким чином, щоби сумарні втрати “шар дисперсного матеріалу – перфорована перегородка” були постійними.

$$\Delta P_{сум.} = \Delta P_{в. ш.} + \Delta P_{пер. пер.} = \text{const} \quad (5.5)$$

14. Розраховують живий переріз перфорованої перегородки кожного сектора вздовж зони сушіння за розрахунковою залежністю:

$$S = 1,76 \sqrt{\frac{2 \cdot \Delta P_{\text{пер. пер.}}}{10^4 \cdot \rho \cdot v^2}} \quad (5.6)$$

В першій зоні сушіння вологих подрібнених стебел соняшника втрати тиску у перфорованій перегородці повинні бути мінімальними, тому згідно рекомендацій наведених у технічній літературі живий переріз повинен бути $S \geq 30\%$.

15. З конструктивних міркувань (з точки зору зручності обслуговування сушильної зони) задаються шириною стрічки “А”.

16. Визначають продуктивність сушильної установки:

$$G = H \cdot A \cdot v_k \cdot \rho_{\text{нас.}}, \left[\frac{\text{кг}}{\text{с}} \right] \quad (5.7)$$

17. Визначають витрату теплового агенту:

$$Q = L_{\text{заг}} \cdot A \cdot v_0, \left[\frac{\text{м}^3}{\text{с}} \right] \quad (5.8)$$

18. На основі розрахованих $\Delta P_{\text{сум}}$ і Q , вибирають тип вентилятора і частоту обертання його колеса для створення в сушарці необхідного розрідження.

5.3. Економічна ефективність сушіння подрібнених стебел соняшника

Для того, щоб оцінити економічну доцільність фільтраційного методу висушування, важливим є проведення розрахунків корисної різниці між затраченою енергією на фільтраційне сушіння подрібнених стебел соняшника та їх нижчою теплотворною здатністю за різного кінцевого вологовмісту висушеного матеріалу. На основі таких розрахунків можна обґрунтувати

оптимальний вологовміст сировини, за якої затрати на сушіння були б оптимальними, брикети мали б високу теплотворну здатність та міцність.

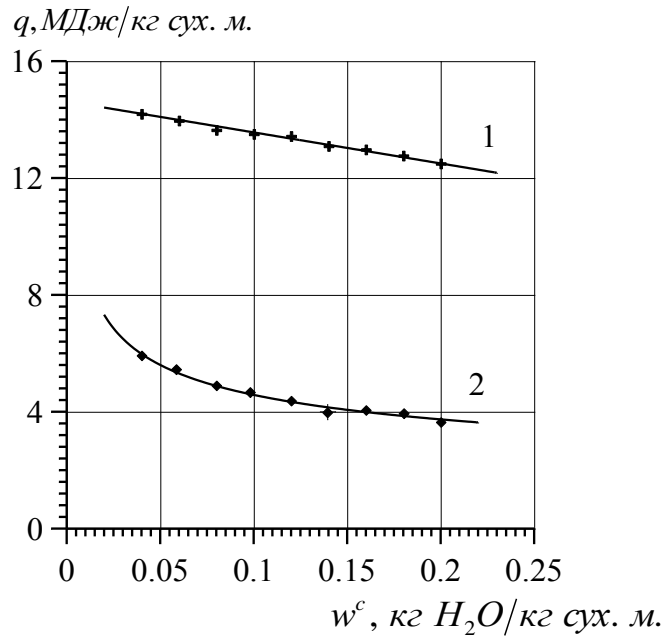
Експериментальні дослідження з визначення теплотворної здатності подрібнених стебел соняшника проводили у “калориметричній” бомбі за методикою, наведеною у [142]. Результати досліджень, у межах зміни вологовмісту, який відповідає технологічним вимогам процесу виробництва твердого біопалива, наведені у таблиці 5.2. З отриманих експериментальних даних видно, що під час зменшення вологовмісту подрібнених стебел соняшника нижча теплотворна здатність зростає і за значення $w^e = 0,04 \text{ кг } H_2O/\text{кг сух. м.}$ становить $14.2 \text{ МДж/кг сух. м.}$ За отриманими результатами побудовано графічну залежність зміни нижчої теплотворної здатності залежно від вологовмісту подрібнених стебел соняшника (рис. 5.6 крива 1).

Окрім цього були проведені розрахунки затрат енергії для висушування подрібнених стебел соняшника в межах зміни їх вологовмісту від 0.2 до $0,04 \text{ кг } H_2O/\text{кг сух. м.}$, на основі яких побудовано графічну залежність (рис. 5.6 крива 2), з якої видно, що затрати на фільтраційне сушіння подрібнених стебел соняшника зростають із зменшенням кінцевого вологовмісту.

Таблиця 5.2.

Залежність нижчої теплотворної здатності подрібнених стебел соняшника від вологовмісту

Вологовміст w^e , кг H_2O /кг сух. м.	0.2	0.18	0.16	0.14	0.12	0.1	0.08	0.06	0.04
Нижча теплотворна здатність q , МДж/кг сух. м.	12.5	12.77	12.98	13.1	13.44	13.51	13.65	13.97	14.2



1 – нижча теплотворна здатність(експериментальні дані).

2 – затрати на фільтраційне сушіння

Рис. 5.6. Залежність нижчої теплотворної здатності і затрат теплоти на сушіння подрібнених стебел соняшника від вологовмісту

На практиці важливим завданням є визначення економічно обґрунтованого кінцевого вологовмісту подрібнених стебел соняшника, який би відповідав вимогам, що ставляться до сировини для виготовлення пелет чи брикетів. Разом із цим необхідно забезпечити максимальну корисну різницю між затраченою на процес сушіння енергією і нижчою теплотворною здатністю готових пелет чи брикетів з подрібнених стебел соняшника. Тому, нами були проведені розрахунки корисної різниці $q_{кор}$ між затраченою енергією на сушіння подрібнених стебел соняшника та їх нижчою теплотворною здатністю залежно від їх кінцевого вологовмісту, за результатами яких побудована графічна залежність, представлена на рис. 5.2.

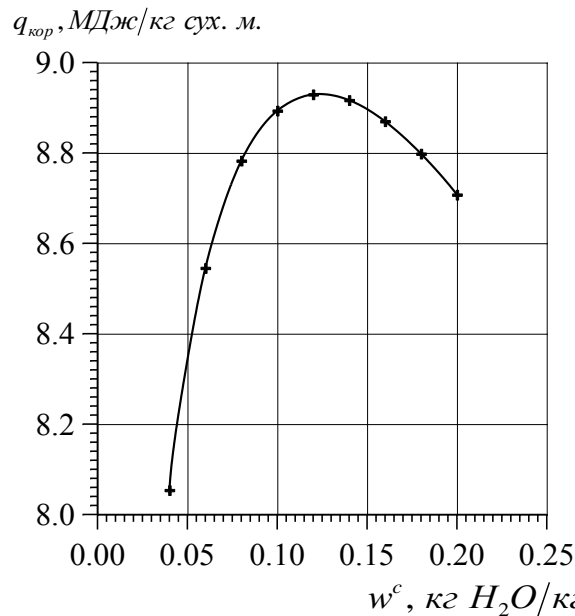


Рис. 5.2. Значення корисної різниці між нижчою теплотворною здатністю і затраченою енергією на сушіння за різного вологовмісту подрібнених стебел соняшника

Як видно з рис. 5.2, крива енергетичних затрат на сушіння має екстремум, за кінцевого вологовмісту $w^c = 0,12 \text{ кг } H_2O / \text{кг сух. м.}$, що відповідає максимальній корисній різниці $q_{кор} = 8,93 \text{ МДж/кг сух.м.}$ Згідно існуючих вимог, які ставляться до сировини для виготовлення пелет чи брикетів критичним є вологовміст в межах $0,1-0,15 \text{ кг } H_2O / \text{кг сух. м.}$ Якщо вологовміст є більш високим, це негативно впливає на механічну якість готових брикетів, внаслідок високого тиску пари, яка утворюється під час стиснення подрібненої маси і через деякий час в таких брикетах появляються тріщини і їх якість є незадовільною. Із практичного досвіду підприємств, які виготовляють тверде біопаливо оптимальним вважають вологовміст в межах $0,04-0,1 \text{ кг } H_2O / \text{кг сух. м.}$ Тому, на основі вищесказаного рекомендованим кінцевим вологовмістом подрібнених стебел соняшника приймаємо $0,08-0,1 \text{ кг } H_2O / \text{кг сух. м.}$, при цьому корисна різниця між затратами на фільтраційне сушіння вологої сировини та калорійністю паливних брикетів становитиме приблизно $q_{кор.} = 8,84 - 8,86 \text{ МДж/кг сух.м.}$

5.4. Порівняння ефективності висушування подрібнених стебел соняшника фільтраційним методом та сушінням в обертовому сушильному барабані

Як свідчить аналіз джерел літератури, в даний час висушування вологої сировини для виробництва твердого біопалива здійснюють в обертових сушильних барабанах, які характеризуються простотою в обслуговуванні і високою продуктивністю. Разом із цим, ефективність тепломасообмінних процесів в таких установках є невисокою і вони додатково потребують встановлення пилоочисного обладнання. Для підтвердження вище сказаного проведемо порівняння економічної ефективності сушіння подрібнених стебел соняшника в установці фільтраційного типу та в обертовому сушильному барабані за однакової продуктивності по готовому продукту (1000 кг/год). Враховуючи той факт, що для більшості сушильних установок експлуатаційні затрати складають близько 90%, а капітальні лише 10% [143], порівнювали лише експлуатаційні затрати на процес сушіння як найбільш затратної стадії в собівартості паливних брикетів.

Техніко-економічний розрахунок затрат енергії на процес фільтраційного сушіння здійснювали за наступною методикою. Тепловий баланс сушарки розраховуємо за наступними залежностями [87]:

– кількість теплового агенту, яка необхідна для випаровування вологи

$$L = \frac{W}{3600 \cdot (w_0^c - w_k^c)}, \left[\frac{\text{кг}}{\text{с}} \right] \quad (5.9)$$

де W – кількість вологи, яку необхідно випарити, кг;

w_0^c, w_k^c – відповідно початковий і кінцевий вологовміст матеріалу розрахований

на суху масу, $\frac{\text{кг } H_2O}{\text{кг сух. м.}}$.

– об'ємна витрата теплового агенту

$$V = \frac{L}{\rho}, \left[\frac{m^3}{c} \right] \quad (5.10)$$

де ρ - густина теплового агента за середньої температури, $\frac{кг}{м^3}$.

– необхідна кількість теплоти для нагрівання вологого матеріалу

$$Q_m = \frac{G_c}{3600} \cdot c_m \cdot (T_k - T_n) + \frac{W}{3600} \cdot c_v \cdot (T_k - T_n), [кВт] \quad (5.11)$$

де G_c – маса сухого матеріалу, кг;

c_m , c_v – теплоємність сухого матеріалу і води відповідно, $\frac{кДж}{кг \cdot K}$,

T_n , T_k – початкова і кінцева температура дисперсного матеріалу відповідно, К.

– кількість тепла для нагрівання теплового агента

$$Q_{m.a.} = L \cdot c_{нов} \cdot (t_k - t_n), [кВт] \quad (5.12)$$

де $c_{нов}$ – теплоємність повітря, $\frac{кДж}{кг \cdot K}$,

t_n , t_k – початкова і кінцева температура теплового агента відповідно, $^{\circ}C$.

– кількість теплоти на випаровування вільної вологи

$$Q_{вип} = \frac{W}{3600} \cdot r, [кВт] \quad (5.13)$$

де W – кількість вологи яку необхідно випарувати, $\frac{кг}{год}$,

r – питома теплота пароутворення, $\frac{кДж}{кг}$.

– кількість теплоти на компенсацію енергії зв'язку вологи із матеріалом

$$Q_{\text{ком.}} = \frac{a}{2} \cdot (w_n^c - w_k^c) \cdot \frac{W}{3600}, \quad [\text{кВт}] \quad (5.14)$$

– втрати теплоти $Q_{\text{втр}}$ в навколишнє середовище визначали згідно рекомендацій [144]. Для випадку, коли поверхня сушарки невідома, автор рекомендує приймати питомі втрати теплоти в навколишнє середовище в розрахунку на 1 кг випареної вологи на рівні $q_{\text{втр}} = 125 \div 420 \frac{\text{кДж}}{\text{кг } H_2O}$ (менші величини автор рекомендує приймати для високо вологих матеріалів), тоді

$$Q_{\text{втр}} = \frac{W \cdot q_{\text{втр}}}{3600} = \frac{W \cdot (125 \div 420)}{3600}, \quad [\text{кВт}] \quad (5.15)$$

Необхідно зауважити, що фільтраційне сушіння є низькотемпературним і відповідно втрати теплоти в навколишнє середовище будуть значно меншими, ніж у випадку використання сушильних обертових барабанів, тому приймаємо менше значення питомих втрат.

– сумарні затрати теплоти

$$Q = Q_m + Q_{\text{т.а.}} + Q_{\text{вип}} + Q_{\text{ком.}} + Q_{\text{втр}}, \quad [\text{кВт}] \quad (5.16)$$

Розрахунок затрат на транспортування теплового агенту:

– продуктивність вентилятора

$$Q_{\text{вент}} = \frac{L}{\rho} + \frac{W}{3600 \cdot \rho_{\text{парі}}}, \quad \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad (5.17)$$

де $\rho_{\text{парі}}$ – густина водяної пари, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$.

– необхідна потужність приводу вентилятора

$$N_{\text{вент}} = \frac{Q_{\text{вент}} \cdot \Delta P}{1000 \cdot \eta}, \quad [\text{кВт}] \quad (5.18)$$

де ΔP втрати тиску, Па;

η – ккд вентилятора.

Техніко-економічний розрахунок прямоотечійної барабанної сушильної установки з розподільною насадкою [52]

Коефіцієнт заповнення барабану вологим матеріалом приймаємо рівним $\beta_m = 0,2$, а насадкою – $\beta_n = 0,05$, насичення робочого об'єму барабану вологою, $A_v = 11 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{год})$.

Виніс дрібнодисперсної фракції подрібнених стебел соняшника тепловим агентом за межі барабану:

$$G_{\text{вин}} = K_{\text{вин}} \cdot G_c, \left[\frac{\text{кг}}{\text{год}} \right] \quad (5.19)$$

де $K_{\text{вин}}$ – коефіцієнт виносу дисперсного матеріалу потоком теплового агенту (приймаємо $K_{\text{вин}} = 10\%$).

Маса вологи, яку необхідно видалити:

$$W = G_c \cdot (w_n^c - w_k^c), \left[\frac{\text{кг}}{\text{год}} \right] \quad (5.20)$$

Маса вологих подрібнених стебел соняшника, яка поступає у сушильний барабан:

$$G_{\text{в.м.}} = G_c + W, \left[\frac{\text{кг}}{\text{год}} \right] \quad (5.21)$$

Насичення теплового агенту вологою рекомендують приймати в межах $A_v = 9 \div 11, \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^3 \cdot \text{год}} \right]$.

Необхідний об'єм сушильного барабану

$$V_{\bar{\sigma}} = \frac{W}{A_v}, \quad [M^3] \quad (5.22)$$

За отриманим значенням вибирають стандартний барабан, об'єм якого є рівним або трохи більшим, ніж розрахований за формулою (5.22), а також його діаметр $D_{\bar{\sigma}}$ і довжину $L_{\bar{\sigma}}$.

Параметри повітря на вході у калорифер:

Вологовміст:

$$X_0 = 0,622 \cdot \frac{\varphi \cdot p_{нас.п.}}{P - \varphi \cdot p_{нас.п.}}, \quad \left[\frac{\text{кг } H_2O}{\text{кг сух. пов.}} \right] \quad (5.23)$$

де φ – відносна вологість повітря на вході у калорифер;

$p_{нас.п.}$ – тиск насиченої водяної пари, Па;

P – барометричний тиск, Па.

Ентальпія повітря перед калорифером:

$$I_0 = c_{нов.} \cdot t_n + (r + c_{в.п.} \cdot t_n) \cdot X_0, \quad \left[\frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \right] \quad (5.24)$$

де $c_{в.п.}$ – теплоємність водяної пари.

Ентальпія теплового агента після калорифера:

$$I_1 = c_{нов.} \cdot t_k + (r + c_{в.п.} \cdot t_k) \cdot X_0, \quad \left[\frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \right] \quad (5.25)$$

Питомі затрати теплоти на нагрівання матеріалу:

$$q_M = \frac{(c_M + c_{в.} \cdot w_K^c) \cdot (T_K - T_n)}{w_n^c - w_K^c}, \quad \left[\frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \right] \quad (5.26)$$

Питомі теплові втрати теплоти розраховуємо за залежністю (9.).

Питомі затрати теплоти на компенсацію енергії розриву вологи із матеріалом, якщо початкова вологість є вищою, ніж гігроскопічна:

$$q_{\text{ком.}} = \frac{a}{2} \cdot (w_n^c - w_k^c), \left[\frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \right] \quad (5.27)$$

де константа $a = 4200 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ [84].

Зміна потенціалу повітря:

$$\Delta = c_g \cdot T_n - (q_m + q_{\text{ком.}} + q_{\text{вм}}), \left[\frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \right] \quad (5.28)$$

Ентальпія пари на виході із сушильного барабану:

$$I_2 = r + c_{\text{в.п.}} \cdot t_k, \left[\frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \right] \quad (5.29)$$

Ентальпія вологого повітря:

$$I_3 = \frac{(c_{\text{нов.}} \cdot t_2 \cdot \Delta + I_2 \cdot (X_0 \cdot \Delta - I_1))}{\Delta - I_2}, \left[\frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \right] \quad (5.30)$$

Вологовміст теплового агенту на виході із сушильного барабану:

$$X_k = \frac{(I_3 - I_1)}{\Delta} + X_0, \left[\frac{\text{кг } H_2O}{\text{кг сух. п.}} \right] \quad (5.31)$$

Витрата тепла в калорифері:

$$Q_{\text{кал}} = \frac{I_1 - I_0}{X_k - X_0} \cdot \frac{W}{3600}, [\text{кВт}] \quad (5.32)$$

Витрата повітря:

$$L = \frac{W}{X_k - X_0}, \left[\frac{\text{кг}}{\text{год}} \right] \quad (5.33)$$

Об'ємна витрата теплового агенту:

$$V = \frac{L \cdot (1 + \bar{X})}{\bar{\rho}}, \left[\frac{\text{м}^3}{\text{год}} \right] \quad (5.34)$$

де \bar{X} , $\bar{\rho}$ – вологовміст і густина теплового агенту при середній температурі.

Необхідний час сушіння вологого матеріалу у барабанній сушарці:

$$\tau_c = \frac{2 \cdot 3600 \cdot \beta_m \cdot \rho_m \cdot (W_n - W_k)}{A_v \cdot (200 - (W_n - W_k))}, [c] \quad (5.35)$$

W_n , W_k – початкова і кінцева вологість дисперсного матеріалу у %.

Об'єм матеріалу, що знаходиться у барабані:

$$V_m = \frac{(G_{в.м.} + G_c - G_{вин}) \cdot \tau_c}{2 \cdot \rho_{нас}}, [m^3] \quad (5.36)$$

Уточнений коефіцієнт заповнення сушильного барабану вуглецем:

$$\beta_m = \frac{V_m}{V_{\bar{\sigma}}} \quad (5.37)$$

Частота обертання барабану

$$n = \frac{m \cdot k \cdot L_{\bar{\sigma}}}{\tau_c \cdot D_{\bar{\sigma}} \cdot \text{tg} \alpha}, \left[\frac{\text{об}}{c} \right] \quad (5.38)$$

де коефіцієнти $m=1$ і $k=0,7$ – для прямотечійної схеми з розподіляючою насадкою,

α – кут нахилу барабану.

Швидкість повітря в живому перерізі барабану

$$v_0 = \frac{V}{S_{\sigma} \cdot (1 - \beta_m - \beta_n)}, \left[\frac{m}{c} \right] \quad (5.39)$$

де β_n – коефіцієнт заповнення барабану насадкою.

Необхідна потужність для обертання сушильного барабану [84]

$$N = 1,3 \cdot 10^{-3} \cdot D_{\sigma}^3 \cdot L_{\sigma} \cdot \rho_m \cdot n \cdot \sigma, [кВт] \quad (5.40)$$

де σ – константа, яка залежить від конструкції насадки і степені заповнення барабану; для периферійних лопаток, коли $\xi = 20\%$ – $\sigma = 0,62$.

Питомі затрати на випаровування 1 кг води

$$q^W = \frac{3600 \cdot Q_{кал} + N}{W}, \left[\frac{кВт}{кг H_2O} \right] \quad (5.41)$$

Питомі затрати теплоти на 1 кг сухого матеріалу

$$q^{G_c} = \frac{3600 \cdot Q_{кал} + N}{G_c}, \left[\frac{кВт}{кг сух. м.} \right] \quad (5.42)$$

Розрахунки затрат енергії під час сушіння фільтраційним методом і у обертovому сушильному барабані проводили за допомогою програми Excel. Отримані результати представимо у вигляді таблиці 5.3 з метою їх порівняння.

Розрахунок експлуатаційних затрат на сушіння дисперсних матеріалів

Позначення	Барабанна сушарка	Фільтраційне сушіння
$t_n, ^\circ C$	300	80
$t_k, ^\circ C$	100	40
$X_k \text{ кг } H_2O / \text{кг сух. пов.}$	0,033	0,019
$T_k, ^\circ C$	100	35
$W, \text{ кг} / \text{год}$	464,3	464,3
$L, \text{ кг} / \text{с}$	7,3	7,3
$V, \text{ м}^3 / \text{с}$	9,8	9,8
$Q_m, \text{ кВт}$	77,7	19,4
$Q_{т.а.}, \text{ кВт}$	2073,8	444,4
$Q_{вип}, \text{ кВт}$	321,5	321,5
$Q_{ком}, \text{ кВт}$	140,4	140,4
$Q_{втр}, \text{ кВт}$	16,2	16,2
$V_0, \text{ м}^3$	9	–
$D_0, \text{ м}$	1,5	1,8
$L_0, \text{ м}$	8,0	2,5
$n, \text{ об} / \text{хв}$	1,5	0,2
$\alpha, \text{ градус}$	3	–
$N_0, \text{ кВт}$	22	1,1
$H, \text{ м}$	–	0,06
$S, \text{ м}^2$	–	10,6
$G_{вен}, \text{ кг} / \text{с}$	1,38	3,24
$v_0, \text{ м} / \text{с}$	0,98	1,5
$\Delta P, \text{ Па}$	2011	16000
$N_{вен}, \text{ кВт}$	5,5	10
$Q_\Sigma, \text{ кВт} \cdot \text{год}$	2661,1	1028,6
$\Delta Q_\Sigma, \text{ кВт} \cdot \text{год}$		847,5

Враховуючи багато тоннажність виробництва твердих паливних брикетів з подрібнених стебел соняшника, впровадження у виробництво отриманих

результатів дозволить отримати значний економічний ефект. Наприклад застосування фільтраційного методу зневоднення подрібнених стебел соняшника дозволило б зменшити енергозатрати на процес сушіння в 2,79 рази у порівнянні з барабанною сушаркою.

Висновки до п'ятого розділу.

1. Виготовлено експериментальну партію паливних брикетів та визначено їх основні фізики-механічні характеристики, а саме: щільність брикетів – 890 кг/м³; міцність брикетів на згинання – 3,8 МПа, на стирання – 91,7 % та на скидання становить 92,1 %, що відповідає ДСТУ EN 15234-2:2013.
2. Встановлено, що оптимальний кінцевий вологовміст подрібнених стебел соняшника повинен становити 0,08 – 0,1 $\text{кгH}_2\text{O}/\text{кг сух. м.}$, при цьому корисна різниця між затратами на фільтраційне сушіння вологої сировини та калорійністю паливних брикетів становитиме приблизно $q_{\text{кор.}} = 8,84 - 8,86 \text{ МДж/кг сух.м.}$
3. Розроблена принципова схема установки фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, яка захищена патентом України №115284 на корисну модель та розроблено методику її розрахунку.
4. Проведено порівняльний аналіз ефективності висушування подрібнених стебел соняшника фільтраційним методом та сушінням в обертовому сушильному барабані. Встановлено, що використання установки фільтраційного сушіння дасть змогу зекономити 847,5 кВт год на 1000 кг паливних брикетів.
5. Основні результати опубліковані в працях [145-147].

ВИСНОВКИ

У дисертаційній роботі наведено вирішення науково-прикладного завдання фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника для виробництва твердого біопалива, зокрема гідромеханічних, теплових та внутрішньодифузійних масообмінних процесів, сукупність яких представляє нові науковообґрунтовані результати в галузі процесів та обладнання хімічної технології. Розроблено та обґрунтовано рекомендації та висновки, які дають змогу моделювати процес фільтраційного сушіння під час розроблення нового вискоелективного енергозберігаючого обладнання для виробництва твердого біопалива з відходів рослинної сировини.

1. Процеси фільтраційного сушіння рослинної сировини, зокрема подрібнених стебел соняшника досліджені недостатньо, зокрема гідродинаміка, тепломасообмін, взаємозв'язок між тепловими і дифузійними явищами.

2. Визначено основні фізико-механічні характеристики шару подрібнених стебел соняшника, а саме: насипну густину $\rho_{\text{нас}} = 160 \text{ кг/м}^3$, уявну густину $\rho_{\text{уявн}} = 270 \text{ кг/м}^3$, істинну густину $\rho_{\text{іст}} = 895 \text{ кг/м}^3$, загальну пористість $\varepsilon_{\text{сум}} = 0,82 \text{ м}^3/\text{м}^3$, внутрішню пористість частинок $\varepsilon_{\text{вн}} = 0,42 \text{ м}^3/\text{м}^3$, порізність шару $\varepsilon_{\text{ш}} = 0,4 \text{ м}^3/\text{м}^3$, питому поверхню $a = 4200 \text{ м}^2/\text{м}^3$ та еквівалентний діаметр каналів, крізь які фільтрується тепловий агент $d_e = 0,3763 \text{ мм}$.

3. Запропоновані рівняння в безрозмірній формі для опису гідродинаміки стаціонарного шару подрібнених стебел соняшника $Eu = 10,7 \cdot Re_e^{-0,5} \cdot \frac{H_e}{d_e}$ та визначений коефіцієнт опору цього шару $\lambda = 30/Re_e^{0,7} + 1$, які в достатній мірі корелюються з теоретичними положеннями і дають змогу прогнозувати втрати тиску під час фільтраційного сушіння.

4. Отримано критеріальні залежності, які дають змогу визначати коефіцієнти тепловіддачі від теплового агенту до стаціонарного шару сухих $Nu = 0,3 \cdot Re_e^{0,9} \cdot Pr^{0,33}$ та вологих $Nu = 0,06 \cdot Re_e^{0,6} \cdot Pr^{0,33}$ подрібнених стебел соняшника, а також коефіцієнтів масовіддачі $Sh = 0,06 \cdot Re_e^{0,6} \cdot Sc^{0,33}$ в межах зміни

числа Рейнольдса $20 \leq Re_e \leq 100$ з достатньою для практичних розрахунків точністю.

5. Визначено залежність коефіцієнта ефективної внутрішньої дифузії вологи в навколишнє середовище від температури для зовнішніх $D_w^* = D_w^{293} + 0.145 \cdot 10^{-9}(T - 293)$ та внутрішніх тканин стебел соняшника $D_w^* = D_w^{293} + 1,35 \cdot 10^{-11}(T - 293)$ в межах зміни температури теплового агенту $293 \leq T \leq 373$ К.

6. На основі експериментального дослідження кінетики фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника за різних висот шару, швидкості фільтрування теплового агенту та температури встановлено, що раціональні параметри процесу, за яких затрати будуть найменшими ($H=60$ мм; $v_0 = 1,7$ м/с; $T=353$ К).

7. Виготовлено експериментальну партію паливних брикетів та визначено їх основні фізики-механічні характеристики, а саме: щільність брикетів – 890 кг/м³; міцність брикетів на згинання – $3,8$ МПа, на стирання – $91,7$ % та на скидання становить $92,1$ %, що відповідає вимогам ДСТУ EN 15234-2:2013.

8. Встановлено, що оптимальний кінцевий вологовміст подрібнених стебел соняшника повинен становити $0,08 - 0,1$ кг H_2O /кг сух. м., при цьому корисна різниця між затратами на фільтраційне сушіння вологої сировини та калорійністю паливних брикетів становитиме приблизно $q_{кор.} = 8,84 - 8,86$ МДж/кг сух.м.

9. Розроблена принципова схема установки фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника, яка захищена патентом України №115284 на корисну модель та розроблено методику її розрахунку.

10. Проведено порівняльний аналіз ефективності висушування подрібнених стебел соняшника фільтраційним методом та сушінням в обертовому сушильному барабані. Встановлено, що використання установки фільтраційного сушіння дасть змогу зекономити $847,5$ кВт год на 1000 кг паливних брикетів.

Література

1. Півняк Г.Г. Альтернативна енергетика в Україні: монографія / Г.Г. Півняк, Ф.П. Шкрабець // П64 Дніпропетровськ: Нац. гірн. ун-т. Д.: НГУ, 2013. –109 с.;
2. Шаимова Л.М. Использование биомассы - радикальное решение проблем экологии и энергетики [Текст] / Л.М. Шаимова, Л.А. Насырова, Р.Р. Фасхутдинов, М.М. Шаимов // Междунар. науч. журн. "Альтернативная энергетика и экология". – 2012. – № 05-06. – С.175-181.
3. Мазур К.В. Розвиток альтернативної енергетики в апк / К.В. Мазур // Збірник наукових праць ВНАУ. №1 (56). Том 2 2012. С. 181-186.
4. Артоуз Є.Г. Використання екологічних енергозберігаючих технологій при утилізації відходів сільськогосподарського виробництва / Є.Г. Артоуз, В.П. Резніченко // Наукові записки, вип.12, част.І. 2012. С. 110-114.
5. Блюм Я.Б. Новітні технології біоенергоконверсії: Монографія / Я.Б. Блюм, Г.Г. Плетуха, І.П. Григорюк, В.О. Дубровін, А.І.Ємець, Г.М. Забарний та інші – К: «Аграр Медіа Груп», 2010. – 326 с.
6. Матеріали VII та VIII Міжнародних інвестиційних бізнес-форумів «Енергоефективність та відновлювана енергетика», офіційний сайт Державного агентства з енергоефективності та енергозбереження України <http://saee.gov.ua/uk/events/forum>;
7. Гинзбург А.С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов / А.С. Гинзбург. – М.: Пищевая промышленность, 1973. – 528 с.
8. Кришер О. Научные основы техники сушки / О. Кришер; Д.М. Левина; под ред. А.С. Гинзбурга. – М.: Издательство иностранной лит., 1961. – 535 с.
9. Коринчук Д. М. Фізична модель високотемпературної суміші біомаси та торфу / Д. М Коринчук, М. М. Безгін, , М. А. Пашенко // Збірника наукових статей Міжнаціональної науково-практичної конференції «Вдосконалення процесів та облаштування харчових та хімічних виробництв» ОНАХТ / Мін. Освіти та наука України. Одеса, 2016, С. 125 - 128.

10. Снежкин Ю. Ф. Моделирование высокотемпературной сушки торфа и биомассы в технологиях производства биотоплив / Д. М. Коринчук, Ю. Ф. Снежкин // Наукові праці. Одеська національна академія харчових технологій, Том 80. №1, – 2016. С. 109-116.

11. Котов Б.І. Моделювання режимів сушіння дисперсних матеріалів в безперевних сушарках колонкового типу / Б.І. Котов, Р.А. Калініченко, А.В. Спирін // Харківський національний технічний університет сільського господарства імені Петра Василенка, 2014 С. 69 – 75.

12. Чеботарев, В. П. Аналитическое исследование процесса сушки элементарного подвижного слоя зерна / В. П. Чеботарев // Механизация и электрификация сел. хоз-ва. 2014. - Вып. 48. - С. 119-125.

13. Калініченко Р. А. Математична модель сушіння рослинної сировини в обертальному барабані за комбінованого підведення енергії / Р. А. Калініченко, Б. І. Котов, А. В. Спирін // Науковий вісник Національного університету біоресурсів і природокористування України. Серія: Техніка та енергетика АПК. - 2017. - Вип. 261. - С. 219-225.

14. Бурдо О. Г. Пути повышения энергетической эффективности при сушке дисперсных продуктов / О. Г. Бурдо, Ю. А. Казмирук // Проблемы региональной энергетики. – 2008. – № 1. – С. 1–7.

15. Pupinis G. Grain drying by use of changeable airflow method / G. Pupinis // Agronomy Research. – 2008. – № 6 (1). – pp. 55–65.

16. Шандиба Н. О. Структурний аналіз втрат в технологічних процесах переробки сільськогосподарської продукції / Н. О. Шандиба, М. П. Юхименко // Проблеми енергоефективності та якості в процесах сушіння харчової сировини : збірник тез доповідей Всеукраїнської науково-практичної конференції. – Харків, 2011. – С. 101–102.

17. Дубковецький І.В. Дослідження біологічно активних речовин при конвективному, кондуктивному і мікрохвильовому зневодненні сортів глоду / І.В. Дубковецький, І.Ф. Малезик, Я.В. Євчук // Наукові праці ОНАХТ. – 2012. – Вип. 41., Т. 1 – С. 87–92.

18. Zhang M. Recent Developments in Microwave-Assisted Drying of Vegetables, Fruits, and Aquatic Products – Drying Kinetics and Quality Considerations / M. Zhang, H. Jiang, R. Lim // *Drying Technology*.– 2010 – № 28.– P.1307–1316.

19. Черевко, О. І. Переробка дикорослої та пряно-ароматичної рослинної сировини / О. І. Черевко, Ю. І. Єфремов, В. М. Михайлов. – ХДУХТ, 2007. – 229с.

20. Потапов В.О. Дослідження процесів вакуумного мікрохвильового концентрування та сушіння пряної сировини / В.О. Потапов, Ю. І. Єфремов, С.В. Михайлова // *Восточно-Европейский журнал передовых технологий*. - 2014. - № 1(10). - С. 36-40.

21. Ratti C. Hot air and freeze-drying of high-value foods: a review / C. Ratti // *Journal of Food Engineering* Vol.49 (4), - 2001. pp. 311-319.

22. McDonald K. Vacuum cooling technology for the food processing industry: a review / Karl Mc Donald Da-Wen Sun // *Journal of Food Engineering*. Vol. 45(2) – 2000 pp. 55- 65.

23. Малежик і. Ф. Дослідження процесу НВЧ-сушіння морквяних вичавок при одержанні каротиновмісного збагачувача / І.Ф. Малежик, О.С. Бессараб, Г.М. Бандуренко, Т.М. Левківська // *Національний університет харчових технологій*, Том 45(2), м. Київ, 2014, С. 51-55.

24. Wang R. Effect of food ingredient on microwave freeze drying of instant vegetable soup / R. Wang, M. Zhang, A.S. Mujumdar, J.C. Sun // *LWT – Food Science and Technology*.– 2010.– № 43 (7). pp. 1144–1150.

25. Дударев І.М. Аналіз конструкцій сушарок сипких матеріалів / І.М. Дударев, С.Є. Голячук // *Сільськогосподарські машини*. 2014. Випуск 29-30. С. 32 – 41.

26. Сафонов А.О. Тепломасонеренос и динамику сушки дисперсных материалов в барабанных сушилках / А.О. Сафонов // *Издательство Воронежского университета*, Воронеж, 2002, - 239с.

27. Першин В.Ф. Переробка сипучих матеріалів в машинах барабанного типу / В.Ф. Першин, В.Г. Однолько, С.В. Першина // *Москва, Машиностроение*, 2009. – 220 с.

28. Білей П. В. Аналіз ефективності конвективного сушіння деревини / П. В. Білей, Б. І. Приставський // Науковий вісник НЛТУ України. - 2012. - Вип. 22.10. - С. 116-119.

29. Незвідська, І. В. Обґрунтування параметрів сушильних барабанів з терморадіаційним енергопідведенням теплового агенту при сушінні коренів цикорію / І. В. Незвідська // Матеріали V-міжнародної науково-практичної конференції «Сучасні проблеми зваженого природознавства» РДАТУ. Кам'янець-Подільський, С. 170-172.

30. Винокуров К.В. Пути интенсификации процесса сушки зерна в барабанной зерносушилке / К.В. Винокуров, С.Н. Никоноров, В.М. Седелкин // материалы II междунар. науч.-практ. конф. Современные энергосберегающие тепловые технологии СЭТТ-2005 (Москва, 11-14 окт. 2005 г.). – М., 2005. – Т. 1. – С. 233-236.

31. Сорокова Н. М. Конвективно-конденсаційний спосіб сушіння термолабільних матеріалів / Н. М. Сорокова, Ю. Ф. Снежкін, Р. О. Шапар // Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ, №1. 2016. С. 99-111.

32. Трошин А. Г. Развитие процессов и оборудования для производства топливных брикетов из биомассы / А. Г. Трошин, В. Ф. Моисеев, И. А. Тельнов, С. И. Завинский // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. – 2010. – № 3/8 (45). – С. 36–41.

33. Снежкин Ю.Ф. Математическое моделирование динамики сушки коллоидных капиллярно-пористых тел в условиях кипящего слоя / Ю.Ф. Снежкин, Н.Н. Сороковая // Одеська національна академія харчових технологій. Наукові праці, Том 80, Випуск 1, 2016. С. 86-91.

34. Фесенко А.В. Оптимизация технологических и конструктивных параметров зерносушилки в псевдооживленном слое / А.В. Фесенко // Збірник наукових праць Луганського національного аграрного університету. Серія: Технічні науки. – Луганськ: Видавництво ЛНАУ, 2004. – №42(54). – С. 150–153.

35. Муштаев В.И., Ульянов В.М., Тимонин А.С. Сушка в условиях пневмотранспорта / В.И. Муштаев, В.М. Ульянов, А.С. Тимонин – М.: Химия, 1984. –232 с.

36. Снежкин Ю.Ф. Интенсификация сушки фрезерного торфа в торфобрикетном производстве / Снежкин Ю.Ф., Коринчук Д.Н., Хавин А.А. // Промышленная теплотехника. – 2003.– Т.25, № 4.– С.196-198.

37. Снежкін Ю.Ф. Розробка енергоефективного палива на торф'яній основі / Снежкін Ю.Ф., Корінчук Д.М., Воробйов Л.Й., Харін О.О. // Промышленная теплотехника. – 2006.– Т. 28, № 2.– С. 41- 45.

38. Якобчук Р.Л. Инертный носій для сушіння харчових продуктів на його поверхні у віброкиплячому шарі / Р.Л. Якобчук, В.Л. Яровий // Наукові праці НУХТ 2017. Том 23, № 1. С. 152-157.

39. Ярошенко Л.В. Нові сільськогосподарські вібраційні машини з вертикальним привідним валом / Л.В. Ярошенко // Вибрации в технике и технологиях. – 2002. – № 4 (25) – С.97 – 105.

40. Паламарчук В.І. Науково-технічні основи розроблення енергозберігаючих вібромашин механічної дії харчових і переробних виробництв: автореф. дис. д-ра техн. наук / І.П. Паламарчук // Нац. ун-т. харч. Технологій. – Л. 2008. – 33 С. – укр.

41. Кіндзера Д.П. Сушіння у щільному шарі як метод інтенсифікації і енергозбереження / Д.П. Кіндзера, Я.М. Ханик, В.М. Атаманюк // Міжнародна науково – технічна конференція “Енергоефективність – 2002”, 29 – 30 жовтня, Київ, С. 93.

42. Кіндзера Д.П. Фільтраційне сушіння – як метод захисту навколишнього середовища / Д.П. Кіндзера, Я.М. Ханик, В.М. Атаманюк // Сб. науч. трудов межд. научно-техн. конф. «Современные проблемы химической технологии неорганических веществ», –Одесса: –2001. Т.2. –С.57-61.

43. Ханык Я.Н. Фильтрационная сушка плоских проницаемых материалов. – Диссертация доктора техн. наук. Львов - 1992 – 401 с.

44. Атаманюк В. М. Гідравлічні закономірності роботи апаратів із стаціонарним шаром дисперсного матеріалу / В. М. Атаманюк, Р. В. Ходорівський, І. Р. Барна // Вісник Нац. ун-т «Львів. політехніка». Хімія, технологія речовин та їх застосування. зб. наук. пр.. Львів. – 2010. (№ 667) – С. 253-258.

45. Гузьова І.О. Гідродинаміка і тепломасообмін під час фільтраційного сушіння матеріалів кристалічної та аморфної структури. – Дисертація канд. техн. наук. Львів; 2002.

46. Атаманюк В.М. Гідродинаміка і тепломасообмін під час фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів. – Дисертація доктора. техн. наук. Львів; 2007. 373 с.

47. Ханик Я.М. Особливості гідродинаміки та кінетики фільтраційного сушіння дисперсної кавової сировини / Я.М. Ханик, І.О. Гузьова, В.М. Атаманюк // Науковий вісник УкрДЛТУ: Збірник наук.-техн. праць. – Львів: –2000. – Вип.10.2. – С.159-161.

48. Кіндзера Д.П. Гідродинаміка фільтраційного сушіння торфу / Д.П. Кіндзера, Я.М. Ханик, В.М. Атаманюк // Вісник ДУ «Львівська політехніка», Хімія, технологія речовин та їх застосування. –Львів: –2001. – №426. – С.204-208.

49. Склабинский В.И. Гидродинамические особенности движение двухфазных потоков в инерционно-фильтрующих сепаратор/ах / В.И. Склабинский, А.А. Ляпощенко, А.В. Логвин // Вісник сумського державного університету. Серія Технічні науки. – 2009. – №1. – С.79-83.

50. Кіндзера Д.П. Зернистий матеріал. Гідродинаміка полідисперсного шару / Д.П. Кіндзера, Я.М. Ханик, В.М. Атаманюк // Хімічна промисловість України. – К.: –2002. – №6. – С.38-42.

51. Кіндзера Д.П. Гідродинамічні особливості при сушінні дисперсних матеріалів у щільному шарі / Д.П. Кіндзера, Я.М. Ханик, В.М. Атаманюк // Науковий вісник УкрДЛТУ: Збірник наук.-техн. праць. –Львів: –2003. –Вип.13.1. – С.126-133.

52. Атаманюк, В. М. Наукові основи фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів [Текст]: монографія / В. М. Атаманюк, Я. М. Гумницький // Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2013. – 276 с.

53. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии / Н.И. Гельпельрин // М.: Химия, 1981. – 812 с.

54. Аэров М.Э. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем / М.Э. Аэров, О.М. Тодес. – Л.: Химия, 1968. – 510 с.

55. Мосюк М.І. Гідродинаміка і тепло масообмін під час сушіння подрібненої «енергетичної» верби в стаціонарному шарі: дис. кан. техн. наук: 05.17.08 / Микола Іванович Мосюк. – Львів, 2012. – 155с.

56. Симак Д.М. Фільтраційне сушіння дрібнодисперсних залізовмісних матеріалів. – дис. кан. техн. наук. – Львів, 2012. – 141с.

57. Барна І.Р. Гідродинаміка і тепломасообмін під час фільтраційного сушіння сировинних матеріалів шлакового гравію. – дис. канд. техн. наук: – Львів, 2013. – 161 с.

58. Матківська І.Я. Механізм і кінетичні закономірності фільтраційного сушіння зерна пшениці. – Дис. кан. техн. наук. – Львів, 2015. – 163с.

59. Атаманюк В.М. Гідродинамічні особливості фільтраційного сушіння зерна пшениці / В.М. Атаманюк, І.Я. Матківська, М.І. Мосюк // Збірник наукових праць ОНАХТ. – 2013. – Т.2, Вип.43. – С. 10-16.

60. Решение дифференциальных уравнений Навье-Стокса и задачи гидроупругости для процессов сепарации в криволинейных каналах / [М.Н. Демьяненко, А.А. Ляпощенко, И.В. Павленко, В.И. Склабинский] // Вісник Харківського національного університету ім. В.Н. Каразіна. Серія «Математичне моделювання. Інформаційні технології. Автоматизовані системи управління». – 2015. – №27. – С. 53-64.

61. Гузьова І.О. Гідродинаміка фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів / І.О. Гузьова, Я.М. Ханік // Вісник НУ «ЛП» (Хімія, технологія речовин та їх застосування). 2000, N414, С. 168-172.

62. Аль-Ашкар Ясер. «Фільтраційне сушіння дисперсних матеріалів в щільному шарі при ІЧ-нагріванні». Дисертація на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук. – Львів – 1997 – 146 с.

63. Кіндзера Д.П. Сушіння паливних матеріалів різнодисперсного складу у щільному шарі. Дисертація канд. техн. наук. Львів; 2003.

64. Атаманюк В.М. Гідродинаміка стаціонарного шару гранульованого крупно пористого силікагелю. / В.М. Атаманюк, Р.В. Ходорівський, М.М. Басистий // Науковий вісник НЛТУ України: Збірник наук.-техн. праць. – Львів: –2012. – Вип. 22.5. – С.116-121.

65. Fox Barry. Granulation and drying of delicate products. / Barry Fox // Chemical Engineering. – USA, 2005. – 112, №3. – pp. 35-38.

66. Arun S. Mujumdar research and development in drying: recent trends and future prospects / S. Arun // Drying Technology, December 2004. – 2004. – Volume 22, No. 1. – pp. 1–26.

67. Wei Wang. Mujumdar physical interpretation of solids drying: an overview on mathematical modeling research / Wang Wei, Chen Guohua, S. Arun // Drying Technology; April 2007. – 2007. – Volume 25, No. 4. – pp. 659–668.

68. Nesip Dalmaz. Heat and mass transfer mechanisms in drying of a suspension droplet: a new computational model / Dalmaz Nesip, Hilmi Onder Ozbelge, Ahmet Nedim Eraslan, Yusuf Uludag // Drying Technology. – 2007. – Volume 25. - pp. 391 – 400.

69. Schmidt Michael. Conditioning of the moisture content of hygroscopic particles in batch and continuous plants / Michael Schmidt // teoretyczne i eksperymentalne podstawy budowy aparatury przemysłowej: 6 międzynarodowa konferencja naukowa. – Kraków: Czas. techn. PKrak., 2003. – №5. – pp. 419-429.

70. Лыков А.В. Теория сушки / А.В. Лыков. – М.: Энергия, 1968. – 472 с.

71. Лыков А.В. Теория тепло- и массопереноса / А.В. Лыков, Ю.А. Михайлов. – М.: ГЭИ, 1963. – 353 с.

72. Лыков А.В. Теория теплопроводности / А.В. Лыков. – М.: Высшая школа, 1967. – 600 с.

73. Никитенко Н.И. Молекулярно-радиационная теория и методы расчета тепло- и массообмена / Н.И. Никитенко, Ю.Ф. Снежкин, Н.Н. Сороковая, Ю.Н. Кольчик. – Киев, 2014. – 743 с.

74. Рудобашта С.П. Роль гидродинамики потоков в непрерывно действующих сушилках с дисперсной твердой фазой / С.П. Рудобашта, В.М. Дмитриев // Современные энергозберегающие тепловые технологии (сушка и тепловые процессы): II Междунар. научно-практическая конференция, 11 – 14 октября 2005 г.: тезисы докл. – М., 2005. – Т. 1. – С. 51-58.

75. Склабинский В.И. Вихревые противоточные массообменные аппараты. Интенсификация массообмена / В.И. Склабинский, Хайят Мохаммед Н.К. Аль // Хімічна промисловість України. – 2010.– № 6.– С. 11-14.

76. Рудобашта С.П. Математическое моделирование процесса сушки дисперсных материалов / С.П. Рудобашта // Инженерно-физический журнал. – 2010. – Т. 83, № 4. – С. 705-714.

77. Рудобашта С.П. Расчет кинетики сушки дисперсных материалов на основе аналитических методов / С.П. Рудобашта // Энергетика: Известия Академии наук. – 2000. – №4. – С. 98-109.

78. Матківська І.Я. Тепломасообмін під час фільтраційного сушіння зерна пшениці / І.Я. Матківська, Д.М. Симак, В.М. Атаманюк // “Хімічна промисловість України”. – 2013. – №2. – С. 55-59.

79. Атаманюк В.М. Теплообмін в стаціонарному шарі сухого дрібнодисперсного капілярно-пористого матеріалу / В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера, І.О. Гузьова // Восточно-Европейский журнал передовых технологий — Харків: 3/7 (45), 2010. — С. 21-35.

80. Барна І.Р. Математичне моделювання внутрішньодифузійного масоперенесення під час сушіння одинарної сирцевої гранули шлакового гравію / І.Р. Барна, В.М. Атаманюк, А.В. Свішевська, І.В. Філіпович // XIV Міжнародна наукова конференція «Львівські хімічні читання — 2013», 26 — 29 травня 2013р.: тези доповідей. — Л., 2013. — С. Т 36.

81. Matkivska I. Kinetics of diffusion mass transfer during filtration drying of grain materials / Iryna Matkivska, Yaroslav Gumnytskyi, Volodymyr Atamanyuk // *Chemistry & Chemical Technology*. – 2014. – Vol. 8, No. 3. – P.359-363.

82. Атаманюк В.М. Теплообмін під час фільтраційного сушіння осадженого і гранульованого поліакриламідю / В.М. Атаманюк, М.С. Мальований, В.П. Дулеба // *Науковий вісник Національного лісотехнічного університету України. Збірник наукових праць*. Львів: 2010. — Вип. 20.6. — с.113-121.

83. Барна І.Р. Тепломасообмін під час фільтраційного сушіння сирцевих гранул шлакового гравію / І.Р. Барна, В.М. Атаманюк, І.Я. Матківська // *Вісник НТУ «ХП»*. Збірник наукових праць. Тематичний випуск: Хімія, хімічна технологія та екологія. — 2012.— № 17. — С. 146-152.

84. Лыков М.В. Сушка в химической промышленности / М.В. Лыков // Москва: Химия, 1970. – 428с.

85. Кіндзера Д.П. моделювання тепло-масообмінних процесів під час фільтраційного сушіння струганого березового шпону / Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк, Б.М. Микичак, О.В. Уткіна // *Вісник Національного університету "Львівська політехніка"*. Хімія, технологія речовин та їх застосування. - 2014. - № 787. - С. 319-323.

86. Мосюк М.І. Гідродинаміка стаціонарного шару подрібненої «енергетичної» верби під час фільтраційного сушіння. / М.І. Мосюк, В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера // *Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій*. Україна. — Одеса: 2011. — Вип. 40. — Том. 1. — С. 197-202.

87. Biley Petro External heat-and-mass transfer during drying of packed birch peeled veneer / Petro Biley, Boris Mykychak, Diana Kindzera. // *Chemistry and Chemical Technology*. – Lviv Polytechnic National University, 2013. – Volume 7, Number 2. – St. 191–195

88. Римар Т.І. Сушіння глини у нерухомому шарі [Текст]: Автореф. дис. канд. техн. наук: 05.17.08. / Т.І. Римар; [НУ Львівська політехніка]. –Львів, 2008. – 19с.

89. Гузьова І.О. Кінетика фільтраційного сушіння фосфогіпсу / І.О. Гузьова, Г.В. Кебало, Х.А. Крамар // Вісник НУ "Львівська політехніка", Хімія, технологія речовин та їх застосування. 2014. №787. С.305 – 309.

90. Атаманюк В.М. Кінетика фільтраційного сушіння шлаку теплових електростанцій / В.М. Атаманюк, І.Р. Барна // Збірник наукових праць ОНАХТ. — 2012. — Т.2, Вип.41. — С. 89-93.

91. Білей П.В. основи кінетики процесу сушіння / П.В. Білей, І.А. Соколовський // Науковий вісник НЛТУ України. - 2014. - Вип. 24.5. - С. 142-146.

92. Гузьова І.О. Кінетика фільтраційного сушіння амофосу / І.О. Гузьова, В.П. Караман, А.С. Грибович // Вісник НУ "Львівська політехніка", Хімія, технологія речовин та їх застосування. 2013. №761. С. 233 – 240.

93. Атаманюк В.М. Кінетика фільтраційного сушіння сировинних матеріалів виробництва шлакового гравію / В.М. Атаманюк, І.Р. Барна, Д.М. Симак // Східно-європейський журнал передових технологій. — 2013. — 3/8 (63). — С. 13-17.

94. Атаманюк В.М. Кінетика фільтраційного сушіння шлаку теплових електростанцій [Текст] / В.М. Атаманюк, І.Р. Барна // Збірник наукових праць ОНАХТ. – Одеса. – 2012, – Т.2, Вип.41, – С. 89-93.

95. Ханік Я.М. Гідродинаміка та кінетика процесу сушіння глини у щільному шарі під час ІЧ-нагрівання [Текст] / Я.М. Ханік, Т.І. Римар, О.М. Креховецький // Науковий вісник. Збірник науково-технічних праць НЛТУУ. – 2006, – Вип. 16.5. – С. 74-78.

96. Рудобашта С.П. Фундаментальные исследования тепломассообмена при сушке / С.П. Рудобашта // Вторая Международная научно-практическая конференция «Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и тепловые процессы)». – Москва. – 2005, Том 1. С. 7 – 19.

97. Рудобашта С.П. Кинетика и аппаратурно-технологическое оформление конвективной сушки дисперсных материалов / С.П. Рудобашта, В.М. Дмитриев // Первая Международная научно-практическая конференция «Современные

енергосберегающие тепловые технологии (Сушка и Термовлажностная обработка материалов)». – Москва. – 2002, Том 2. С. 17 –27.

98. Мищенко С.В. Метод и устройство для измерения коэффициента диффузии влаги в коллоидных капиллярно-пористых материалах / С.В. Мищенко, С.В. Пономарев, М.П. Беляев, С.Г. Толстых // Вторая Международная научно-практическая конференция «Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и тепловые процессы)». – Москва. – 2005, Том 2. С. 315 – 318.

99. Barna I. Intradiffusion mass transfer during of slag gravel raw granule. / Iryna Barna, Yaroslav Gumnytskyi, Volodymyr Atamanyuk // Chemistry & Chemical Technology. Lviv Polytechnic National University, 2013. – Vol. 7, No. 4. – P. 129 – 137.

100. Nunez Vega, A.-M. Numerical simulation of the convective drying process of apple slices / A.-M. Nunez Vega, S. Hugenschmidt, W. C. Hofacker // DAAAM International scientific book 2012, chapter 29, pp. 339-356.

101. Aparecida da Conceição Silva Mass transfer during the osmotic dehydration of West Indian cherry / Aparecida da Conceição Silva, Zaqueu Ernesto da Silva, Viviana Cocco Mariani, Sébastien Darche // LWT - Food Science and Technology 45 (2012), pp. 246-252.

102. Raquel P.F. Guiné and Maria João Barroca Estimation of the diffusivities and mass transfer coefficients for the drying of D. Joaquina pears / P.F. Raquel Guiné and Maria João Barroca // Proceedings of the World Congress on Engineering 2013 Vol II, WCE 2013, July 3 - 5, 2013, London, U.K.

103. Огляд Директив Європейського Парламенту і Ради, що регулюють сферу біоенергетичних технологій та підготовка пропозицій щодо гармонізації з ними законодавства України. – 2016 с. 10-23. Режим доступу: http://bioenergy.in.ua/media/filer_public/42/04/4204a8f6-bf95-48ed-9e5d-a0563b89d5be/zvit_zvedenii.pdf

104. Зінчук Т.О. Еколого-економічні аспекти розвитку біоенергетики в ЄС: Нові тенденції та перспективи для України / Т.О. Зінчук // Вісн. ДАУ. – 2007. – №1. – С. 233–245.

105. Макарчук О.Г. Ефективність використання біоенергетичного потенціалу сільськогосподарських підприємств: автореф. дис. на здобуття наук. ступеня канд. екон. наук: спец. 08.00.04 "Економіка та управління підприємствами (за видами економічної діяльності)" /О.Г. Макарчук. – К., 2010. – 20 с.

106. Гелетуха Г.Г. Государственное регулирование развития биоэнергетики в странах Европы и США / Г.Г. Гелетуха, Т.А. Железная // Пром. теплотехника. – 2002. – №4. – С.81–88.

107. Самилін О.О. Перспективи використання біомаси як палива / О.О. Самилін, Н.М. Цивенкова, А.А. Голубенко // Вісн. ДАУ. – 2007. – №1. – С. 171–177.

108. Renewables 2011 GlobalStatusReport [Електронний ресурс]. – Режим доступу до ресурсу: http://www.ren21.net/Portals/97/documents/GSR/REN-21_GSR2011.pdf.

109. Поліщук О. В. Розвитокальтернативноїенергетики в Україні: стан та перспективирозвитку [Електронний ресурс] / О. В. Поліщук // Сайт журналу «Енергоринок». – Режим доступу до ресурсу: <http://www.er.energy.gov.ua/doc.php?f=2582>.

110. Шевцов А. Нетрадиційні та відновлювальні джерела енергії в Україні у світлі нових європейських ініціатив. [Електронний ресурс] / А. Шевцов, М. Земляний, Т. Рязова. – Режим доступу: www.niss.gov.ua/Monitor//november08/2.htm.

111. Снежкін Ю.Ф. Енергетичний аналіз технологій виробництва твердого біопалива. /Снежкін Ю.Ф., Корінчук Д.М., Безгін М.М., Степчук І.В./ Міжнародна наукова конференція «Удосконалення процесів обладнання харчових та хімічних виробництв» (8 – 12 вересня 2014 року): Одеса. – ОНАХТ, 2014. С. 35-41.

112. Олійник Є. Вирощування енергетичних плантацій / Євген Олійник, Тетяна Єловікова // Агроспектор. – 2007. – №7-8 – С. 21-22.

113. Олійник Є. Чи можна зменшити залежність України від імпортованих енергоносіїв / Є. Олійник, М. Жавмір, К. Дрозд, Т. Єловкіна // Біоенергоресурси. – 2007. - №3. – С. 6-9.
114. Khanna M. Cost of producing miscanthus and switchgrass or bioenergy in Illinois / M. Khanna // Madhu Khanna, Basanta Dhungana, John Clifton-Brown // Biomass and Bioenergy. – 2008. - №32. – P.482-493.
115. Blazej J. Ekologiczne aspekty kreujace produkcje biomasy krzaczastej formy wiezby / J. Blazej // Rzeszow. - 2006. – P. 80-84.
116. Kurzelewski J. Wykorzystanie biomasy. Regionalne rynki zbytu / J. Kurzelewski // Rzeszow. - 2006. – P. 86-93.
117. Гелетуха Г.Г. Перспективи використання відходів сільського господарства для виробництва енергії в Україні. [Електронний ресурс] / Г.Г. Гелетуха, Т.А. Желєзна// Аналітична записка БАУ № 7.– 2014. www.uabio.org/activity/uabio-analytics.
118. Гелетуха Г.Г. Оцінка енергетичного потенціалу біомаси в Україні / Г.Г. Гелетуха, Т.А. Желєзна, М.М. Жовмір, Ю.Б. Матвєєв, О.І. Дроздова // Ч.1. Відходи сільського господарства та деревна біомаса // Пром. теплотехніка. – 2010, – Т. 32, – № 6, – С. 58-65.
119. Желєзна Т. Лушпиння соняшнику для теплових потреб / Т. Желєзна, О. Морозова // Зелена енергетика. – 2007. – №4. – С.24–25.
120. Matus Milos Modularity of Pressing Tools for Screw Press Producing Solid Biofuels / Milos Matus, Peter Krizan // Acta Polytechnica Vol. 52 No3. – 2012. – P. 71-76.
121. Ivanova T. Theoretical modelling of the briquetting process with different pressing equipment / T. Ivanova, A. Muntean, B. Havrland, V. Pobedinsky // Agronomy Research. – 2013. – 11 (1), P. 47–52.
122. Мальований М.С. Гранулювання паливних матеріалів / М.С. Мальований, Р.Я. Бать // Восточно-Европейский журнал передовых технологий: науч. журнал. – Харьков: Изд-во "Технологический центр". – 2012. – № 5/8 (59). – С. 10-14.

123. Borowski Gabriel Wykorzystanie brykietowania do zagospodarowania odpadów Monografia / Gabriel Borowski // Lublin: Copyright by Lubelskie Towarzystwo Naukowe. – 2011. – P. 175.

124. Трошин А. Г. Развитие процессов и оборудования для производств атопливных брикетов из биомассы / А. Г. Трошин, В. Ф. Моисеев, И. А. Тельнов, С.И. Завинский // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. – 2010. – №3/8 (45). – С. 36–41.

125. Міністерство аграрної політики України: рекомендації щодо технологій збирання та використання пожнивних решток [Електронний ресурс]. – Режим доступу: www.minagro.com.ua.

126. Манзій С.О. Порівняльні характеристики гранульованого та брикетованого біопалива / С.О. Манзій, М.М. Копанський, О.Б. Ференц // Науковий вісник НЛТУ України. – 2010. – Вип. 20.3. – С. 88-90.

127. Снежкін Ю.Ф. Аналіз енерговитрат стадії термовологісної обробки біомаси в технологіях виробництва твердого біопалива. /Снежкін Ю.Ф., Корінчук Д.М., Безгін М.М., Степчук І.В. // Одес. нац. акад. харч. технологій. – О., 2015. – Вип. 47, Т. 2. – С. 198– 203.

128. Федоренко И.Я. Оптимизация процесса прессования кормов в гранулы и брикеты по критерию энергетических затрат./ И.Я. Федоренко, В.В. Садов // Технологии и средства механизации сельского хозяйства. Вестник АГАУ №2 (112), 2014. С.114 – 119.

129. Корінчук Д.М. Розробка композиційного палива на основі торфу і рослинної біомаси [Текст]: автореф. дис. канд. техн. наук: 05.14.06 / Корінчук Дмитро Миколайович. – К., 2010. – 20 с.

130. Рогач Т. І. Фізіологічні основи регуляції морфогенезу та продуктивності соняшнику за допомогою хлормекватхлориду і трептолему [Текст]: автореф. дис. канд. Сільськогосп. наук: / Рогач Тетяна Іванівна. – К., 2011. – 17 с.

131. Зубко В.М. Аналіз технологій та технічних засобів для використання відходів виробництва соняшнику в якості біопалива / В.М. Зубко, С.П. Соколік / Інженерія природокористування, – 2017, – №1(7), С. 6 – 10
132. Рабинович С.Г. Погрешность измерений – Л.: Энергия. – 1978. – 261 с.
133. Кудряшова Ж.Ф., Рабинович С.Г. Методы обработки результатов наблюдений при косвенных измерений / Ж.Ф. Кудряшова, С.Г. Рабинович. – Л.: ВНИИМ, 1975. – Вып. 172(234). – С. 3-58.
134. Румшинский Л.З. Математическая обработка результатов экспериментов. – М.: Наука, 1997. – 132с.
135. Атаманюк В.М. Дослідження перспективи фільтраційного сушіння стебел соняшника для виробництва твердого біопалива / В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера, Р.Р. Госовський // Збірник наукових праць ОНАХТ Випуск 41 Том 2 – 2012. – С. 81-88.
136. Атаманюк В.М. Розрахунок коефіцієнта гідравлічного опору під час руху теплового агента крізь стаціонарний шар подрібнених стебел соняшника / В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера, Р.Р. Госовський // Науковий вісник Національного лісотехнічного університету №22.9, – 2012. – С. 112-118.
137. Кіндзера Д.П. Визначення оптимальних параметрів сушіння подрібнених стебел соняшника для виробництва паливних брикетів / Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк, Р.Р. Госовський // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій, №47, Том 2. - 2015. - С. 194-198.
138. Кіндзера Д.П. Кінетика фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника / Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк, Р.Р. Госовський // Наукові праці. Одеська національна академія харчових технологій, Том 80. №1, – 2016. – С. 32 – 37.
139. Hosovskyi R. Diffusive mass transfer during drying of grinder sunflower stalks / Roman Hosovskyi, Diana Kindzera, Volodymyr Atamanyuk // Chemistry & Chemical Technology. – 2016. – Vol.10, №4. – P. 194-198.
140. Госовський Р.Р. Внутрішньодифузійне масоперенесення під час фільтраційного сушіння перанхімної тканини стебел соняшника / Р.Р.

Госовський, Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк // Науковий вісник Національного лісотехнічного університету, №27.6, – 2017. – С. 112-116.

141. Снежкін Ю.Ф. Композиційні палива на основі торфу і рослинної біомаси. Монографія / Ю.Ф. Снежкін, Д.М. Корінчук, В.А. Михайлик // Київ, – 2012. –211 с.

142. Нафтопродукты. Определение высшей теплоты сгорания и вычисление низшей теплоты сгорания. ГОСТ 21261-91. Начало действия: 01.07.1992. –М.: Разработан и внесен Министерством энергетики и электрофикации СССР: МТК 75.080, ОКСТУ 0209, 49 с.

143. Муштаев В.И. Сушка дисперсных материалов / В.И. Муштаев, В.М. Ульянов. – М.: Химия, 1988. – 352с.

144. Сажин В.Б. Научные основы техники сушки / Б.С. Сажин // М.: Наука, 1997. – 448 с.

145. Кіндзера Д.П. Зменшення енергозатрат процесу виробництва твердого біопалива та підвищення якісних показників продукції / Д.П. Кіндзера, М.П. Пелех, Р.Р. Госовський, А.Р. Кіндзера // Вісник Національного університету «Львівська політехніка»– Хімія, технологія речовин та їх застосування. – № 841. – 2016. – С. 302-307.

146. Кіндзера Д.П. Дослідження процесу формування паливних брикетів із рослинної сировини та визначення їх характеристик / Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк, Р.Р. Госовський, І.М. Мотіль // Науковий вісник Національного лісотехнічного університету, №23.17, – 2013. – С. 138-146.

147. Пат. 115284 Україна, МПК F26B 3/06 (2006.01). Установа фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів / В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера, Р.Р. Госовський, І.О. Гузьова, Б.М. Микичак // заявник і власник патенту – Національний університет “Львівська політехніка”. – №u201610806; заявл. 27.10.2016 опубл. 10.04.2017, Бюл. № 7.

Додаток А

ЗАТВЕРДЖУЮ:



Проректор з науково-педагогічної роботи

Національного університету

«Львівська політехніка»

к.т.н., доц. Давидчак О.Р.

« 02 » 10 2017р.

АКТ

щодо впровадження результатів дисертаційної роботи

Госовського Романа Романовича на тему:

«Закономірності фільтраційного сушіння органічної сировини для виготовлення альтернативного палива» у навчальний процес

Комісія у складі: голови науково-методичної ради Інституту хімії та хімічних технологій д.т.н., проф. завідувача кафедрою хімічної інженерії Атаманюка В.М., доцента кафедри хімічної інженерії к.т.н., доц. Кіндзери Д.П., доцента кафедри хімічної інженерії к.т.н., доц. Гаврилів Р.І., с.н.с., старшого викладача кафедри хімічної інженерії к.т.н. Івашука О.С. склала цей акт проте, що результати дисертаційної роботи Госовського Р.Р. на тему: «Закономірності фільтраційного сушіння органічної сировини для виготовлення альтернативного палива», що подана на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук за спеціальністю 05.17.08 – процеси та обладнання хімічної технології впроваджені у навчальний процес кафедри хімічної інженерії для студентів за спеціальністю 161 «хімічні технології та інженерія» (спеціалізація «Хімічна інженерія» у лекційних курсах та лабораторних заняттях з дисципліни «Методологія експериментальних і теоретичних досліджень тепло- і масообмінних процесів», «Методологія фізичного моделювання хіміко-технологічних процесів», «Процеси та обладнання хімічної технології», курсове проектування, бакалаврські та магістерські дипломні роботи.

Використання результатів дисертаційної роботи Госовського Р.Р. сприяє вдосконаленню підготовки фахівців.

Голова науково-методичної ради ІХХТ

Члени комісії

Атаманюк В.М.

Кіндзера Д.П.

Гаврилів Р.І.

Івашук О.С.

Додаток Б

ЗАТВЕРДЖУЮ:

Гусак Володимир Юрійович
Приватне підприємство «Роман»

"14" 09 2017 р.

АКТ

передачі результатів дисертаційної роботи Госовського Р.Р.

Ми, що нижче підписалися: від НУ "Львівська політехніка": завідуючий кафедрою хімічної інженерії д.т.н., проф. Атаманюк Володимир Михайлович, доцент кафедри хімічної інженерії, к.т.н., доцент Кіндзера Діана Петрівна, аспірант кафедри хімічної інженерії Госовський Роман Романович; від ПП «Роман» Петрівник Роман Іванович начальник сушильного відділення та Семків Ігор Ігорович начальник основного виробництва підтверджуємо, що результати дисертаційної роботи Госовського Р.Р. передані для впровадження у виробництво на ПП «Роман», а саме:

1. Результати дослідження та узагальнення гідродинаміки фільтрування теплового агенту крізь стаціонарний шар подрібнених стебел соняшника.
2. Результати дослідження та узагальнення кінетики фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника.
3. Принципову схему установки фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника стрічкового типу.
4. Методику розрахунку основних технологічних параметрів процесу та основних конструктивних розмірів установки фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника стрічкового типу.

На основі аналізу отриманих матеріалів встановлено:

1. Отримані Госовським Р.Р. розрахункові залежності для визначення: втрат тиску в стаціонарному шарі подрібнених стебел соняшника; коефіцієнтів тепловіддачі, масовіддачі і ефективного коефіцієнту дифузії вологи з поверхні частинки в ядро потоку дають змогу прогнозувати енергетичні затрати на процес фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника і на етапі проектування нового сушильного обладнання визначати його економічну ефективність.

2. Запропонована методика розрахунку установки фільтраційного сушіння стрічкового типу дає змогу розробити технічне завдання для її виготовлення.
3. Результати дисертаційної роботи Госовського Р.Р. приймаються ПП «Роман» для виготовлення пілотної установки і впровадження її у виробництво.

Від: ПП «Роман»:

Начальник основного виробництва



Семків І.І.

Начальник сушильного відділення



Петрівник Р.І.

Від Національного університету "Львівська політехніка"

Завідувач кафедри «Хімічна інженерія»
д.т.н., проф.



Атаманюк В.М.

доцент кафедри «Хімічна інженерія»
к.т.н. доцент



Кіндзера Д.П.

Аспірант кафедри «Хімічна інженерія»



Госовський Р.Р.

Додаток В

ЗАТВЕРДЖУЮ:

Директор

Приватного Підприємства

Тайфун-Плюс

Берило Ігор Зіновійович



09 2017 р.

АКТ

передачі результатів дисертаційної роботи Госовського Р.Р.

Ми, що нижче підписалися: від НУ “Львівська політехніка”: завідуючий кафедрою хімічної інженерії д.т.н., проф. Атаманюк Володимир Михайлович, доцент кафедри хімічної інженерії, к.т.н., доцент Кіндзера Діана Петрівна, аспірант кафедри хімічної інженерії Госовський Роман Романович; від Приватного Підприємства Тайфун-Плюс Калюжний Юрій Ігорович, начальник сушильного відділення та Янчишин Роман Васильович, начальник виробництва, підтверджуємо, що результати дисертаційної роботи Госовського Р.Р. передані для впровадження у виробництво на Приватному Підприємстві Тайфун-Плюс, а саме:

1. Результати дослідження та узагальнення гідродинаміки фільтрування теплового агента крізь стаціонарний шар подрібнених стебел соняшника.
2. Результати дослідження та узагальнення кінетики фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника.
3. Принципову схему установки фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника стрічкового типу.
4. Методику розрахунку основних технологічних параметрів процесу та основних конструктивних розмірів установки фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника стрічкового типу.

На основі аналізу отриманих матеріалів встановлено:

1. Отримані Госовським Р.Р. розрахункові залежності для визначення: втрат тиску в стаціонарному шарі подрібнених стебел соняшника; коефіцієнтів тепловіддачі, масовіддачі і ефективного коефіцієнту дифузії вологи з поверхні частинки в ядро потоку дають змогу прогнозувати енергетичні затрати на процес фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника

- і на етапі проектування нового сушильного обладнання визначати його економічну ефективність.
2. Запропонована методика розрахунку установки фільтраційного сушіння стрічкового типу дає змогу розробити технічне завдання для її виготовлення.
 3. Результати дисертаційної роботи Госовського Р.Р. приймаються Приватним Підприємством Тайфун-Плюс для виготовлення пілотної установки і впровадження її у виробництво.

Від Приватного Підприємства Тайфун-Плюс

Начальник виробництва


 Янчишин Р. В.

Начальник сушильного відділення

 Каложний Ю.І.

Від Національного університету "Львівська політехніка"

Завідувач кафедри «Хімічна інженерія»
д.т.н., проф.

 Атаманюк В.М.

доцент кафедри «Хімічна інженерія»
к.т.н. доцент

 Кіндзера Д.П.

Аспірант кафедри «Хімічна інженерія»

 Госовський Р.Р.

Додаток Г

ВИБІР ОПТИМАЛЬНИХ ПАРАМЕТРІВ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ПОДРІБНЕНИХ СТЕБЕЛ СОНЯШНИКА

Н, м	T ₁ , К	ρ, кг/м ³	ω ₀ , $\frac{\text{м}}{\text{с}}$	M=ρ·ω ₀ ·S	T ₂ , К	G _v , кг	τ _к , с	Q ₁ (T), $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$	V=S·ω ₀ , $\frac{\text{м}^3}{\text{с}}$	P, Па	Q ₂ (ΔP), $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$	Q ₁ +Q ₂ , $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$
0,03	353	1	1,7	0,0128	310	0,0113	90	4891,1	0,0128	4154	554,55	5445,7
0,06	353	1	1,7	0,013	310	0,023	120	3231	0,013	5576	491,7	3722
0,09	353	1	1,7	0,0128	310	0,0341	200	3606	0,0128	8172	804,32	4410,4
0,12	353	1	1,7	0,0128	310	0,0457	240	3230,7	0,0128	10216	900,85	4131,6
0,16	353	1	1,7	0,0128	310	0,0604	360	3662,9	0,0128	12186	1218,3	4881,2
Для різних температур												
0,09	313	1,128	1,7	0,0144	287	0,0341	600	7378,5	0,0128	8172	2413	9791,4
0,09	333	1,060	1,7	0,0135	303	0,0341	300	4000,2	0,0128	8172	1206,5	5206,7
0,09	353	1,000	1,7	0,0128	310	0,0341	200	3606	0,0128	8172	804,32	4410,4
0,09	373	0,946	1,7	0,0121	316	0,0341	150	3391,5	0,0128	8172	603,24	3994,7
Для різних витрат теплового агенту												
0,09	353	1	0,66	0,005	305	0,0341	560	4375,8	0,005	3586	383,67	4759,5
0,09	353	1	0,99	0,0074	306	0,0341	340	3902,1	0,0074	3903	380,31	4282,4
0,09	353	1	1,34	0,0101	308	0,0341	250	3718,3	0,0101	5436	527,16	4245,4
0,09	353	1	1,7	0,0128	310	0,0341	200	3606	0,0128	8172	804,32	4410,4

$$(C_{\text{пов}}=1,009 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}; S=0,0075\text{м}^2)$$

Додаток Д

Список опублікованих праць за темою дисертації

1. Атаманюк В.М. Дослідження перспективи фільтраційного сушіння стебел соняшника для виробництва твердого біопалива / В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера, **Р.Р. Госовський** // Збірник наукових праць ОНАХТ Випуск 41 Том 2 – 2012. – с. 81-88.

Особистий внесок дисертанта: проведення аналізу джерел літератури, проведення експериментів та написання статті.

2. Атаманюк В.М. Розрахунок коефіцієнта гідравлічного опору під час руху теплового агента крізь стаціонарний шар подрібнених стебел соняшника / В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера, **Р.Р. Госовський** // Науковий вісник Національного лісотехнічного університету №22.9, – 2012. – С. 112-118.

Особистий внесок дисертанта: проведення експериментальних досліджень, написання статті та подання до друку.

3. Кіндзера Д.П. Дослідження процесу формування паливних брикетів із рослинної сировини та визначення їх характеристик / Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк, **Р.Р. Госовський**, І.М. Мотіль // Науковий вісник Національного лісотехнічного університету, №23.17, – 2013. – С. 138-146.

Особистий внесок дисертанта: формування паливних брикетів, експериментальне визначення фізико-механічних характеристик та узагальнення отриманих результатів.

4. Кіндзера Д.П. Визначення оптимальних параметрів сушіння подрібнених стебел соняшника для виробництва паливних брикетів / Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк, **Р.Р. Госовський** // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій, №47, Том 2. - 2015. - С. 194-198.

Особистий внесок дисертанта: дослідження параметрів сушіння, проведення узагальнень.

5. Кіндзера Д.П. Зменшення енергозатрат процесу виробництва твердого біопалива та підвищення якісних показників продукції / Д.П. Кіндзера,

М.П. Пелех, **Р.Р. Госовський**, А.Р. Кіндзера // Вісник Національного університету «Львівська політехніка» № 841 – Хімія, технологія речовин та їх застосування. – 2016. – С. 302-307.

Особистий внесок дисертанта: проведення розрахунків енергозатрат, підготовка статті до друку.

6. Кіндзера Д.П. Кінетика фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника / Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк, **Р.Р. Госовський** // Наукові праці. Одеська національна академія харчових технологій, Том 80. №1, – 2016. – С. 32 – 37.

Особистий внесок дисертанта: обробка експериментів, побудова кінетичних залежностей, написання статті.

7. **Hosovskyi R.** Diffusive mass transfer during drying of grinder sunflower stalks / Roman Hosovskyi, Diana Kindzera, Volodymyr Atamanyuk // Chemistry & Chemical Technology. – 2016. – Vol.10, №4. – P. 194-198. (*Scopus*).

Особистий внесок дисертанта: проведення експериментальних досліджень, підготовка первинного варіанту статті.

8. **Госовський Р.Р.** Внутрішньодифузійне масоперенесення під час фільтраційного сушіння перанхімної тканини стебел соняшника / Р.Р. Госовський, Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк // Науковий вісник Національного лісотехнічного університету, №27.6, – 2017. – С. 112-116. (*Index Copernicus*).

Особистий внесок дисертанта: проведення експериментальних досліджень, аналіз та узагальнення експериментальних даних, підготовка матеріалів до публікації.

9. Атаманюк В.М. Сушіння подрібнених стебел соняшника в умовах фільтрації теплоносія / В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера, **Р.Р. Госовський** // Тернопільський національний технічний університет імені Івана Пулюя «Сучасні технології та обладнання харчових виробництв», Тернопіль – 29-30 вересня 2011. – С. 188.

Особистий внесок дисертанта: проведення експериментальних досліджень, їх обробка і узагальнення.

10. **Госовський Р.Р.** Використання фільтраційного методу для зневоднення подрібнених стебел соняшника / Р.Р. Госовський, В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера // 2-й Міжнародний конгрес «Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування», Львів – 19 – 22 вересня 2012. – С. 103.

Особистий внесок дисертанта: проведення експериментальних досліджень, аналіз отриманих результатів, підготовка матеріалів до публікації.

11. **Госовський Р.Р.** Фільтраційне сушіння рослинної сировини як енергозберігаюча стадія технології виробництва біопалива / Р.Р. Госовський, Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк // II Всеукраїнська міжвузівська науково-технічна конференція «Сучасні технології в промисловому виробництві», Суми, 17-20 квітня 2012. – С. 114.

Особистий внесок дисертанта: проведення експериментальних досліджень, постановка задачі, підготовка матеріалів до публікації.

12. **Госовський Р.Р.** Дослідження тепломасообміну у процесі фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника / Р.Р. Госовський, В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера // 3-й Міжнародний конгрес «Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування», Львів, 17 – 19 вересня 2014. – С. 81.

Особистий внесок дисертанта: підбір методики та проведення експериментальних досліджень, підготовка матеріалів до публікації.

13. **Госовський Р.Р.** Фільтраційне сушіння подрібнених стебел соняшника / Р.Р. Госовський, В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера // Actual problems of chemistry and technology of organic substances APCOS2 Ukraine, Lviv, – November 5-7, 2015. – P.111.

Особистий внесок дисертанта: проведення експериментальних досліджень, аналіз та узагальнення експериментальних даних, підготовка матеріалів до публікації.

14. Кіндзера Д.П. Оптимальні параметри фільтраційного сушіння подрібнених стебел соняшника для виробництва твердого біопалива /

Д.П. Кіндзера, **Р.Р. Госовський**, В.М. Атаманюк, О.В. Цимбалістий // 4-й міжнародний конгрес «Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування», Львів, – 21 – 23 вересня 2016. – С. 100.

Особистий внесок дисертанта: проведення експериментальних досліджень, розрахунок оптимальних параметрів, підготовка матеріалів до публікації.

15. D. Kindzera diffusive transfer during filtration drying of sunflower stalks / D. Kindzera, V. Atamanyuk, **R. Gosovkiy**, I. Lishchynska // 6thInternational youth science forum «Litteris et artibus». Lviv, Ukraine. – November 24-26, 2016. – P. 374-376.

Особистий внесок дисертанта: проведення експериментальних досліджень, постановка задачі, підготовка матеріалів до публікації.

16. Госовський Р.Р. Дослідження процесу фільтраційного сушіння біомаси соняшника з метою створення нового сушильного обладнання / **Р.Р. Госовський**, Д.П. Кіндзера, В.М. Атаманюк, Б.М. Микитчак // Міжнародна науково-практична конференція «Удосконалення процесів і обладнання – запорука інноваційного розвитку харчової промисловості». Київ. – 8-10 листопада 2016. – С. 48-49.

Особистий внесок дисертанта: планування і проведення експериментальних досліджень, аналіз отриманих результатів, підготовка матеріалів до публікації.

17. Кіндзера Д.П. Зменшення енергозатрат технологічної лінії виробництва твердого палива з біомаси соняшника / Д.П. Кіндзера, **Р.Р. Госовський**, В.М. Атаманюк // Семінар. Сталий розвиток – погляд у майбутнє. Збірник матеріалів. Львів, – 15 вересня 2017. – С. 38.

Особистий внесок дисертанта: проведення експериментальних досліджень, обробка отриманих результатів, підготовка матеріалів до публікації.

18. Пат. 115284 Україна, МПК F26B 3/06 (2006.01). Установа фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів / В.М. Атаманюк, Д.П. Кіндзера,

Р.Р. Госовський, І.О. Гузьова, Б.М. Микичак // заявник і власник патенту – Національний університет “Львівська політехніка”. – №u201610806; заявл. 27.10.2016 опубл. 10.04.2017, Бюл. № 7.

Особистий внесок дисертанта: розроблено модель установки фільтраційного сушіння, підготовка матеріалів до публікації.