

**НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ  
МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ**

Кваліфікаційна наукова  
праця на правах рукопису

**ТУФЕКЧІ ВАЛЕНТИН ІВАНОВИЧ**

УДК 66.047.596

**ДИСЕРТАЦІЯ**

**ОПТИМІЗАЦІЯ ПАРАМЕТРІВ ПІДГОТОВКИ ТА РОЗПОДІЛЕННЯ  
ТЕПЛОНОСІЯ СУШИЛЬНИХ ДИСКОВИХ РОЗПИЛЮВАЛЬНИХ  
КОМПЛЕКСІВ**

Спеціальність 133 - Галузеве машинобудування  
Галузь знань 13 - Механічна інженерія

Подається на здобуття наукового ступеня доктора філософії

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



В. І. Туфекчі



Науковий керівник: Вересоцький Юрій Іванович  
кандидат технічних наук, доцент

Київ - 2023

## АНОТАЦІЯ

*Туфекчі В.І.* Оптимізація параметрів підготовки та розподілення теплоносія сушильних дискових розпилювальних комплексів – Кваліфікаційна наукова праця на правах рукопису.

Дисертація на здобуття наукового ступеня доктора філософії за спеціальністю 133 “Галузеве машинобудування” – Національний університет харчових технологій Міністерства освіти і науки України, Київ, 2023.

*Метою* дисертаційної роботи є розроблення та удосконалення конструкцій сушильних дискових розпилювальних комплексів шляхом теоретичного та експериментального дослідження параметрів роботи заданого технологічного регламенту, сформованого на результатах моделювання потоків CFD (моделювання обчислювальної гідродинаміки).

У **вступі** обґрунтовано актуальність дисертаційної роботи, її значення у вирішенні науково-прикладної проблеми оптимізації параметрів підготовки та розподілення теплоносія сушильних дискових розпилювальних комплексів; сформульовано мету та основні завдання досліджень, обґрунтовано наукову новизну та практичну цінність отриманих результатів.

У **першому розділі** дисертації розглянуто класифікацію основних методів та процесів сушіння молочної сироватки. Сироватка є важливим побічним продуктом під час виробництва молочних продуктів, і її обробка та використання мають велике значення для ефективності виробництва і уникнення втрат.

Аналіз вітчизняного та зарубіжного досвіду показує, що одним із найефективніших шляхів усунення втрат сироватки та максимального використання всіх її компонентів є її переробка на концентрати, що зберігаються тривалий час – сухі, концентровані, молочний цукор, замінник цільного молока. Це дозволяє підвищити ефективність використання сироватки і зменшити відходи.

У дисертації також детально розглянуті основні теоретичні відомості про процеси розпилювання рідин, включаючи типи та конструкції розпилювальних пристроїв.

Дисертаційна робота містить опис класифікації способів розпилювання рідин, що може бути корисним для вибору оптимального методу обробки сироватки. Далі, молочна сироватка розглядається як об'єкт промислової переробки та досліджень. Дослідження складу та фізико-хімічних властивостей молочної сироватки дозволяють зрозуміти її характеристики і оптимізувати процеси переробки.

Також, важливим аспектом дослідження є теплофізичні властивості молочної сироватки, які мають велике значення при процесі сушіння та розпилювання.

Одним із основних технічних обмежень та недоліків, які супроводжують розпилювальні сушильні комплекси, є обмежена інформація щодо аеродинамічних потоків, що виникають усередині камери цих комплексів. Недостатність літературних джерел, пов'язаних із вивченням подібних аеродинамічних явищ призводить до різних технологічних обмежень та недоліків у функціонуванні сушильних систем.

Специфіка аеродинаміки всередині сушильної камери полягає у складних інтеракціях між газоподібним теплоносієм і твердими частинками сироватки. Ці процеси впливають на ефективність процесу сушіння та розпилення. Обмеженість технічних даних, щодо аеродинамічних потоків ускладнює процеси оптимізації параметрів сушильних комплексів, що може призвести до неоптимального використання енергії, зниження продуктивності і якості продукту.

Невід'ємною частиною оптимізаційних досліджень - є визначення параметрів для забезпечення ефективності процесу сушіння сироватки. Тому, з метою забезпечення ефективної роботи, **актуальною задачею** є удосконалення конструкційних та експлуатаційних параметрів роботи сушильних дискових розпилювальних комплексів.

**У другому розділі** дисертації представлена детальна методологія проведення досліджень з вивчення гідродинаміки сушарок з відцентрово-дисковим розпиленням. Дослідження включає в себе наступні етапи та аспекти:

*Методи проведення досліджень.* В розділі надано опис методів, які використовувалися під час досліджень, включаючи вимірювання параметрів та інструментальні методи.

Гідродинаміка сушарок з відцентрово-дисковим розпиленням - містить аналіз гідродинаміки внутрішніх камер сушильних установок з урахуванням специфіки відцентрово-дискового розпилення.

Методи дослідження гідродинамічних потоків камер розпилюючих сушильних установок - описують методи, які були використані для аналізу гідродинамічних параметрів внутрішніх камер сушильних установок.

Математичні моделі та методи імітаційного моделювання продукту, який подається в сушильний комплекс з сопел розпилювального диску - пояснюють розроблені математичні моделі для імітаційного моделювання процесу розпилення продукту.

Основні рівняння, що описують рух частинки продукту в сушильному комплексі – обґрунтовують математичні моделі опису руху частинок продукту в процесі сушіння.

Моделі турбулентності для розрахунку розпилювальних комплексів - містять дослідження моделі турбулентності, що застосовувалися для оцінки процесу розпилення в сушильних комплексах.

Основні рівняння для різних моделей турбулентності – формують основні рівняння, які використовувалися для моделювання різних типів турбулентності.

Оцінка впливу турбулентності на траєкторії руху частинок продукту в сушильному комплексі – описують результати аналізу впливів параметрів турбулентності на траєкторії руху частинок продукту під час сушіння.

Методика дослідження температурних полів в активній зоні розпилювальної камери сформована на базових методах та інструментах, що застосовані для вимірювання температурних параметрів в активній зоні сушильного процесу.

Методика визначення кінетичних та тепломасообмінних характеристик молочної сироватки - описує методи визначення важливих кінетичних та тепломасообмінних параметрів сироватки, що брали участь у процесі сушіння. Цей розділ надає повний огляд методів і підходів, які використовувалися під час досліджень, та розширює розуміння гідродинамічних та теплових процесів у сушильних установках з відцентрово-дисковим розпиленням продукту.

**У третьому розділі** дисертації висвітлені деталі проведених досліджень з метою оптимізації процесу сушіння молочних продуктів в розпилювальній сушарці. За результатами експериментів, було встановлено, що оптимальна швидкість потоку теплоносія вздовж внутрішньої поверхні стінок корпусу розпилювальної сушарки знаходиться в діапазоні від 20 до 25 метрів на секунду. Ця вказує на те, що зміна швидкості потоку теплоносія може бути ключовим фактором для підвищення якості і продуктивності процесу сушіння молочних продуктів у сушильному комплексі.

Дослідження також виявило, що температурні зміни у внутрішньому просторі сушильного комплексу мають значний вплив на рух частинок продукту та теплоносія. Особливо важливим є спостереження, що температура мала найбільше значення біля стінок, де відбувалося закручування потоку продукту та теплоносія.

Це наголошує на важливості точного регулювання параметрів тиску і температурних полів у сушильному комплексі для оптимального контролю над процесом сушіння. Варто також відзначити, що дослідження не розглядали вплив зміни швидкості випаровування продукту в залежності від конструктивних змін параметрів подачі теплоносія у факел розпилу, розподілу частинок за розміром і швидкості розпилювального сушіння.

Ця невизначеність вимагає подальших досліджень та детального аналізу і відкриває нові перспективи для наукового дослідження з метою визначення оптимальних параметрів процесу сушіння. Крім того, в дисертації розглядається вплив інших факторів на процес сушіння, таких як тип і склад молочного продукту, включаючи загальну кількість сухих речовин, в'язкість, густину, питому теплоємність, масову витрату та інші параметри. У подальших дослідженнях можуть бути розглянуті конкретні моделювання з молочною сироваткою, що дозволять визначити оптимальні умови роботи дискової розпилювальної сушарки та ввести необхідні налаштування для досягнення максимальної ефективності та якості сушіння.

**Четвертий розділ** дисертаційної роботи присвячений запропоновано звузити переріз повітрянаправляючого пристрою, що сприятиме збільшенню швидкості теплоносія та покращенню ефективності сушіння частинок молочного продукту.

Дослідження з використанням реальної моделі показало, що звужена частина повітряно-розподільного пристрою дійсно має позитивний вплив на ефективність сушіння. Це підтверджує важливість оптимізації цього пристрою для досягнення кращих результатів.

Виявлено, що швидкість повітряного потоку в різних частинах сушарки різняться, і ця інформація може бути використана для оптимізації процесу та зниження витрат енергії. Звужена частина пристрою подачі теплоносія дискової розпилювальної сушарки виявила додатковий позитивний вплив на швидкість потоку теплоносія. Важливо відзначити, що при малих діаметрах конусної частини спостерігається вплив повітряного потоку на факел розпилення та налипання недосушених частинок продукту на кришку камери.

Чисельне моделювання показало, що оптимальною швидкістю подачі теплоносія є значення 50 м/с. Це може служити важливим практичним рекомендаціям для налаштування обладнання. Також важливим результатом було виявлення зміни тиску в різних частинах сушарки. На основі досліджень з'ясовано залежність між швидкістю подачі теплоносія та кутом розпилу факела..

Встановлено, що найвищі значення швидкості потоку визначаються під розпилювальним диском, де швидкість потоку досягає показників до 40 м/сек. Експериментально визначено, що при куті регулювання жалюзійного розподілення 45 градусів спостерігається підвищення кута розпилення факела.

**У п'ятому розділі** дисертаційної роботи було проведено чисельні дослідження з використанням пакету CFD FLUENT для детального аналізу процесу розпилювального сушіння.

Основні результати цього дослідження включають:

Вибір методології: Для моделювання процесу розпилювального сушіння була обрана програма CFD FLUENT, яка є потужним інструментом для чисельного аналізу процесів обміну маси та тепла в складних системах.

Використання молочної сироватки: В експерименті використовувалася молочна сироватка як параметр для розпилювального сушіння. Це є важливим аспектом дослідження, оскільки визначає основні умови та параметри процесу.

Валідація моделі: Для перевірки точності чисельних результатів були виміряні температури в різних точках всередині башні розпилювальної сушарки. Було досягнуто добру узгодженість між експериментальними та чисельними даними з максимальною відносною похибкою 4,6%.

Встановлено, що під час первинних експериментів у "спокійних" умовах, коли швидкість подачі теплоносія не перевищує 10 м/с і протікає конвективний потік повітря на вході, ефективно використовується перехідна модель CFD k-omega (2 eqn).

Аналіз температурних та вологісних режимів: Результати чисельних досліджень вказують на те, що центральна область сушильного комплексу мала більші температури та низький вміст водяної пари, в той час як інші області залишалися стабільними за температурними та вологісними показниками.

Швидкість газу та обертання розпилювача: Швидкість газу була найвищою в центральній області та зменшувалася в радіальному напрямку до стінки. Виявлено, що обертання розпилювача сприяє стабілізації поля потоку, особливо при моделюванні центрального вхідного струменя повітря. Вплив параметрів подачі теплоносія:

При значенні швидкості подачі продукту 120 м/с спостерігаються найвищі температурні значення біля стінки в групі А на висоті 3200 мм від башні.

Дослідження вказують на те, що параметр швидкості подачі теплоносія має суттєвий вплив на температурні та масові переноси всередині сушильного комплексу.

Встановлено, що здійснені дослідження, пов'язані зі зміною параметра подачі вхідного теплоносія в сушильний комплекс за умови температури 180°C та прогнозованої залишкової вологості висушеного продукту на рівні 0,41%.

При певних значеннях швидкості подачі відзначаються найвищі температурні значення в певних областях. Заключення та перспективи: Результати цього дослідження свідчать про важливість урахування різних параметрів у процесі розпилювального сушіння. Розроблений метод моделювання може бути корисним для подальшого розвитку та вдосконалення індустріальних розпилювальних сушарок, забезпечуючи більш точну та ефективну роботу цих пристроїв.

*Загальні висновки* по роботі сформовані на підставі здійснених досліджень.

У *додатках* наведено документи, що підтверджують впровадження результатів досліджень, опис результатів експериментальних досліджень, додаткову інформацію по програмному забезпеченню чисельного моделювання.

### **Практичне значення результатів дисертаційної роботи:**

Результати проведених теоретичних та експериментальних досліджень реалізовані за такими напрямками:

- математичні залежності, отримані в результаті аналітичних та експериментальних досліджень, пропонуються для розрахунку конструктивних параметрів подачі теплоносія в корінь факелу розпилу, розрахунку частинок продукту в дискових розпилювальних комплексах;
- Результати комплексних наукових досліджень стали науковою основою на ТОВ «КАМОЦЦІ», під час розроблення прототипу розпилювального комплексу молочних продуктів (акт від 31.10.2022 р.) Прогнозований економічний ефект від впровадження результатів наукових досліджень складає 542 240 грн ;
- Результати виконаних наукових досліджень по проектуванню введення теплоносія через чотири тангенційні патрубки згідно патенту на корисну модель № 139272 впроваджені на ТОВ «ТАН». (акт від 10.10.2022р.) Прогнозований економічний ефект від впровадження результатів наукових досліджень складає 140 900 в рік.
- Розроблено та запропоновано впровадження у виробництво конструкції газорозподільного пристрою, встановленого до розпилювального сушильного комплексу, а саме в його звужену частину перед розпилювальним диском на ДП "СТАРОКОСТЯНТИНІВСЬКИЙ МОЛОЧНИЙ ЗАВОД" в м. Старокостянтинів, Хмельницького району Хмельницької області. (акт від 24.04.2023р.)  
Прогнозований економічний ефект від впровадження результатів наукових досліджень складає 240 000 в рік.

Теоретичні узагальнення, комп'ютерне моделювання і аналітичні розрахунки стали

**науковою основою** для практичних рекомендацій по удосконаленню розпилювальних сушильних комплексів.

За результатами дисертаційної роботи **отримано:**

- патент на корисну модель № 148755 «Дискова розпилювальна сушарка з жалюзійним розподіленням теплоносія»;
- патент на корисну модель № 139272 «Дискова розпилювальна сушарка»;
- розрахований економічний ефект від впровадження наукових досліджень складає **923 140 грн на рік.**

**Ключові слова:** розпилювальне сушіння, cfd fluent, витрата, розпилювальний диск, аеродинаміка, розпилення, параметри сушильних комплексів, повітряний потік.

### ANNOTATION

Tufekchi V.I. Optimization of parameters of preparation and distribution of coolant for drying disk spraying complexes - Qualification scientific work on the rights of a manuscript.

Dissertation for the degree of Doctor of Philosophy in specialty 133 "Industrial Engineering" - National University of Food Technologies of the Ministry of Education and Science of Ukraine, Kyiv, 2023.

The purpose of the dissertation is to develop and improve the design of drying disk spraying complexes by theoretical and experimental study of the parameters of a given technological regulation, formed on the basis of the results of CFD flow modeling (computational fluid dynamics modeling).

The introduction substantiates the relevance of the dissertation, its importance in solving the scientific and applied problem of optimizing the parameters of preparation and distribution of coolant for drying disk spraying complexes; formulates the purpose and main objectives of the research, substantiates the scientific novelty and practical value of the results obtained.

**The first chapter** of the thesis discusses the classification of the main methods and processes of whey drying. Whey is an important by-product in the production of dairy

products, and its processing and utilization are of great importance for production efficiency and avoidance of losses.

An analysis of domestic and foreign experience shows that one of the most effective ways to eliminate whey losses and maximize the use of all its components is to process it into long-life concentrates - dry, concentrated, milk sugar, whole milk replacer. This helps to increase the efficiency of whey use and reduce waste.

The thesis also describes in detail the basic theoretical information on the processes of liquid spraying, including the types and designs of spraying devices.

The thesis contains a description of the classification of liquid atomization methods, which can be useful for choosing the optimal whey processing method. Further, whey is considered as an object of industrial processing and research. Studies of the composition and physicochemical properties of whey allow us to understand its characteristics and optimize processing processes.

Also, an important aspect of the study is the thermal properties of whey, which are of great importance in the process of drying and spraying.

One of the main technical limitations and drawbacks of spray drying systems is the limited information on aerodynamic flows occurring inside the chamber of these systems. The lack of literature related to the study of such aerodynamic phenomena leads to various technological limitations and shortcomings in the operation of drying systems.

The specificity of aerodynamics inside the drying chamber is in the complex interactions between the gaseous coolant and whey solids. These processes affect the efficiency of the drying and spraying process. The limited technical data on aerodynamic flows complicates the process of optimizing the parameters of drying complexes, which can lead to suboptimal energy use, reduced productivity and product quality.

An integral part of optimization studies is the determination of parameters to ensure the efficiency of the whey drying process. Therefore, in order to ensure efficient operation, an urgent task is to improve the design and operational parameters of drying disk spraying complexes.

**The second chapter** of the thesis presents a detailed methodology for conducting research on the hydrodynamics of centrifugal disk spray dryers. The study includes the following stages and aspects:

Research methods. This section describes the methods used in the research, including parameter measurements and instrumental methods.

Hydrodynamics of dryers with centrifugal disk spraying - contains an analysis of the hydrodynamics of the internal chambers of drying plants, taking into account the specifics of centrifugal disk spraying.

Methods for studying hydrodynamic flows in spray drying chambers - describes the methods used to analyze the hydrodynamic parameters of the internal chambers of drying plants.

Mathematical Models and Methods of Simulation Modeling of the Product Supplied to the Drying Complex from the Nozzles of the Spray Disk - explains the developed mathematical models for simulation modeling of the product spraying process.

Basic equations describing the movement of product particles in the drying complex - substantiate the mathematical models for describing the movement of product particles during the drying process.

Turbulence models for the calculation of spraying complexes - contains a study of the turbulence model used to evaluate the spraying process in drying complexes.

Basic equations for different turbulence models - formulates the basic equations used to model different types of turbulence.

Evaluation of the impact of turbulence on the trajectories of product particles in a drying complex - describes the results of the analysis of the effects of turbulence parameters on the trajectories of product particles during drying.

The methodology for studying temperature fields in the core of the spray chamber is based on the basic methods and tools used to measure temperature parameters in the core of the drying process.

Methods for determining the kinetic and heat and mass transfer characteristics of whey - describes methods for determining important kinetic and heat and mass transfer parameters of whey involved in the drying process. This section provides a complete overview of the methods and approaches used in the research and expands the understanding of hydrodynamic and thermal processes in centrifugal-disk drying plants.

**The third chapter** of the thesis highlights the details of the research conducted to optimize the process of drying dairy products in a spray dryer. According to the results of

the experiments, it was found that the optimal flow rate of the coolant along the inner surface of the walls of the spray dryer body is in the range of 20 to 25 meters per second. This indicates that changing the coolant flow rate can be a key factor in improving the quality and productivity of the dairy drying process in a drying complex.

The study also revealed that temperature changes in the internal space of the drying complex have a significant impact on the movement of product and coolant particles. Particularly important is the observation that the temperature had the highest value near the walls, where the product and coolant flow was swirling.

This emphasizes the importance of precise control of the pressure and temperature fields in the drying complex for optimal control over the drying process. It is also worth noting that the study did not consider the impact of changes in the evaporation rate of the product depending on design changes in the parameters of the coolant supply to the spray plume, particle size distribution and spray drying speed.

This uncertainty requires further research and detailed analysis and opens up new prospects for scientific research to determine the optimal parameters of the drying process. In addition, this thesis considers the influence of other factors on the drying process, such as the type and composition of the dairy product, including total solids, viscosity, density, specific heat, mass flow rate, and other parameters. Further research may consider specific simulations with whey to determine the optimal operating conditions for a disc spray dryer and make the necessary adjustments to maximize drying efficiency and quality.

**The fourth chapter** of the thesis is devoted to the proposed narrowing of the cross-section of the air distributor, which will increase the coolant velocity and improve the efficiency of drying dairy product particles.

A study using a real-world model has shown that the narrowed part of the air distribution device does have a positive effect on drying efficiency. This confirms the importance of optimizing this device to achieve better results.

It was found that the air flow rates in different parts of the dryer vary, and this information can be used to optimize the process and reduce energy consumption. The narrowed part of the coolant supply device of the disc spray dryer had an additional positive effect on the coolant flow rate. It is important to note that at small diameters of the cone

part, the air flow affects the spray plume and the adhesion of undried product particles to the chamber lid.

Numerical modeling has shown that the optimal coolant flow rate is 50 m/s. This can serve as an important practical recommendation for equipment setup. Another important result was the detection of pressure changes in different parts of the dryer. Based on the research, the dependence between the coolant flow rate and the angle of the flame spray was determined.

It was found that the highest values of the flow rate are determined under the spray disk, where the flow rate reaches up to 40 m/s. It has been experimentally determined that at an adjustment angle of 45 degrees of the louvered distribution, an increase in the spray angle of the flame is observed.

**In the fifth chapter** of the thesis, numerical studies were conducted using the CFD FLUENT package to analyze the spray drying process in detail.

The main results of this study include:

**Methodology selection:** The CFD FLUENT program was chosen to model the spray drying process, as it is a powerful tool for numerical analysis of mass and heat transfer processes in complex systems.

**The use of whey:** The experiment used whey as a parameter for spray drying. This is an important aspect of the study as it determines the basic conditions and parameters of the process.

**Model validation:** To verify the accuracy of the numerical results, temperatures were measured at different points inside the spray dryer tower. Good agreement was achieved between the experimental and numerical data with a maximum relative error of 4.6%.

It was found that during the initial experiments under "calm" conditions, when the coolant flow rate does not exceed 10 m/s and there is a convective air flow at the inlet, the k-omega CFD transient model (2 eqn) is effectively used.

**Analysis of temperature and humidity conditions:** The results of the numerical studies indicate that the central area of the drying complex had higher temperatures and low water vapor content, while other areas remained stable in terms of temperature and humidity.

**Gas velocity and spray nozzle rotation:** The gas velocity was highest in the central region and decreased radially toward the wall. It was found that nozzle rotation helped to

stabilize the flow field, especially when modeling the central inlet air jet. Influence of coolant supply parameters:

At a product feed rate of 120 m/s, the highest temperature values near the wall in Group A are observed at a height of 3200 mm from the tower.

The studies indicate that the coolant feed rate parameter has a significant impact on temperature and mass transfer within the drying complex.

It has been established that the studies related to changing the parameter of the input coolant supply to the drying complex at a temperature of 180°C and the predicted residual moisture content of the dried product at 0.41%.

At certain values of the feed rate, the highest temperature values are observed in certain areas. **Conclusions and Prospects:** The results of this study demonstrate the importance of considering various parameters in the spray drying process. The developed modeling method can be useful for the further development and improvement of industrial spray dryers, providing more accurate and efficient operation of these devices.

**The general** conclusions of the paper are based on the research conducted.

**The appendices** contain documents confirming the implementation of the research results, a description of the results of experimental studies, and additional information on numerical modeling software.

### **Practical significance of the results of the dissertation:**

The results of the theoretical and experimental studies have been implemented in the following areas:

- mathematical dependencies obtained as a result of analytical and experimental studies are proposed for calculating the design parameters of coolant supply to the root of the spray plume, calculating product particles in disk spraying complexes;
- The results of comprehensive scientific research became the scientific basis for the development of a prototype spraying complex for dairy products at Kamotsi LLC (act of 31.10.2022). The projected economic effect from the implementation of the results of scientific research is UAH 542,240;
- The results of scientific research on the design of coolant injection through four tangential nozzles according to utility model patent No. 139272 have been implemented at TAN LLC

(act of 10.10.2022). The projected economic effect of the implementation of the results of scientific research is 140,900 per year.

- The design of a gas distribution device installed in a spray drying complex, namely in its narrowed part in front of the spray disk, was developed and proposed for implementation in production at the State Enterprise "Starokostiantynivsky Dairy Plant" in Starokostiantyniv, Khmelnytsky district, Khmelnytsky region (act of 24.04.2023).

The projected economic effect from the implementation of the results of scientific research is 240,000 per year.

Theoretical generalizations, computer modeling and analytical calculations have become the **scientific basis** for practical recommendations for improving spray drying complexes.

Based on the results of the dissertation work, the following were obtained:

- patent for utility model No. 148755 "Disk spray dryer with louvered distribution of coolant";
- patent for utility model No. 139272 "Disk spray dryer";
- The calculated economic effect from the implementation of scientific research is UAH 923,140 per year.

Key words: spray drying, cfd fluent, flow rate, spray disk, aerodynamics, atomization, the parameters of drying complexes, air flow

## **СПИСОК ПУБЛІКАЦІЙ ЗДОБУВАЧА ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ**

### **Наукові праці, в яких опубліковані основні наукові результати дисертації**

#### *Статті:*

1. Туфкєчі В.І., Вересоцький Ю.І., Дослідження верхнього жалюзійного розподілення теплоносія та визначення ефективних параметрів сушіння в комплексах розпилювального типу. *Харчова промисловість*. 23 грудня 2021 року НУХТ, 2021 // 2021 - № 30 – с 96 – 109. DOI: 10.24263/2225-2916-2021-30-12  
URL: <https://nuft.edu.ua/doi/doc/fi/2021/30/12>. (*Науковий журнал, входить до затвердженого МОН Переліку фахових видань України з технічних наук, міжнародна індексація: Google Scholar, Index Copernicus*).

2. Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І., Дослідження потоків та липкості молочних продуктів в розпилювальних сушарках за допомогою cfd технологій. *Вісник Кременчуцького національного університету імені Михайла Остроградського*. Кременчук: КрНУ, // 2022 - № 3 – с 105. URL: DOI <https://doi.org/10.32782/1995-0519.2022.3.1>. (*Науковий журнал, входить до затвердженого МОН Переліку фахових видань України з технічних наук, міжнародна індексація: Google Scholar, Index Copernicus*).

3. Valentyn Tufekchi., Y. I. Veresotskyi. Investigation of aerodynamic properties of louver distribution of heat carrier in spray-drying complexes. *Food Reviews International*. <https://doi.org/10.1080/87559129.2022.2122991> © 2022 Taylor & Francis  
URL:<https://www.tandfonline.com/eprint/4BAFRUUWZVWS2ZSANJ45/full?target=10.1080/87559129.2022.2122991>

(*Науковий журнал, видання США, перший квартал за класифікацією SCImago Journal and Country Rank, міжнародна індексація: Scopus, Web of Science та ін.*).

4. Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І., Розпилювальне сушіння молочних продуктів – дослідження швидкісних характеристик теплоносія та продукту в дисковому розпилювальному комплексі. Міжнародний електронний науковий журнал “*Наука онлайн*”, №12 Грудень 2021  
DOI:10.25313/2524-2695-2021-12-09

URL: <https://nauka-online.com/ua/publications/tehnicheskije-nauki/2021/12/09-7/#>

(*Міжнародний електронний науковий журнал, міжнародна індексація: Polish Scholarly Bibliography (PBN), Scientific Indexing Services (SIS) та ін.*).

### **Наукові праці, які засвідчують апробацію матеріалів дисертації**

#### *Тези доповідей та матеріали конференцій:*

5. Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І. Дослідження масообмінних процесів та гідродинамічних характеристик розпилювальних сушильних комплексів. *Наукові здобутки молоді - вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті: матеріали 85-ї міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів* К.: НУХТ, 11-12 квітня 2019, Ч. 2, с. 96;

6. Tufekchi V.I., Veresotskyi Y. I. «Investigation of the drying agent flow, trajectory, product span distance in the drying chamber of the A1-ARCH complex, as well as drying time» *Наукові здобутки молоді - вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті*: матеріали 85-ї міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів К.: НУХТ, 11-12 квітня 2019, Ч. 3, с. 583.

7. Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І. Визначення впливу коливань потоків теплоносія на час перебування частинок продукту в дискових розпилювальних сушарках промислового типу. *Наукові здобутки молоді - вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті*: 86-ї міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів К.: НУХТ, 2-3 квітня 2020, Ч. 2, с. 69;

8. Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І. Вплив жалюзійного розподілення теплоносія в дискових розпилювальних сушарках для молочних продуктів *Наукові здобутки молоді - вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті*: 87-ї міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів К.: НУХТ, 15-16 квітня 2021, Ч. 2, с. 51;

9. Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І. Дослідження аеродинамічних характеристик розпилювального комплексу з верхнім жалюзійним регулюванням потоку сушильного повітря. *Наукові здобутки молоді - вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті*: 88-ї міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів К.: НУХТ, квітень-травень 2022, Ч. 2, с. 48;

10. Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І. Оптимізація процесу розпилювального сушіння шляхом аеродинамічного аналізу та модифікації конструкції. *Наукові здобутки молоді - вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті*: 89-ї міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів К.: НУХТ, квітень 2023, Ч. 2, с. 87;

11. Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І., Дослідження тангенційного введення теплоносія в сушильну камеру дискової розпилювальної сушарки сироватки і вплив його на зміну розподілу потоків. *Актуальні наукові дослідження у сучасному світі*: Вип. 3(47), ч. 1 – 178 с. С. 156-163 URL: [https://drive.google.com/file/d/1aW\\_1444UnDfK3zZlS\\_RcpqMCHfN\\_heYt/view](https://drive.google.com/file/d/1aW_1444UnDfK3zZlS_RcpqMCHfN_heYt/view)

12. Туфєкчі В.І., Вересоцький Ю.І., CFD-огляд моделювання потоку теплоносія в конвективних дискових розпилювальних сушарках: матеріали International scientific and practical conference “*Topical issues of the development of modern science*” (December 11-13, 2019) Publishing House “ACCENT”, Sofia, Bulgaria. 2019. : № 83 – с 567 – 576.

URL: [https://sci-conf.com.ua/wp-content/uploads/2019/12/topical-issues-of-the-development-of-modern-science\\_11-13.12.2019.pdf](https://sci-conf.com.ua/wp-content/uploads/2019/12/topical-issues-of-the-development-of-modern-science_11-13.12.2019.pdf)

13. Туфєкчі В.І., Вересоцький Ю.І., Моделювання первинного розпилення рідкої фази за допомогою ейлерово-лагранжевої гібридної моделі в рівномірному середовищі Ansys: матеріали *PRIORITY DIRECTIONS OF SCIENCE AND TECHNOLOGY DEVELOPMENT*”, 24-26 січня 2021 р Київ, Україна 2021 - № 86 – с 494 – 501. URL: <https://sci-conf.com.ua/wp-content/uploads/2021/01/PRIORITY-DIRECTIONS-OF-SCIENCE-AND-TECHNOLOGY-DEVELOPMENT-24-26.01.21.pdf>

### **Наукові праці, які додатково відображають наукові результати дисертації**

#### *Колективна Монографія:*

14. Tufekchi Valentin, Veresotskyi Yurii. Determining the influence of the coolant velocity on the parameters of the formation of the spray torch in the drying chamber. *Scientific foundations in research in engineering: collective monograph / kornylo i., gnyp o. – etc. – international science group.* – Boston : primedia elaunch, 2022. 709 p.

DOI – 10.46299/ISG.2022.MONO.TECH.2

<https://isg-konf.com/uk/scientific-foundations-in-research-in-engineering/>

#### *Патенти України:*

15. Туфєкчі В.І., Вересоцький Ю.І., Дискова розпилювальна сушарка: пат. 139272 Україна : А23С 1/04 (2006.01). № u201906883; заявл. 19.06.2019; опубл. 26.12.2019, Бюл. № 24/2019

16. Туфєкчі В.І., Вересоцький Ю.І., Дискова розпилювальна сушарка з жалюзійним розподіленням теплоносія: пат. 148755 Україна : А23С 1/04 (2006.01). № u202101418; заявл. 19.03.2021; опубл. 15.09.2021, Бюл. № 37/2021

## Зміст

<b>АНОТАЦІЯ .....</b>	<b>2</b>
<b>Практичне значення результатів дисертаційної роботи:.....</b>	<b>8</b>
<b>ANNOTATION .....</b>	<b>9</b>
<b>Practical significance of the results of the dissertation work: .....</b>	<b>14</b>
<b>Key words: spray drying, cfd fluent, flow rate, spray disk, aerodynamics, atomization, the parameters of drying complexes, air flow .....</b>	<b>15</b>
<b>СПИСОК ПУБЛІКАЦІЙ ЗДОБУВАЧА ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ.....</b>	<b>15</b>
<b>Наукові праці, в яких опубліковані основні наукові результати дисертації.....</b>	<b>15</b>
<b>Наукові праці, які засвідчують апробацію матеріалів дисертації .....</b>	<b>16</b>
<b>Наукові праці, які додатково відображають наукові результати дисертації.....</b>	<b>18</b>
<b>ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ ВИМІРЮВАННЯ, СКОРОЧЕНЬ І ТЕРМІНІВ .....</b>	<b>22</b>
<b>ВСТУП .....</b>	<b>25</b>
<b>Мета і задачі досліджень.....</b>	<b>27</b>
<b>Наукова новизна роботи. ....</b>	<b>29</b>
<b>РОЗДІЛ 1. МЕТОДИ ТА ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПРОЦЕСУ РОЗПИЛЕННЯ В КОНВЕКТИВНИХ СУШИЛЬНИХ КОМПЛЕКСАХ.....</b>	<b>32</b>
<b>1.1. Класифікація основних методів та процесів сушіння молочної сироватки .....</b>	<b>32</b>
<b>1.2. Основні теоретичні відомості про процеси розпилювання рідин, типи та конструкції розпилювальних пристроїв.....</b>	<b>39</b>
<b>1.2.1. Класифікація конструктивних особливостей і методів розпилювання рідин.....</b>	<b>40</b>
<b>1.3. Молочна сироватка як об'єкт промислової переробки та досліджень .....</b>	<b>50</b>
<b>1.3.1 Склад, фізико-хімічні властивості молочної сироватки .....</b>	<b>50</b>
<b>1.3.2 Теплофізичні властивості молочної сироватки .....</b>	<b>53</b>
<b>1.4. Висновки та завдання досліджень. ....</b>	<b>54</b>
<b>РОЗДІЛ 2. МЕТОДИКИ ПРОВЕДЕННЯ ДОСЛІДЖЕНЬ.....</b>	<b>56</b>

<b>2.1 Гідродинаміка сушарок з відцентрово-дисковим розпиленням.....</b>	<b>56</b>
<b>2.2 Методи дослідження гідродинамічних потоків камер розпилюючих сушильних установок.....</b>	<b>57</b>
<b>2.3 Математичні моделі та методи імітаційного моделювання продукту який подається в сушильний комплекс з сопел розпилювального диску.....</b>	<b>60</b>
<b>2.4 Основні рівняння які описують рух частинки продукту в сушильному комплексі.....</b>	<b>61</b>
<b>2.5 Моделі турбулентності для розрахунку розпилювальних комплексів.....</b>	<b>62</b>
<b>2.5.1 Основні рівняння для різних моделей турбулентності.....</b>	<b>62</b>
<b>2.6 Оцінка впливу турбулентності на траєкторії руху частинок продукту в сушильному комплексі.....</b>	<b>65</b>
<b>2.7 Методика дослідження температурних полів в активній зоні розпилюючої камери.....</b>	<b>66</b>
<b>2.8 Методика визначення кінетичних та тепломасообмінних характеристик молочної сироватки. ....</b>	<b>67</b>
<b>2.9 Висновки до розділу .....</b>	<b>72</b>
<b>РОЗДІЛ 3. ДОСЛІДЖЕННЯ СИТЕМ РОЗПОДІЛЕННЯ ТА ВВЕДЕННЯ ТЕПЛОНОСІЯ В СУШИЛЬНУ КАМЕРУ СУШИЛЬНОГО ДИСКОВОГО РОЗПИЛЮВАЛЬНОГО КОМПЛЕКСУ.....</b>	<b>74</b>
<b>3.1 Аналіз існуючих методик досліджень гідромеханічних процесів розпилювальних комплексів.....</b>	<b>74</b>
<b>3.2. Вплив основних параметрів сушіння на властивості сухого продукту.....</b>	<b>77</b>
<b>3.2.1 Аналіз параметрів продукту в сушильному комплексі.....</b>	<b>77</b>
<b>3.3 Визначення режимів розподілу потоків продукту та теплоносія при виборі методів сушіння без обмежень розміру частинок та типу продукту.....</b>	<b>78</b>
<b>3.4 Аналіз результатів CFD-моделювання аеродинамічних потоків.....</b>	<b>81</b>
<b>3.5. Дослідження дистанції та часу прольоту частинки в сушильній камері.....</b>	<b>85</b>
<b>3.5.1 Експериментальні дослідження, застосовані під час моделювань в програмному комплексі Ansys з використанням моделі стохастичної краплі (SSD).....</b>	<b>85</b>
<b>3.5.2 Аналіз результатів CFD-моделювання .....</b>	<b>87</b>

3.6.Висновки до розділу .....	93
<b>РОЗДІЛ 4. ВИЗНАЧЕННЯ ВПЛИВУ ДИНАМІЧНИХ ХАРАКТЕРИСТИК ПОТОКУ ТЕПЛОНОСІЯ НА ПАРАМЕТРИ ФОРМУВАННЯ ФАКЕЛУ РОЗПИЛУ В СУШИЛЬНІЙ КАМЕРІ .....</b>	<b>94</b>
4.1 Визначення глибини встановлення розпилюючого пристрою та геометричних розмірів камери сушіння .....	94
4.3 Гідродинамічне CFD моделювання режимів подачі сушильного агента в сушильний комплекс. ....	102
4.4 Чисельне моделювання процесу розпилювального сушіння зі звуженою частиною повітро-розподільчого пристрою. ....	105
4.4.1 Граничні умови та фізичні параметри: .....	105
4.4.2 Визначення впливу параметрів швидкості теплоносія на формування факелу розпилу продукту .....	106
4.5 Експериментальні дослідження роботи аеродинамічних властивостей сушильної башні. ....	108
4.5.1 Граничні умови та фізичні параметри: .....	111
4.5.2 Аналіз експериментальних та CFD результатів між кутом розпилення дискової розпилювальної сушарки та швидкістю потоку теплоносія. ....	112
4.6 Експериментальні дослідження факелу розпилу з урахуванням характеристик потоку теплоносія в сушильному комплексі. ....	117
Висновки до розділу .....	121
<b>РОЗДІЛ 5. ДОСЛІДЖЕННЯ АЕРОДИНАМІЧНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ ЖАЛЮЗІЙНОГО РОЗПОДІЛЕННЯ ТЕПЛОНОСІЯ В СУШИЛЬНИХ КОМПЛЕКСАХ РОЗПИЛЮВАЛЬНОГО ТИПУ. ....</b>	<b>122</b>
5.1 Оцінка геометричних параметрів CFD сушильного дискового розпилювального комплексу. ....	125
5.2 Дослідження динамічних характеристик потоків теплоносія і продукту на основі швидкостей при вході в розпилювальну башню. ....	126
5.3 Моделювання багатофазного потоку в розпилювальному комплексі з використанням перехідної функції VOF-to-DPM. ....	128
5.5 Моделювання розподілу температури в розпилювальному сушильному комплексі. ....	133
5.5.1 Опис фізичної моделі сушильного комплексу .....	133
5.5.2 Вплив жалюзійного розподілення теплоносія та швидкості подачі продукту на розподілення температури в сушильному комплексі. ....	134

<b>5.6 Дослідження траєкторій руху частинок продукту в моделі сушильного комплексу з верхнім розподілом теплоносія.....</b>	<b>142</b>
<b>5.7 Висновки до розділу .....</b>	<b>145</b>
<b>ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ .....</b>	<b>147</b>
<b>Список використаних джерел .....</b>	<b>147</b>
<b>ДОДАТКИ .....</b>	<b>165</b>
Додаток А .....	165
Додаток Б.....	170
Додаток Г.....	173
Додаток Е.....	181
Додаток Ж .....	183
Додаток К .....	185

**ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ  
ВИМІРЮВАННЯ, СКОРОЧЕНЬ І ТЕРМІНІВ**

$a$ –	коефіцієнт температуропровідності, $m^2 / c$ ;
$\beta$ –	кут нахилу твірної до осі конуса, <i>град</i> ;
$C$ –	концентрація, %;
$c_T$ –	питома теплоємність, $Dж / (кг \cdot K)$ ;
$d$ –	діаметр краплини, <i>мкм</i> ;
$d_{32}$ –	середній об’ємно-поверхневий діаметр краплин, <i>мкм</i> ;
$D$ –	діаметр розпилювача, <i>м</i> ;
$R$ –	радіус розпилювача, <i>м</i> ;
$D_\phi$ –	діаметр факелу розпилу, <i>м</i> ;
$\delta$ –	товщина плівки рідини, <i>м</i> ;
$E$ –	кінетична енергія, <i>Дж</i> ;
$F$ –	площа поперечного перерізу плівки, $m^2$ ;
$F_i$ –	відцентрова сила інерції, <i>Н</i> ;
$F_k$ –	інерційна сила Коріоліса, <i>Н</i> ;
$F_\kappa$ –	площа поверхні краплини, $m^2$ ;
$g$ –	прискорення вільного падіння, $m/c^2$ ;
$G$ –	сила тяжіння, <i>Н</i> ;

$h$ –	глибина занурення конуса в рідину, $m$ ;
$h_{99}$ –	довжина факелу, $m$ ;
$\lambda$ –	коефіцієнт теплопровідності, $Вт/(м \cdot К)$ ;
$\lambda_c$ –	розмір щілини конфузора розпилювача, $m$ ;
$I$ –	швидкість вологовіддачі, $кг/с$ ;
$l$ –	довжина, характерний розмір, $m$ ;
$L$ –	інтенсивність сушіння, $кг/с \cdot м^2$ ;
$m$ –	маса, $кг$ ;
$\mu$ –	коефіцієнт динамічної в'язкості, $Па \cdot с$ ;
$\nu$ –	коефіцієнт кінематичної в'язкості, $м^2/с$ ;
$\omega$ –	кутова швидкість, $с^{-1}$ ;
$n$ –	частота обертання розпилювача, $хв^{-1}$ ;
$N$ –	потужність, $Вт$ ;
$pH$ –	рівень активної кислотності;
$p$ –	тиск в плівці рідини, $Па$ ;
$P$ –	тиск в форсунці, $Па$ ;
$Q$ –	об'ємна продуктивність розпилювача по рідині, $м^3/с$ ;
$\rho$ –	густина, $кг/м^3$ ;
$S$ –	площа поверхні краплини, $м^2$ ;
$S_0$ –	шлях частинки, $m$ ;
$\sigma$ –	коефіцієнт поверхневого натягу, $Н/м$
$t$ –	температура, $0C$ ;
$\tau$ –	час, $с$ ;
$\tau_n$ –	дотичне напруження, $Н/м^2$ ;
$u$ –	вологівміст, $кг/кг$ ;
$v$ –	лінійна швидкість, $м/с$ ;
$v_0$ –	колова швидкість розпилювача, $м/с$ ;
$v_r, v_\phi, v_z$ –	компоненти відносної швидкості в біконічній системі координат, $м/с$ ;

$u_{пов}$ –	відносна швидкість руху повітря, $m/c$ ;
$w$ –	прискорення, $m/c^2$ ;
CFD –	computational fluid dynamic.

### Безрозмірні числа

$$We = \frac{v^2 d_k \rho_2}{\sigma} \quad \text{критерій Вебера};$$

$$Re = \frac{v d_k}{\nu} \quad \text{критерій Рейнольдса};$$

$$Lp = \frac{\delta \rho_p \sigma}{\mu_p^2} \quad \text{критерій Лапласа};$$

### Індекси та скорочення

- 0 – початковий;
- в – вода;
- вх – на вході;
- вих – на виході;
- г – газ;
- к – краплина;
- кін – кінцевий;
- кр – критичний;
- л – лінійний;
- max – максимальний;
- min – мінімальний;
- н – нижній;
- п – порожнистий;
- поч – початковий;
- пов – повітря;
- р – рідина; розчин;
- с – суцільний; середовище;
- ср – середній;
- СР – сухі речовини;
- у – умовний.

## ВСТУП

Останніми роками зі збільшенням виробництва молочних продуктів гостро постала проблема утилізації молочних відходів як в Україні, так і за кордоном. Промислова переробка молока та його похідних на харчові продукти традиційними методами пов'язана з отриманням вторинної сировини у вигляді збираного молока, сколотини і молочної сироватки. Практично вирішено питання раціонального використання перших двох для харчових і кормових цілей.

Частка побічних продуктів становить 2/3 молочних ресурсів, а за даними Міжнародної молочної федерації, 50% з понад 8 000 тон сироватки йде у відходи. Втрати білка молока становлять близько 400 000 тон, а втрати лактози 1 600 000 тонн [1, 2].

Обсяг світового ринку обладнання для розпилювальної сушки оцінюється в 4,5 млрд. доларів США у 2020 році та, за прогнозами, зросте на рівні 5,7% і досягне 6,0 млрд. доларів США до 2025 року. Ринок має багатообіцяючий потенціал зростання через кілька факторів, включаючи зростання споживання оброблених та RTE харчових продуктів, та технологічні інновації в галузі обладнання для розпилювальної сушки.

Багато вітчизняних та світових виробників сушильного обладнання представлені в країнах Європи та Північної Америки. Ключовими компаніями на ринку обладнання для розпилювальної сушки є GEA Group (Німеччина), SPX Flow (США), Shandong Tianli Drying Technology & Equipment (Китай), Buchi Labortechnik AG (Швейцарія) та European SprayDry Technologies (Великобританія). Різні стратегії, такі як розширення, злиття, поглинання та запуск нових продуктів, були прийняті ключовими компаніями, щоб залишатися конкурентоспроможними на ринку обладнання для переробки молока.

**Актуальність проблеми.** Однією з глобальних проблем є збереження енергоресурсів, впровадження енергозберігаючих технологій. Важливим етапом багатьох технологічних процесів, які використовуються в харчовій, хімічній, фармацевтичній, та інших галузях промисловості України, є процес сушіння, який споживає багато енергії. Тільки в хімічній та харчовій промисловостях потрібно

сушити близько 200 000 різних продуктів (понад 80% з яких – дисперсні матеріали), на що споживається близько 15% палива та електроенергії, що виробляється.

Молочна сироватка містить у своєму складі до 50 % сухих речовин молока, що складає 36 % його енергетичної цінності, тому особливої актуальності набули питання використання її в харчових цілях при безвідходній переробці молока. За статистикою, енергоємність українських технологічних процесів у 3-5 разів перевищує енергоємність розвинених країн. В загальному на процес сушіння витрачається в 2,5-3 рази більше енергії, ніж потрібно для перетворення вологи в пару, що свідчить про недосконалість технології сушіння. У багатьох випадках технічні моделі процесів сушіння та обладнання розраховуються емпірично, що призводить до значних розбіжностей між прогнозованими параметрами процесу та фактичними параметрами. Специфіка аеродинаміки всередині сушильної камери полягає у складних інтераціях між газоподібним теплоносієм і твердими частинками сироватки. Ці процеси впливають на ефективність процесу сушіння та розпилення. Обмеженість технічних даних, щодо аеродинамічних потоків ускладнює процеси оптимізації параметрів сушильних комплексів, що може призвести до неоптимального використання енергії, зниження продуктивності і якості продукту.

Невід’ємною частиною оптимізаційних досліджень - є визначення параметрів для забезпечення ефективності процесу сушіння сироватки. Тому, з метою забезпечення ефективної роботи, **актуальною задачею** є удосконалення конструкційних та експлуатаційних параметрів роботи сушильних дискових розпилювальних комплексів.

Тому, однією із пріоритетних задач дисертації є здійснення досліджень процесу сушіння молочної сироватки і визначення впливу окремих факторів на процес розпилювання. Це дозволить покращити існуюче сушильне обладнання і розробити нові високоефективні системи для цього процесу.

**Зв’язок роботи з науковими програмами, планами, темами.** Дослідження виконувалися відповідно до плану науково-дослідних робіт за основними напрямками наукової діяльності Національного університету харчових технологій: “Розроблення наукових основ технологічних процесів харчових, мікробіологічних і

фармацевтичних виробництв із метою створення високоефективних технологій та обладнання, засобів механізації та автоматизації”, згідно плану кафедральної держбюджетної науково-дослідної роботи “Наукові засади інтенсифікації процесів та удосконалення обладнання харчових виробництв” (номер державної реєстрації НДР: 0121U113178).

### **Мета і задачі досліджень.**

**Метою** дисертаційної роботи є розроблення та удосконалення конструкцій сушильних дискових розпилювальних комплексів шляхом теоретичного та експериментального дослідження параметрів роботи заданого технологічного регламенту, сформованого на результатах моделювання потоків CFD (моделювання обчислювальної гідродинаміки).

Досягнення поставленої мети потребує формулювання, наукового обґрунтування та вирішення в дисертації таких основних **завдань**:

- виконати системний аналіз сучасних теоретичних і практичних наробок, щодо технології та обладнання для отримання молочної сироватки методами розпилення молочних продуктів;
- визначити та науково обґрунтувати оптимальні параметри процесу сушіння розпилювальним способом методами математичного та фізичного моделювання;
- визначити механізм селективного розділення частинок досліджуваного потоку на базі структурних та функціональних моделей технологічної системи у програмному пакеті CFD, на принципах моделювання траєкторій руху частинок, часу висихання частинки продукту, із врахуванням конструктивних параметрів повітро-розподілюючого пристрою в розпилювальному комплексі;
- розробити оптимізаційну математичну модель розподілення продукту із повітро-розподілюючого пристрою в розпилювальному комплексі, на основі вбудованих операторів програмного пакету CFD - VOF (Volume of Fluid);
- визначити та обґрунтувати параметри підготовки теплоносія та конструктивних удосконалень у дискових розпилювальних комплексах методом

оптимізаційного дискретно-подієвого моделювання програмного пакету CFD синтез перехід VOF-to-DPM, DPM (Discrete Phase Model);

– встановити гідродинамічні фактори впливу на рух повітряних потоків у вертикальній сушильній камері з центральною верхньою подачею теплоносія і горизонтальною подачею продукту; аеродинамічні характеристики руху частинок розпиленого продукту в сушильній камері; процес взаємодії потоку теплоносія і частинок продукту в сушильній камері;

– здійснити практичну апробацію отриманих результатів роботи у промислових умовах.

**Об'єктом досліджень** є сушильні дискові розпилювальні комплекси для отримання сухої сироватки, як основи для виробництва різних видів продуктів.

**Предметами досліджень** є гідродинамічні процеси розпилення під час сушіння сироватки з кисломолочного сиру з CFD оптимізацією параметрів підготовки та розподілення теплоносія в сушильних дискових розпилювальних комплексах.

*Модельні середовища* – молочна сироватка, вода та різноманітні суміші цих рідин в широкому діапазоні концентрацій. Кожне з цих середовищ мало свої унікальні характеристики, включаючи параметри густини та в'язкості, які важливі для визначення теплопередачі та руху частинок.

**Методи досліджень.** Структура проведених у роботі досліджень базується на системному поєднанні методів оптимізації комп'ютерного моделювання ANSYS FLUENT (CFD технологій) та практичних даних, отриманих за результатами проведених експериментальних досліджень із застосуванням розроблених і виготовлених лабораторних стендів, оснащених контрольно-вимірювальними цифровими комплексами; математико-статистичного аналізу; теорії гідрогазодинаміки і тепломасоперенесення.

**Наукова новизна роботи.** В ході теоретичних та експериментальних досліджень (на базі програмного пакету CFD) розроблено методологічні основи отримання сухої сироватки, як основи для виробництва різних видів продуктів за допомогою розпилювальних комплексів для сушіння молочних продуктів:

- поглиблено наукові підходи застосування методу пошуку оптимальних параметрів роботи тангенційних підводів сушильного агенту в дисковий розпилювальний комплекс на базі чисельного моделювання;
- розроблено оптимізаційні моделі аеродинамічних характеристик та розподілу траєкторій руху продукту для обґрунтування оптимальних параметрів швидкості, температурних режимів та режимів тиску всередині сушильного комплексу;
- вперше розроблено структуру і функціональну модель пристрою з регульованим жалюзійним розподіленням теплоносія біля розпилювального диску в сушильному комплексі;
- розроблено структуру і функціональну модель пристрою з верхнім регульованим жалюзійним розподіленням теплоносія в повітророзподільному пристрої сушильного комплексу;
- експериментально обґрунтовані параметри роботи аеродинамічних властивостей сушильної башні, встановлені залежності між швидкістю подачі теплоносія та кутом розпилу факела;
- експериментально встановлені залежності режимів розподілу потоків продукту та теплоносія під час вибору методів сушіння, без обмежень розміру частинок та типу продукту, проведено дослідження факелу розпилу з урахуванням характеристик потоку теплоносія у сушильному комплексі.
- отримала подальший розвиток теорія дискретно-подієвого моделювання процесу підготовки та розподілення теплоносія сушильних дискових розпилювальних комплексів.

### **Практична цінність та реалізація результатів роботи.**

Результати проведених теоретичних та експериментальних досліджень реалізовані за такими напрямками:

- математичні залежності, отримані в результаті аналітичних та експериментальних досліджень, пропонуються для розрахунку конструктивних параметрів подачі теплоносія в корінь факелу розпилу, розрахунку частинок продукту в дискових розпилювальних комплексах;
- Результати комплексних наукових досліджень стали науковою основою на ТОВ «КАМОЦЦІ», під час розроблення прототипу розпилювального комплексу молочних продуктів (акт від 31.10.2022 р.) Прогнозований економічний ефект від впровадження результатів наукових досліджень складає 542 240 грн ;
- Результати виконаних наукових досліджень по проектуванню введення теплоносія через чотири тангенційні патрубки згідно патенту на корисну модель № 139272 впроваджені на ТОВ «ТАН». (акт від 10.10.2022р.) Прогнозований економічний ефект від впровадження результатів наукових досліджень складає 140 900 в рік.
- Розроблено та запропоновано впровадження у виробництво конструкції газорозподільного пристрою, встановленого до розпилювального сушильного комплексу, а саме в його звужену частину перед розпилювальним диском на ДП "СТАРОКОСТЯНТИНІВСЬКИЙ МОЛОЧНИЙ ЗАВОД" в м. Старокостянтинів, Хмельницького району Хмельницької області. (акт від 24.04.2023р.)

Прогнозований економічний ефект від впровадження результатів наукових досліджень складає 240 000 в рік.

Теоретичні узагальнення, комп'ютерне моделювання і аналітичні розрахунки стали **науковою основою** для практичних рекомендацій по удосконаленню розпилювальних сушильних комплексів.

За результатами дисертаційної роботи **отримано:**

- патент на корисну модель № 148755 «Дискова розпилювальна сушарка з жалюзійним розподіленням теплоносія»;
- патент на корисну модель № 139272 «Дискова розпилювальна сушарка»;
- розрахований економічний ефект від впровадження наукових досліджень складає **923 140 грн на рік.**

**Особистий внесок здобувача.** Індивідуальний внесок здобувача включає аналіз та ознайомлення з науковою літературою, розробку математичної моделі сушильного розпилювального комплексу, експериментальну частину та CFD дослідження роботи сушильної башні, обробку та аналіз результатів досліджень, формулювання висновків, розробка патентів, затвердження результатів досліджень. Постановка завдання, вибір методу дослідження, аналіз та узагальнення результатів здійснювалися спільно з науковим керівником к.т.н. Ю.І. Вересоцьким, який координував основний етап роботи над дисертацією.

**Апробація результатів дисертації.** Основні положення дисертації доповідались на міжнародних наукових конференціях молодих вчених, аспірантів і студентів “Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті” (Київ, 2018 – 2023 рр.); International scientific and practical conference “Topical issues of the development of modern science” (December 11-13, 2019) Publishing House “ACCENT”, Sofia, Bulgaria. 2019; PRIORITY DIRECTIONS OF SCIENCE AND TECHNOLOGY DEVELOPMENT”, 24-26 січня 2021 р Київ, Україна 2021; Scientific foundations in research in engineering: collective monograph / kornylo i., gnyp o. – etc. – international science group. – Boston : primedia elaunch, 2022.

Робота виконувалась на кафедрі технологічного обладнання та компютерних технологій проектування Національного університету харчових технологій.

**Публікації.** За матеріалами дисертаційної роботи опубліковано 14 друкованих праць, в тому числі 2 статті у фахових виданнях, 1 стаття у закордонному виданні в науковому журналі, видання США, перший квартиль за класифікацією SCImago Journal and Country Rank, міжнародна індексація: Scopus, Web of Science, 9 тез доповідей на Міжнародних науково-технічних та наукових конференціях, отримано 2 патенти України на корисну модель.

**Структура і обсяг роботи.** Дисертаційна робота складається з вступу, п’яти розділів, висновків, переліку посилань і додатків.

Робота викладена на 188 сторінках основного тексту, містить 69 рисунків, 6 таблиць та 7 додатків. Список використаної літератури містить 167 вітчизняних та зарубіжних джерел.

## РОЗДІЛ 1. МЕТОДИ ТА ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПРОЦЕСУ РОЗПИЛЕННЯ В КОНВЕКТИВНИХ СУШИЛЬНИХ КОМПЛЕКСАХ

### 1.1. Класифікація основних методів та процесів сушіння молочної сироватки

Аналіз вітчизняного та зарубіжного досвіду [1 – 4] показує, що одним із найефективніших шляхів усунення втрат сироватки та максимального використання всіх її компонентів є її переробка на концентрати, що зберігаються тривалий час – сухі, концентровані, молочний цукор, замічник цільного молока. Крім того, виробництво сухої сироватки забезпечує її рівномірне використання незалежно від сезонності виробництва та допомагає вирішити проблеми, пов'язані з її транспортуванням і зберіганням.

Перевагою технології розпилювального сушіння є можливість отримувати порошки певного розміру частинок і вмісту вологи, незалежно від потужності сушарки. Це безперервна та проста операція, яка повністю автоматично керується завдяки швидкому часу відгуку, а також застосовується, як до термолабільних, так і до термостійких матеріалів. По суті, процес сушіння розпиленням є безперервною операцією, яка поєднує кілька етапів процесу, рис. 1.1 [5]:

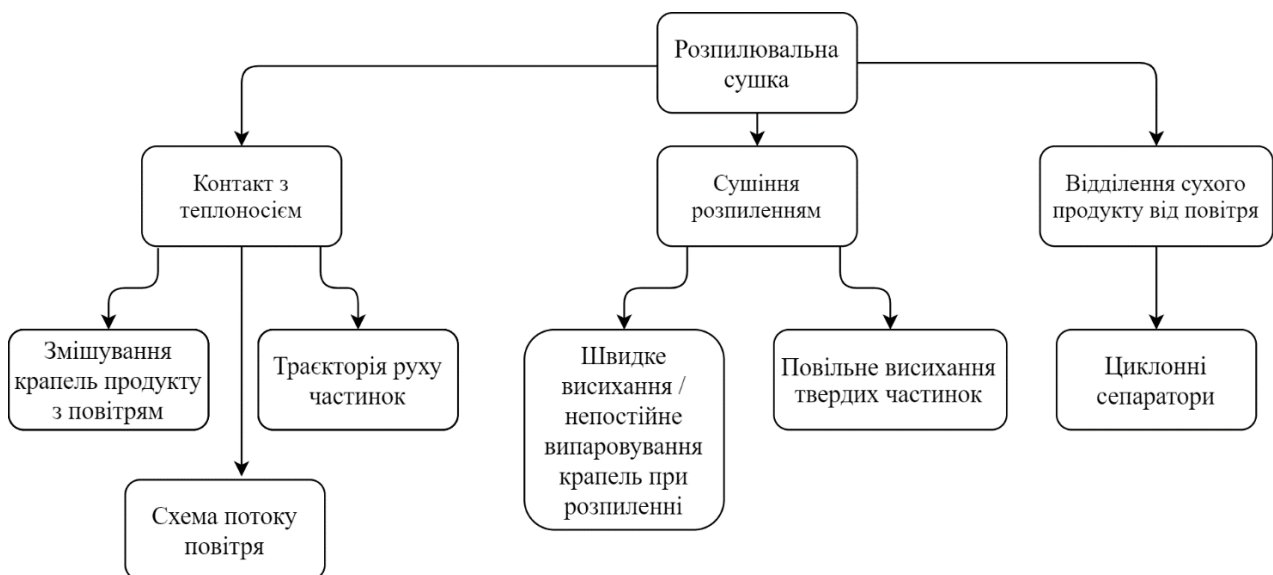


Рис. 1.1. Принципова схема процесу розпилювальної сушки



Рис. 1.2. Схема впливу ключових параметрів на процес розпилювального сушіння.

На процес розпилювального сушіння переважно впливають декілька параметрів, як показано на Рис 1.2. Оскільки розпилювальне сушіння зазвичай є кінцевою точкою процесу, який також впливає на якість кінцевого продукту, він привернув більше уваги протягом останніх двох десятиліть. Ключовою проблемою в розпилювальних сушарках є відкладення частинок на стінках, що впливає на якість продукту через згорання на стінках розпилювального комплексу частинок і, як наслідок, забруднення основного продукту.

Об'єми виробництва сухої сироватки в останні роки значно збільшилися. В таких країнах як США, Канада, Франція, Голландія, Австралія, Нова Зеландія на сушіння йде в середньому 40÷50 % всього об'єму наявної сироватки [7–8]. В США виробництво сухої сироватки на душу населення за останні роки збільшилося на 25% [9].

На сучасному етапі найбільшого поширення в молочній промисловості набуло висушування молочних продуктів розпилювальним способом. Застосування цього способу дозволяє збільшити поверхню контакту взаємодіючих фаз і тим самим значно інтенсифікувати процес сушіння.

Найбільш суттєві наукові досягнення, що сприяють успішному розвитку теорії і практики розпилювального сушіння, були зроблені завдяки дослідженням Г.М. Абрамовича, Л.И. Кудряшова, Г.А. Кука, А.М. Ластовцева, Fraser S.J, Friedman J.N,

Б.И. Леончика, А.С. Лишевського, Н. А. Фукса, В. И. Муштаєва, В. Маршала, M.W Woo, L.X. Huang.

В роботах Н.Н. Ліпатова, В.Д. Харітонова, А.А. Долінського закладено фундамент комплексного підходу до вивчення робочих процесів розпилювального сушіння. В теперішній час багато вітчизняних та зарубіжних вчених всебічно вивчають процеси розпилювального сушіння, їх апаратурне оформлення, тепло - та масообмін, гідродинаміку, кінетику, динаміку та інші питання.

Однак, не дивлячись на велику кількість теоретичних та експериментальних досліджень гідродинаміки та тепломасообміну в потоці розпиленого рідкого продукту, основні особливості процесу зневоднення, характерні для молочної сироватки, не отримали задовільного однозначного рішення, тому вони вимагають індивідуального підходу з урахуванням специфічних особливостей матеріалу.

Завданням роботи є експериментальне CFD вивчення аеродинамічних потоків теплоносія, характеристик процесу розпилювального сушіння молочної сироватки, розроблення на цій основі нового сушильного обладнання та вдосконалення існуючого і визначення нових шляхів інтенсифікації його роботи, а також дослідження впливу технологічних, фізико-хімічних, теплотехнічних та конструктивних факторів на процес сушіння.

Останні досягнення в моделях обчислювальної динаміки рідини надали нові уявлення про картину розподілу потоків продукту та теплоносія, що відбуваються всередині камери розпилення. Це важливо, оскільки детальні експериментальні вимірювання всередині діючої розпилюючої сушарки практично неможливі через дію поля високої температури, двофазну структуру потоку, який може бути нестабільним.

В теперішній час спостерігається значно менша кількість наукових робіт щодо дослідження аеродинаміки сушильних комплексів. Це пов'язано зі складністю процесів. Також необхідно проводити порівняння між розрахунками стаціонарного та нестаціонарного стану, щоб висвітлити критичні проблеми.

При проектуванні та експлуатації розпилювальних комплексів є складність визначення та неусталеність характеристик змішування розпиленого продукту з повітрям, де структури повітряного потоку, що існують всередині розпилювальної сушарки, розглядаються як один з основних факторів, що впливають на час

висушування розпиленої частинки продукту та його кінцевої якості. Наприклад вологовміст, дисперсійні характеристики.

Повне розуміння процесу розпилювального сушіння забезпечить високу продуктивність, зменшення рівня енергоспоживання та високу якість кінцевого продукту.

Відповідно до технологічної схеми виробництва сухого молока (сироватки) після проходження етапів охолодження, пастеризації та гомогенізації, молочна сировина концентрується до вмісту сухих речовин 45–55% та підлягає висушуванню. Потім цей концентрований продукт готовий до сушіння розпиленням.

За допомогою широкого спектру розпилювального обладнання концентрована сировина диспергується на краплі розміром 1–200 мкм відцентровим розпилювальним диском, або розпилювальним соплом високого тиску, розташованим у верхній частині розпилювальної камери. Краплі потрапляють в камеру розпилення, де в факелі розпилу взаємодіють з відфільтрованим повітрям. Далі, краплі втрачають більшу частину своєї вологи і стають частинками з твердою скоринкою, що утворюється на їх поверхні.

У процесі одностадійного сушіння розпилюванням завжди потрібна система пневматичного транспортування для видалення кінцевої фракції вологи з висушеного порошку та охолодження її для подальшого зберігання.

В 1970-х роках була розроблена багатоступенева система сушіння. У цій системі під сушильною камерою для розпилення встановлена система вібро-флюїдизованого шару (VFBD) та система охолодження. VFBD складається з прямокутної камери і всередині неї похилої або перфорованої пластини. Використовують гаряче повітря при температурі 80-120 °С.

У 1980-х роках для сушіння молока була розроблена триступенева система сушіння [39], щоб підвищити загальні показники роботи до більш високого рівня зі збільшенням вимог до виробничих потужностей. У цій системі, в кінчне дно сушильної камери вмонтовано додатковий розподілювач теплоносія, в який подається повітря з температурою 90-100 °С для додаткового сушіння продукту.

Далі продукт з розпилювальної сушильної камери та VFBD надходить в систему очищення циклонного типу.

Основною перевагою такої схеми є можливість точніше контролювати операції сушіння та охолодження на другій та третій стадіях, що дозволяє підвищити якість порошку, контролювати розподіл за розміром частинок, зменшуючи при цьому запиленість приміщень та викиди в атмосферу.

Повідомляється, що триступеневий процес сушіння може економити до 20% споживання енергії порівняно з одностадійною розпилювальною сушильною системою [4, 5].

«Linzhou China Ltd.» використовувало двоступеневий процес сушіння розпиленням для отримання порошку. Відмінністю цього процесу є те, що повітря відводиться з середини сушильної камери.

Дискове розпилення використовують для виробництва сухого молока, сироватки та інших молочних продуктів. [6] Порівнювали сухе молоко, отримане трьома методами сушіння, тобто: барабанною сушаркою, розпилювальною сушаркою та пневматичним методом сушіння. Готовий продукт при дисковому розпилювальному сушінні мав найкращу розчинність у порівнянні зі звичайною барабанною сушаркою. [7]

Зазвичай, як сушильне середовище для сушіння дискового розпилювання використовується повітря, проте нещодавні дослідження з використанням комерційного коду, або методики CFD в процесі розпилювальної сушарки з використанням перегрітої пари в якості сушильного середовища, свідчать про те що використання перегрітої пари забезпечує більш ефективне теплове перенесення і сприяє швидшому процесу сушіння. [7, 9]

Щодо моделювання відкладень (налипання чи адгезії) продукту на стінки за допомогою методу CFD Лагранжа-Ейлера, то в літературі можна знайти змішані результати моделювання осадження [10].

Звичайно, не слід відносити це виключно до моделі осадження, оскільки прогнозування потоку повітря також відіграє важливу роль у точності моделей. У більшості робіт із застосуванням CFD використовується підхід "контакт-контакт-контакт". Однак, частинка може проявляти різну ступінь адгезії та впливати на швидкість частинки продукту чи кут факелу відхилення, залежно від місця розташування та вмісту вологи.

Хоча системи розпилювальної сушки широко застосовуються в різних галузях промисловості, їх конструкція все ще базується на емпіричних методах та досвіді.

Необхідно проводити систематичні дослідження щодо утворення розпилення та потоку повітря, а також тепло- та масообміну при контакті розпилювального продукту з нагрітим повітрям. Оптимізація та контроль механізмів сушіння для досягнення найвищої якості вироблених порошоків – така комбінація може бути встановлена шляхом введення в модель D емпіричних кореляцій для прогнозування найважливіших вимог до якості продукції (статистичний підхід), або шляхом опису механізмів зміни властивостей матеріалу під час сушіння (кінетичний підхід).

Починаючи з 1970-х років було зроблено багато спроб моделювання процесу розпилювального сушіння. Було сформовано математичний опис, який включав збереження імпульсу, тепла та маси між безперервною та дискретною фазами.

Пізніше W. H. Gauvin, S. Katta створили модель розпилювальної сушки, яка розділила камеру на струменеву область і на кільцеву ділянку, вільну для всмоктування. Граничні умови були встановлені з емпіричних даних. Вони припускали, що на приплив газу не впливає присутність крапель або частинок. Дослідження проводили за допомогою даних про бризки води. [42]

Вперше запропоновано осьово-симетричну модель сушіння розпиленням, що називається моделлю (PSI-Cell). Ця модель включала двосторонню масу, імпульс та теплову муфту. Було розроблено метод розв'язання рівнянь Нав'є-Стокса та рівняння безперервності, коли краплини розглядалися як джерела маси, імпульсу та енергії до газоподібної фази. У цій моделі газову фазу розглядали як континуум (Ейлеровий підхід) і описують полями тиску, швидкості та температури й вологості. Крапельни або частинки розглядалися як дискретна фаза, яка характеризувалася швидкістю, температурою, складом і розміром по траєкторіях (Лагранжанський підхід). Вона включала схему кінцевих різниць як для континуальної, так і для дискретної фаз.

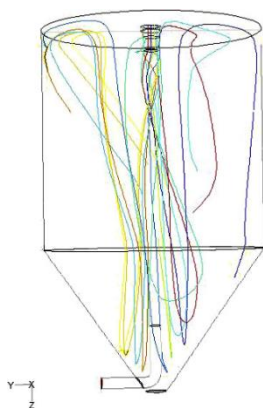
Langrish та Zbicinski використовували програму CFD для дослідження впливу декількох параметрів, наприклад, регулювання вхідної геометрії та зменшення кута розпилення для зменшення відкладень на стінках. [39] Проведено моделювання CFD (Computational Fluid Dynamics) типових розпилювальних сушарок з потоком струму

та протитоку, використовуючи програмний комплекс (CFX), обґрунтован порівняння з граничними експериментальними даними.

Straatsma та ін. розробила модель сушіння, яка надала можливість описати співвідношення між умовами обробки процесу сушіння, споживанням енергії та властивостями порошку, виготовленого для двоступеневої сушарки. У своїй моделі вони припускали рівноважний тиск водяної пари між порошком та вихідним повітрям, що усуває необхідність детального опису явищ тепло- та масопереносу в процесі сушіння. Однак, ця модель сушіння не передбачає деталі всередині сушильної камери. Straatsma та ін. розробили нову модель сушіння DrySim, яка використовувала методи CFD для обчислення структури потоку, поведінки частинок тощо. [40]

Verdurmen et al. використовував програму DrySim для моделювання деяких промислових випадків. Однак ця модель є двовимірною моделлю, що не дає змогу змодельовати процес обміну в сушильній башні. [41] Усі ці моделі є значним прогресом у моделюванні розпилювальної сушки, оскільки рівняння маси, імпульсу та енергії вирішувались без обмежувальних припущень щодо геометрії камери сушіння та умов подачі газу. Ці переваги дозволяють дослідити нові конструкції сушильної камери та вплив змін геометрії на вході на продукти роботи сушарки.

Було встановлено, що особливої уваги потребує вивчення ефекту додаткових потоків вхідного газу, щоб побачити їх потенційні переваги. Перші одноступінчасті та двоступеневі сушильні комплекси досліджувались із використанням підходу CFD [13]. Лінії потоку швидкості показані на рис 1.3. Видно, що біля кожного входу теплоносія та продукту є області високої швидкості. Це блокує частинки, які можуть осідати в нижній частині камери при розрахунку.



**Рис 1.3** Розподіл ліній-траєкторій продукту в сушильній камері.

Наявність псевдо-зрідженого шару в нижній частині камери також суттєво впливає на схему потоків в камері, а саме на наявність більш розширеної області високої швидкості теплоносія. У реальному стані сушіння дане явище це може інтенсифікувати процес тепло-масо переносу між частинками.

Huang та Mujumdar досліджували розпилювальну сушарку, обладнану відцентровим розпилювачем, використовуючи модель CFD, в якій враховувалося також обертання диска [34].

Вплив введення повітря на температурні контури в сушильну камеру показані на Рис 1.4. Було встановлено, що внаслідок обертання диска потік сильно закручується трохи нижче диска розпилювача. Це завихрення значно вплинуло на схему потоку в камері. Це було доведено з нерівномірних температурних контурів на площинах X-Z і Y-Z, показано на Рис 1.4. Також було видно, що в площині X-Z від центральної лінії була низькотемпературна область. Це вказувало, що через цю область через центральне завихрення пройшло більше частинок продукту.

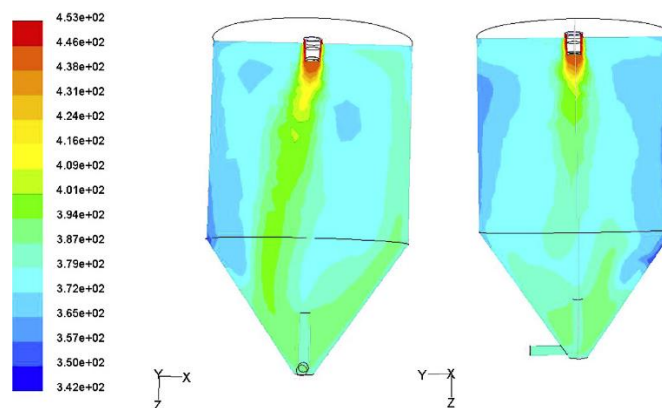


Рис 1.4. Температурні контури на площинках відсіку X-Z та Y-Z.

## 1.2. Основні теоретичні відомості про процеси розпилювання рідин, типи та конструкції розпилювальних пристроїв

Розпилювальний спосіб сушіння рідких продуктів передбачає наступні процеси: розпилення суміші, змішування теплоносія і частинок продукту, тепло- та масообмін між ними і відділення сухих частинок від теплоносія.

Особливістю розпилювального сушіння є майже миттєве зневоднення продукту в тонко розпиленому стані та застосування теплоносія з високими температурами –

до 250 °С. Це забезпечує високу інтенсивність процесу та високу якість сухого порошку, який має підвищену відновлювальну здатність.

Розпилювання – це процес подрібнення струменю або плівки рідини на велику кількість полідисперсних краплин і розподілення їх в просторі. Теоретичні дослідження цього гідродинамічного процесу почалися Релеєм, а потім отримали свій розвиток в працях вітчизняних та закордонних вчених [121 – 133].

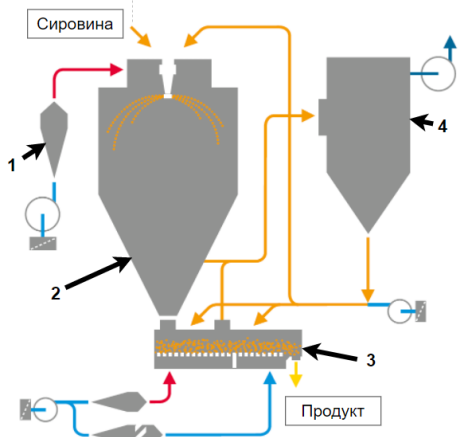
Вибір способу розпилювання та розпилювального пристрою визначається рядом чинників. Розпилювальний пристрій повинен забезпечити необхідні розміри факела розпилу, дисперсність краплин та рівномірність їх розподілення за розмірами, тому що ці параметри суттєво впливають на інтенсивність тепло- та масообміну в сушильній камері.

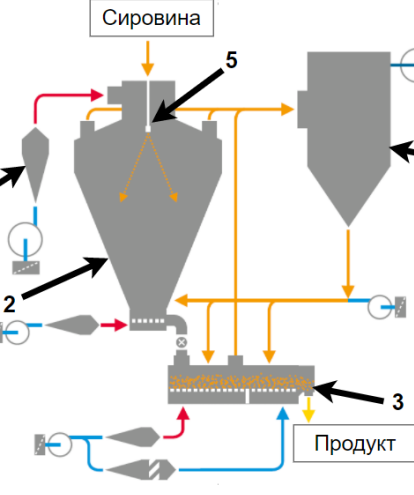
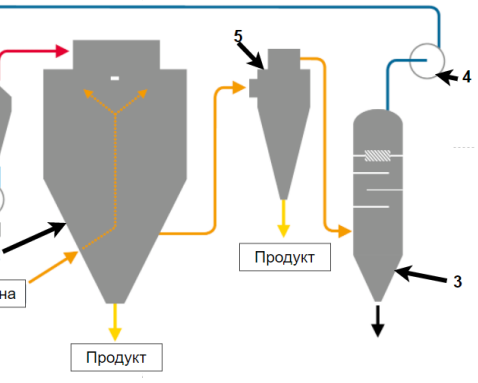
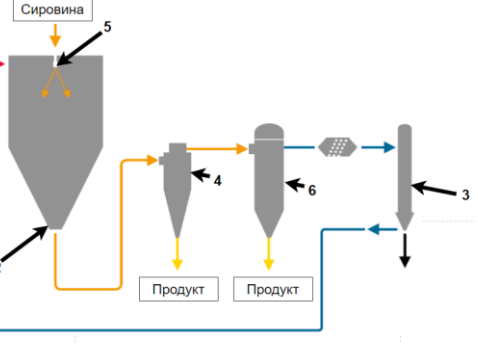
### 1.2.1. Класифікація конструктивних особливостей і методів розпилювання рідин

Перша класифікація способів розпилювання була запропонована Ю. Ф. Дітякіним [44]. В її основу покладено способи підводу енергії, що витрачається на диспергування.



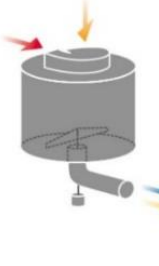
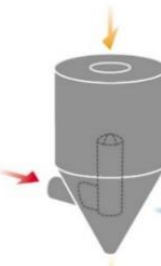
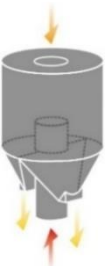
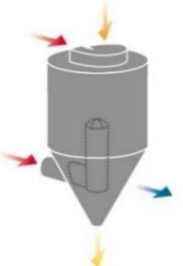


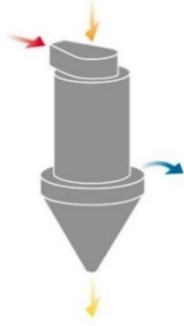
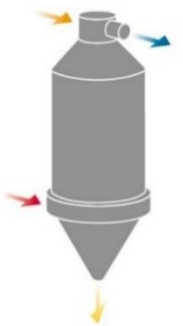
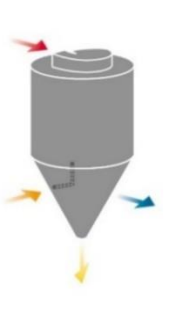
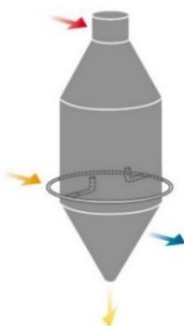
*Гідравлічне розпилювання.* Основним енергетичним фактором, який призводить до розпадання рідини на краплини, є тиск нагнітання. Проходячи через розпилювальний пристрій, потік рідини набуває великої швидкості і перетворюється в форму, яка сприяє високому і ефективному розпаду плівки чи струменю.

Таблиця 1.1 Типи розпилювальних сушильних установок

	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Калорифер</li> <li>2. Сушильна башня</li> <li>3. Вібраційна сушарка з псевдозрідженим шаром</li> <li>4. Циклоний пристрій</li> </ol>	<p>Дискова розпилювальна сушарка з вбудованим псевдозрідженим шаром.</p>
---	--	--

 <p>Сировина</p> <p>Продукт</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Калорифер</li> <li>2. Сушильна башня</li> <li>3. Вібраційна сушарка з псевдозрідженим шаром</li> <li>4. Циклонний пристрій</li> </ol>	<p>Розпилювальна сушарка з рідким розчином, пневмотафорсуночним розпилюванням. З вбудованим псевдозрідженим шаром.</p>
 <p>Сировина</p> <p>Продукт</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Калорифер</li> <li>2. Сушильна башня</li> <li>3. Вібраційна сушарка з псевдозрідженим шаром</li> <li>4. Циклонний пристрій</li> <li>5. Форсунка розпилення</li> </ol>	<p>Форсуночне розпилення з вбудованим псевдозрідженим шаром.</p>
 <p>Сировина</p> <p>Продукт</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Калорифер</li> <li>2. Сушильна башня</li> <li>3. Фільтр</li> <li>4. Витяжний вентилятор</li> <li>5. Циклонний пристрій</li> </ol>	<p>Розпилювальна сушарка, конфігурація закритого циклу.</p>
 <p>Сировина</p> <p>Продукт</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Калорифер</li> <li>2. Сушильна башня</li> <li>3. Фільтр</li> <li>4. Циклонний пристрій</li> <li>5. Форсунка розпилення</li> <li>6. Циклонний пристрій</li> </ol>	<p>НС розпилювальна сушарка.</p>
<p> <span style="color: blue;">→</span> Свіже повітря            <span style="color: red;">→</span> Сушильний агент            <span style="color: orange;">→</span> Сировина            <span style="color: blue;">→</span> Відпрацьоване повітря            <span style="color: yellow;">→</span> Сухий порошок            <span style="color: black;">→</span> Конденсат       </p>		

Таблиця 1.2 Типи розпилювальних сушильних установок

			
<p>1. Змішаний потік, з вбудованим псевдозрідженим шаром, роторним розпилювачем або соплом.</p>	<p>2. Змішаний потік в конічній основі з поворотним розпилювачем, як для термочутливих, так і для стабільних продуктів.</p>	<p>3. Змішаний потік, з плоскою основою, поворотним розпилювачем, для спеціальних продуктів. Також підходить для застигання спреєм.</p>	<p>4. Змішаний потік, з роторним розпилювачем, для сушіння хімічних речовин при високих температурах повітря на вході.</p>
			
<p>5. Змішаний потік, з роторним розпилювачем, для сушіння мінеральних концентратів при надвисоких</p>	<p>6. Комбінований повітряний диспергатор спільного струму з роторним розпилювачем для</p>	<p>7. Змішаний потік, з насадкою-форсункою.</p>	<p>8. Змішаний потік, з насадкою-форсункою.</p>
			
<p>9. Змішаний потік, з форсункою.</p>	<p>10. Змішаний потік, з насадкою-форсункою.</p>	<p>11. Змішаний потік, з насадкою-розпилювачем для грубих порошків термостійких продуктів.</p>	<p>12. Змішаний потік, з форсункою.</p>



Гідравлічне розпилювання є самим економічним по витраті енергії, що складає (2÷4) кВт на диспергування 1 т рідини. Однак факел розпилю, що утворюється при цьому, досить неоднорідний і грубий. До недоліків гідравлічного способу розпилювання відносяться також складність регулювання витрат рідини при необхідній якості подрібнення, неякісне розпилювання високов'язких рідин та швидке спрацювання форсунок. Однак цей спосіб широко застосовується внаслідок порівняної його простоти.

Гідравлічні розпилювачі в свою чергу поділяються на струменеві, із зіткненням струменів, ударно-струменеві, відцентрові, відцентрово-струменеві і комбіновані форсунки (рис 1.4 а, б).

*Пневматичне розпилювання.* При такому способі диспергування енергія підводиться до рідини за рахунок динамічної взаємодії її з високошвидкісним потоком газу. Завдяки великій відносній швидкості потоків в розпилювачі або за його межами рідина спочатку розширюється на окремі струмені, які потім розпадаються на краплини.

Пневматичні розпилювачі можна класифікувати за наступними основними ознаками [46]: за перепадом тиску – на форсунки низького ( $P_p = 30 \div 200$  кПа;  $P_z = 10 \div 25$  кПа) та високого тиску ( $P_p = 5 \div 500$  кПа;  $P_z = 50 \div 200$  кПа); за місцем контакту рідини і газу – на форсунки внутрішнього і зовнішнього змішування (рис.

1.4, в, г); за розподіленням маси рідини, що розпилюється та газу – на одно- та багатоструменеві форсунки; в залежності від напрямку руху рідини і газу перед взаємодією – на форсунки з однонаправленим, зустрічним та перехресним рухом потоків; за характером руху потоків перед розпилюванням, що визначає форму факела розпилу – на прямоструменеві та вихрові форсунки.

До переваг пневматичного способу відносяться: можливість розпилювання розчинів різної в'язкості, незначна залежність якості розпилення від витрати рідини, надійність в роботі. До недоліків відносяться: підвищена витрата енергії на розпилювання, що складає (50÷60) кВт на 1 т рідини, складність отримання однорідного розпилу, а також необхідність застосування обладнання для подачі розпилювального агента [46].

*Механічне розпилювання.* У цьому методі рідина отримує енергію від тертя з високошвидкісним виконавчим елементом. Рідина закручується і під дією відцентрових сил зривається з розпилювача у вигляді плівки або струменя і розбивається на краплі. Цей метод найчастіше використовується в технології розпилювального сушіння.

Форма газо-рідинного факела, що утворюється і всі його характеристики при механічному дисковому розпилюванні визначаються конструкцією робочого елемента. Виключенням є розпилювальні пристрої, в яких робочий елемент обертається за рахунок енергії двигуна та механічної передачі мультиплікатора, що збільшує обертовий рух розпилювального диску.

Форми робочих елементів обумовлені вимогами створення рівномірно розташованої по периметру мінімально тонкої плівки і утворенням певного факелу розпиленних частинок з мінімальною різницею в розмірах. Робочі елементи формують плівку рідини і режим її течії, зумовлюючи ступінь турбулізації і внутрішні пульсації, від яких залежить якість розпилення.

За допомогою відцентрових дискових розпилювачів можна розпилювати розчини з високою в'язкістю, в тому числі і грубо дисперсні суспензії та пасти. Диски не мають малих отворів для проходження розчину, тому вони не забруднюються і працюють надійно, даючи можливість отримувати рівномірне розпилювання. При

розпилюванні на одному і тому ж диску можна змінювати продуктивність розпилювача в межах  $\pm 25\%$  без суттєвої зміни дисперсності факелу розпилення. Сушарки з дисковим розпилюванням легко автоматизуються [47, 48].

Таблиця 1.3 Типи розпилювальних форсунок сушильних установок

<p>а) б)</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Стінка форсунки</li> <li>2. Точка зіткнення струменів</li> <li>3. Відцентровий потік прордукту</li> <li>4. Вектори напавлення продукту з форсунки</li> </ol>
<p><b>Рис 1.4. Конструктивні схеми гідравлічних форсунок</b> (а – форсунка із зіткненням струменів; б – відцентрова форсунка)</p>	
<p>в) г)</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Стінка форсунки</li> <li>2. Вектори напавлення продукту з форсунки</li> <li>3. Подача прордукту в форсунку</li> <li>4. Вектори напавлення продукту з форсунки</li> </ol>
<p><b>Рис 1.4. Конструкції пневматичних форсунок</b> (в – форсунка внутрішнього змішування; г – форсунка зовнішнього змішування)</p>	



Кондуктивні сушильні установки бувають вальцеві та стрічкові, в свою чергу вони поділяються на атмосферні і вакуумні. За кількістю вальців розрізняють одно- і двовальцеві сушарки. Ці типи сушарок застосовують головним чином для висушування збираного молока та сироватки [52, 81]. Розчинність продуктів, які отримуються на цих сушарках, не перевищує 80÷85 %, тому застосування їх обмежене.

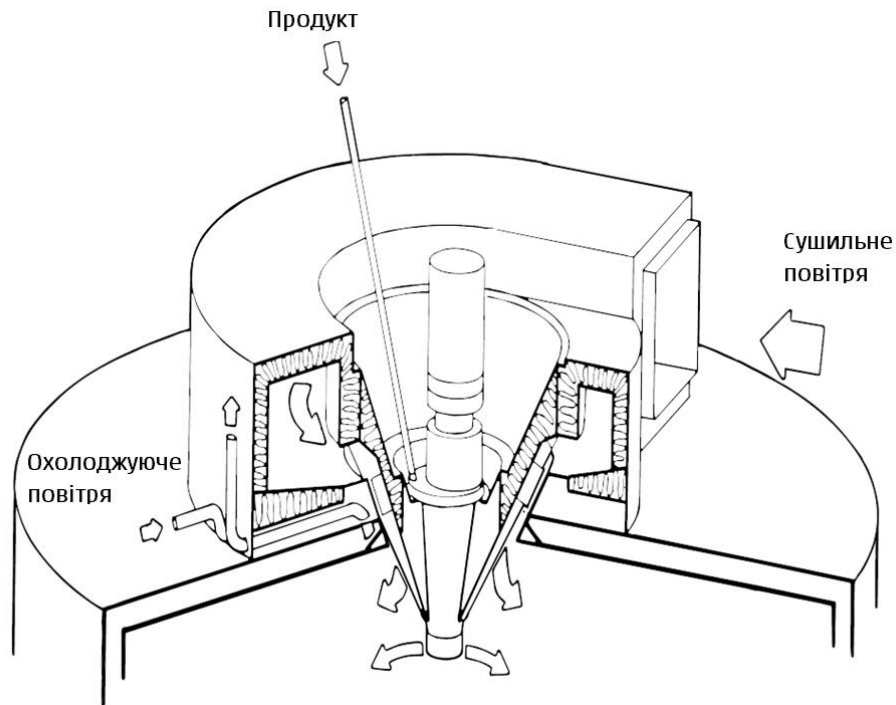


Рис 1.5. Повітророзподільний пристрій з охолоджуючим каналом

До переваг слід віднести порівняно незначну їх вартість та високі техніко-економічні показники роботи. Витрата пари на сушіння складає (1,2÷1,25) кг на 1 кг випареної вологи. З 1 м<sup>2</sup> поверхні вальців за 1 год. видаляється (40÷90) кг води [52].

До конвективних сушарок, які застосовуються для сушіння рідких продуктів, відносяться розпилювальні сушильні установки, в яких продукт диспергується в середовище теплоносія, рис 1.5.

При розпилювальному способі тривалість сушіння та час перебування матеріалу в сушильній камері складає 5÷30 секунд, в залежності від виду видалення висушеного продукту із сушарки.

Теплоносієм в розпилювальних установках є гаряче повітря з температурою (140÷180) °С, що лімітується наявним тепловим обладнанням – паровими котлами, тиск в яких, у більшості випадків, не перевищує 1,3 МПа.

Одним з основних напрямків розвитку сушильної техніки є розробка нових конструкцій сушарок, які б забезпечували отримання продуктів високої якості. Розвиток цього напрямку супроводжується ускладненням загального конструктивного оформлення сушильних установок за рахунок введення в апаратурну схему нових елементів обладнання, підвищення ступеню автоматизації процесу, використання більш прогресивних методів переробки продуктів на різних етапах технологічного процесу. Разом з тим, в окремих розробках передбачено не тільки підвищення якості продукту, але і забезпечення компактності установок, які мають знижену металоємність та підвищені техніко-економічні показники [47, 53].

Все більшого поширення в промисловості набувають комбіновані сушильні установки, які дозволяють проводити двостадійний процес сушіння. Такі установки дозволяють отримувати сухі продукти з підвищеною швидкістю розчинення при значно менших питомих витратах енергії в порівнянні з тими ж показниками, характерними для традиційних способів сушіння. Як правило, типовою схемою подібних установок є наявність на першій стадії зневоднення прямотечійної розпилювальної сушильної установки, а на другому етапі – конвективної вібраційної сушарки або установки для сушіння порошку в псевдозрідженому шарі [54].

Двоступеневий метод сушіння більш ефективний і інтенсифікує процес сушіння в порівнянні з процесом сушіння в звичайних розпилювальних установках. Використання розпилювальної сушарки на першому етапі сушіння видаляє більшу частину вологи з гранул під час постійної швидкості сушіння, коли вона працює більш ефективно. Остаточне видалення вологи після першого етапу повинно відбуватися в обладнанні, робота якого характеризується ефективним зневодненням вологих продуктів у порошкоподібному вигляді [55 - 59].

З точки зору енергоспоживання, металоємності та розміру установки, ефективність двостадійного методу сушіння значною мірою залежить від комбінації

методів сушіння, обраних для першої та другої стадій процесу, і характерних ліній конструкції обладнання.

Так при розпилювальному сушінні близько 30 % теплоти витрачається на видалення 5 % залишкової вологи. Застосування ж конвективних вібраційних сушарок дозволяє підвищити продуктивність розпилювальних установок на 15÷20 % з одночасним зменшенням витрат енергії [47, 60 - 61].

Переважає більшість наукових робіт по інтенсифікації процесів розпилювального сушіння рідких продуктів направлена на прискорення теплових та масообмінних процесів.

Блок розпилення, який використовується в сушарці, розпилює продукт досить тонко, із середнім розміром сухих частинок до 50 мкм. Однак, коли частинки вловлюються з потоків відпрацьованого теплоносія в циклони, зменшення розміру частинок викликає додаткові ускладнення [63]. Однак із підвищенням ефективності циклонів за рахунок їх конструктивного вдосконалення можна досягти позитивних результатів для обладнання та підвищити рівень дисперсності частинок [79, 96–103].

Удосконалення процесу сушіння шляхом підвищення монодисперсності процесу розпилення є перспективним, оскільки поряд з ефективністю процесу сушіння можуть бути реалізовані й інші переваги, такі як поліпшення якості продукції та покращення умов експлуатації допоміжного обладнання [64 –67]. Однак відсутність необхідного промислового обладнання у цій галузі ускладнює практичне застосування.

Проблема інтенсифікації процесу сушіння рідких продуктів за рахунок збільшення відносної швидкості між частинками і теплоносієм розглядалася в ряді робіт [71]. При вивченні робіт в цьому напрямку були отримані хороші результати, в основному в інтенсифікації процесу на початкових стадіях розпилювального сушіння, але не в процесі видалення води на кінцевих стадіях зневоднення.

Перспективним є напрямок інтенсифікації процесу сушіння на основі підвищення температури теплоносія [70]. Так, у роботах [68 – 69] продемонстровано ефективність роботи сушильної установки з використанням високотемпературного режиму сушіння. При підвищенні температури теплоносія на вході в сушильну

установку з 200°C до 250°C продуктивність двоступеневої установки зросла на 25 %, а споживання тепла зменшилося на 20 %. Однак при цьому, підвищується температура відпрацьованого теплоносія, що значно знижує якість готового продукту.

На практиці перераховані напрямки забезпечують інтенсифікацію процесу, в основному, в періоді сталої швидкості сушіння. Цей період характеризується високою інтенсивністю випаровування і в сушарках розпилювального типу проходить в основному в зоні факелу розпилення, де випаровується більша кількість вологи [64 - 72].

Таким чином подальше вдосконалення розпилювального способу сушіння полягає в розробці оптимальних конструкцій сушильних камер, дослідження аеродинамічних потоків всередині башні сушильного комплексу повітророзподільну частину для подачі у факел розпилу, видалення продукту та відпрацьованого теплоносія з сушарки, а також правильної організації процесу диспергування продукту.

### **1.3. Молочна сироватка як об'єкт промислової переробки та досліджень**

#### **1.3.1 Склад, фізико-хімічні властивості молочної сироватки**

При переробці молока на масло, сир і сметану одержують велику кількість сироватки. Цю сировину іноді неправильно називають «побічним продуктом». Насправді сироватка має високу харчову цінність, а за хімічним складом вторинна сировина (табл. 1.1) відрізняється від сировини переважно вмістом жиру, білка та сухих речовин [11 – 13]. У молочній промисловості із зібраного молока виробляють згущений молочний білок, який є джерелом повноцінного білка у виробництві ковбас, концентрованих продуктів, дитячого харчування та збірних молочних продуктів, пастеризовані та кисломолочні сирки, виробництві сиру [1, 14 – 21]. З сироватки виробляють різноманітні напої, білкові сири, протеїнові батончики, та лактозу. Натуральна і концентрована молочна сироватка використовується для випікання хліба, виробництва морозива і йогуртів [28 – 31].

Таблиця. 1.4 Хімічний склад вторинної молочної сировини

Продукт	Вміст, %				
	Жири	Білки	Вуглеводи	Мінер. солі	Всього сухих речовин
Молочні відвійки	0,1	3,4	4,6	0,7	8,8
Сколотини	0,4	3,2	4,7	0,5	9,0
Сироватка: з-під кисломолочного сиру	0,4	0,8	4,8	0,5	6,5
підсирна	0,3	0,8	4,2	0,6	5,9

Мінеральні солі сироватки майже ідентичні цільному молоку та містять захисні комплекси антисклеротичної дії. Харчова цінність молочної сироватки характеризується повним для продуктів харчування набором: високою доброякісністю, високою калорійністю, гарною засвоюваністю, достатнім вмістом поживних речовин, біологічною та фізіологічною повноцінністю. За калорійністю молочна сироватка становить 36% від незбираного молока. Засвоюваність компонентів відповідає засвоюваності незбираного молока.

Ліпіди молочної сироватки, як і молока, асоціюються з молочним жиром у вигляді кульок емульсії або суспензій залежно від температури. У нативній молочній сироватці жир є в емульгованому вигляді.

Основа утворення ліпідного комплексу – жирокислотний склад. Молочний жир займає в сухій речовині молочної сироватки 5%. Азотовмісний комплекс представлений білковими речовинами (протеїни) та небілковими сполуками; займає до 15% маси сухої речовини. Білкові речовини молочної сироватки різноманітні. Казеїнові фракції вихідного молока в молочній сироватці представлені у вигляді коагульованих частинок. Присутній у сироватці казеїн видаляється з позиції технології та економіки.

Головними із сироваткових білків молочної сироватки є  $\beta$ -лактоглобулін та  $\alpha$ -лактоальбумін. Сироваткові білки багаті на незамінні амінокислоти (лізин, триптофан, метіонін, треонін) і цистеїн, що дозволяє їх віднести до найбільш цінної

частини білків молока. Використання білків сироватки має практично велике значення у харчових цілях

Мінеральний комплекс молочної сироватки представлений мінеральними речовинами молока, солями, що вводяться у процесі виробництва харчового продукту та сполуками, що переходять зі стінок машин та апаратів. Загальний вміст мінеральних речовин за її зольністю становить 0,6%. Переважними катіонами є: калій, натрій, кальцій, магній, залізо та мікроелементи; переважаючі аніони – радикали лимонної та фосфорної кислот, хлору. Співвідношення між мінеральними речовинами молока та сироватки майже однакові. Мінеральні речовини у сироватці знаходяться у вигляді істинного та молекулярного розчину, у колоїдному стані, у вигляді солей органічних та неорганічних кислот. Вміст вітамінів у молочної сироватці (мг на 100г) проти інших видів молочної сировини показано у таблиці 1.5.

Таблиця 1.5 Вміст вітамінів у молочної сировини

Вітаміни	Молочна сироватка	Незбиране Молоко	Обезжирене Молочна	Пахта
Тіамін (В1)	0,37	0,45	0,35	0,36
Рибофлавін (В2)	2,0	1,5	1,8	2,0
Піридоксин (В6)	1,3	0,33	1,5	1,6
Кобаламіні (В12)	2,6	4,0	4,0	4,2
Аскорбінова кислота (С)	4,7	1,5	2,3	2,7
Ретинол (А)	0,04	0,25	0,03	0,08
Токоферол (Е)	0,29	0,85	0,5	0,55
Біотин (Н)	0,01	56,0	0,01	0,01
Холин	662,0	313,0	328,0	466,0

Слід зазначити суттєве зниження жиророзчинних вітамінів у молочної сироватці порівняно з незбираним молоком. Це положення слід враховувати при її переробці, збагачуючи продукти вітамінами А, D, Е. У той же час вміст піридоксину, холіну і рибофлавіну в сироватці перевищує показники в молоці, що обумовлено життєдіяльністю молочнокислих бактерій і розглядається як позитивне явище. Загалом склад молочної сироватки є джерелом вітамінів з можливістю їх використання, виділення і навіть спрямованого синтезу.

### 1.3.2 Теплофізичні властивості молочної сироватки

Серед основних теплофізичних властивостей молочної сироватки слід відзначити наступні [73]:

– при температурі 20 °С густина молочної сироватки складає (1022÷1027) кг/м<sup>3</sup> і незначно змінюється в залежності від виду сироватки: підсирна – 1018÷1027; сирна – 1019÷1026; казеїнова – 1020÷1025; ультрафільтрат – 1015÷1025; безказеїнова – 1020.

В інтервалі температур (20 ÷ 50) °С густину сирної сироватки розраховують за температурою  $t$  (в °С) за формулою:

$$\rho = -0,17 \cdot t + 1027,58; \quad (1.1)$$

– коефіцієнт динамічної в'язкості натуральної молочної сироватки при 20 °С складає  $(1,55 \div 1,66) \times 10^{-3}$  Па·с.

В інтервалі температур (20 ÷ 60) °С коефіцієнт динамічної в'язкості сироватки (МПа·с) в залежності від вмісту сухих речовин  $CP$  (%) описується рівнянням:

$$\mu = 1,87 - 3,58 \cdot 10^{-2}t + 6,44 \cdot 10^{-3}CP + 6,05 \cdot 10^{-4}t^2 + +4,08 \cdot 10^{-3}CP^2 - 2,3 \cdot 10^{-3}tCP ; \quad (1.2)$$

– Поверхневий натяг сироватки приблизно дорівнює натягу незбираного і збираного молока і становить (20÷45) °С  $(40 \div 45) \times 10^{-3}$  Н/м, що на 30 % нижче натягу сироватки через наявність поверхнево-активних речовин [11, 39].

В інтервалі температур (10 ÷ 80) °С та в залежності від вмісту сухих речовин  $CP$  (в %) поверхневий натяг молочної сироватки (Н/м) визначається за емпіричним рівнянням (додаток А):

$$\sigma \times 10^{-3} = 49,27 - 0,45t + 0,004t^2 + 0,72CP + 0,003CP^2 - 0,008tCP ; (1.3)$$

– Температура кипіння сироватки при атмосферному тиску становить 101,5 °С. Температура замерзання є відносною величиною, в основному залежить від кислотності сироватки і вмісту сухої речовини  $(-0,59 \div -6,18)$  °С.

– Теплофізичні параметри натуральної молочної сироватки при 20 °С складають: питома теплоємність  $c_T = 4,082 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ ; коефіцієнт теплопровідності  $\lambda = 0,13 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ ; коефіцієнт температуропровідності  $a = 12,8 \times 10^{-8} \text{ м}^2/\text{с}$  [11, 34, 40, 41].

При нагріванні сироватки, починаючи з 50 °С, починається процес згортання білка за рахунок денатурації білка. Денатуровані білки, які втратили остійливість, при (75÷80) °С утворюють пластівці, що повільно осаджуються. Найбільш інтенсивно цей процес відбувається при підвищеній кислотності сироватки рН 4,4÷4,6 [34].

Межа денатурації сироваткового білка становить (50÷60) °С, а явна коагуляція може спостерігатися при (75÷80) °С. При нагріванні сироватки більше (65÷70) °С на стінці нагрівального приладу виділяється велика кількість білка, утворюючи шар накипу, що ускладнює роботу теплообмінника. [35]. Тому, при необхідності високотемпературного нагрівання сироватки, цю операцію проводять в дві стадії: нагрівання до температури не більше (65÷75) °С – в теплообмінних апаратах і, далі, способом безпосереднього введення очищеної водяної пари в масу сироватки.

#### **1.4. Висновки та завдання досліджень.**

В сучасному світі зростає популярність молочних продуктів і їх похідних, що поставило перед нашою галуззю важкі завдання. Однією з основних проблем, яку необхідно визначити, є питання, як поліпшити процес сушіння молочних продуктів, зокрема молочної сироватки. Сушіння є важливою стадією виробництва сухих молочних продуктів, таких як сухе молоко, сироватка або казеїн, і впливає на якість і вартість готового продукту. Особливо важливою є проблема втрат сировини та збільшення витрат на обладнання через металоємність у процесі сушіння.

З метою розвитку та розробки нових конфігурацій робочих камер розпилювальних сушильних установок зменшеної металоємності та методу їх розрахунку ставляться наступні завдання:

- Провести аналіз стану технології та обладнання для отримання молочної сироватки методами розпилення молочних продуктів.

- На підставі математичного та фізичного моделювання визначити та обґрунтувати оптимальні параметри для методу сушіння розпилювальним способом.
- Розробити структурні та функціональні моделі технологічної системи в програмному пакеті CFD, для моделювання траєкторій руху частинок, час висихання частинки продукту, визначення конструктивних параметрів повітро-розподілюючого пристрою в розпилювальному комплексі.
- Здійснити, на основі вбудованих операторів програмного пакету CFD, математичне моделювання щодо виявлення залежності розподілу продукту за моделлю VOF. (Volume of Fluid - Метод об'єму рідини).
- На базі дискретно-подієвого моделювання програмного пакету CFD, синтезувати перехід VOF-to-DPM, DPM (Discrete Phase Model - Дискретна фазова модель).
- Розробити рекомендації щодо оптимізації процесу розпилювального сушіння в дисковому комплексі, із обґрунтуванням параметрів підготовки теплоносія та конструктивних удосконалень в дискових розпилювальних комплексах.
- Визначити характер руху повітряних потоків у вертикальній сушильній камері з центральною верхньою подачею теплоносія і горизонтальною подачею продукту.
- Визначити аеродинамічні характеристики руху частинок розпиленого продукту в сушильній камері.
- Визначити характер взаємодії потоку теплоносія і частинок продукту в сушильній камері.
- Провести апробацію результатів роботи в промислових умовах.

## РОЗДІЛ 2. МЕТОДИКИ ПРОВЕДЕННЯ ДОСЛІДЖЕНЬ

### 2.1 Гідродинаміка сушарок з відцентрово-дискосим розпиленням

Ефективність розпилюючих сушарок значною мірою визначається раціональною організацією процесу взаємодії диспергованих крапель з теплоносієм в зоні факела розпилення.

Аналіз закінчених наукових досліджень по вивченню процесів розпилення й тепло-масообміну взаємодії диспергованих часток з навколишнім газом для цілей розпилюючого сушіння показав, що в цій області виконаний ряд фундаментальних робіт. Серед них можна виділити роботи, Fraser, S.J. Friedman й ін (по диспергуванню), М.Ю. Лур'є, Р. Горбиса, А.А. Долінського, Маріалла й ін. (по тепло-масообміну), М.В. Ликова, А.Я. Фокіна, И.И. Борде й ін (по інженерних методах розрахунку), Timothy Langrish, Huang, L., Mujumdar, A.S, Kumar, K (в області CFD моделювання) [9,22,26,27].

У результаті цих досліджень були істотно розширені фізичні поняття про процеси в розпилюючих сушарках і отримані важливі дані про закономірності їхньої роботи.

Однак відсутність повних відомостей про аеродинаміку процесу розпилення молочних продуктів, ускладнює правильну оцінку ступеня перемішування в апараті й відносній швидкості взаємодіючих фаз, що істотно знижує точність розрахунку процесу розпилювального сушіння.

Так в моделях сушильних розпилювальних комплексів запропоновано розглядати вплив основних гідродинамічних факторів які визначають рух потоків в сушильній камері.

Рідина, яка диспергується розпилюючим пристроєм, розпадається на краплини, які захоплюють за собою газ, а самі гальмуються. Поблизу диска утворюється зона інтенсивної турбулізації, у якій дисипується значна частина кінетичної енергії краплі й відбувається їхнє вторинне подрібнення. Обертальний рух, який створюється в сушильній камері потоком краплі продукту й закрученим теплоносієм, що надходить у камеру, призводить до того, що двофазний струмінь при своєму русі гальмується повільніше, ніж у нерухливому газі. З іншого боку,

обертний рух газу призводить до зростання тиску уздовж радіуса сушильної камери, причому тиск у верхній зоні над розпилюючим диском збільшується швидше, ніж під ним. В результаті траєкторія продукту вигинається донизу башні під стінку.

Обертальний рух газу приводить до виникнення поблизу вертикальної осі сушильної камери вихрового ядра (циліндричного обсягу газу), симетричного щодо осі сушарки. Теплоносій, що проникнув у вихрове ядро з газо-підводу, а також частки дисперсної фази безпосередньо прямують у газовідвід.

## **2.2 Методи дослідження гідродинамічних потоків камер розпилюючих сушильних установок.**

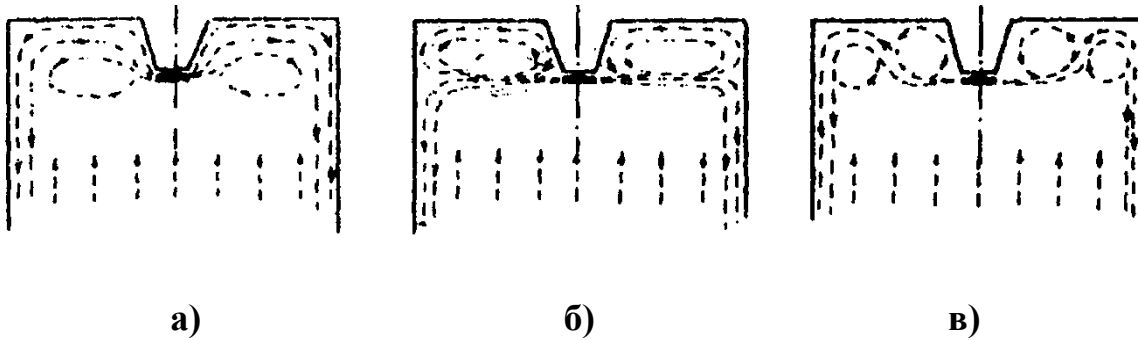
Відсутність відомостей про аеродинамічну взаємодію потоків у сушильних камерах з відцентровим розпиленням визначило необхідність з'ясування фізичної картини їхнього руху, який можна визначити насамперед в результаті постановки експериментів на реальних сушильних апаратах [36].

Розпилювальне сушіння викликає значні циркуляційні потоки продукту у верхньому й нижньому півпросторах сушильного комплексу. При цьому, об'єм у кожному з них різний.

Раніше відомі дослідження показали, що у нижньому півпросторі спостерігається переважно один режим руху: висхідний потік у центральній частині апарата й спадний по периферійній (рис.2.1). У верхній зоні - три якісно різних режими:

- а) настільний струмінь, що рухається уздовж кришки апарата від центра до периферії;
- б) зворотна циркуляція від периферії до центра;
- в) проміжний режим із внутрішнім циркуляційним потоком і настільним струменем у периферійній зоні.

Порівняльний аналіз циркуляційних режимів на двофазній краплино-газовій системі й на однофазному газовому середовищі показав ідентичність якісних картин при  $\chi < 0,2$ .



**Рис 2.1. Режими руху потоків в навколо-факельних зонах у радіальному перетині сушильної камери а) настільний струмінь б) зворотна циркуляція в) проміжний режим**

В експериментах показано, що в умовах стисненості й асиметрії обсягів "над" і "під" коренем факела розпилення завжди існує градієнт статичних тисків, спрямований у бік меншого обсягу, що і викликає відхилення факела розпилення від горизонтального положення.

Для забезпечення горизонтального положення факела розпилення необхідно виключити недостатність об'єму, викликану геометрією сусідніх з диском нерушливих поверхонь, або створити значну початкову концентрацію важких домішок в теплоносії.

Розвиваючись у своїй основній ділянці, вилученій від обмежуючих стін камери, у режимі вільного струменя, факел розпилення, як зазначено вище, викликає зворотні циркуляційні потоки. Останні являють собою газове середовище з температурою відпрацьованого теплоносія.

Звідси випливає, що зниження вторинної зворотної циркуляції дозволить збільшити тепло- і масообмінні потенціали процесу сушіння, скоротити повернення найбільш дрібних фракцій зважених часток матеріалу в початкову фазу процесу, тим самим інтенсифікуючи процес, підвищуючи якість матеріалу й скорочуючи його відкладення на стінках апарата.

Розвиток сучасної комп'ютерної техніки та програмного забезпечення дозволяють змоделювати і дослідити рух рідин і газів за допомогою програмних комплексів, без використання дорогих методів, таких як використання промислових зразків обладнання для досліджень і, навіть, використання моделей, чи лабораторних установок.

CFD моделювання і подальше дослідження швидкостей і напрямків руху потоків повітря (рух дисперсної фази суттєво впливає на розподіл потоків) всередині камери сушіння можна провести за допомогою програмного комплексу **ANSYS Academic**, а саме підрозділ **FLUENT**.

Практика-аналіз показує, що моделювання та послідуочий аналіз швидкостей і напрямків руху потоків повітря дозволяє виявити залежності між параметрами процесу сушіння, геометрією сушильного комплексу та розподілом потоків. Це допомагає розробити оптимальні умови для забезпечення ефективності сушіння і покращити конструктив сушильних систем.

Програмний комплекс **ANSYS Academic** призначений для моделювання тривимірних плинів рідини й газу в технічних і природних об'єктах, а також візуалізації цих плинів методами комп'ютерної графіки.

Моделюючі течії містять у собі стаціонарні й нестаціонарні, стисливі, слабо-стисливі й нестисливі потоки рідини й газу. Використання різних моделей турбулентності й адаптивної розрахункової сітки дозволяє моделювати складні рухи рідини, включаючи течії із сильним закрученням, горінням, течії з вільною поверхнею.

**ANSYS Academic** заснований на кінцево-об'ємному методі вирішення рівнянь гідродинаміки й використовує прямокутну адаптивну сітку з локальним здрібнюванням.

Для апроксимації криволінійної геометрії з підвищеною точністю **ANSYS Academic** використовує технологію сіткового розподілення геометрії. Ця технологія дозволяє імпортувати геометрію із систем САПР і обмінюватися інформацією із системами кінцево-елементного аналізу. Використання цієї технології дозволило вирішити проблему автоматичної генерації сітки - щоб згенерувати сітку, досить задати всього лише кілька параметрів, після чого сітка автоматично генерується для розрахункової області, що має геометрію будь-якого розміру та ступеня складності поверхні.

Оскільки буде проводитись дослідження руху повітря у камері в цілому, де швидкості руху теплоносія з дисперсною фазою невеликі, а високі швидкості руху дисперсної фази і повітря є тільки поблизу, на дуже маленькій відстані від

розпилюючого диска, то розрахунки будуть вестись у програмному забезпеченні FLUENT. Програма дозволяє визначити швидкість руху повітря, її напрямки, розподіл тисків в камері, час прольоту часток через камеру, їхню дистанцію в процесі експерименту, змінювати вхідні параметри, а також оперативно змінювати геометричну форму і розміри обладнання.

### 2.3 Математичні моделі та методи імітаційного моделювання продукту який подається в сушильний комплекс з сопел розпилювального диску.

Для будь-якої рідини її потік повинен підкорятися закону збереження маси та імпульсу. Ці рівняння збереження можна знайти в літературі з динаміки рідини (для нестисливого газу) [74]. Загальна форма рівняння неперервності для збереження маси:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_i)}{\partial x_i} = M_m \quad (2.0)$$

Загальний вигляд рівняння збереження імпульсу

$$\frac{\partial(\rho u_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_i u_j)}{\partial x_j} = -\frac{\partial P}{\partial x_j} + \frac{\partial}{\partial x_i} \left[ \mu \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) - \rho \overline{u_i' u_j'} \right] + \rho g_i + M_F \quad (2.1)$$

де

$\frac{\partial(\rho u_i)}{\partial t}$  - швидкість збільшення імпульсу на одиницю об'єму, сила тиску на елемент рідини на одиницю об'єму.

Для ньютонівських рідин компоненти тензора напружень  $\tau_{ij}$  у рівнянні (2.2) можна записати як

$$\tau_{ij} = \mu \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \delta_{ij} \frac{\partial u_1}{\partial x_1} \quad (2.2)$$

з в'язкістю рідини  $\mu$  і членом розширення об'єму з дельтою «Кронекера» (102):

$$\delta_{ij} = \begin{cases} 1 & \text{for } i = j \\ 0 & \text{for } i \neq j \end{cases}$$

Загальний вигляд рівняння енергії має вигляд

$$\frac{\partial(\rho c_p T)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho c_p u_i T)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[ k \frac{\partial T}{\partial x_i} - \rho \overline{u_i' T'} \right] + M_h \quad (2.3)$$

Більшість розпилювальних сушарок мають осесиметричний потік. Отже, якщо використовується циліндрична система ординат, наведені вище рівняння для повітря при сталих операціях можна виразити як (102):

- Рівняння неперервності

$$\frac{\partial}{\partial x} (u\rho_g) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (rv\rho_g) = S_i \quad (2.4)$$

- Рівняння імпульсу

Осьовий момент:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial x} (\rho_g u^2) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r\rho_g uv) &= \frac{\partial}{\partial x} [(\mu_L + \mu_T) \frac{\partial u}{\partial x}] + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} [(\mu_L + \mu_T)r \frac{\partial u}{\partial r}] - \frac{\partial P}{\partial x} + \\ \frac{\partial}{\partial x} [(\mu_L + \mu_T) \frac{\partial u}{\partial r}] + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} [(\mu_L + \mu_T)r \frac{\partial v}{\partial x}] &+ M_u \end{aligned} \quad (2.5a)$$

Радіальний імпульс:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial x} (\rho_g uv) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r\rho_g v^2) &= \frac{\partial}{\partial x} [(\mu_L + \mu_T) \frac{\partial v}{\partial x}] + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} [(\mu_L + \mu_T)r \frac{\partial v}{\partial r}] - \frac{\partial P}{\partial r} + \\ \frac{\partial}{\partial x} [(\mu_L + \mu_T) \frac{\partial u}{\partial r}] + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} [(\mu_L + \mu_T)r \frac{\partial v}{\partial r}] &- \frac{2(\mu_L + \mu_T)v}{r^2} + \frac{\rho_g w^2}{r} + M_v \end{aligned} \quad (2.5b)$$

Тангенціальний імпульс:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial x} (\rho_g urw) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r\rho_g vrw) &= \frac{\partial}{\partial x} [(\mu_L + \mu_T) \frac{\partial(rw)}{\partial x}] + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} [(\mu_L + \mu_T)r \frac{\partial(rw)}{\partial r}] \\ - \frac{2}{r} \frac{\partial}{\partial r} [r(\mu_L + \mu_T)w] &+ M_w \end{aligned} \quad (2.5c)$$

Рівняння збереження енергії для газу можна записати так

$$\frac{\partial}{\partial x} (\rho_g uq) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r\rho_g vq) = \frac{\partial}{\partial x} [(\mu_L + \frac{\mu_T}{\sigma_h}) \frac{\partial q}{\partial x}] + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} [(\mu_L + \frac{\mu_T}{\sigma_h}) r \frac{\partial q}{\partial r}] + M_h \quad (2.6)$$

де  $u, v, w$  – середня осьова швидкість, радіальна швидкість і тангенціальна швидкість газу відповідно;  $q$  – ентальпія газу;  $M_h$  – швидкість теплообміну між краплями і газом. Крім того,  $M_u, M_v, M_w$  – швидкість імпульсу між краплями та газом в аксіальному, радіальному та тангенціальному напрямках відповідно. ламінарна в'язкість рідини дорівнює  $\mu_L$ , а турбулентна в'язкість описується  $\mu_T$ .

## 2.4 Основні рівняння які описують рух частинки продукту в сушильному комплексі

На основі рішення, отриманого для поля потоку безперервної фази, використовуючи підхід Ейлера-Лагранжа, ми можемо отримати залежності, які

дозволяють описати закон руху частинок шляхом вирішення рівняння балансу сил для частинок з урахуванням дискретної інерції фази, аеродинамічного опору, сили тяжіння  $g_i$  та інших додаткових визначених користувачем сил  $F_{xi}$ .

$$\frac{du_{pi}}{dt} = C_D \frac{18\mu}{\rho_p d_p^2} \frac{Re}{24} (u_i - u_{pi}) + g_i \frac{\rho_g - \rho}{\rho_g} + F_{xi} \quad (2.7)$$

Де: швидкістю частинок  $u_{pi}$  і швидкістю рідини  $u_i$  в напрямку  $i$ , густиною частинок  $\rho_p$ , густиною газу  $\rho_g$ , діаметром частинок  $d_p$  і відносним числом Рейнольдса

$$Re = \frac{\rho d_p |u_p - u|}{\mu} \quad (2.7a)$$

і коефіцієнт лобового опору

$$C_D = a_1 + \frac{a_2}{Re} + \frac{a_3}{Re^2} \quad (2.7b)$$

де  $a_1, a_2$  і  $a_3$  константи [75-76].

Крім того, припускається передбачається, що частинки повністю дисперговані, тобто вони не взаємодіють одна з одною.

Оновлення експозиції в програмному комплексі траєкторії відбувається через фіксовані інтервали (так звані масштаби довжини) уздовж шляху частинки. Крім того, траєкторія частинки оновлюється щоразу, коли частинка входить у сусідню комірку. FLUENT загалом інтерполює швидкість газу до положення частинки, припускаючи лінійну інтерполяцію.

## 2.5 Моделі турбулентності для розрахунку розпилювальних комплексів

### 2.5.1 Основні рівняння для різних моделей турбулентності

Існує припущення, що в турбулентних течіях миттєва складова швидкості  $u_i$  є сумою усередненого за часом (середнього) значення  $\bar{u}_i$  і флуктуаційний компонент  $u'_i$ , як показано в рівнянні (2.9) [72].

$$u_i = \bar{u}_i + u'_i \quad (2.9)$$

Ці коливання необхідно врахувати в наведеному вище рівнянні Нав'є-Стокса (2.10)

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho u_i) + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho u_i u_j) = -\frac{\partial P}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \mu \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} - \frac{2}{3} \delta_{ij} \frac{\partial u_l}{\partial x_l} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial x_j} (-\rho \overline{u'_i u'_j}) \quad (2.10)$$

Порівняно з рівнянням (2.2) рівняння (2.10) містить додатковий член  $-\overline{\rho u'_i u'_j}$ , так звана напруга Рейнольдса, яка представляє ефект турбулентності і може бути змодельована кодом CFD [77-80]. Обчислювальні ресурси обмежують пряме моделювання цих коливань, принаймні на даний момент. Тому рівняння зазвичай модифікують для врахування усереднених флуктуаційних компонентів швидкості. У цих дослідженнях використовувалися два поширені підходи до моделювання турбулентності:

1.  $k - \varepsilon$  модель [81]
2. RNG  $k - \varepsilon$  модель [82]

і модель напруги Рейнольдса

3. (RSM) [83 - 85].

Стандарт « $k - \varepsilon$  Модель» базується на механізмах, що впливають на турбулентну кінетичну енергію. Надійність, точність у широкому діапазоні турбулентних режимах пояснюють його популярність у моделюванні промислових потоків і теплопередачі.

У програмному комплексі ANSYS FLUENT доступні два варіанти цієї моделі RNG  $k - \varepsilon$  модель і реалізована  $k - \varepsilon$  моделі [86].:

- RNG  $k - \varepsilon$  модель була отримана за допомогою точної статистичної техніки (називається теорією груп повторної нормалізації). За формою він схожий на стандартну  $k - \varepsilon$  модель, але вплив завихрення на турбулентність включено в режим RNG, що підвищує точність для закручених потоків.

-  $k - \varepsilon$  модель містить нове формулювання для турбулентної в'язкості, а нове рівняння переносу для швидкості дисипації отримано з точного рівняння для транспортування середньоквадратичної флуктуації завихреності частинок (203).

Стандарт  $k - \varepsilon$  модель та її варіанти ( $k - \varepsilon$  Модель RNG тощо) стали популярними моделями турбулентності для розрахунку типових інженерних проблем із CFD. Ці моделі застосовують так звану гіпотезу Бусінеска [87, 88] для опису напружень Рейнольдса, як функції градієнтів швидкості та турбулентної в'язкості  $\mu_t$  наступним чином:

$$\underline{\rho v_i' v_j'} = \mu_t \left( \frac{\partial v_i}{\partial x_j} + \frac{\partial v_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \left( \rho k + \mu_t \frac{\partial v_1}{\partial x_1} \right) \delta_{ij} \quad (2.11)$$

Для вирішення потрібно розв'язати два додаткових рівняння переносу, одне рівняння для турбулентної кінетичної енергії  $k$ , а інше для швидкості розсіювання турбулентності  $\varepsilon$ .

Турбулентна в'язкість  $\mu_t$  обчислюється як:

$$\mu_t = \rho v_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (2.12)$$

де  $v_\mu = 0,09$ - емпіричною постійною [85].

Передбачається, що турбулентна в'язкість є ізотропною величиною, що може бути сумнівним спрощенням, особливо при моделюванні закручених потоків або потоків з областями з високим і низьким числом Рейнольдса [89].  $k - \varepsilon$  RNG модель можна використовувати для турбулентних потоків із завихренням.

RSM модель розв'язує рівняння переносу для всіх напруг Рейнольдса та швидкості дисипації  $\varepsilon$  і тому не базується на ізотропну турбулентну в'язкість  $\mu_t$ . Це оптимізує використання RSM моделі для прогнозування навіть закручених потоків, однак основним недоліком цієї моделі є обчислювальні зусилля, необхідні для вирішення цих рівнянь. Для 3D-симуляції необхідно розв'язати сім додаткових рівнянь переходу (шість для напруг Рейнольдса та одне для швидкості розсіювання  $\varepsilon$ ). Однак якщо очікуване поле течії характеризується анізотропією напруг Рейнольдса, як у випадку із закрученими потоками. Наприклад циклони або розпилувальна сушка з тангенціальними вхідними каналами. Bhandari, B (2000) підкреслив, що  $k - \varepsilon$  модель не підходить для проблем із завихренням. [90].

Рівняння переносу для стандарту  $k - \varepsilon$  моделі призначені для транспортування кінетичної енергії турбулентності,  $k$ , і швидкість дисипації  $\varepsilon$ :

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho k u_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M + S_k \quad (2.13)$$

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \varepsilon u_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} + S_\varepsilon \quad (2.14)$$

Турбулентна в'язкість,  $\mu_t$ , обчислюється за допомогою рівняння (2.12)

Значення констант моделі, тобто  $C_{1\varepsilon}, C_{2\varepsilon}, C_\mu, \sigma_k$  і  $\sigma_\varepsilon$ , встановлюються на такі значення [91]:

$$C_{1\varepsilon} = 1.44, C_{2\varepsilon} = 1.92, C_\mu = 0.09, \sigma_k = 1.0, \sigma_\varepsilon = 1.3$$

Кінетична енергія турбулентності,  $k$ , і його швидкість дисипації,  $\varepsilon$ , для RNG  $k - \varepsilon$  модель турбулентності описується наступними рівняннями:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho k u_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \alpha_k \mu_{eff} \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M + S_k \quad (2.15)$$

і

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \varepsilon u_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \alpha_\varepsilon \mu_{eff} \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} + S_\varepsilon \quad (2.16)$$

Кінетична енергія турбулентності,  $k$ , і його швидкість дисипації,  $\varepsilon$ , для реалізації  $k - \varepsilon$  модель турбулентності:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho k u_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M + S_k \quad (2.17)$$

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \varepsilon u_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + \rho C_1 S_\varepsilon - \rho C_2 \frac{\varepsilon^2}{k + \sqrt{\nu \varepsilon}} + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} C_{3\varepsilon} G_b + S_\varepsilon \quad (2.18)$$

Рівняння, які використовуються в моделі RSM, включають [170]

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\rho \overline{u'_i u'_j}) + \frac{\partial}{\partial x_k} (\rho u_k \overline{u'_i u'_j}) = & - \frac{\partial}{\partial x_k} \left[ \overline{\rho u'_i u'_j u'_k} + p (\delta_{kj} \overline{u'_i} + \delta_{ik} \overline{u'_j}) \right] + \\ \frac{\partial}{\partial x_k} \left[ \mu \frac{\partial}{\partial x_k} (\overline{u'_i u'_j}) \right] - \rho \left( \overline{u'_i u'_k} \frac{\partial u_j}{\partial x_k} + \overline{u'_j u'_k} \frac{\partial u_i}{\partial x_k} \right) - \rho \beta (g_i \overline{u'_j \theta} + g_j \overline{u'_i \theta}) + \rho \left( \frac{\partial \overline{u'_i}}{\partial x_j} + \frac{\partial \overline{u'_j}}{\partial x_i} \right) - \\ 2\mu \overline{\partial u'_i} \frac{\partial u'_j}{\partial x_k} \frac{\partial u'_i}{\partial x_k} - 2\rho \Omega_k (\overline{u'_j u'_m} \varepsilon_{ikm} + \overline{u'_i u'_m} \varepsilon_{jkm}) + S_{user} \end{aligned} \quad (2.19)$$

## 2.6 Оцінка впливу турбулентності на траєкторії руху частинок продукту в сушильному комплексі

Турбулентну дисперсію частинок можна змодельовати або за допомогою стохастичного підходу дискретних частинок, або за допомогою «хмарного» представлення групи частинок навколо середньої траєкторії.

У програмному комплексі ANSYS FLUENT для врахування впливу турбулентних флуктуацій на рух частинок застосовується модель дискретного випадкового блукання (DRW) [92 - 95].

Таким чином, траєкторії частинок визначаються шляхом інтегрування рівнянь траєкторії для окремих частинок на основі миттєвої швидкості рідини,  $u_i = \bar{u}_i + u'_i$ , уздовж шляху частинки. За достатньої кількості обчислень (так звана кількість спроб у FLUENT) можна отримати типову турбулентну дисперсію частинок. Щоб обчислити траєкторію частинки, випадкова флуктуаційна складова швидкості (отримана з розподілу ГАУССА) повинна залишатися постійною протягом певного інтервалу часу. Цей інтервал часу, так званий інтегральний час Лагранжа, можна апроксимувати за допомогою рівняння:

$$T_L = C_L \frac{k}{\varepsilon} \quad (2.20)$$

де:  $C_L$  - константа, яка визначається емпірично.

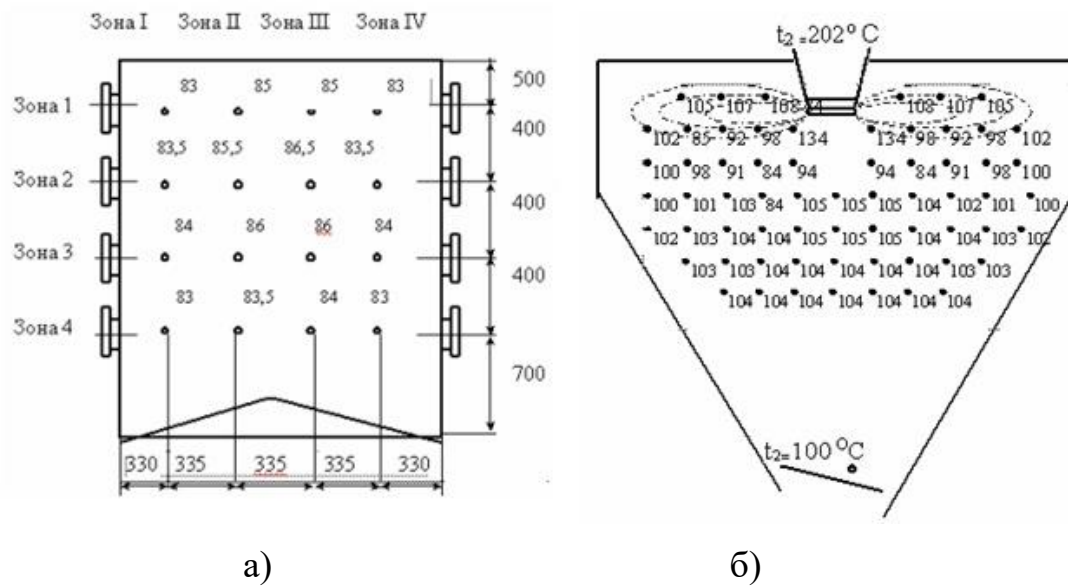
## **2.7 Методика дослідження температурних полів в активній зоні розпилюючої камери.**

При висушуванні розпиленням важливе значення має гідродинаміка процесу розпилення (характер, швидкість руху частинок і т.ін.), яка впливає на тепло- і масообмін в процесі сушки; при цьому масообмін (зменшення розмірів і маси частинок в результаті випаровування) впливає в свою чергу на гідродинамічні процеси в цілому.

Важливими з точки зору розуміння та вивчення аеродинамічних характеристик є дослідження температурних полів в активній зоні розпилюючої камери, які наближено відображають ефективність взаємодії гідродинаміки розпилення рідкого продукту з аеродинамічними умовами потоку повітря, що надходить до камери в якості теплоносія. Такі дослідження були проведені С.І. Шапіро [50].

Аналогічні експериментальні дослідження розподілу температур у камері розпилюючої сушарки були виконані Долінським А.А. також для випадку розпилювання рідкої суспензії відцентровим диском (рис. 2.2). Початкова

вологість суспензії 75...77,8 %, температура газів на вході 160 °С, температура середовища в камері 75 °С. [96]



**Рис 2.2. Розподіл температурних полів в активній зоні розпилюючої камери**

- а) температурне поле (°С) в середньому перерізі сушильної камери розпилювальної установки.  
 б) температурне поле розпилювальної камери з дисковим розпиленням.

Для дослідження та порівняння доцільно застосувати метод декомпозиції, враховуючи необхідність вирішити оптимізаційну задачу динамічного аналізу температурних полів у активній зоні розпилювальної камери. Метод побудовано на поділі складної дослідної системи на більш прості компоненти, що забезпечує дослідження та апроксимацію отриманих результатів із окремих аспектів процесу нагріву. Першим кроком у застосуванні цього методу є вибір важливих параметрів, які впливають на температурні поля. Після цього виконується розкладання системи на окремі елементи та врахування їх взаємодії. Отримані результати дозволять здійснити докладний аналіз та оптимізацію процесів теплопередачі в активній зоні розпилювальної камери.

## **2.8 Методика визначення кінетичних та тепломасообмінних характеристик молочної сироватки.**

Під час висушування вологих матеріалів одночасно відбуваються два взаємопов'язані процеси: випаровування вологи (масообмін) і передача теплоти від газового середовища до матеріалу (теплообмін). Проблема сушіння вологих

матеріалів включає питання тепломасопереносу всередині матеріалу (внутрішня задача) і в граничному шарі на межі фаз (зовнішня задача). Інтенсивність сушіння залежить від умов переносу теплоти і маси як всередині тіла, так і на межі розділу фаз. Інтенсивність буде максимальною, якщо можливість перенесення теплоти та маси в граничному шарі відповідає можливості перенесення вологи та теплоти всередині матеріалу.

Більшість робіт, присвячених дослідженню процесу сушіння вологих матеріалів, описують випаровування вологи з краплин чистих (однокомпонентних) рідин. Основним процесом, що визначає інтенсивність випаровування вологи з краплин чистих розчинів, є дифузія насичених парів з поверхні краплини в навколишнє середовище [99].

За умови чисто дифузійного зовнішнього процесу переносу маси поверхня краплини змінюється з часом за лінійним законом незалежно від розміру краплини. Чисельні експериментальні дослідження доводять це положення при значних змінах температури, тиску та швидкості потоку [96 – 100].

Процес зневоднення краплин, які містять розчинені нелеткі речовини, суттєво відрізняється від випаровування чистих розчинів [172]. Це пов'язано з тим, що протягом часу змінюється концентрація розчину і пов'язана з ним пружність насиченої пари на поверхні краплини, що змінює характер кінетичних закономірностей. Також при високо інтенсивних процесах висушування з'являється збіднілий розчинником шар, що призводить до утворення на поверхні краплини кірки з розчиненої речовини. Під кіркою відбуваються складні взаємопов'язані процеси переносу теплоти та вологи, ускладнені деформаційними змінами поверхневої оболонки краплини. Наявність кірки суттєво ускладнює математичний опис процесу масообміну в камерах розпилювальних установок, що призводить до розгляду задачі руху двохфазного газорідинного потоку при наявності фазового переходу і переносу теплоти в трьохфазній системі.

Аналіз робіт, присвячених моделюванню процесу сушіння краплин розчинів [184 – 187], дозволяє умовно поділити їх на три основні групи:

- 1) моделі розрахунку кінетичних характеристик, отриманих на основі рішення диференціальних рівнянь дифузії та теплопровідності;
- 2) моделі, що базуються на рівняннях балансу теплоти та вологи;
- 3) моделі, що базуються на експериментально отриманих кінетичних залежностях для визначених груп розчинів.

Розрахункові залежності, які отримуються при складанні моделей 1 та 2 груп, містять суттєві спрощення та припущення при описанні механізму тепломасопереносу [88, 104] і, крім питомої теплоти випаровування та коефіцієнту теплопровідності кірки, не містять інших характеристик, що відображають властивості матеріалу як об'єкту сушіння. Тоді, коли залежності отримані на основі моделей 3 групи дозволяють точніше описати кінетику процесу сушіння з врахуванням всіх індивідуальних властивостей матеріалу [102-105].

Вивчення процесу зневоднення краплин розчинів та розрахунок тепломасообмінних характеристик їх сушіння проводять на основі експериментального дослідження кінетики висушування одиничних краплин.

Вивчення характеру протікання процесу тепломасообміну між краплиною та теплоносієм вимагає визначення наступних кінетичних характеристик: кривих зміни температури  $t_k$ , маси  $m$  та розміру краплин  $d$  в залежності від часу протікання процесу  $\tau$ ; температури рівноважного випаровування  $t_p$ ; концентрації кіркоутворення  $C_{кр1}$ ; вологовмісту частинки в критичних точках  $u_{кр1}$ ,  $u_{кр2}$ ,  $u_{кр3}$ ; значень розмірів краплин в критичних точках  $d_{кр1}$ ,  $d_{кр2}$ ,  $d_{кр2}$  та наприкінці процесу сушіння  $d_{кінц}$ ; тривалість окремих періодів зневоднення; інтенсивності зневоднення краплин на різних стадіях сушіння; температурного коефіцієнту сушіння [101]

Характер термограм, отриманих при температурах теплоносія, які перевищують температуру кипіння розчину, дозволяють розглядати вихідний розчин у взаємозв'язку з певними гіротермічними умовами та визначити його належність до тієї чи іншої групи, запропонованої в класифікації [108]. Для кожної

з груп даної класифікації існують свої методи визначення кінетичних закономірностей та розрахунку всього процесу сушіння.

Для розчинів першої групи характерною є значна тривалість випарного періоду зневоднення, коли процес сушіння в основному відбувається при температурі краплини, близької до температури мокрого термометра. Кінетичні характеристики: швидкість вологовіддачі  $I$ , швидкість зміни поверхні  $\left(\frac{dS}{d\tau}\right)$  та тривалість процесу випаровування  $\tau_{\text{вип}}$  для краплин розчинів групи 1 [108], при відомих термодинамічних властивостях розчинів, визначаються на основі залежностей, подібних до чистих рідин [109].

У випадку, коли термодинамічні характеристики розчинів невідомі, тривалість сушіння краплини визначається на основі експериментальних даних, виходячи зі співвідношення [109]:

$$\tau_{\text{заг}} = u_0 / \left(\frac{du}{d\tau}\right)_{\text{сер}}, \quad (2.3)$$

де  $u_0$  – початковий вологовміст краплини, кг вологи/кг сухої речовини.

$\left(\frac{du}{d\tau}\right)_{\text{сер}}$  – середня швидкість зміни вологовмісту, кг/кгс.

Для розчинів 2 та 3 груп на інтенсивність сушіння значно впливають внутрішні процеси перенесення. Характер кінетичних залежностей  $t_k(\tau)$ ,  $m(\tau)$ ,  $d(\tau)$  для таких розчинів значно ускладнюється і для розрахунку інтенсивності та тривалості сушіння необхідно знати певні кінетичні характеристики та параметри процесу.

Виходячи з аналізу кривих зміни маси та температури краплини, визначається тривалість окремих періодів зневоднення і знаходяться критичні точки  $кр_1$ ,  $кр_2$  та  $кр_3$ , в яких визначаються значення вологовмісту  $u_{кр}$  та діаметру  $d_{кр}$  частинки, а також кінетичні характеристики  $\left(\frac{dS}{d\tau}\right)_{кр}$ ,  $I_{кр}$  та інтенсивність сушіння  $L_{кр}$ .

Для визначення швидкості вологовіддачі  $I = \frac{dm}{d\tau}$  в різні моменти часу проводиться графічне диференціювання масової кривої  $m(\tau)$ . В результаті будується залежність  $I(\tau)$ , яка дозволяє провести аналіз зміни швидкості вологовіддачі на різних стадіях зневоднення краплини. Виходячи з залежностей

$I(\tau)$  та  $d(\tau)$ , розраховується інтенсивність сушіння (вологівіддача з одиниці поверхні частинки)  $L = \frac{1}{S} \frac{dm}{d\tau}$ .

З порівняння швидкості зневоднення краплини  $(dm/d\tau)$  і чистого розчинника  $(dm/d\tau)_{C=0}$ , а також швидкості зміни поверхні краплини  $(dS/d\tau)$  та чистого розчинника  $(dS/d\tau)_{C=0}$ , визначаються співвідношення, які на стадії випаровування характеризують вплив термодинамічних характеристик на зменшення швидкості випаровування вологи з розчину, що досліджується у порівнянні з чистим розчинником:

$$A_m = \frac{(dm/d\tau)}{(dm/d\tau)_{C=0}}, \quad (2.4)$$

$$A_S = \frac{(dS/d\tau)}{(dS/d\tau)_{C=0}}. \quad (2.5)$$

Величину зменшення швидкості вологовіддачі на стадії сушіння (після початку кіркоутворення), визначають при розгляді залежності

$$L/L_{кр1} = f(u/u_{кр1}), \quad (2.6)$$

де  $u_{кр1}$  – значення вологовмісту частинки на початку кіркоутворення, кг/кг.

Характер залежності  $L = f(u)$  визначає час зневоднення частинки до кінцевого вологовмісту  $u_{кінц}$ . За функціями кривих  $t(\tau)$  та  $\delta(\tau)$  визначаються співвідношення геометричних параметрів  $d_{кінц}/d_0$ ,  $d_{max}/d_{кр1}$ ,  $d_{кр1}/d_0$ , на основі яких оцінюються питома густина частинки і її монолітність.

Важливе значення при аналізі кінетики сушіння вологих матеріалів має також взаємозв'язок температури краплини з її вологовмістом протягом всього процесу сушіння. Для побудови такої залежності весь процес зневоднення поділяється на інтервали і для кожного проміжку часу визначається поточна маса частинки  $m$  та її температура  $t_k$ . Отримані залежності дають можливість визначити значення температурного коефіцієнту сушіння  $b = dt/du$  на різних етапах процесу, а також ступінь термічного впливу при певному вологовмісті краплини.

Знання кінетичних характеристик дозволяє проводити комплексний аналіз процесу тепломасообміну між частинкою та теплоносієм і отримати дані для врахування кінетики сушіння при розрахунках установок.

## 2.9 Висновки до розділу

Залежність між часом сушіння і вологістю частинок, представлена функцією  $L=f(u)$ , має важливе значення для визначення швидкості зневоднення і часу, необхідного для досягнення кінцевого вологовмісту. Ця залежність важлива для оптимізації процесів сушіння і проектування ефективних систем сушіння в молочній промисловості.

Функції кривих  $t(\tau)$  і  $\delta(\tau)$  надають інформацію про геометричні параметри частинок, такі як відношення кінцевого діаметра до початкового, відношення максимального діаметра до діаметра при певному вмісті води і відношення діаметра при певному вмісті води до початкового діаметра. Ці геометричні параметри корисні для оцінки питомої щільності та монолітності частинок.

Зв'язок між температурою і вологістю краплі протягом усього процесу сушіння має вирішальне значення для аналізу сушіння вологих матеріалів. Розбиваючи процес зневоднення на інтервали і визначаючи поточну масу частинки і її температуру для кожного інтервалу, можна визначити температурний коефіцієнт сушіння ( $b = dt/du$ ) на різних стадіях процесу, а також ступінь теплового впливу при певному вологовмісті краплі.

Було розглянуто моделі турбулентності які відіграють вирішальну роль у точному моделюванні розпилювальних сушильних установок для сушіння сироватки. У цьому дослідженні було проаналізовано три найпоширеніші моделі турбулентності, а саме: k-ε, RNG k-ε та RSM.

Модель турбулентності k-ε широко використовується в багатьох додатках завдяки своїй простоті та обчислювальній ефективності. Однак, k-ε модель має обмеження щодо точного відображення складної поведінки потоку і характеристик турбулентності в системах розпилювального сушіння, де можуть виникати закручені потоки, зони рециркуляції і швидкі зміни в структурі потоку.

Модель турбулентності RNG k- $\epsilon$  є покращеною версією моделі k- $\epsilon$ , яка враховує неізотропні ефекти турбулентності. Вона вводить залежну від числа Рейнольдса турбулентну в'язкість, що дозволяє краще прогнозувати поведінку турбулентності в складних течіях. Показано, що модель RNG k- $\epsilon$  дає більш точні результати порівняно зі стандартною k- $\epsilon$  моделлю, особливо в потоках з сильною анізотропією і закрученими рухами, що робить її підходящим вибором для моделювання систем розпилювального сушіння, де може мати місце така поведінка потоку.

Модель напружень Рейнольдса (RSM) є більш досконалою моделлю турбулентності, яка враховує анізотропну природу турбулентності шляхом безпосереднього розв'язання рівнянь тензора напружень Рейнольдса. RSM забезпечує більш детальне і точне прогнозування характеристик турбулентності в складних потоках, що робить її підходящим вибором для моделювання систем розпилювального сушіння з закрученими потоками, зонами рециркуляції та іншими складними схемами течії. Однак RSM вимагає більше обчислювальних ресурсів і загалом складніша в реалізації порівняно з моделями k- $\epsilon$  і RNG k- $\epsilon$ .

В контексті сушіння сироватки, системи розпилювального сушіння часто включають складні схеми течії і поведінку турбулентності через розпилення сироватки на краплі, взаємодію крапель з повітрям, що сушить, і утворення висушених частинок сироватки. Точне моделювання турбулентності має важливе значення для прогнозування поведінки сушіння, траєкторії руху крапель і формування частинок в системах розпилювального сушіння. Вибір моделі турбулентності, такої як k- $\epsilon$ , RNG k- $\epsilon$  або RSM, залежить від конкретних характеристик системи розпилювального сушіння, що моделюється, включаючи структуру потоку, розмір крапель і умови сушіння.

Важливо ретельно підібрати відповідну модель турбулентності, щоб забезпечити точне моделювання і прогнозування процесу розпилювального сушіння при сушінні сироватки, що може допомогти в оптимізації процесу, поліпшенні якості продукту і загальної конструкції системи. Рекомендується проводити подальші дослідження та валідацію для уточнення та оптимізації

підходів до моделювання турбулентності при розпилювальному сушінні сироватки та інших подібних матеріалів.

### **РОЗДІЛ 3. ДОСЛІДЖЕННЯ СИТЕМ РОЗПОДІЛЕННЯ ТА ВВЕДЕННЯ ТЕПЛОНОСІЯ В СУШИЛЬНУ КАМЕРУ СУШИЛЬНОГО ДИСКОВОГО РОЗПИЛЮВАЛЬНОГО КОМПЛЕКСУ.**

#### **3.1 Аналіз існуючих методик досліджень гідромеханічних процесів розпилювальних комплексів.**

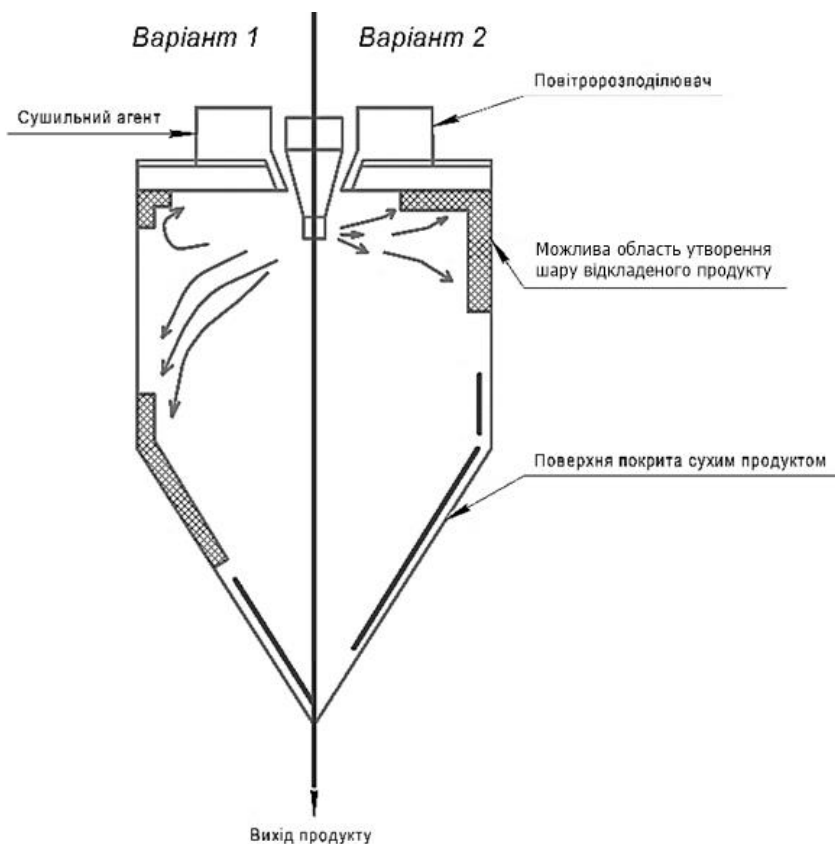
Швидкість і ефективність процесу розпилювального сушіння значною мірою залежить від структури гідродинамічного потоку в сушильній камері.

Відстань польоту диспергованої частинки продукту є критичним фактором, який визначає кінцеву якість і час висихання продукту. Температура теплоносія і швидкість подачі гарячого повітря відіграють важливу роль у процесі сушіння, оскільки впливають на дальність польоту дисперсної частинки продукту.

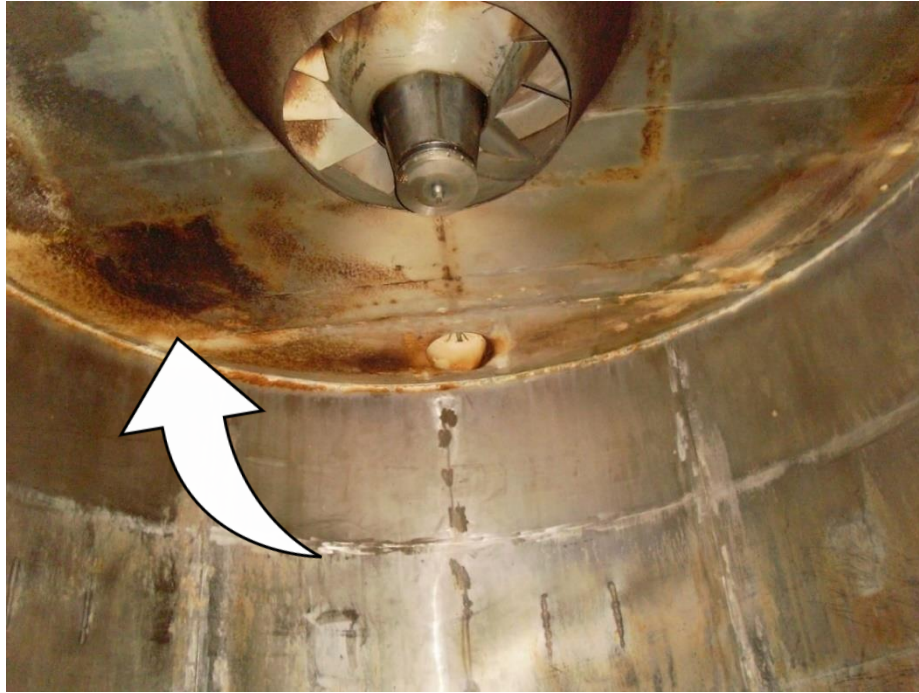
З раніше опублікованих робіт можна зробити висновок, що при подачі теплоносія в повітророзподільній пристрій зі звуженим каналом в сушильній камері розпилювальної сушарки, утворюється повітряний потік біля стінок, який рухається у зворотному напрямку знизу вгору, із застійною зоною на периферії верхньої частини. Обсяг сушильної камери, який займає означений потік, в цих зонах можна вважати паразитарним. Разом з теплоносієм у верхню частину камери проникають найдрібніші частинки продукту, що захоплені ним, і контакт з гарячим повітрям може призвести до їх перегріву та зниження продуктивності та якості готового продукту.

Крім того, наявність сильних завихрень у верхній частині камери сприяє налипанню продукту на її внутрішню поверхню кришки, що також є небажаним явищем. На **рис 3.1** показано два можливі варіанти налипання висушеного продукту. Згідно з варіантом 1, всі частинки розпиленого продукту висушуються в основному вихідному потоці теплоносія. Налипання шару частинок утворюється потоком найдрібніших частинок в зону застою з відпрацьованим теплоносієм. Тому застійна зона на верхній частині сушарки фактично не бере участі у процесі сушіння, а є першопричиною зниження якості готового продукту (**рис 3.2**). Крім

того, на ділянках, на яких видно відкладання продукту, існує потенційний ризик самозаймання. У зв'язку з цим можна зробити висновок, що об'єм сушильної камери розглянутої сушарки використовується не раціонально.



**Рис 3.1. Ділянки, де на стінках сушильної камери може утворитися шар частинок продукту, що прилипають:** Варіант 1 – Повне унесення «уловлювання» частинок продукту потоком теплоносія; Варіант 2 – Найбільші частинки демонструють вільне зсипання по вільній поверхні через потік теплоносія.



**Рис 3.2 Явище характерного відкладання продукту на верхній та бічних частинах корпусу дискового сушильного комплексу.**

Потік частинок висушеного розпиленням продукту можна розглядати в першому наближенні, як рух в'язкої рідини, що описується системою диференціальних рівнянь Нав'є-Стокса, яка зводиться до рівняння у векторній формі (змінні, що використовуються в рівнянні стосуються витрати теплоносія):

$$\rho \frac{dW}{dt} = R - \text{grad } p - \mu \Delta W + \frac{1}{3} \mu \text{grad } (\text{div } W) \quad (3.1)$$

де:

$\rho$  – щільність, кг / м<sup>3</sup>;

$W$  – вектор швидкості;

$t$  – час, с;

$\vec{R}$  – вектор напруги об'ємної сили;

$\mu$  – коефіцієнт динамічної в'язкості, Па\*с

$\Delta = \frac{\partial^2}{\partial x^2} + \frac{\partial^2}{\partial y^2} + \frac{\partial^2}{\partial z^2}$  – оператор Лапласа;

$\text{div } W$  – дивергенція вектора швидкості.

Точне рішення цього рівняння є дещо ускладненим. Крім того, оскільки теплопровідність і теплоємність теплоносія змінюється в залежності від розподілу частинок вологого продукту, який може істотно змінюватися через тривалий

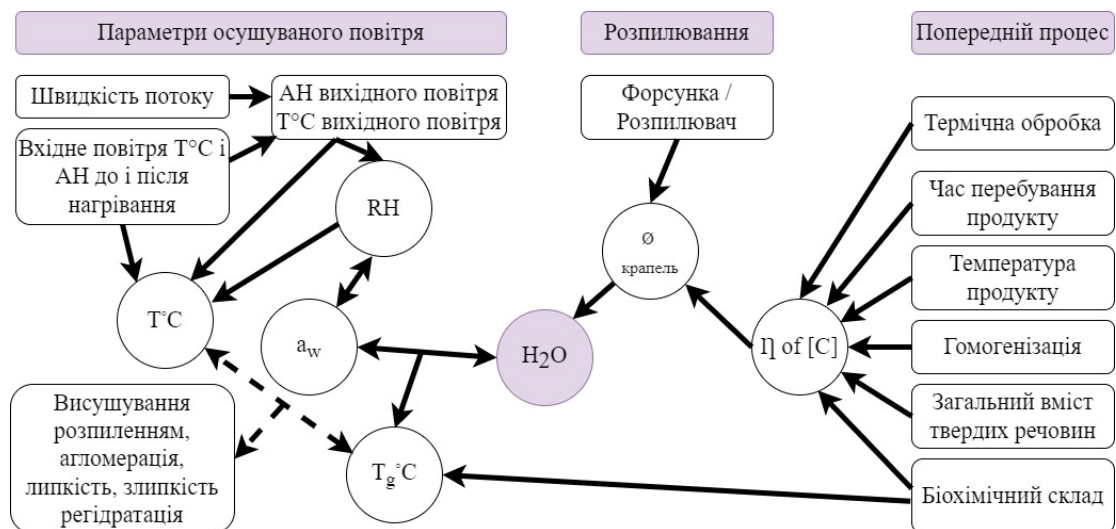
процес пароутворення, також неможливо звести цю систему рівнянь до більш простого вигляду.

Завдання ускладнюється, якщо враховувати неоднорідність системи, тобто у вигляді полідисперсного розподілу частинок продукту. Кожна краплина взаємодіє з потоком теплоносія, що проявляється у появі додаткових сил, пов'язаних з потоком і умовами перенесення вологи в зоні поверхні. З перерахованих вище причин, щоб вирішити цю проблему, потрібно знайти альтернативні методики.

## 3.2. Вплив основних параметрів сушіння на властивості сухого продукту.

### 3.2.1 Аналіз параметрів продукту в сушильному комплексі.

Під час сушіння розпиленням на властивості кінцевого продукту впливає ряд факторів, включаючи якість і склад молочних продуктів та застосовувані умови обробки. Оскільки деякі фактори піддаються як сезонним, так і добовим змінам, необхідно відстежувати ті властивості, на які ці зміни можуть вплинути, і вносити відповідні корективи до параметрів експлуатації. Дві основні такі властивості це вміст вологи та насипна щільність. Нижче описані приклади, що демонструють міцні взаємозв'язки між процесом і продуктами.



**Рис 3.3** Вплив основних факторів процесу сушіння на кінцеву на вологість сухого продукту.

АН = абсолютна вологість; RH = відносна вологість;  $H_2O$  = вологість;  
 $\eta$  = в'язкість;  $T^\circ C$  = Температура;  $T_g^\circ C$  = температура продукту;  $\emptyset$  = Розмір крапель;  
 $[C]$  = концентрат, розпилюючий продукт;  $a_w$  = активність води.

На Рис 3.3 показано вплив різних факторів на процес сушіння продукту, таких як відносна вологість (RH) повітря. [64, 69, 110].

Вміст води залежить від параметрів повітря для сушіння, від конструкції розпилювальної сушарки та особливостей попередньої підготовки. На вологість продукту впливає активність води ( $a_w$ ), яка залежить від відносної вологості повітря, що виходить в розпилювальний комплекс.

На відносну вологість (RH) впливають абсолютна вологість (AH) і температура повітря на виході, які у свою чергу залежать від швидкості потоку продукту, температури повітря на вході та AH до і після нагрівання.

В'язкість продукту є комплексним параметром, що залежить від кількох факторів. Зокрема, було встановлено, що термічна обробка, температура, тривалість сушіння, гомогенізація, загальний вміст сухих речовин (твердих) та біохімічний склад продукту можуть впливати на його в'язкість. На температуру  $T$  краплі (і, отже, сухого продукту) впливають температура і AH вхідного повітря, а також RH, AH і температура повітря на виході.

Температура продукту ( $T_g$ ) залежить від біохімічного складу,  $a_w$  та вмісту води. Знання  $T$  і  $T_g$  дає змогу контролювати агломерацію, адгезію та регідратацію. Експерименти, проведені Schuck et al. показують, що температура повітря на виході не завжди є оптимальним параметром для впливу на вміст води та сухої сироватки. [64, 110]. Відносна вологість повітря, що виходить, є ключовим параметром для оптимізації вмісту води та водної активності молочних порошків, тому, враховуючи всі фактори перераховані вище, рекомендовано провести розрахункове моделювання частинок продукту в сушильній башні.

Реологічні властивості сироватки в цьому і наступних дослідках наведені згідно параметрів в розділі 1, пункт 1,4.

### **3.3 Визначення режимів розподілу потоків продукту та теплоносія при виборі методів сушіння без обмежень розміру частинок та типу продукту.**

Рух рідини по поверхні робочого органу відцентрового розпилювача відрізняється значною складністю, пов'язаною з впливом змінних сил інерції та тертя вздовж траєкторії руху рідини, специфічними властивостями продукту та

матеріалу робочого органу. По цій причині чітке математичне описання процесу до теперішнього часу відсутнє, тому виконання CFD моделювання є актуальним, сучасним та ефективним методом дослідження.

Найбільш поширеним є рішення рівняння руху при деяких спрощених припущеннях (посилання). В більшості випадків рідина вважається ідеальною і в'язкістю її нехтують. Не враховується також зміна площини дотику одиниці об'єму рідини з поверхнею контакту. Це призводить до похибок при кількісному аналізі процесу руху рідини по поверхні розпилювача. Тому до цього часу не втрачає свого значення емпіричний підхід. Однак, область застосування отриманих при цьому залежностей обмежена діапазоном параметрів, отриманих при дослідженнях.

При виборі методу сушіння, а також режимів технологічного процесу зневоднювання, основна увага приділяється складу продукту та властивостям його компонентів. Як і молоко, натуральна сироватка являє собою складну полідисперсну систему, де жир, білки, лактоза та мінеральні солі утворюють різні структурні комплекси: емульсію, колоїдні та істинні розчини.



**Рис 3.4** Розрахункова CAD модель сушильного комплексу

Для реалізації поставленої задачі в Ansys Fluent було створено тривимірну розрахункову область (рис. 3.4.), що складається з тангенціальних отворів подачі теплоносія, основного отвору подачі теплоносія та розпилювального диску в об'ємі сушильного комплексу (реальні габарити сушильної башні). Побудова

кінцево-елементної сітки обчислювальної області (сіткової моделі) відбувається в блоці Meshing модуля FLUENT.

Елементи обчислювальної сітки (рис. 3.4) є неструктурованими і мають переважно вигляд тетраедрів та трикутників. Малі комірки розташовані в зонах високої концентрації поблизу поверхні виходу продукту з розпилювального диска, де відбуваються найбільші градієнти імпульсу та масопередачі. Більші блоки розташовані в центральній зоні та зонах вивантаження продукції.

Слід зазначити, що дослідження проводилися з більшою та меншою кількістю комірок у розрахунковій зоні. Результати моделювання були неточними при розподілі області обчислення приблизно на 50000 комірок. У фінальній версії обчислювальна область була розділена на 458 900 комірок (із середнім розміром краю комірки 0,08 мм).

Характерними граничними умовами конструкції системи подачі теплоносія є наявність чотирьох квадратних отворів розміром 250x250 мм встановлених дотично до стінки камери (Рис 3.5).

У відповідності до заданих граничних умов в конструкції, а саме підводів теплоносія тангенційно в сушильний комплекс, розташованих на відстані 900 мм від кришки башні та нижче рівня осей сопел розпилювального диска (Рис. 3.5, 3.6), будемо вводити теплоносій з кроком зміни витратних параметрів  $5 \text{ м}^3/\text{с}$  в діапазоні від 10 до  $100 \text{ м}^3/\text{с}$ . Процес введення теплоносія відбуватиметься в горизонтальній площині, де також вводяться частинки продукту з розпилювального диску.

В рамках дослідження проаналізовано вплив збільшення швидкості тангенційного вводу теплоносія на зміну траєкторії руху цих частинок (зміна кута нахилу руху відносно вертикальної осі), позначеного як  $\alpha$  (рад), а також на час проходження частинок до отвору відводу теплоносія і до зони досушування, позначеного відповідно як  $\tau_1$  і  $\tau_2$  (в секундах). Проаналізовано залежності впливу швидкості вводу теплоносія на вищезначені параметри.

Параметри подачі теплоносія через інші зони будуть наступні:

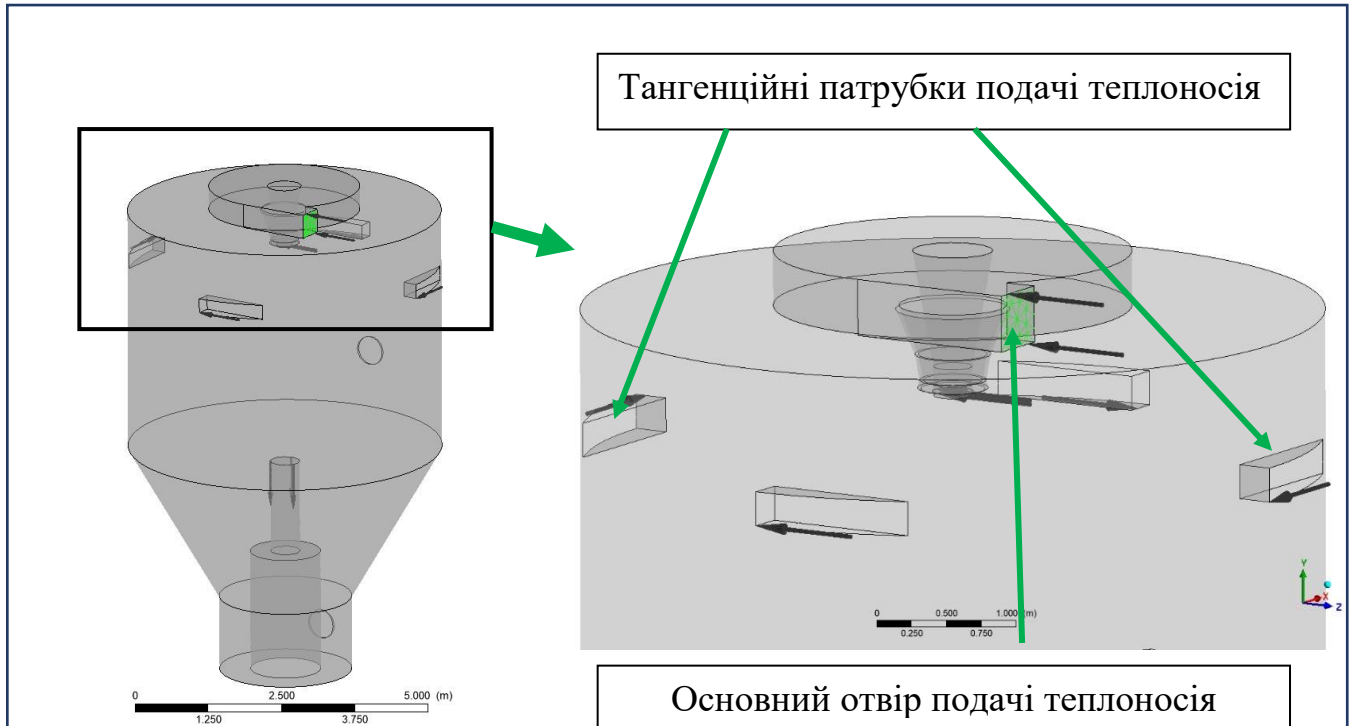
- через газорозподільчий пристрій:  $10 \text{ м}^3/\text{с}$ ;
- в зону досушування:  $5 \text{ м}^3/\text{с}$ .

У загальному вигляді функції можна представити так:

$$Y_n = f(\omega); \quad (3.2)$$

де  $Y_n$  – величина параметрів  $\alpha$ ,  $\tau_1$  та  $\tau_2$ ;

$\omega$  – швидкість вводу теплоносія, м/с.



**Рис 3.6 Розрахункова область сушильного комплексу**

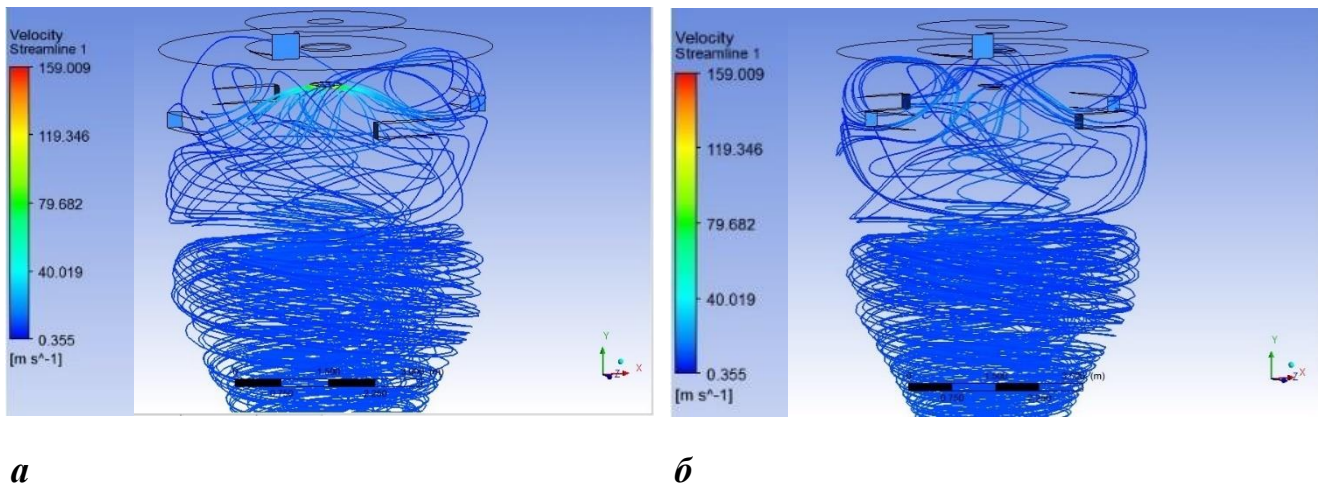
Тривалість обчислення, тобто часовий інтервал між входом рідини в обчислювальну область і виходом з неї, встановлено на рівні 0,1 секунди, при цьому крок між ітераціями встановлено на рівні 0,001. Кількість ітерацій задано на рівні 18000. Такі параметри обрано з метою отримання якісних зображень течії рідини в обчислювальній області.

На поточному етапі за допомогою ітераційних методів програма визначає значення параметрів потоку для кожної комірки таким чином, щоб рівняння збереження маси, енергії та імпульсу були вирішені з точністю 0,0001. Після успішного вирішення задачі, тобто досягнення заданого критерію збіжності, результати передавалися в постпроцесор CFD-Post для подальшої обробки.

### **3.4 Аналіз результатів CFD-моделювання аеродинамічних потоків.**

Швидкість тангенційної подачі теплоносія повинна, з одного боку, має забезпечувати максимально можливий час проходження частинок через камеру сушіння, а з іншого боку – стабільний режим зворотної циркуляції.

В результаті моделювань при швидкості руху теплоносія 15 м/с (Рис.3.7), моделювання показали налипання частинок продукту на кришку камери, адже траєкторії руху частинок показують їх переміщення до стінок башні.



**Рис 3.7. Режим руху частинок продукту та тангенціальній подачі теплоносія:**

*a) режим циркуляції рідини/продукту при  $\omega_P=15$  м/с*

*б) режим циркуляції теплоносія підведеного тангенційно при  $\omega_P=15$  м/с*

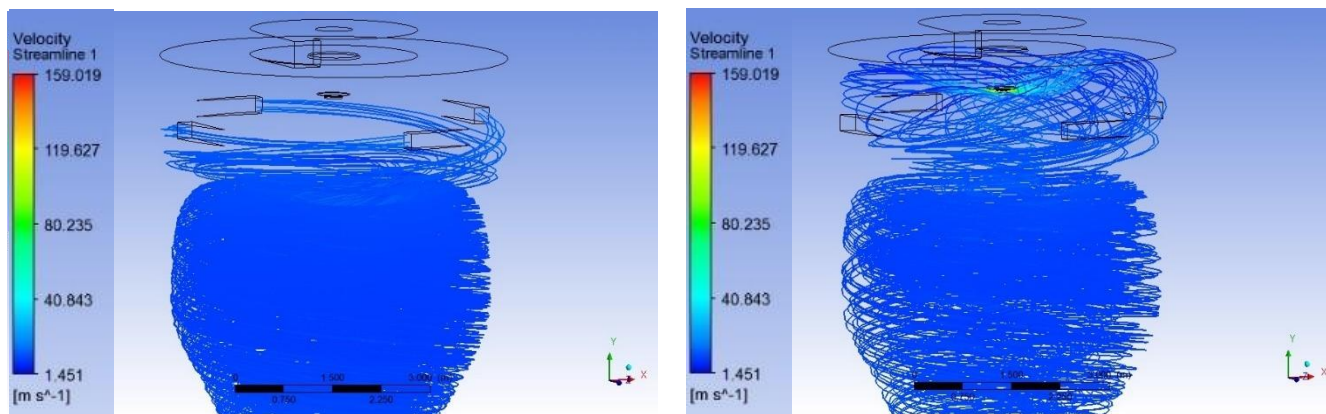
Проведений аналіз результатів моделювання в програмному комплексі Ansys відображає параметри: Швидкість подачі повітря в основний патрубок сушильної камери - 15 м/с, швидкість подачі теплоносія в тангенційні патрубки - 15 м/с.

Параметри тиску відповідають всім граничним умовам (Рис. 3.10). Однак складна картина траєкторій руху частинок продукту в сушильній башні призводить до відкладання та налипання продукту на стінках та кришці апарату.

Тому, інтервал зміни параметра  $\omega_P$  приймемо в межах робочих параметрів подібних комплексів від 0 до 5 м/с. Продовжуючи дослідження при визначених раціональних початкових параметрах: (Рис. 3.8 - 3.9)

15 м/с швидкість повітря в основний патрубок сушильної камери,

25 м/с швидкість подачі теплоносія в тангенційні патрубки.

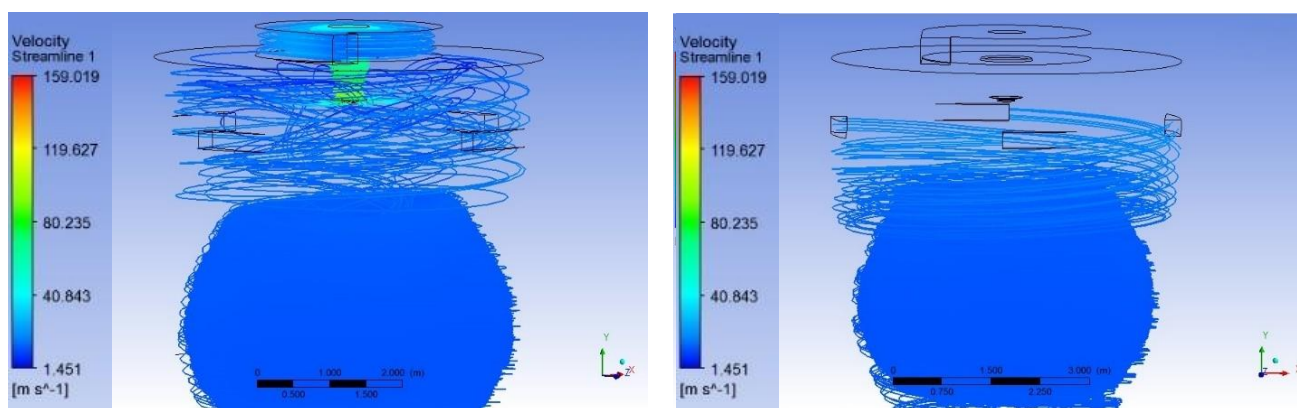


а

б

**Рис 3.8** Режим руху частинок рідини та тангенціальній подачі теплоносія:

- а) режим циркуляції теплоносія при  $\omega_P=20\text{м/с}$
- б) режим циркуляції рідини/продукту при  $\omega_P=20\text{м/с}$

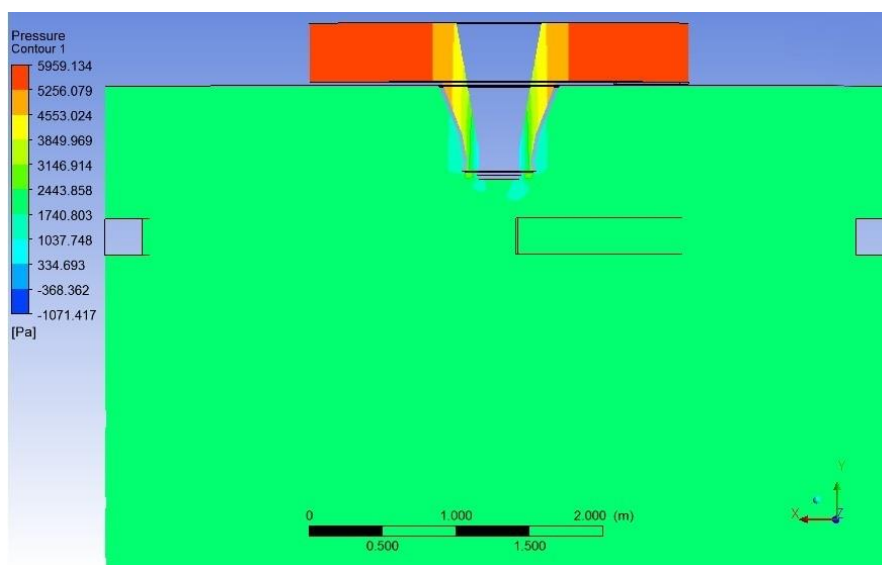


а

б

**Рис 3.9.** Режим руху частинок рідини та тангенціальній подачі теплоносія:

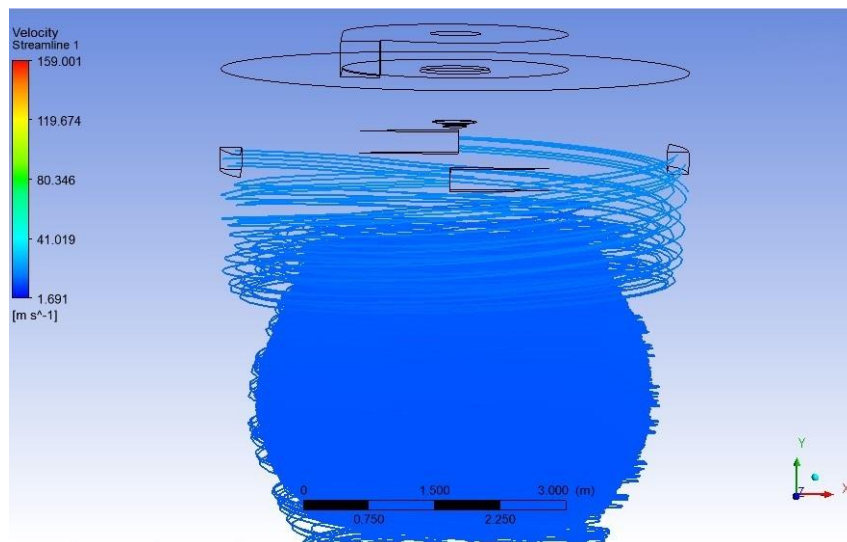
- а) режим циркуляції теплоносія при  $\omega_P=25\text{м/с}$
- б) режим циркуляції рідини/продукту при  $\omega_P=25\text{м/с}$



**Рис 3.10.** Параметри тиску в сушильній башні:

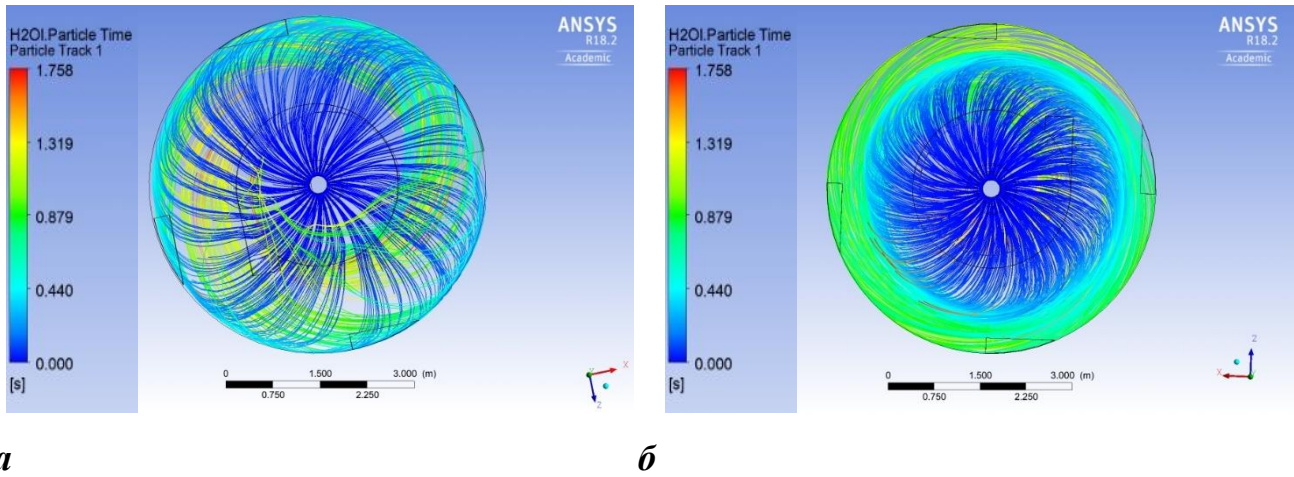
Параметри тиску в усіх серіях моделювань повністю відповідають граничним умовам та мають значення до 6000 Па, що відповідає характеристикам реальних високотискових промислових вентиляторів, що присутні на ринку (рис. 3.10).

Результати моделювання траєкторії руху повітря, яке подається тангенційно в сушильний комплекс вказують на утворення повітряної оболонки в середині сушильного комплексу (рис. 3.11) через тангенційні підводи.



**Рис 3.11. Утворення повітряної оболонки всередині башні:**

Результати моделювання вказують, що стабільна робота установки в різних режимах тангенційної подачі теплоносія суттєво залежить від інтенсивності закручування потоку вздовж стінок камери сушіння, при цьому відбувається зміна довжини траєкторії руху часток від розпилювального диску до стінок камери за рахунок збільшеного закручення потоку, що в подальшому разом із збільшенням температури дозволить зменшити вірогідність налипання недосушених частинок на стінки камери.



**Рис 3.12.** Зміна руху частинок в навколофакельній зоні при швидкості тангенційної подачі теплоносія: *а) 10м/с; б) 25м/с*

### 3.5. Дослідження дистанції та часу прольоту частинки в сушильній камері.

#### 3.5.1 Експериментальні дослідження, застосовані під час моделювань в програмному комплексі Ansys з використанням моделі стохастичної краплі (SSD).

Відповідно до дисперсійних характеристик пристроїв в дослідженнях задано розмір частинок в межах від 5 до 150 мкм.

Для отримання наближеного аналітичного рішення обраним методом доводиться ставити додаткові умови, які значно знижують цінність отриманого результату. Чисто теоретичні методи при описі взаємопов'язаних процесів тепло- і масообміну в дисперсних системах, що протікають в умовах складної гідродинамічної дії, що часто відрізняється, за вищевказаними критеріями і не можуть бути реалізовані.

У моделях SSD (Stochastic Secondary Droplet) розпад крапель визначається за допомогою однієї шкали діаметра. Модель SSD [111-113] розглядає розпад як дискретну випадкову подію, що призводить до розподілу шкали діаметра в діапазоні. У моделі SSD ймовірність розпаду не залежить від розміру вихідної краплі та розміру вторинної краплі. Відбирається з аналітичного рішення рівняння Фоккера-Планка для розподілу ймовірностей. Крім того, параметри розподілу розмірів базуються на місцевих умовах.

Початковий діаметр ділянок, введених у домен, встановлюється в діалоговому вікні введення DPM. Модель розриву передбачає час, коли відбувається розпад, а також кількість і властивості нових крапель. Краплі, більші за критичний радіус, підлягають руйнуванню:

$$r_c = \frac{We_{cr}\sigma_1}{\rho_g u_{rel}^2} \quad (3.3)$$

Де  $We_{cr}$  - критичне число Вебера, яке було задано в розрахунок.

Значення за замовчуванням критичного числа Вебера - 6.

Час розриву визначається як:

$$t_{bu} = B \sqrt{\frac{\rho_1}{\rho_g} \frac{r}{|u_{rel}|}} \quad (3.4)$$

де  $B$  - задана константа розриву зі значенням за замовчуванням 1,73.

Краплі з радіусом, більшим за критичний радіус в досліджуваному діапазоні 5-150 мкм (отриманий з критичного числа Вебера), збільшують час розриву. Коли час розриву обчислювальної комірки перевищує критичний час розриву (локально розраховується з умов у комірці), відбувається розрив.

Коли комірка 3D моделі розбивається, вона знищується і створюються нові комірки для моделювання, імітуючи краплю. Діаметри цих дочірніх комірок отримують шляхом вибірки функції розподілу в журналі діаметра:

Для визначення часу прольоту та довжини, за який частинка рідини висихає в розпилювальному комплексі, проведені наступні серії дослідів саме методом SSD. При розрахунку та моделюванні розпилювальної сушарки також слід враховувались особливості диспергування матеріалу [114, 120], розподіл фаз в об'ємі сушильної камери, гідродинамічний режим, тепло та масообмін, зміну якісних характеристик матеріалу.

Моделювання проводились згідно введення наступних вхідних параметрів, які відповідають значенням реального продукту (молочної сироватки), значенням реальної моделі та кількості теплоносія, яке подається в розпилювальний комплекс (табл. 3.1).

Вхідний параметр (граничні умови)	Значення
<b>Властивості вхідного повітря</b>	
Щільність повітря на вході (кг/м <sup>3</sup> )	1,225
Швидкість подачі у тангенційні патрубки (м/с)	10...70
Температура (°C)	150...200
Масова витрата (м <sup>3</sup> /хв)	250...500
Нормальна швидкість (м/с)	150
Тиск (атм)	1
В'язкість (Па·с)	0,000018
<b>Фізичні властивості імітованої сироватки</b>	
Загальна кількість твердих речовин (%)	4...9
В'язкість (Па·с)	0.0016
Густина (кг/м <sup>3</sup> )	1025
Питома теплоємність (Дж/К кг)	3890
Масова витрата (кг/с)	4
Поверхневий натяг (Н/м)	0.51
Температура кипіння (°K)	374.15
<b>Властивості розпилювання</b>	
Початкова швидкість (м/с)	150
Функція розподілу розмірів	SSD
Мінімальний діаметр (мкм)	5
Середній діаметр (мкм)	50
Максимальний діаметр (мкм)	150
Температура навколишнього середовища (°C)	23
Тиск навколишнього середовища (Па)	101325
Матеріал стін	No slip (Без ковзання)

Оскільки моделюється двофазна система, в якій маса й енергія передаються між середовищами, використовується багатозфазна Ейлерова модель «суміші», де фази розглядаються як континуум, що перемежується одна з одною. При цьому розподіл функції  $C = f(x, y, z, t)$  використовується для визначення положення межі фаз, яка представляє об'ємну частку (концентрацію) рідини в розрахунковій сітці комірок: при  $C = 1$  – комірка заповнена рідиною, при  $C = 0$  – комірка порожня. Межі між фазами відповідають ізоповерхням із  $C = 0,5$ . Динаміка  $C$  описується рівнянням конвективного переносу.

### 3.5.2 Аналіз результатів CFD-моделювання

Обробка результатів розрахунку (масив даних з сіткової моделі, де знаходяться параметри потоку для кожної комірки) дозволяє детально вивчити аеродинаміку потоку продукту і теплоносія в сушильному дисковому

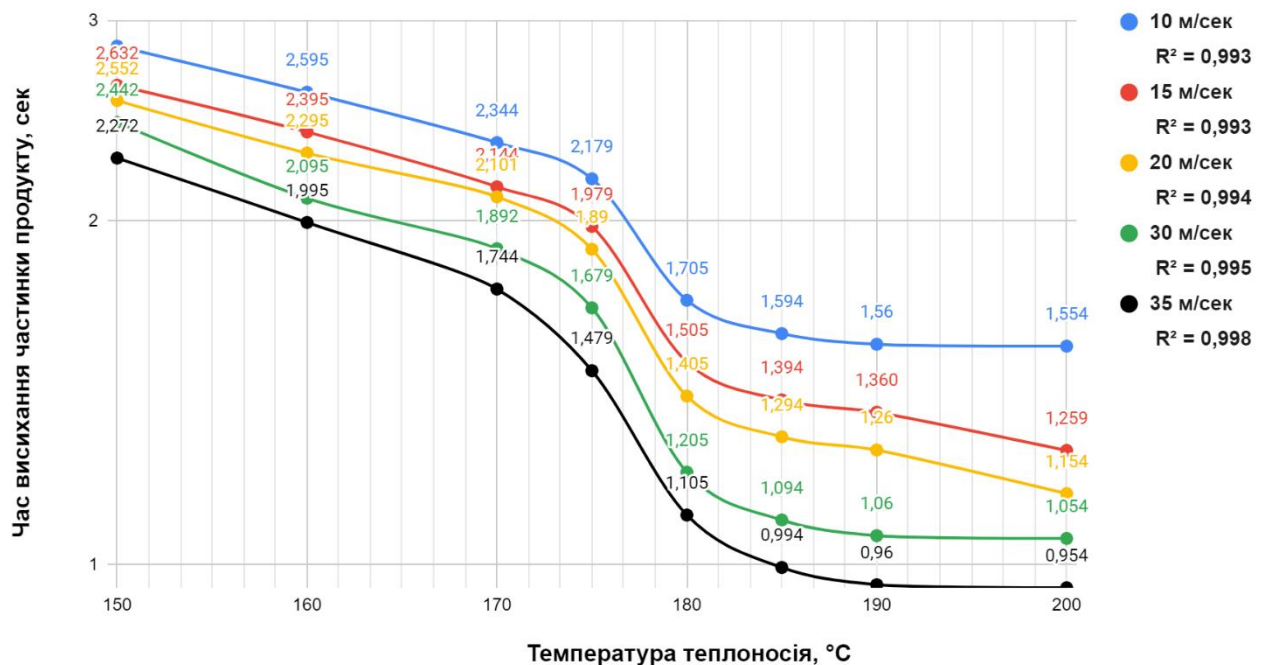
розпилюючому комплексі, а також характеристику розпилення. Як приклад у цьому розділі наведено результати моделювання роботи тангенціальної подачі теплоносія.

### Результати:

- швидкість висихання частинок продукту в башні;
- об'ємна частка рідини в розрахунковій зоні;
- швидкість, з якою опускається продукт;
- тиск у поперечному перерізі сушильного комплексу;
- траєкторія частинок яка необхідна для повного висихання.

Залежність температури та часу висихання частинки від швидкості подачі теплоносія

Швидкість тангенційної подачі теплоносія в розпилювальний комплекс, м/сек



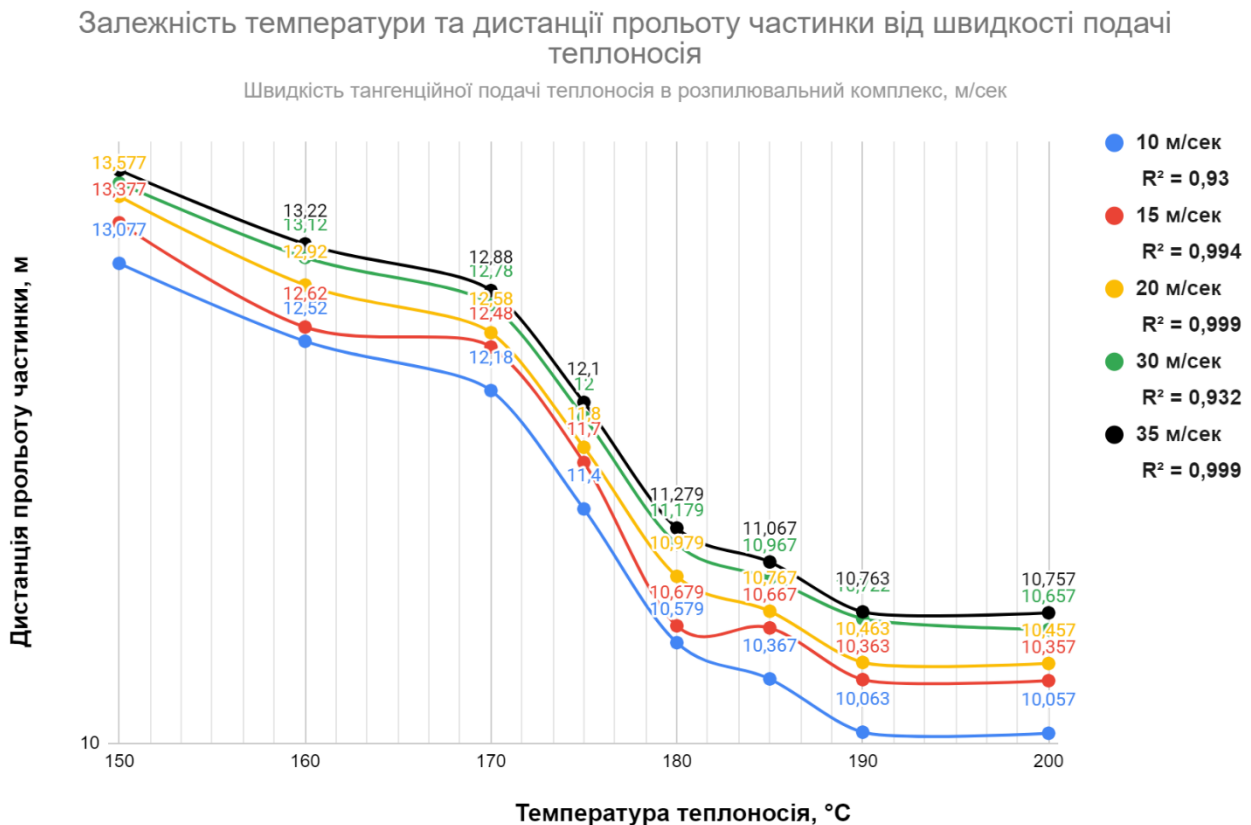
**Рис 3.13. Залежність часу висихання частинки продукту від температури теплоносія та швидкості тангенційної подачі.**

Температура теплоносія в дисковій розпилювальній сушарці для молочних продуктів має пряму залежність від часу висихання дисперсних частинок. Коли температура підвищується, час сушіння зменшується, що забезпечує ефективний і швидкий процес сушіння. Встановлено, що температура 180°C є оптимальною температурою, яка забезпечує баланс між часом висихання та споживанням енергії. Середній час висихання однієї частинки продукту близько 1,5 секунди.

Дискова розпилювальна сушарка для молочних продуктів — це складне та ефективне обладнання, яке використовує температуру теплоносія (сушильного агенту) для оптимізації часу висихання диспергованих частинок. Температура теплоносія є одним із ключових параметрів, що впливає на процес сушіння, і оптимальна температура до 180°C була визначена шляхом обширних досліджень і випробувань.

Контролюючи ці параметри, дискова розпилювальна сушарка для молочних продуктів може забезпечити рівномірний розподіл частинок, що призводить до ефективнішого процесу сушіння.

Контролюючи температуру та швидкість подачі гарячого повітря, дискова розпилювальна сушарка для молочних продуктів може виробляти високоякісні сухі молочні продукти задовільної якості.



**Рис 3.14. Залежність дистанції прольоту частинки продукту від температури теплоносія та швидкості тангенційної подачі.**

З представлених характеристик (рис 3.14) видно, що залежність між відстанню польоту диспергової частинки продукту, що оптимальною температурою

теплоносія в дискову розпилювальну сушарку для молочних продуктів є  $180^{\circ}\text{C}$  і складає приблизно 10,5 - 11,2 м.

Причина такої поведінки пов'язана з фізичними властивостями молочної сироватки та навколишнього повітря. При високих температурах швидкість сушіння продукту досягає максимуму, і за межами цієї температури подальше підвищення не впливає суттєво на швидкість сушіння. Це не призводить до істотної зміни значення відстані польоту частинок у дисковій розпилювальній сушарці та часу висихання.

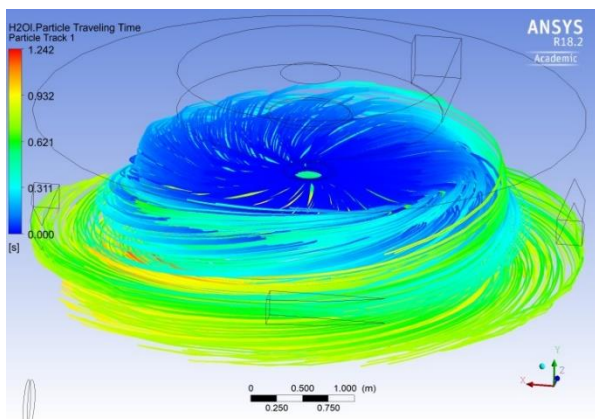
Крім того, також спостерігається, що підвищення температури понад 180 градусів за Цельсієм не тільки не впливає суттєво на час сушіння, але також збільшує споживання енергії. Це збільшення енергоспоживання можна віднести до теплової енергії, необхідної для підтримки високої температури в сушильній камері.

Таким чином температура теплоносія в дисковій розпилювальній сушарці для молочних продуктів відіграє вирішальну роль у часі висихання диспергованих частинок. Оптимальними значеннями температури є близько  $180^{\circ}\text{C}$ , при яких час висихання та відстань польоту частинок практично не змінюються, але споживання енергії зростає.

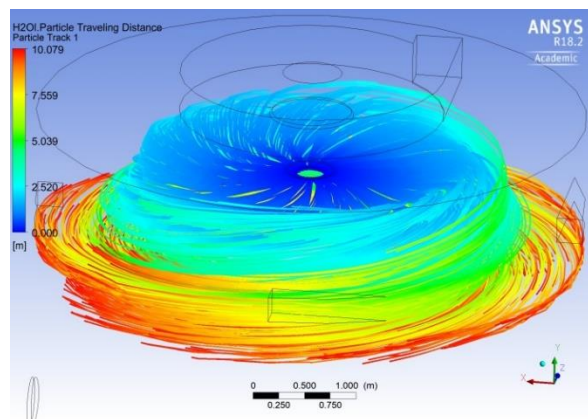
Враховуючи зростаючу важливість енергоефективності в сучасних виробничих процесах, робота над оптимізацією температурного режиму в сушильних системах є актуальною та перспективною для підвищення ефективності та екологічної стійкості виробництва молочних продуктів. Подальші дослідження можуть спрямовуватися на вдосконалення процесу сушіння за участю інших факторів, таких як вологість повітря та швидкість циркуляції повітря в сушильній камері, щоб досягнути ще більшої ефективності та зменшення споживання енергії.

Завдяки розумінню про оптимальну температуру теплоносія, оператори сушильних установок можуть налаштовувати процес сушіння для досягнення найкращих результатів, забезпечуючи при цьому високу продуктивність та ефективність виробництва.

<b>Швидкість теплоносія</b>	20 м/с
<b>Температура теплоносія</b>	180°C
<b>Швидкість продукту</b>	135 м/с
<b>Температура продукту</b>	23°C
<b>Масова витрата потоку з башні</b>	0,4 кг/с



а)



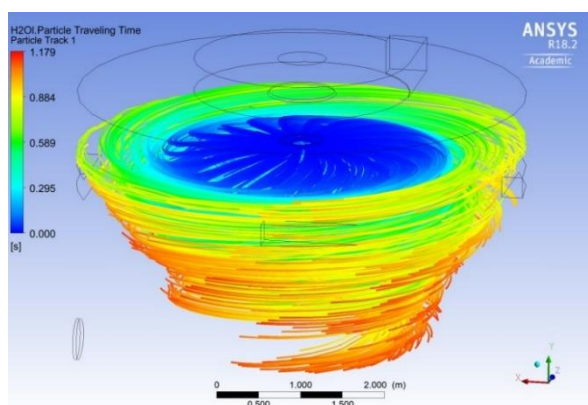
б)

**Рис 3.15.** Траєкторії руху частинок в навколофакельній зоні при швидкості тангенційної подачі теплоносія: 20 м/с;

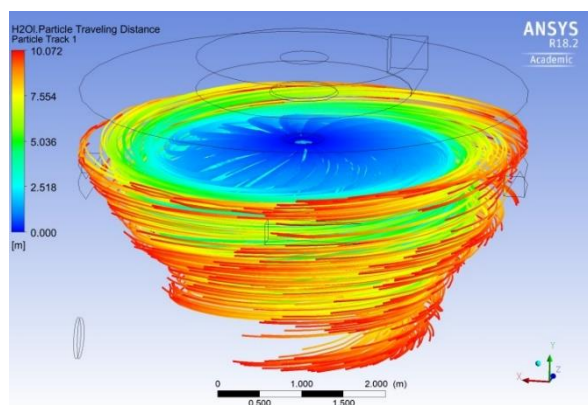
а) Траєкторії часу висихання частинки продукту

б) Траєкторії дистанції прольоту частинки продукту.

<b>Швидкість теплоносія</b>	25 м/с
<b>Температура теплоносія</b>	180°C
<b>Швидкість продукту</b>	135 м/с
<b>Температура продукту</b>	25°C
<b>Масова витрата потоку з башні</b>	0,4 кг/с



а)



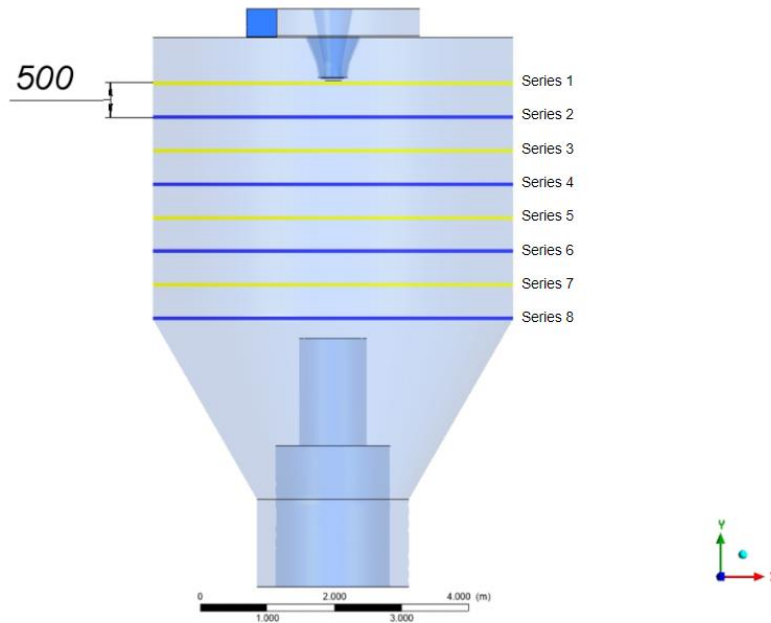
б)

**Рис 3.16** Траєкторії руху частинок в навколофакельній зоні при швидкості тангенційної подачі теплоносія: 25 м/с;

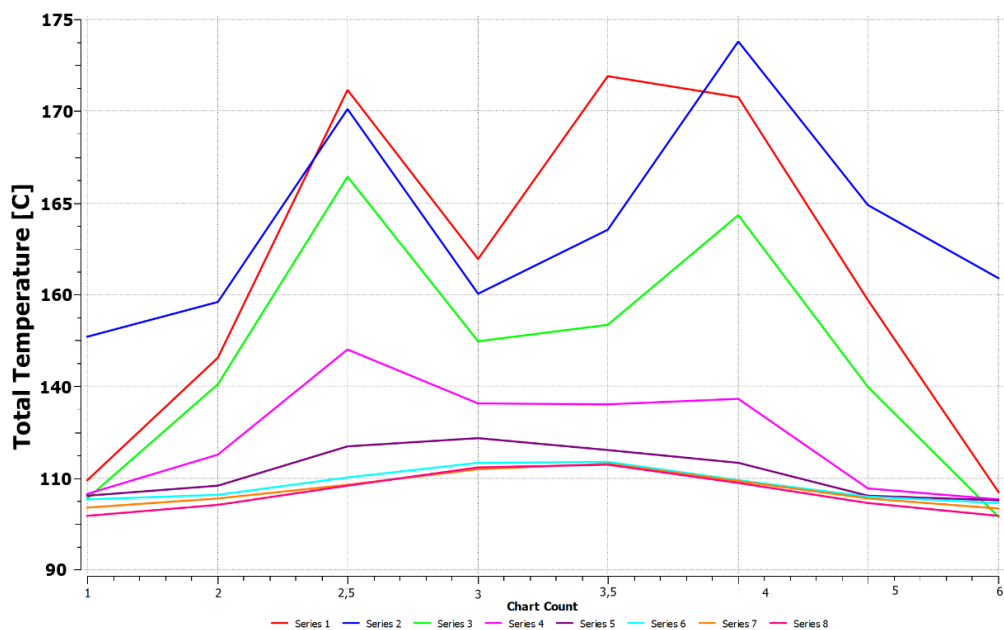
а) Траєкторії часу висихання частинки продукту

б) Траєкторії дистанції прольоту частинки продукту

Було проведено серію обчислень, на кожне значення, де змінювалась швидкість подачі теплоносія. Дослідження дискової розпилювальної сушарки молочних продуктів показало, що можна отримати прийнятні траєкторії руху частинок продукту. Оптимальна швидкість потоку теплоносія по дотичній до розпилювальної внутрішньої стінки сушарки виявилася в межах 20-25 м/с, що ефективно задовольняє траєкторію та мінімізує прилипання продукту до стінок.



**Рис 3.17. Розподіл ліній вимірювання по периметру башні розпилюючого комплексу.**



**Рис 3.18. Залежність температури по лінії вимірювання під розпилювальним диском до низу.**

Додатково проводився моніторинг параметрів тиску та температурних полів у середині башні на 3D-моделі розпилювального комплексу, який показав, що температура в середині башні вища, ніж біля стінок (Рис 3,17 -3,18). Ці результати дають цінну інформацію про належне функціонування дискової розпилювальної сушарки та можуть бути використані для оптимізації процесу сушіння молочних продуктів. Необхідні подальші дослідження для параметрів тиску та температурних полів у сушильному комплексі, а також для побудови графічної залежності для кращого розуміння та контролю процесу сушіння.

### **3.6.Висновки до розділу**

Було встановлено, що оптимальна швидкість потоку теплоносія вздовж внутрішньої поверхні стінок корпусу розпилювальної сушарки знаходиться в діапазоні від 20 до 25 метрів на секунду. Ця швидкість потоку забезпечує належний рух частинок продукту, створюючи потрібне завихрення теплоносія, що в свою чергу призводить до ефективної мінімізації явища налипання продукту до стінок сушарки. Ці результати свідчать про важливий аспект оптимізації процесу сушіння молочних продуктів і можуть мати практичне значення для підвищення продуктивності та якості виробництва.

Результати цього моніторингу показали, що в середині розпилювального комплексу температура мала найбільше значення біля стінок, де відбувалося закручування потоку продукту та теплоносія. Це спостереження підкреслює важливість врахування параметрів тиску та температурних полів у сушильному комплексі, оскільки ці фактори можуть значно вплинути на процес сушіння, час висихання однієї частинки продукту та дистанції, довжини прольоту.

Відсутність даних про зміну швидкості випаровування продукту в залежності від конструктивних змін параметрів подачі теплоносія у факел розпилу, розподілу частинок за розміром і швидкості розпилювального сушіння вимагає подальших досліджень та детального аналізу. Це відкриває перспективи для подальшого наукового дослідження з метою визначення оптимальних параметрів процесу сушіння.

Проводячи експерименти, можна було б визначити оптимальні умови роботи дискової розпилювальної сушарки та ввести необхідні налаштування для підвищення ефективності та якості процесу сушіння.

Крім того, був розглянутий вплив інших факторів на процес сушіння, таких як тип і склад молочного продукту, а саме молочної сироватки, що висушується: загальна кількість сухих речовин (%), в'язкість (Па·с), густина (кг/м<sup>3</sup>), питома теплоємність (Дж/К·кг) масова витрата (кг/с) та інше. Усі ці фактори можуть впливати на процес сушіння, і їх слід враховувати під час оптимізації продуктивності розпилювальної сушарки.

#### **РОЗДІЛ 4. ВИЗНАЧЕННЯ ВПЛИВУ ДИНАМІЧНИХ ХАРАКТЕРИСТИК ПОТОКУ ТЕПЛОНОСІЯ НА ПАРАМЕТРИ ФОРМУВАННЯ ФАКЕЛУ РОЗПИЛУ В СУШИЛЬНІЙ КАМЕРІ**

Ефективність розпилювальних сушильних установок значною мірою визначається раціональною організацією процесу взаємодії диспергованих крапель з теплоносієм в зоні факела розпилення.

При вивченні процесу розподілу теплоносія, найбільш важливим є встановлення залежностей дисперсних характеристик факелу розпилу від параметрів роботи розпилювача, його конструкції, швидкостей подачі теплоносія.

##### **4.1 Визначення глибини встановлення розпилюючого пристрою та геометричних розмірів камери сушіння**

Швидкість подачі повітря є важливим параметром процесу, що має значний вплив не тільки на середній розмір частинок, а й на розподіл часток в камері сушіння [12]. Збільшення потоку повітря вплине на фактичну картину режиму розпилення.

Тож, ретельна оцінка та регулювання швидкості потоку повітря дозволять оптимізувати процес сушіння з точки зору розподілу частинок за розміром в сушильному комплексі.

Визначено [22], що мінімальне співвідношення між глибиною розташування розпилювального диску в сушильній камері ( $H_p$ ) до діаметра камери сушіння  $D$ ,

при якому характер руху розпилювального потоку не буде відхилятися до кришки камери сушіння є:

$$\frac{H_p}{D} = 0,1 \quad (4.1)$$

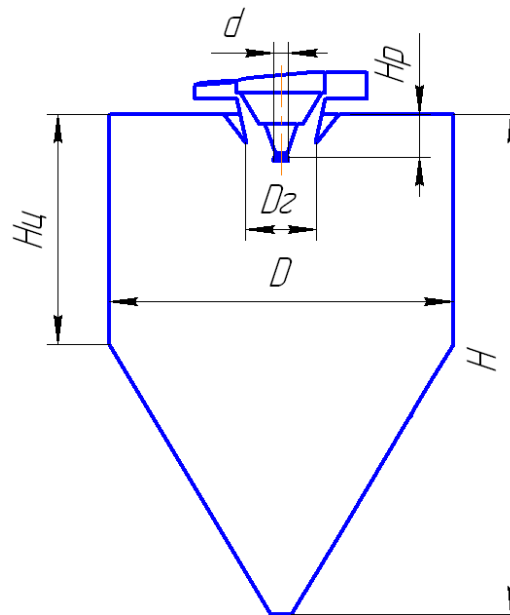
Для існуючої камери прийнятої в якості моделі А1-ОРЧ величина  $H_p$  прийнята в межах = 600 мм.

У діапазоні лінійних швидкостей розпилюючого диска  $90 \div 150$  м/с при величині вильоту диска під зводом апарата  $\frac{H_p}{D} < 0,1$  створюється режим настільного струменя. Факел розпилення підтискається до кришки апарата, приводячи до інтенсивного утворення шару недосушеного продукту в результаті налипання.

При значеннях  $\frac{H_p}{D} > 0,1$  двофазний струмінь поширюється, як вільний затоплений струмінь. [26]

Геометричні співвідношення в сушильних апаратах з відцентровим розпиленням ( $\frac{H_c}{D}; \frac{H_p}{D}$ ) отримуються в результаті визначення впливу наступних факторів (рис.4.1):

- конструктивних особливостей розпилюючих механізмів (пристрою привода, довжини швидкохідного валу).
- методу розпилення, що характеризується горизонтальним напрямком основних сил і відповідно формою «факела розпилення» близької до горизонтального.



**Рис. 4.1** Схема сушильної камери з відцентровим розпилювачем.

На основі досвіду практичного освоєння дискових розпилювальних комплексів [22], з урахуванням згаданих умов для сушильних камер з верхнім розташуванням розпилювача, встановлені наступні співвідношення розмірів:

$$\frac{H_{\text{ц}}}{D} = 0,5 - 1,0; \quad \frac{H_{\text{р}}}{D} = 0,1 \quad (4.2)$$

Як видно, кришка башні розташована на невеликому віддаленні від диска, а висота циліндричної обичайки під диском може бути рівна, або менше радіуса апарату.

У цих умовах робота сушарки можлива тільки при горизонтальній, або близькій до неї, формі початкової ділянки факелу розпилення.

Подібний ефект різкого підйому початкової ділянки факела розпилення спостерігався при пуску ряду промислових об'єктів у виробництвах сухого молока, кормових дріжджів, барвників та інших матеріалів [121]. У цих випадках навіть при використанні форсованих значень температури й швидкості теплоносія сушильний апарат був непрацездатним, не забезпечуючи одержання сухого сипучого порошку й приводячи до інтенсивного заростання внутрішніх поверхонь сушильної камери недосушеним продуктом.

Виходячи з цих припущень та конструктивних параметрів розпилювальної установки видно, що є необхідність до зміни робочих параметрів, а саме

збільшення швидкості подачі теплоносія, для зміни аеродинамічних завихрень в середині башні розпилюючого комплексу, оптимізації самого процесу розпилення, та зменшення енергозатрат.

З метою збільшення швидкостей потоку в наукових дослідженнях та техніці широко використовується геометричне звуження умовного проходу пристроїв для рідин та газів в вигляді сопел та насадок.

Прикладом використання подібних насадок, зокрема сопел Вентурі, може бути їх використання в галузі харчової промисловості для розділення різних компонентів газової суміші за допомогою вакуумних пристроїв. Також ці сопла застосовуються у сфері виробництва харчових продуктів, наприклад, для змішування рідин або для нанесення поверхневих шарів глазури на продукти.

В цих пристроях, для даного вхідного тиску, швидкість потоку маси через звужений пристрій досягне максимального значення, коли тиск за потоком зменшиться до критичного значення. Потік за цих умов називається критичним потоком [10].

Після досягнення такого режиму будь-яке подальше зниження тиску за потоком не призводить до збільшення швидкості потоку маси, і кажуть, що насадка Вентурі має критичне значення [122] або набуває критичного режиму потоку [123].

Такий механізм течії дозволяє точно контролювати та вимірювати динамічні параметри роботи пристрою. Критичний потік може використовуватися там, де необхідно підтримувати постійну швидкість потоку повітря.

Механізм, що регулює перехід для однофазного газу, добре визначений. Для досягнення критичного режиму, потік газу повинен прискорюватися до локальної звукової швидкості в горловині сопла Вентурі, щоб запобігти хвилям тиску, що рухаються вгору за течією. Умови та стандарти використання критичних форсунок Вентурі чітко визначені стандартом ISO 9300 [13].

Коли теплоносій потрапляє в сопло Вентурі, швидкість зростає, а тиск зменшується в ділянці через зменшення площі перерізу, доступної для потоку. Ця максимальна швидкість продукту також називається швидкістю критичного потоку, яка є функцією тиску, що виходить з геометрії сопла та фізичних

властивостей рідини [26]. Цей тип потоку конкретно позначається, як критичний кавітаційний потік [18].

Відповідно до законів, що регулюють динаміку потоку рідин та газів, швидкість повинна збільшуватися, коли повітря проходить через звуження, щоб задовольнити принцип безперервності, тоді як її тиск повинен зменшуватися, щоб задовольнити принцип збереження механічної енергії. Таким чином, падіння тиску заперечує будь-який приріст кінетичної енергії, яку може накопичувати рідина чи газ через збільшення швидкості через звуження. Рівняння падіння тиску внаслідок ефекту Вентурі може бути отримане із комбінації принципу Бернуллі та рівняння безперервності. Зазвичай він має коефіцієнт опору близько 0,85 [18].

Використовуючи рівняння Бернуллі для нестисливих потоків (наприклад, потоку води або іншої рідини, або низької швидкості потоку газу  $v$ ), теоретичний перепад тиску  $p_1 - p_2$  при звуженні задається [21]:

$$p_1 - p_2 = \frac{\rho}{2} (v_2^2 - v_1^2) \quad (4.3)$$

де,  $\rho$  - щільність потоку  $\text{кг/м}^3$

Об'ємна швидкість потоку  $Q$  задається:

$$Q = v_1 A_1 = v_2 A_2 \quad (4.4)$$

де:  $A$  - площа поперечного перерізу Вентурі в будь-якій точці  $\text{м}^2$ ;  $v$  - швидкість потоку в цій точці,  $\text{м/с}$ .

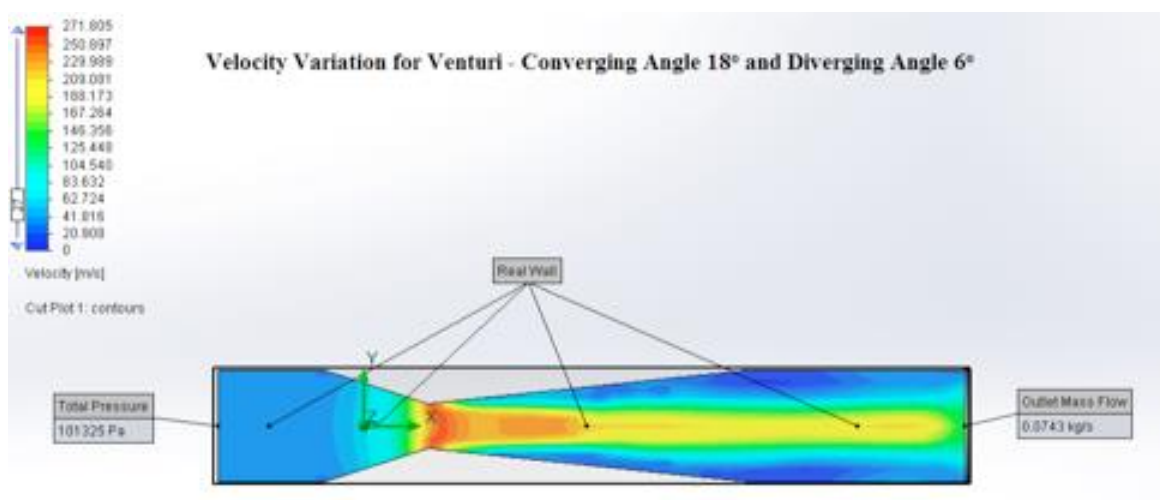


Рис. 4.2 Розподілення швидкостей в перетині сопла Вентурі.

Іншим методом прискорення потоку за рахунок конструктивних параметрів є техніка, яка використовується в форсунках Лавалю.

В харчовій промисловості, форсунки Лаваля можуть також застосовуватися в інших процесах, таких як:

- виробництво пінних продуктів: форсунки Лаваля можуть бути використані для створення піни з різних продуктів, таких як кавові напої, коктейлі, морозиво та інші;
- виробництво харчових аерозолів: форсунки Лаваля можуть бути використані для створення харчових аерозолів, таких як олії, соуси, оцет та інші. Вони дозволяють розпилювати рідину на дуже дрібні краплі, що утворюють аерозольний туман, що може бути рівномірно розподілений на поверхні продукту або посуду;
- виробництво продуктів з високим вмістом цукру: форсунки Лаваля можуть бути використані для розпилення розчинів цукру, таких як карамель, сиропи, глазури та інші.

При моделюванні та наступному аналізі повітряного потоку всередині сопла Лаваля були зроблені наступні припущення:

- повітряний потік буває ізотропним (тобто має постійну ентропію, незалежно від втрат на тертя та розсіювання) та адіабатним (тобто не забезпечує і не відводить тепло);
- потік газу є нерухомим і одновимірним, тобто в будь-якій фіксованій точці сопла всі параметри потоку є постійними в часі і змінюються тільки вздовж осі сопла, а параметри потоку однакові в усіх точках вибраного перерізу, та вектор швидкості газу паралельний осі симетрії сопла;
  - масовий потік газу однаковий для всіх перерізів газового потоку;
  - вісь симетрії сопла є просторовою координатою.

Відношення локальної швидкості  $v$  до локальної швидкості звуку  $C$  представлено числом Маха [23], яке також вважається локальним, тобто залежить від координати  $x$ :

$$M = \frac{v}{C} \quad (4.5)$$

З рівняння стану ідеального газу отримуємо:

$$\frac{dp}{d\rho} = C^2 \quad (4.6)$$

тут  $\rho$  — місцева густина газу,  $p$  — місцевий тиск.

З огляду на це та враховуючи стаціонарний та одновимірний потік рівняння Ейлера, має такий вигляд:

$$v \cdot \frac{dv}{dx} = -\frac{1}{\rho} \cdot \frac{dp}{dx} = -\frac{1}{\rho} \cdot \frac{dp}{d\rho} \cdot \frac{d\rho}{dx} = -\frac{c^2}{\rho} \cdot \frac{d\rho}{dx} \quad (4.7)$$

Враховуючи рівняння (3), отримуємо:

$$\frac{1}{\rho} \cdot \frac{d\rho}{dx} = -M^2 \cdot \frac{1}{v} \cdot \frac{dv}{dx} \quad (4.8)$$

Рівняння (4) є ключовим. Розглянемо таку форму:

$$\frac{1}{\rho} \cdot \frac{d\rho}{dx} / \frac{1}{v} \cdot \frac{dv}{dx} = -M^2 \quad (4.9)$$

Значення  $\frac{1}{\rho} \cdot \frac{d\rho}{dx}$  та  $\frac{1}{v} \cdot \frac{dv}{dx}$  характеризують відносний ступінь зміни  $x$ -координати густини газу і його швидкості відповідно.

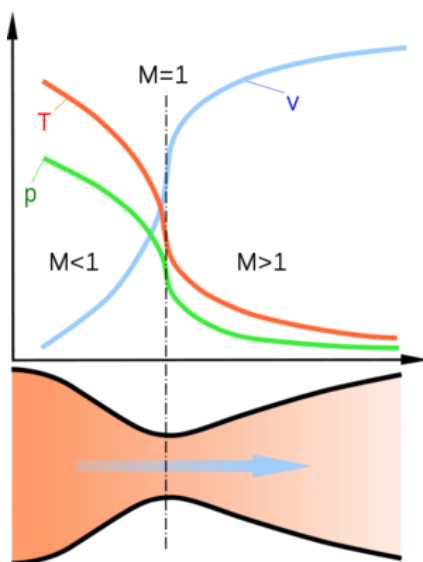
Крім того, рівняння (9) показує, що співвідношення між цими величинами дорівнює квадрату числа Маха (знак мінус вказує на протилежний напрямок зміни: зі збільшенням швидкості щільність зменшується).

Так, при дозвукових швидкостях ( $M < 1$ ) густина змінюється менше, ніж швидкість, а при надзвукових ( $M > 1$ ) навпаки. Як буде видно нижче, це визначає звужувально-розширювальну форму насадки.

Оскільки масова витрата газу постійна:

$$\rho \cdot v \cdot A = \text{const} \quad (4.10)$$

$A$  - місцева площа поперечного перерізу сопла,



**Рис. 4.3** Основні динамічні характеристики форсунок Лаваля при надзвукових та дозвукових швидкостях.

$$\ln \rho + \ln v + \ln A = \ln(\text{const}) \quad (4.11)$$

диференціюючи дві частини цього рівняння на  $x$ , отримуємо:

$$\frac{1}{\rho} \cdot \frac{d\rho}{dx} + \frac{1}{v} \cdot \frac{dv}{dx} + \frac{1}{A} \cdot \frac{dA}{dx} = 0 \quad (4.12)$$

Після підстановки з (4) в це рівняння, отримуємо остаточно:

$$\frac{dA}{dx} = \frac{A}{v} \cdot \frac{dv}{dx} \cdot (M^2 - 1) \quad (4.13)$$

При проходженні газу через сопло його абсолютна температура  $T$  і тиск  $P$  зменшуються, а швидкість  $V$  збільшується. [127]

Отже, у вузькій підкритичній частині сопла рух газу відбувається з дозвуковою швидкістю. У найвужчій критичній частині сопла локальна швидкість газу досягає надзвукових швидкостей. У розширеній надкритичній зоні потік прискорюється до надзвукових швидкостей. Це прискорення обумовлено падінням тиску в розширюваній частині газу в надзвуковому газовому потоці, що не встигає поширитися на іншу частину сопла. За цих умов закон Бернуллі не діє.

Звужена частина пристрою подачі теплоносія дискової розпилювальної сушарки відіграє додаткову роль. Додатково збільшуючи швидкість потоку теплоносія.

Саме з цих міркувань було запропоновано звужити переріз подачі теплоносія, що збільшує швидкість теплоносія та згідно реальної моделі дослідити який вплив звужена частина повітро-розподілюючого пристрою здійснює на факел розпилу з продуктом та забезпечує більш ефективне сушіння частинок молочного продукту.

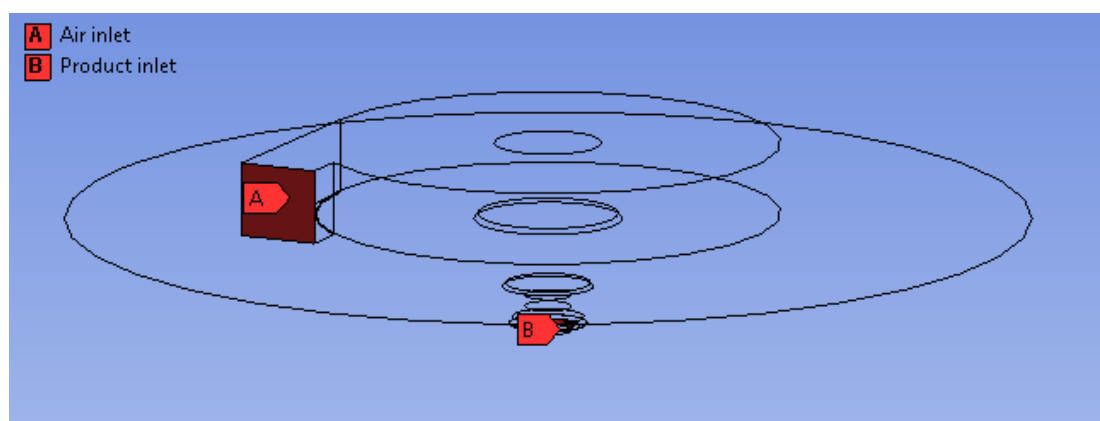
### 4.3 Гідродинамічне CFD моделювання режимів подачі сушильного агенту в сушильний комплекс.

Використання основних положень і методів, описаних вище, для зміни фізичних параметрів вихідного потоку теплоносія відповідно до організації подачі теплоносія в камеру сушильного комплексу вимагає додаткового моделювання.

З цією метою був використаний програмний пакет ANSYS для моделювання подачі повітря до сопла та основних розрахунків CFD з подвійною точністю розрахунків на основі тиску, встановлених у ANSYS FLUENT.

При створенні області розрахунку і математичної моделі в просторі Ansys Fluent, для розрахунку швидкостей повітря в факелі розпилу всі рівняння були просторово дискретизовані за схемою другого порядку.

Модель сушильного комплексу при якій проводились моделювання представлена на **рис. 3.4**.



**Рис 4.5.** Визначення граничних умов: А – зона подачі теплоносія; В – зона подачі продукту в башню.

Визначення граничних умов подачі теплоносія і продукту показано на рис 4.5.

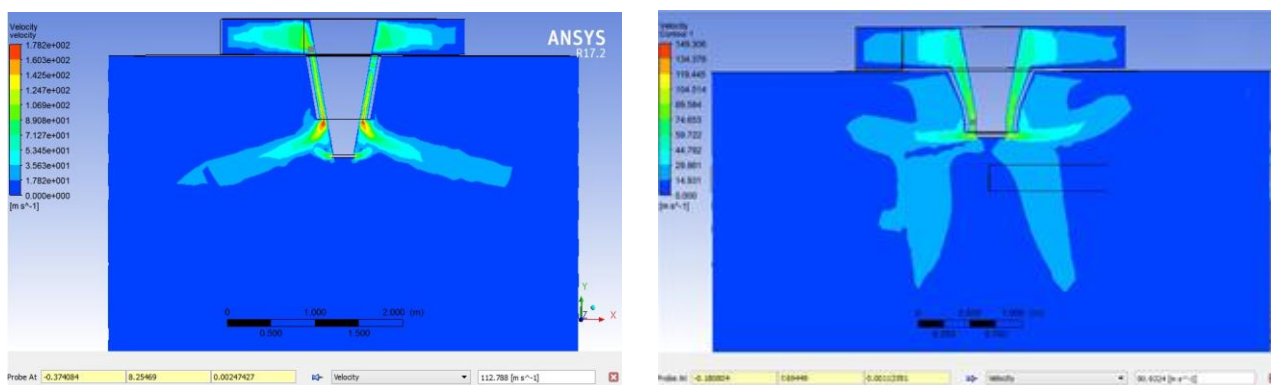
Для просторової дискретизації тиску була використана схема "PRESTO!".

В якості граничних умов було прийнято наступні припущення:

- перехідна формулювання слідувала неявній схемі другого порядку;
- зв'язок «тиск – швидкість» здійснювався за схемою COUPLED;
- моделювання турбулентності було досягнуто методом з використанням моделі турбулентності SST, для якої докладне обґрунтування можна знайти в літературі [124];

- для граничних умов стінки застосовували так звану «посилену обробку стінки», яка вирішує зону «пристінної зони», що впливає на в'язкість до в'язкого підшару і автоматично перемикається з розрахунку ламінарного підшару на функцію стінки залежно від сітки [126];
- дискретна фаза (частинки) поєднувалася з неперервною фазою за допомогою двостороннього зв'язку турбулентності при застосуванні граничної умови «відбиваючої» стінки з коефіцієнтом відновлення 1, що було визнано обґрунтованим в роботі [128].

Метою досліджень було встановити гідродинамічні режими подачі сушильного агенту та визначити їх вплив на параметри формування факелу розпилу продукту (Рис. 4.6).



*a*

*б*

**Рис. 4.6** Режими швидкостей в навколофакельних зонах у радіальному перетині сушильної камери:

- швидкість в конструкції без модифікації сопла Вентурі;
- швидкість в конструкції з модифікацією сопла Вентурі на вході в вертикальну частину газорозподільючого пристрою.

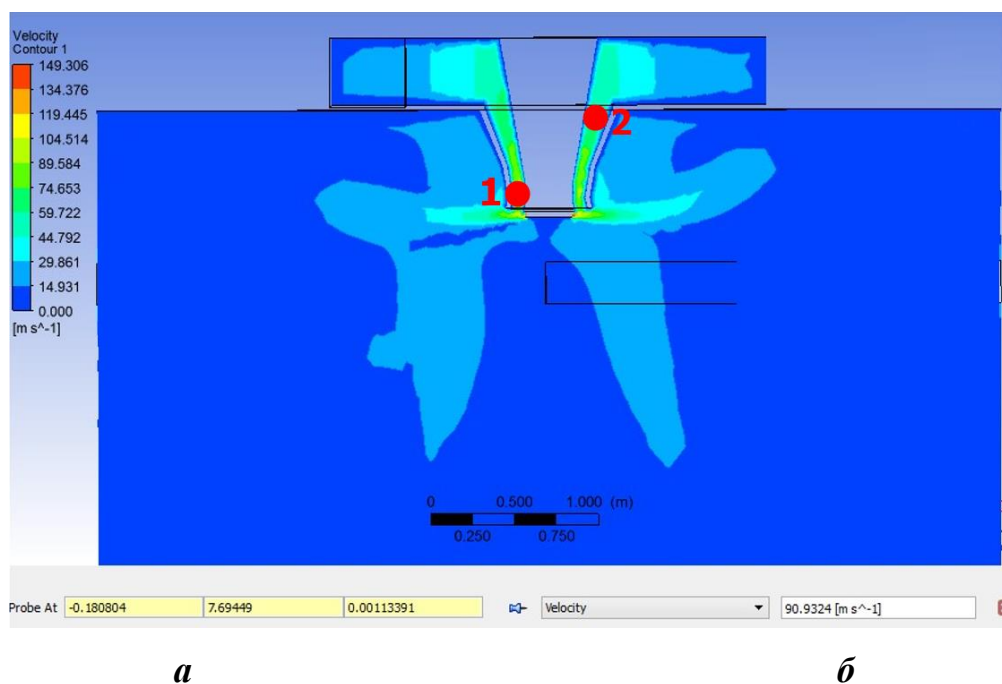
Встановлено, що при малих значеннях діаметра конусної частини потік повітря збиває факел розпилу продукту, в результаті чого він починає коливатися у вертикальній площині і переходить у нестабільний режим, в результаті чого відбувається передчасний контакт недосушених частинок сироватки із поверхнею кришки камери і частки продукту налипають на її поверхню.

Також діаметр нижньої частини конусу газорозподільного пристрою повинен бути таким, щоб швидкість теплоносія, який подається в камеру, була достатня для

врівноваження рециркуляційних потоків. Тому діаметр нижньої частини конусу не може бути дуже великим.

Чим менша величина заглиблення конусу в сушильну камеру, тим вище підіймається факел розпилення, який переходить у настільний режим. Винос розпилювального диску від краю конуса газорозподільного пристрою повинен бути таким, щоб струмінь факелу розпилення не торкався до краю конуса і на ньому не відбувалося налипання вологих частинок продукту.

Виходячи з цього, в результаті експерименту було обрано наступні параметри: швидкість повітря у вертикальну частину газорозподільного пристрою 15 м/с, що дозволило на початку сопла Вентурі досягти швидкості 63 м/с (праворуч), а на виході з сопла, біля розпилювального диску (ліворуч), швидкості 90 м/с (**Рис 4.7**), що в 6 разів прискорює потік повітря до факелу розпилення без додаткових енергозатрат, а тільки завдяки конструктивному рішенню.



**Рис 4.7.** Режими швидкостей теплоносія в сушильній камері

- 1) Швидкість теплоносія на вході у вертикальну частину = 63 м/с.
- 2) Швидкість теплоносія біля розпилювального диску = 90 м/с.

Рух частинки в потоці газу залежить від дії різних сил - гідродинамічного опору, сили тяжіння, відцентрової, коріолісової і т.д. Крім того, на рух частинки істотно впливає ряд важко прогнозованих факторів (зміна маси, форми і розмірів

частинок, нерівномірність і турбулентні пульсації швидкості газу по перетину апарату, зміни температури газу і т.д.), тому при виведенні співвідношень, придатних для інженерних розрахунків, що аналізується, систему зазвичай спрощують, вводячи допущення.

Вважається, що частка має сферичну форму еквівалентного діаметра; масу і розмір частки усереднюють по початковим і кінцевим значеннями. При цьому рух газу в башні відбувається з постійною швидкістю в розглянутому «поперечному перерізі»; турбулентні пульсації та перемішування не враховують. Температуру газу також усереднюють, або встановлюють сталою на вході в сушильний комплекс.

При розрахунку траєкторії руху частки допускається розкладання вектору швидкості, на координатні осі. З усього різноманіття сил, що діють на частку при її русі, враховують тільки - силу тяжіння і силу гідродинамічного опору. У деяких випадках при русі частинки по криволінійній траєкторії (закрутка потоку) враховують також сили інерції. Для обліку інших сил зазвичай вводять емпіричні коефіцієнти.

#### **4.4 Чисельне моделювання процесу розпилювального сушіння зі звуженою частиною повітро-розподільчого пристрою.**

##### **4.4.1 Граничні умови та фізичні параметри:**

Для проведення досліджень процесу розпилювального сушіння для визначення оптимальних параметрів відхилення продукту в факелі розпилю використано CFD-моделювання з наступними параметрами:

- Температура сушильного агента – 180°C
- Швидкість подачі розпилювального продукту – 150 м/с
- Прискорення вільного падіння в сушильній камері – 9.81 м/с<sup>2</sup>
- Масова витрата продукту - 0,3 кг/с
- Теплопровідність стінки сушильної камери - 3 Вт·м<sup>-1</sup>·К<sup>-1</sup>
- Тиск в башні під час сушіння – (-0.1) бар
- Об'ємна витрата нагнітаючого вентилятора 560 м<sup>3</sup>/хв.

#### 4.4.2 Визначення впливу параметрів швидкості теплоносія на формування факелу розпилу продукту

Виходячи з результатів моделювань видно, що при характеристиці теплоносія (Рис. 4.8) в 0 та 10 м/с, факел розпилу продукту практично не відрізняється. При збільшенні швидкісної характеристики до 20 та 25 м/с (Рис. 4.9)

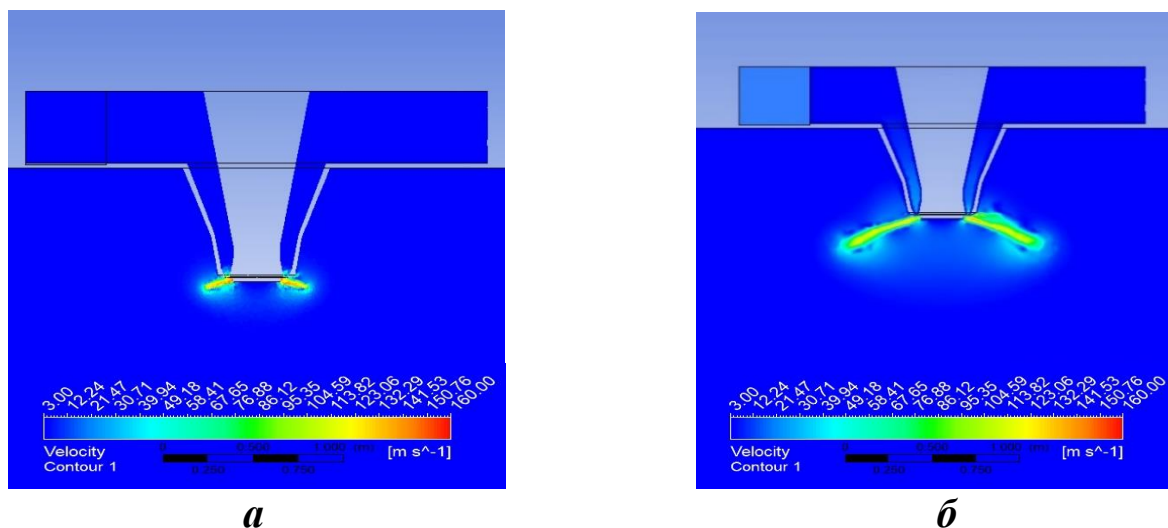


Рис 4.8 Результат розподілення продукту при швидкості подачі теплоносія:  
а) = 0 м/с б) 10 м/с

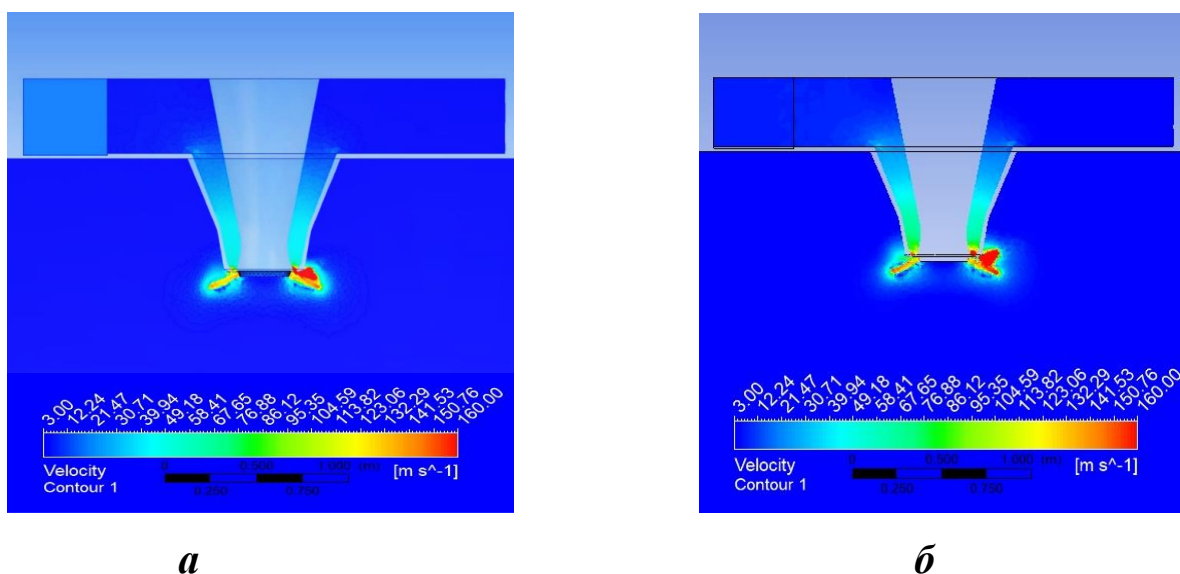
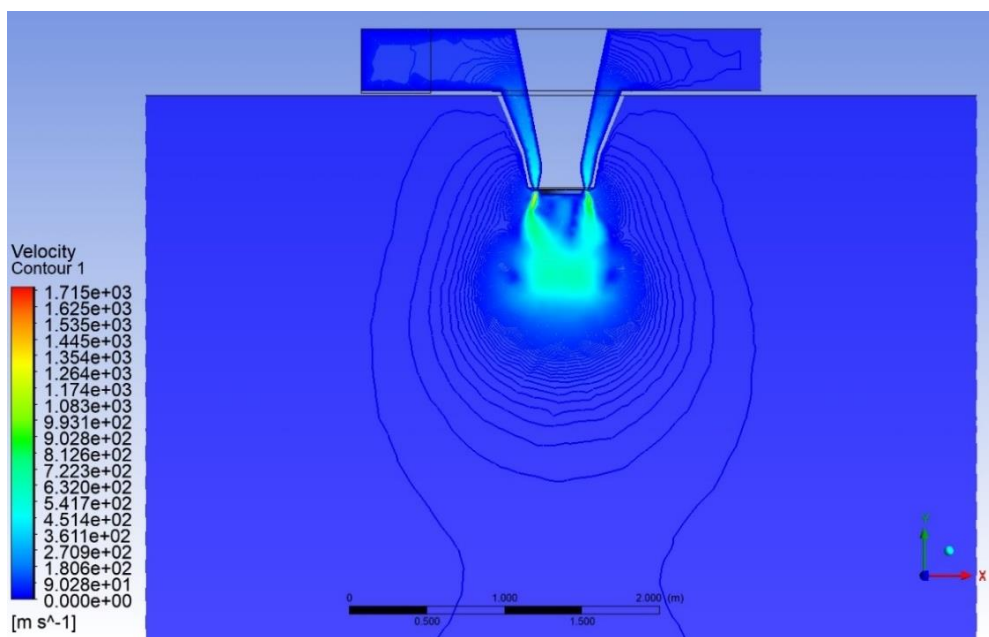


Рис 4.9 Результат розподілення продукту при швидкості подачі теплоносія:  
а) = 20 м/с б) 25 м/с

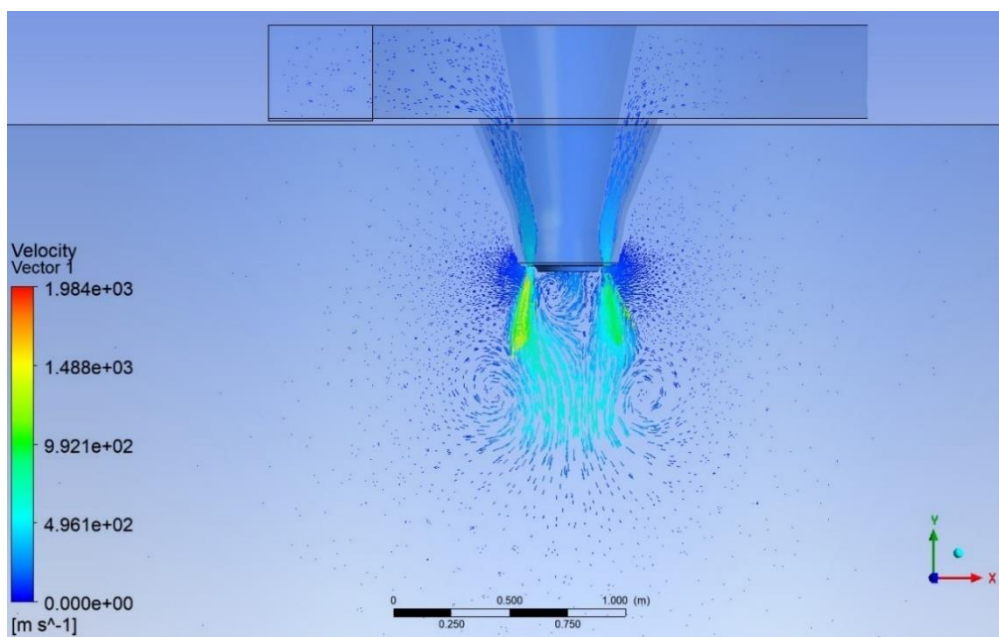
утворюються так звані екстремуми з протилежної сторони подачі теплоносія, які негативно можуть впливати на розподілення продукту в сушильній камері.

Змінюючи швидкість подачі теплоносія проведено ряд моделювань в прототипі звуженої частини патрубку розпилюючої сушарки.

При швидкостях подачі (Рис 4.9 б) утворюється екстремум з протилежної сторони патрубку подачі теплоносія.



**Рис 4.10** Розподілення продукту при швидкості подачі теплоносія = 50 м/с.



**Рис 4.11** Розподілення продукту при швидкості подачі теплоносія = 50 м/с.

Вектори швидкостей.

В результаті проведених досліджень встановлено, що оптимальним значенням швидкості подачі теплоносія в розпилювальний комплекс є значення 50 м/с (рис 4.10, рис 4.11). Значення швидкості в звуженій частині повітродозвідного пристрою було зафіксовано в межах від 10 до 150 м/с.

При такому параметрі подачі повітря в факел розпилу відбувається ефективно розподілення розпилювального продукту та процес випаровування та більш інтенсивне випаровування з нього вологи.

Враховуючи ці результати, наступним етапом є перехід від моделювання до практичних досліджень. Експериментальні дослідження дозволять підтвердити отримані в моделі результати, а також визначити взаємозв'язок між параметрами системи та фактичними результатами.

Оскільки числові моделі можуть враховувати багато аспектів процесу, але не завжди точно передають усі нюанси реального середовища, експерименти є критичним етапом для валідації модельних прогнозів. У наступному підрозділі будуть описані плановані експериментальні дослідження роботи еродинамічних властивостей сушильної башні.

Ці дослідження спрямовані на перевірку та підтвердження результатів модельних прогнозів, а також на з'ясування можливих адаптацій та оптимізацій для практичних умов використання.

#### **4.5 Експериментальні дослідження роботи аеродинамічних властивостей сушильної башні.**

Мета експерименту полягала у визначенні кута відхилення продукту при виході його з розпилювального диску.

На рис. 4.12 показана структура та компоненти цієї установки.

Установка обладнана дисплеєм та датчиками для візуалізації та збору даних з експерименту. Це дозволяє моніторити режими роботи та параметри у реальному часі.

Повітророзподільник грає ключову роль у регулюванні потоку повітря в системі та забезпеченні рівномірного розподілу повітря всередині дослідної ємності.

Розпилюючий диск використовується для створення потоку роздрібнених частинок у системі, що дозволяє досліджувати їх поведінку під час сушіння.

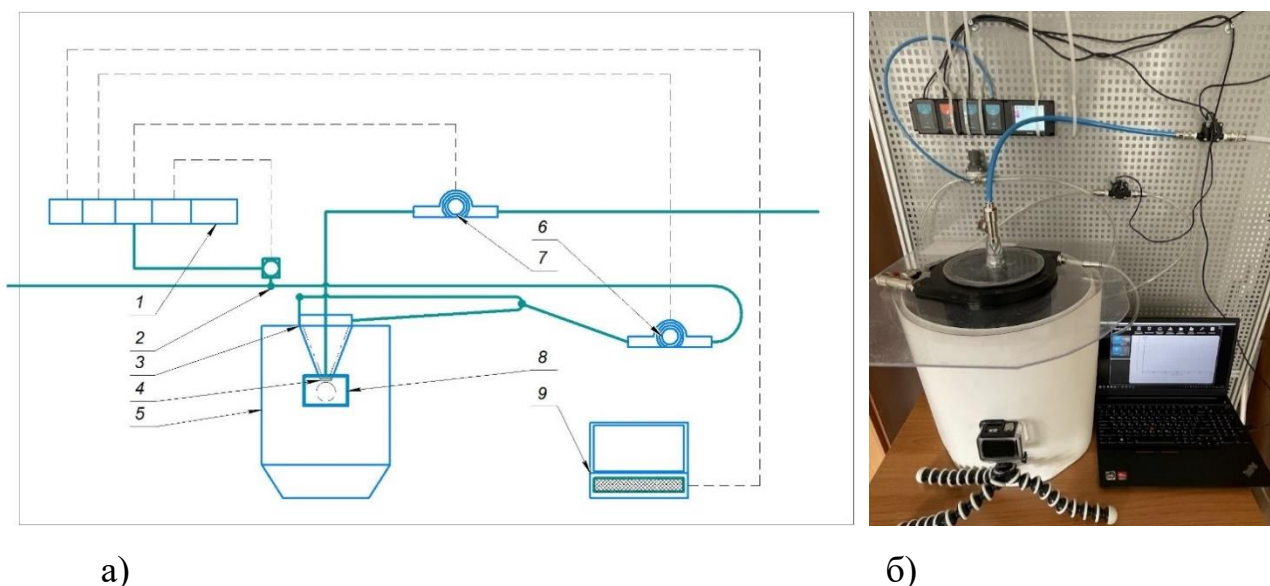
Дослідна ємність є центральним елементом установки, де відбувається основний процес сушіння та розподілу повітря. У даному дослідженні ємність

використовується для розміщення та спостереження поведінки роздрібнених частинок під час процесу сушіння.

Параметри подачі теплоносія, тиск у сушильному комплексі та швидкість зйомки високошвидкісної камери ретельно контролювалися та оптимізувалися для отримання максимально точних результатів. Відео фіксація, з частотою 240 кадрів в секунду, дозволяє забезпечуючи повне уявлення про траєкторію руху частинок та їх відхилення від початкової траєкторії.

Результати дозволили отримати данні для оптимізації процесу дискового розпилювального сушіння для молочних продуктів.

Для досягнення зазначених цілей на підприємстві ТОВ «КАМОЦЦІ» розроблено та виготовлено експериментальну установку зображену на рис. 4.12.



**Рис. 4.12. Експериментальна установка:**

а) – схематичне зображення;

б) – загальний вигляд

1 – дисплей; 2 – манометр; 3 – повітророзподільник; 4 – розпилюючий диск;  
5 – дослідна ємність; 6 – витратомір повітря; 7 – витратомір продукту; 8 – камера  
240 кадр/сек; 9 – ПК.

В ході експериментальних досліджень було використано наступні логіко-обчислювальний комплекс, датчики та сенсори компанії NEULOG:

**Датчик потоку NUL-224 – 2 шт.**

Цей датчик дозволяє потоку рідини протікати через його входні та вихідні патрубки, обертаючи лічильне колесо всередині нього. Вимірювання здійснюється шляхом відстеження змін у навколишньому магнітному полі датчика.

### **Датчик тиску NUL-210 – 1 шт.**

Цей датчик можна використовувати для моніторингу і дослідження як закону Бойля, так і закону Гей-Люссака для ідеальних газів. Чутлива частина з'єднана з пластиковою трубкою для підключення до джерела тиску.

### **Акумуляторний модуль ВАТ-202 – 1 шт.**

Акумуляторний модуль забезпечує живлення датчика або ланцюжка датчиків, що працюють в режимі Off-Line.

### **USB модуль USB-200 – 1 шт.**

Цей USB-модуль забезпечує швидке підключення датчиків до комп'ютера (Windows, Mac, Linux). Цей модуль є першим у ланцюжку датчиків, підключених до USB-порту ПК. Він забезпечує як живлення від ПК до датчиків, так і зв'язок між ПК і датчиками. Підключення до ПК здійснюється за допомогою стандартного з'єднувального кабелю USB – Mini USB, який входить до комплекту USB-модуля.

### **Модуль графічного дисплея VIEW-101 – 1 шт.**

Модуль графічного дисплея використовується для проведення експериментів без ПК. Він відображає вимірювання датчика в цифровому та графічному вигляді. Його також можна використовувати для налаштування експерименту датчика, а також для перегляду вхідних даних від п'яти датчиків одночасно.

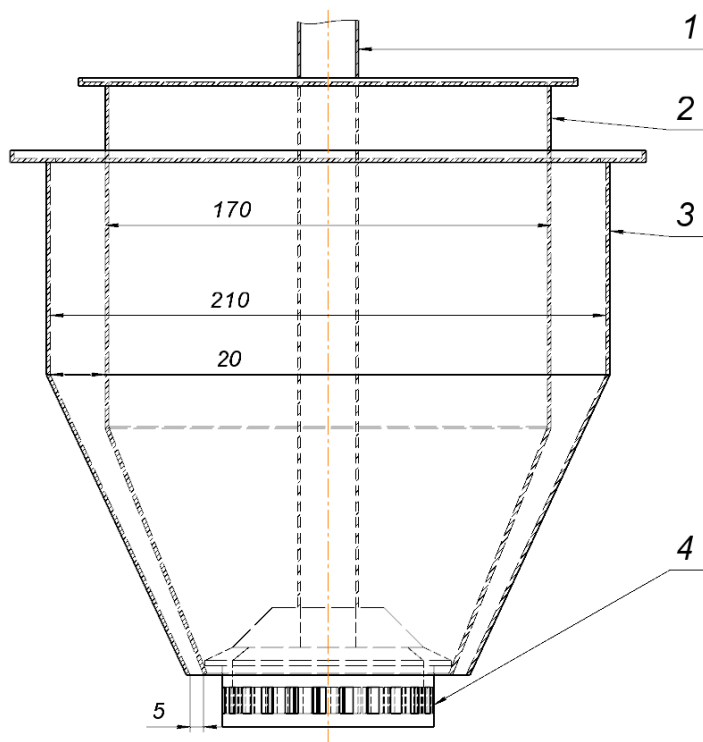
### **Швидкісна камера відео фіксації результатів GOPRO HERO 8 – 1 шт.**

Камера має можливість знімати в різних форматах, включаючи 4К, а також здатність знімати зі швидкістю до 200 кадрів на секунду. Це дозволяє отримати відео покадрово щоб зафіксувати деталі руху продукту при дослідах

При експериментальних дослідженнях факела розпилу використовувався прототип розпилювального комплексу зменшений у масштабі, а саме розпилювального пристрою - 1:4

Розпилювальний експериментальний пристрій виготовлено за допомогою технології 3-D друку.

Експерименти здійснювались в системі «вода-повітря», при температурі 23°C та відносній вологості 65%.



**Рис 4.13** Загальний вигляд експериментального розпилюючого пристрою

- 1 – трубка подачі продукту; 2 – внутрішня частина; 3 – зовнішня частина;  
4 – розпилювальний диск;

Регулювання потоками повітря та рідини відбувається за допомогою датчиків потоку NUL-224, без додаткового нагрівання. Датчик тиску вимірював значення потоку повітря в розпилювальний комплекс, а за допомогою USB модуля виконувався контроль експерименту та запис даних експерименту в ПК.

При експериментах змінювались також розміри отворів в розпилювальному диску від 2 до 8 мм, через які рідина надходила у факел розпилу в сушильному комплексі та фіксувались траєкторії продукту, які збивались потоком повітря.

#### 4.5.1 Граничні умови та фізичні параметри:

Для проведення експериментальних досліджень процесу розпилювального сушіння для визначення оптимальних параметрів та розуміння відхилення продукту в факелі розпилу використано з наступними параметрами:

- Швидкість подачі розпилювального продукту – 150 м/с.
- Діапазон зміни швидкості подачі повітря – від 30 до 90 м/с.
- Масова витрата продукту – 0,05 кг/с.
- Тиск в башні під час сушіння – (-0.1) бар.

#### 4.5.2 Аналіз експериментальних та CFD результатів між кутом розпилення дискової розпилювальної сушарки та швидкістю потоку теплоносія.

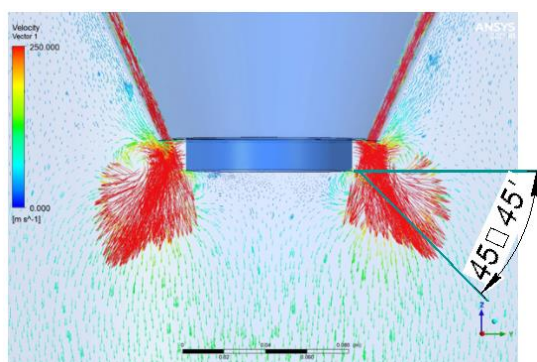
Обробка експериментальних даних та обробка серії контрольованих дослідів показала залежність між зменшенням кута розпилення дискової розпилювальної сушарки та швидкістю потоку теплоносія.

Було використано високошвидкісну камеру, щоб зафіксувати рух крапель продукту, і проаналізовано дані за допомогою техніки обробки зображень. Кут розпилення вимірювали, як кут між траєкторією розпилення та горизонтальною лінією до осі дискової розпилювальної сушарки.

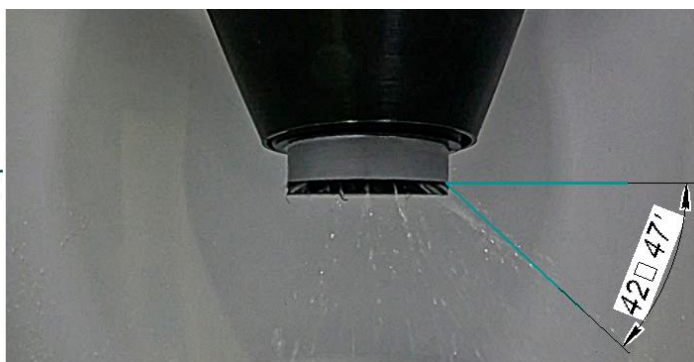
Дослідження показали пряму кореляцію між кутом відхилення та витратами теплоносія на основі проведених досліджень.

Зокрема, зі збільшенням витрати теплоносія збільшувався кут відхилення від горизонтальної лінії, що в свою чергу зменшувало загальний факел розпилу, що позитивно позначилося на якості продукту, ефективності сушіння та роботі обладнання. Зменшення кута факела розпилення також допомогло запобігти прилипанню частинок продукту до внутрішніх стінок башні, ще більше підвищивши якість і ефективність процесу сушіння. Також дало можливість регулювання геометричних параметрів факелу розпилювання.

При швидкості подачі теплоносія в межах 40 м/с кут відхилення становив 42 градуси відхилення граничної траєкторії (Рис 4.14). Однак при швидкості подачі теплоносія 60 м/с, кут відхилення факела збільшився до 49 градусів (Рис 4.15), а при подачі теплоносія зі швидкістю 80 м/с відхилення становило вже 55 градусів (Рис 4.16).



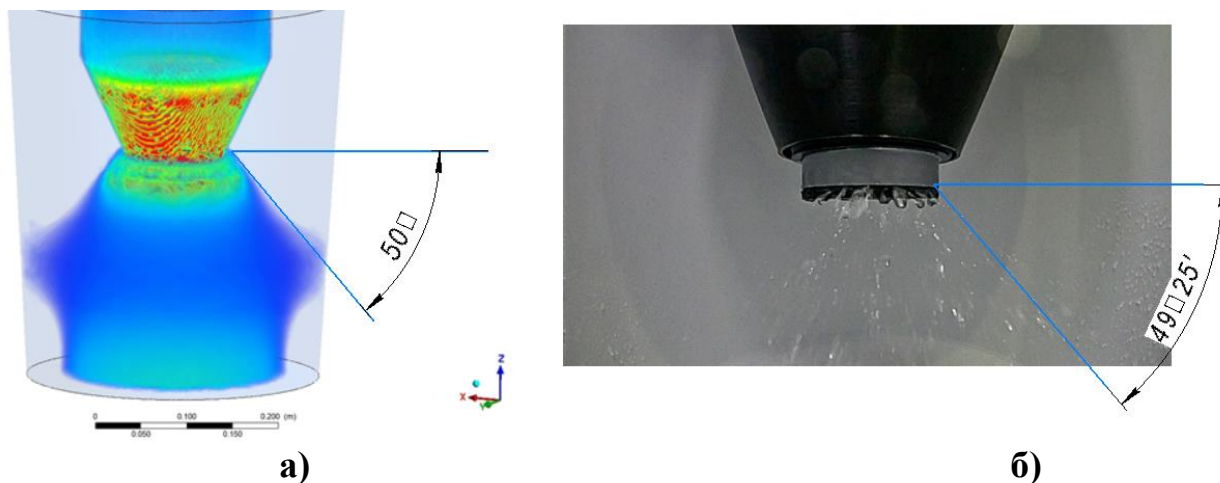
a)



б)

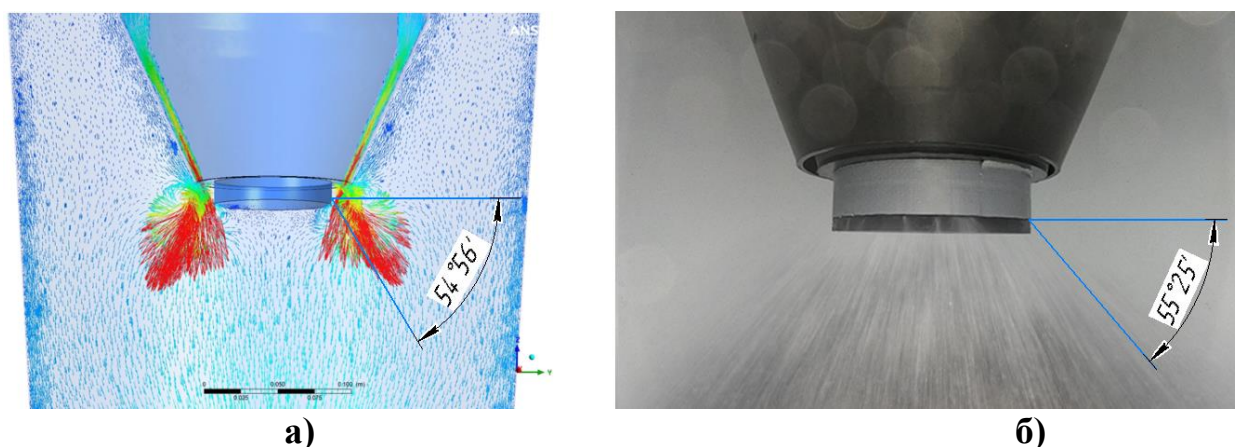
**Рис 4.14 Факел розпилення продукту з дискового розпилювача при швидкості подачі теплоносія 40 м/с**

а) – комп'ютерне моделювання; б) – експеримент



**Рис 4.15 Факел розпилення продукту з дискового розпилювача при швидкості подачі теплоносія 60 м/с**

а) – комп'ютерне моделювання; б) – експеримент

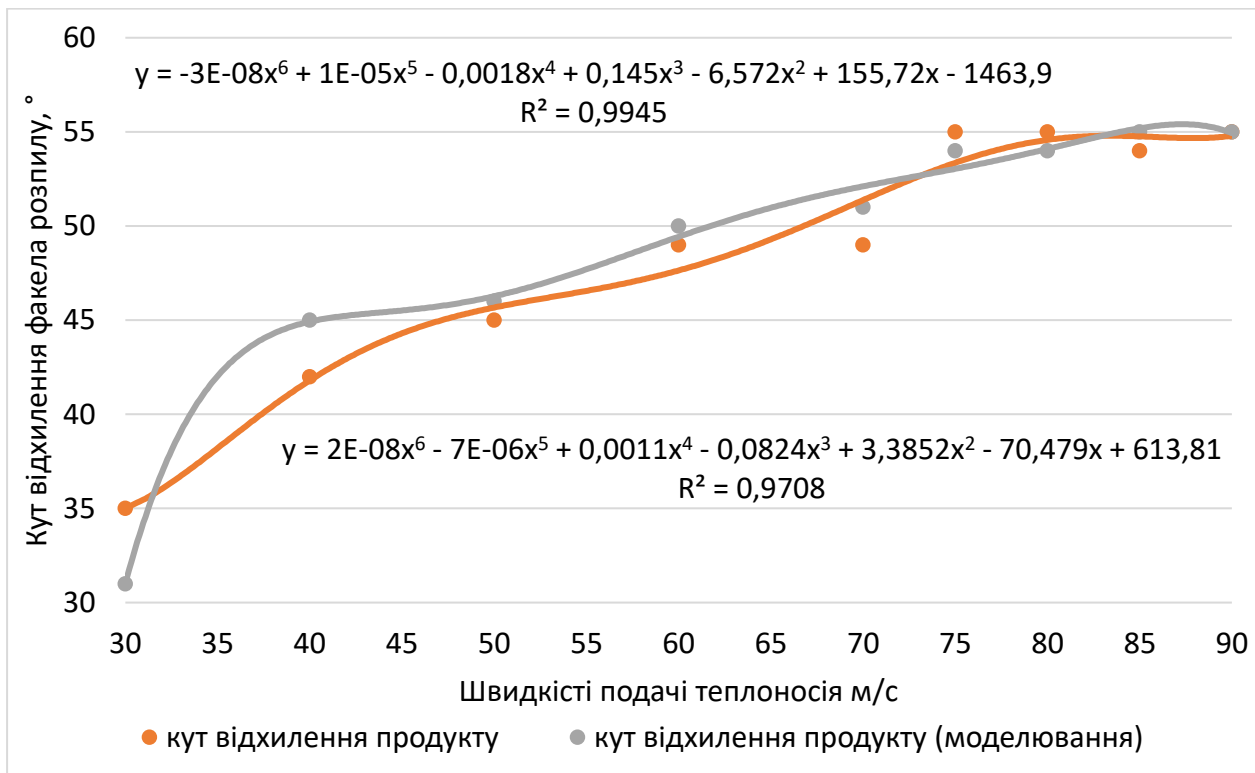


**Рис 4.16 Факел розпилення продукту з дискового розпилювача при швидкості подачі теплоносія 80 м/с**

а) – комп'ютерне моделювання; б) – експеримент

Дослідження експериментальної дискової розпилювальної сушарки молочних продуктів дозволило встановити залежність між швидкістю подачі теплоносія та кутом розпилення факела. Результати експерименту показали, що зі збільшенням швидкості подачі теплоносія кут факела зменшується. Ця залежність була продемонстрована на графіку, де можна бачити, як зі збільшенням швидкості подачі теплоносія зменшується кут факела.

Однак, було встановлено, що подача теплоносія зі швидкістю більше 75 м/сек може бути не ефективна, оскільки кут факела розпилення не змінюється і залишається сталим (Рис 4.17). Це означає, що подача теплоносія з більшою швидкістю не призводить до подальшого зменшення кута розпилення і не є ефективним з точки зору оптимізації процесу сушіння.

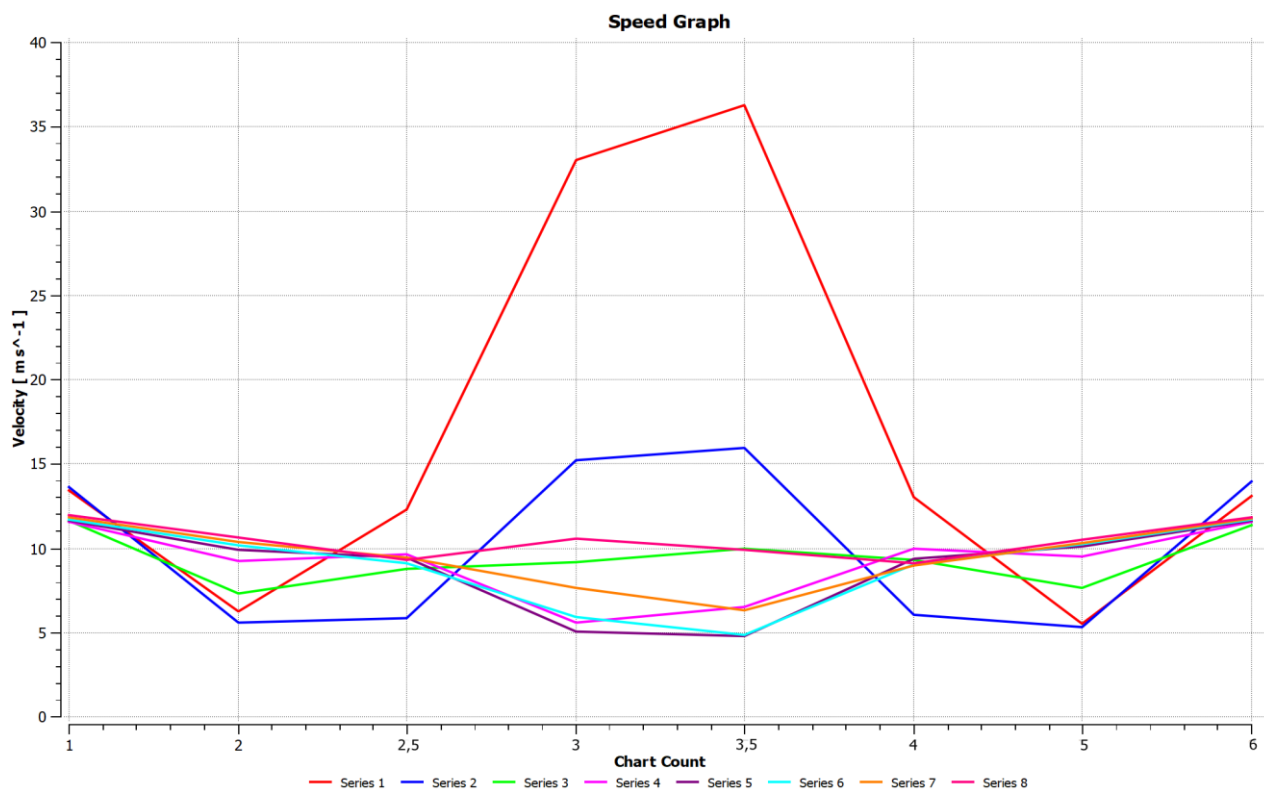


**Рис 4.17. Залежність кута відхилення факела розпилення продукту від швидкості подачі теплоносія**

а) – комп'ютерне моделювання; б) – експеримент

Отримані залежності швидкості потоку по лінії діаметру під розпилювальним диском до низу дозволяє визначити розподіл полів швидкостей у башні розпилювального комплексу (Рис 4.18).

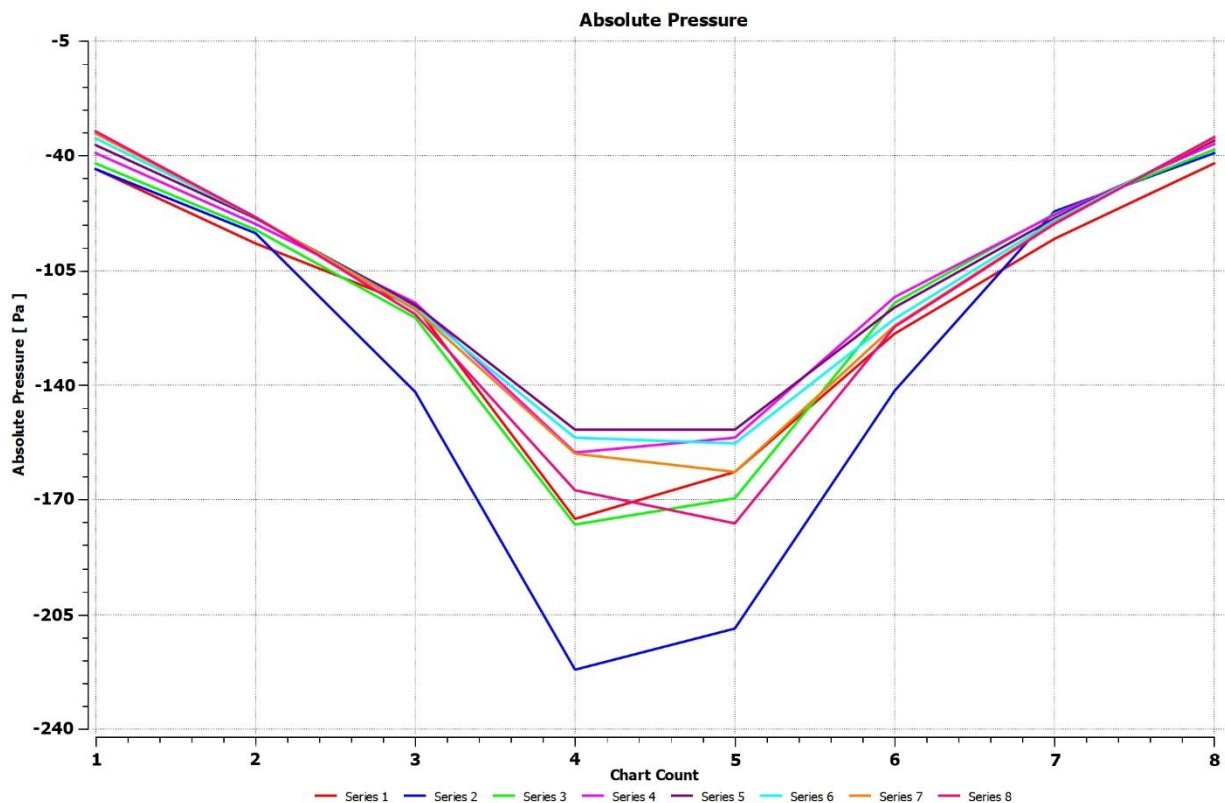
Встановлено, що найвищі значення швидкості потоку визначаються під розпилювальним диском, де швидкість потоку досягає показників до 40 м/сек. Після цього значення поступово зменшується по мірі переходу частинок продукту через середину башні розпилювального комплексу. В результаті, швидкість потоку досягає значень від 5 до 15 м/сек.



**Рис.4.18.** Залежність швидкості потоку по лінії діаметру під розпилювальним диском до низу.

Абсолютний тиск в башні дискового розпилювального комплексу залежить від швидкості руху повітря, а також від геометрії башні та розташування розпилювального диска (**Рис 4.19**).

У даному випадку, з графіку можна зробити висновок, що під розпилювальним диском, де швидкість повітря найвища, тиск має найменше значення. Це пов'язано з тим, що в цій зоні повітря рухається з найбільшою швидкістю, що призводить до зменшення тиску. Далі від розпилювального диска, де швидкість повітря знижується, тиск починає збільшуватись. Біля стінок башні, де швидкість повітря найменша, тиск має найбільше значення.



**Рис 4.19.** Залежність абсолютного тиску в башні, по лінії діаметру під розпилювальним диском до низу.

Величину впливу швидкості руху повітря на абсолютний тиск в башні дискового розпилювального комплексу можна описати графічно за допомогою залежностей, які показують зміну тиску вздовж лінії діаметру під розпилювальним диском до низу, які, в подальшому, можна використовувати для прогнозування абсолютного тиску в різних точках башні зв залежності від швидкості руху повітря.

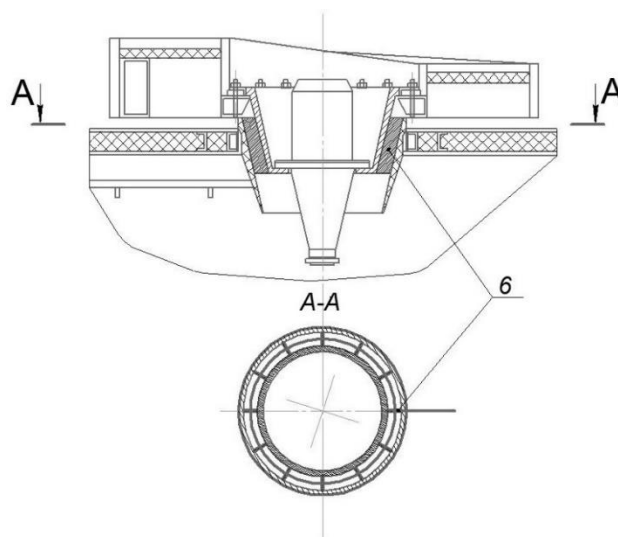
Оптимізувавши швидкість потоку теплоносія, можна підвищити якість і ефективність процесу сушіння, а також зменшити ризик поломки обладнання або проблем з якістю продукції.

Реалізувавши можливість регулювання кута факелу розпилення, виявляється перспектива підвищення ефективності енергетичних ресурсів, знизивши їх рівень витрачених на нагрівання теплоносія. Ця можливість дозволяє налагодити оптимальну геометрію розпилювального процесу з урахуванням характеристик теплоносійного потоку та потреб продукту. Такий підхід спрямовується на зниження втрат, а також оптимізацію процесів теплопередачі в розпилювальному комплексі, що відповідає основним принципам ефективного використання енергії та ресурсів.

Ці висновки мають важливе значення для молочної промисловості та демонструють цінність наукових досліджень у покращенні продуктивності та ефективності промислових процесів.

#### 4.6 Експериментальні дослідження факелу розпилу з урахуванням характеристик потоку теплоносія в сушильному комплексі.

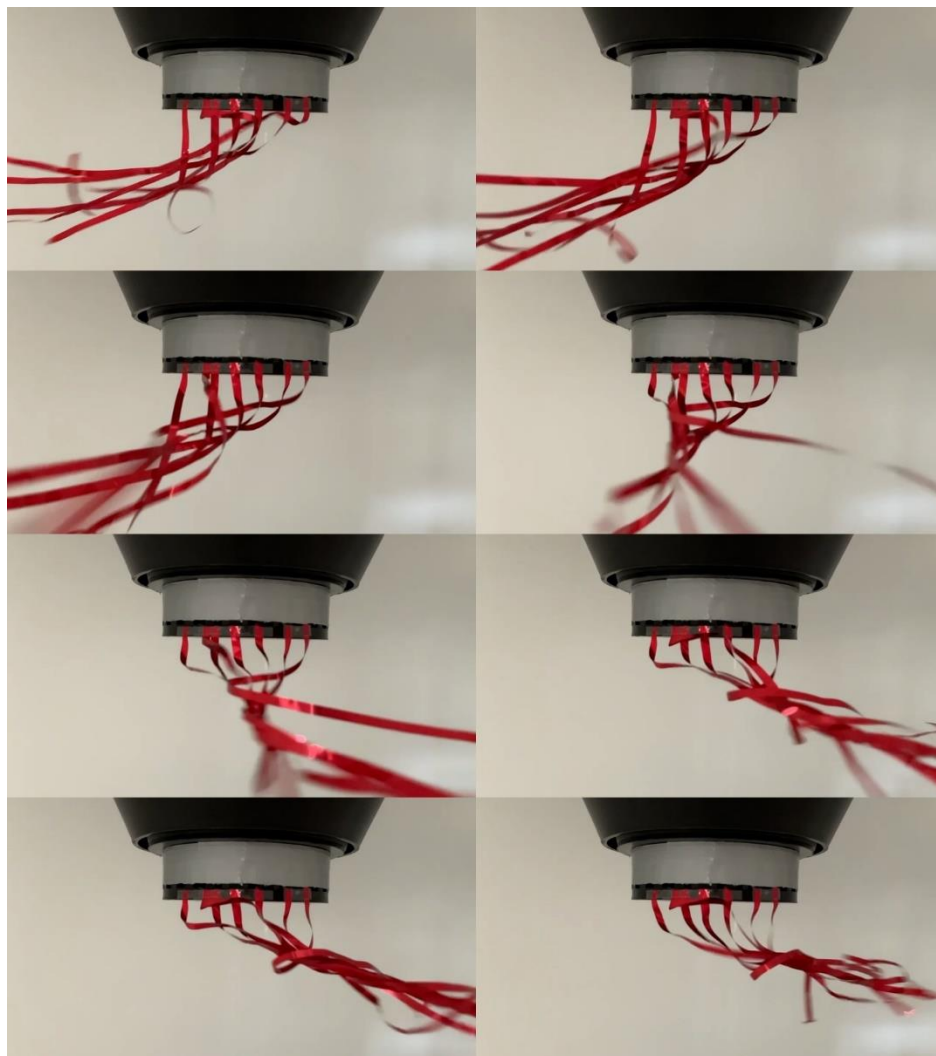
Результати експериментальних досліджень свідчать про існування реальних завихрень повітряного потоку та його рух навколо осі по всій довжині башні в межах розпилювального комплексу. Ці спостереження є важливими з точки зору надання цінної інформації та рекомендацій щодо підвищення ефективності систем розпилювання. Крім того, підтвердження зміни кутів виходу повітря в факел розпилу ще більше підкреслює важливість отриманих результатів. Жалюзійні перегородки, включені в конструкцію системи, дозволили закрутити повітряний потік. Таке детальне розуміння динаміки повітряного потоку потенційно може призвести до вдосконалення конструкції та експлуатації систем розпилювання, що призведе до підвищення ефективності та продуктивності.



**Рис 4.20 Креслення жалюзійних направляючих в розпилювальному комплексі.**

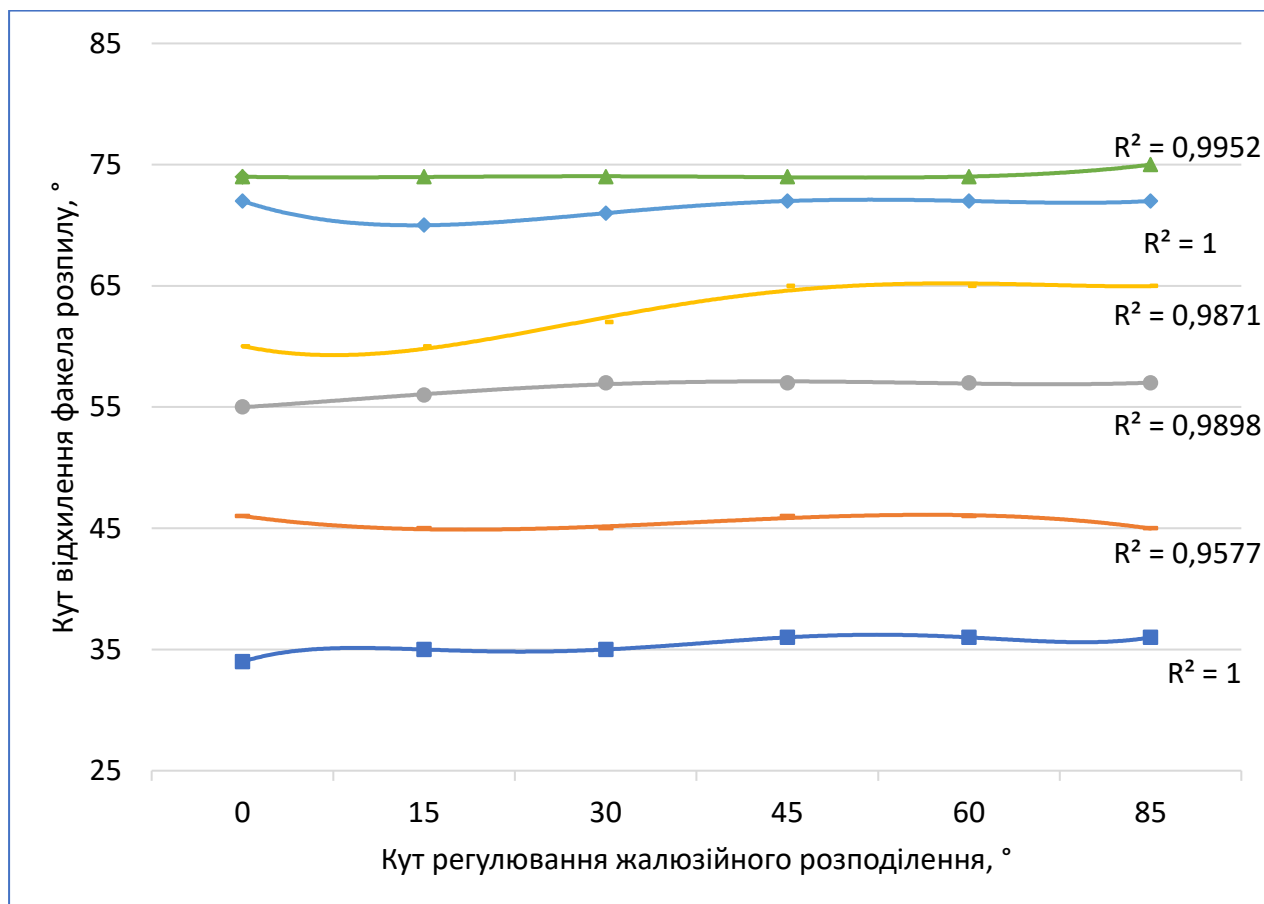
Для дослідження характеристик повітряного потоку в сушильному комплексі було сконструйовано експериментальну установку з розпилювальним диском і повітророзподільним пристроєм. Для початку експерименту до вихідних отворів розпилювального диска були прикріплені стрічки, а з повітророзподільного пристрою під кутом в діапазоні від 0 до 85 +градусів подавалося повітря.

Експеримент проводився без подачі будь-якого продукту, а картина потоку фіксувалися за допомогою камери, вмонтованої в стінку сушильного комплексу. Метою дослідження було вивчення характеристик повітряного потоку, в тому числі розподіл і напрямок повітряного потоку в сушильному комплексі.



**Рис 4.21** Завихрення та закручення потоку повітря в сушильному комплексі під час експерименту.

Під час проведення експериментального дослідження було виявлено, що область під розпилювальним диском всередині башні відзначається круговим рухом та відхиленням внаслідок впливу потоку теплоносія. Більше того, кут нахилу цієї області був детально досліджений та зіставлений з результатами експерименту, де відсутній нагрів повітря з продуктом (див. Рисунок 4.21). Для подальшого дослідження рекомендується проводити дослідження з різними кутами нахилу жалюзійних перегородок з метою встановлення закономірностей та визначення оптимального кута нахилу.

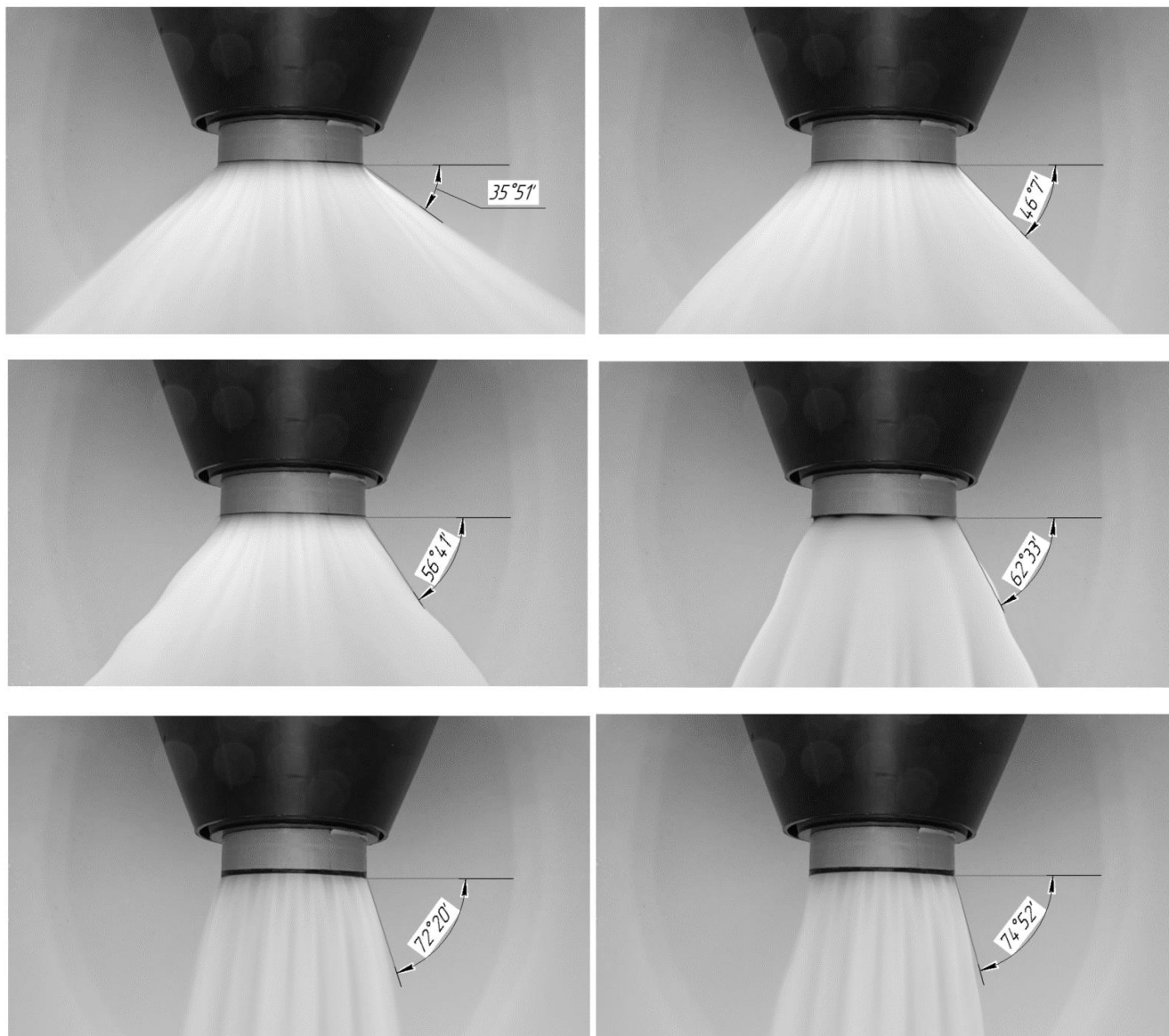


**Рис 4.22 Значення кута відхилення факела розпилу в залежності від кута регулювання жалюзійного розподілення.**

На графіку Рис 4,22 видно, що існує певна взаємозв'язок між кутом регулювання жалюзійного розподілення та кутом відхилення факела розпилювання. Особливість полягає в тому, що при куті регулювання жалюзійного розподілення 45 градусів спостерігається підвищення кута розпилення факела. Данні графіки були побудовані на базі рівновіддалених точок конусної частини факелу розпилу під розпилювальним диском Ця закономірність має важливе практичне значення, оскільки вона дозволяє досягти оптимальної конфігурації розпилювального процесу та покращити якість сушіння продукту під час розпилювання.

При повністю відкритому положенні жалюзійних заслінок (0 градусів) не виявлено помітних скачків на графіку зміни кута факела розпилювання. Це може свідчити про те, що при такому положенні жалюзійних заслінок практично відсутні значущі зміни в режимі повітророзподільчого пристрою, і процес розпилення працює стабільно. З іншого боку, при майже повному закритті жалюзійних заслінок (85 градусів) відбувалось значне підвищення тиску в повітророзподільчому

пристрої. Це може бути зумовлено зменшенням пропускної здатності повітряного потоку при такому положенні заслінок, що впливає на гідродинамічні умови в системі.



**Рис 4.23 Факел розпилення продукту з дискового розпилювача при швидкості подачі теплоносія 80 м/с з перегородками регулювання теплоносія.** На Рис 4.23 зображений факел розпилення продукту, отриманий з дискового розпилювача під час дослідження. У даному випадку, експеримент був проведений при швидкості подачі теплоносія 80 м/с і з використанням перегородок для регулювання потоку теплоносія. Збільшення кута факела розпилення може бути пояснене динамічною взаємодією між розпилювальним диском та потоком теплоносія. Це може бути обумовлено впливом гідродинамічних сил на спрямування та розподіл частинок продукту у факелі.

## Висновки до розділу

Було запропоновано звузити переріз повітрянаправляючого пристрою, що сприятиме збільшенню швидкості теплоносія та покращенню ефективності сушіння частинок молочного продукту.

Дослідження з використанням реальної моделі показало, що звужена частина повітря-розподільючого пристрою має позитивний вплив на ефективність сушіння. Вплив на факел розпилу з продуктом також був досліджений і показав, що звужений переріз позитивно впливає на розпил частинок молочного продукту. Отже, зменшення перерізу подачі теплоносія може бути ефективним способом покращення процесу сушіння молочних продуктів.

Швидкість повітряного потоку є важливим фактором у багатьох промислових процесах, таких як розпилювальне сушіння. В експерименті з дисковою розпилювальною сушаркою було виявлено, що швидкість повітряного потоку вздовж діаметральної лінії під розпилювальним диском має найвищі значення швидкості, тоді як інші лінії в башні мають набагато нижчі швидкості. Ця інформація має вирішальне значення для підвищення ефективності процесу сушіння та зменшення споживання енергії.

Встановлено що звужена частина пристрою подачі теплоносія дискової розпилювальної сушарки відіграє додаткову роль. Додатково збільшуючи швидкість потоку теплоносія.

При малих діаметрах конусної частини спостерігається вплив повітряного потоку на факел розпилення, що спричиняє вертикальні коливання та нестабільність. Це призводить до передчасного контакту недосушених частинок продукту з кришкою камери, спричиняючи налипання на поверхню кришки.

Чисельне моделювання процесу розпилювального сушіння зі звуженою частиною повітродозподільчого пристрою показало що оптимальним значенням швидкості подачі теплоносія в розпилювальний комплекс є значення 50 м/с

В експерименті з дисковою розпилювальною сушаркою було помічено, що тиск знижується під розпилювальним диском, а біля стінок він вищий. Це спостереження має важливе значення при проектуванні та оптимізації промислових

процесів, оскільки дозволяє визначити області, де тиск може стати обмежувальним фактором.

Експериментальні дослідження роботи аеродинамічних властивостей сушильної башні дозволило встановити залежність між швидкістю подачі теплоносія та кутом розпилу факела.

Встановлено, що найвищі значення швидкості потоку визначаються під розпилювальним диском, де швидкість потоку досягає показників до 40 м/сек.

Експериментально визначено, що при куті регулювання жалюзійного розподілення 45 градусів спостерігається підвищення кута розпилення факела. Ця закономірність має важливе практичне значення, оскільки вона дозволяє досягти оптимальної конфігурації розпилювального процесу та покращити якість сушіння продукту під час розпилювання.

Результати проведених досліджень доцільно використовувати при удосконаленні та проектуванні дискових розпилювальних комплексів.

## **РОЗДІЛ 5. ДОСЛІДЖЕННЯ АЕРОДИНАМІЧНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ ЖАЛЮЗІЙНОГО РОЗПОДІЛЕННЯ ТЕПЛОНОСІЯ В СУШИЛЬНИХ КОМПЛЕКСАХ РОЗПИЛЮВАЛЬНОГО ТИПУ.**

Наукові досягнення в обчислювальній (чисельній) гідрогазодинаміці (CFD – computational fluid dynamics) дають можливість дослідити роботу обладнання різноманітного конструктивного виконання.

Досліджуючи аеродинамічні властивості жалюзійного розподілу потоку теплоносія в сушильних комплексах розпилювального типу, можна оптимізувати конструкцію та роботу цих систем сушіння, що призведе до покращення енергоефективності та якості продукції. У цьому розділі буде подано огляд поточного стану досліджень у цій галузі та методів, які використовуються для оцінки аеродинамічних властивостей розподілу потоку через жалюзі в сушильних комплексах розпилювального типу.

Принцип роботи жалюзійного розподілення теплоносія в дисковому розпилювальному комплексі полягає в регулюванні напрямку та розподілу подачі теплоносія для оптимального розпилення продукту. Жалюзі в розподільному

пристрої регулюють напрямок потоку теплоносія, спрямовуючи його на диск розпилювача з певним кутом нахилу. Це дозволяє забезпечити рівномірне та ефективне розподілення теплоносія на поверхню продукту, дозволяючи закрутити його в сушильному комплексі забезпечуючи оптимальні умови для процесу сушіння.

Це дозволяє вивчити та визначити оптимальні режими та параметри роботи системи жалюзійного розподілення для досягнення найкращих аеродинамічних параметрів. Моделювання може допомогти встановити ефективні кути жалюзійних напрямних відповідно до характеристик продукту та процесу сушіння, а також дає змогу виявити потенційні зони нерівномірного розподілу теплоносія та впливу на продукт, що дозволяє уникнути налипання та згоряння продукту в комплексі і досягти кращої якості сушіння.

Моделювання CFD (Computational Fluid Dynamics modeling) аеродинамічних процесів розпилювальної сушарки, для якої були проведені експериментальні дослідження та визначені загальні параметри процесу сушіння в програмному середовищі ANSYS, FLUENT Academic 2021. Чисельна модель повинна відповідати більшості вимог, наприклад щодо моделювання розпилювальних сушарок [129]. Таким чином, мета базової моделі полягає у забезпеченні принципів сучасного промислового підходу до моделювання розпилювальних сушарок при помірних обчислювальних витратах, одночасно заклавши основу для подальшого розвитку та оцінки відповідних аспектів моделювання розпилювальних комплексів, оснащених дисковими розпилювачами.

Граничні параметри моделювання вказані на Рис 5.1, а на Рис 5.2 - розрахункова сітка моделі з параметрами комірок – діапазон розмірів від 0,01 до 200 мкм. Для розрахунку прийнятий процес для перехідного моделювання VOF-to-DPM (багатофазна CFD-модель, яка дозволяє моделювати процеси розпилення з найдрібнішими деталями) для того, щоб врахувати вплив обертового розпилювача на поле потоку.

У процесі сушіння важливу роль відіграють різні фактори, такі як масообмін, теплообмін та теплова дифузія. При сушінні гарячим повітрям вільна волога на

поверхні харчового продукту швидко випаровується через температурний градієнт між продуктом та повітрям для сушіння.

Як досліджувальна рідина в моделюванні була використана сирна молочна сироватка з основними фізичними параметрами, вказаними в таблиці 5,1.

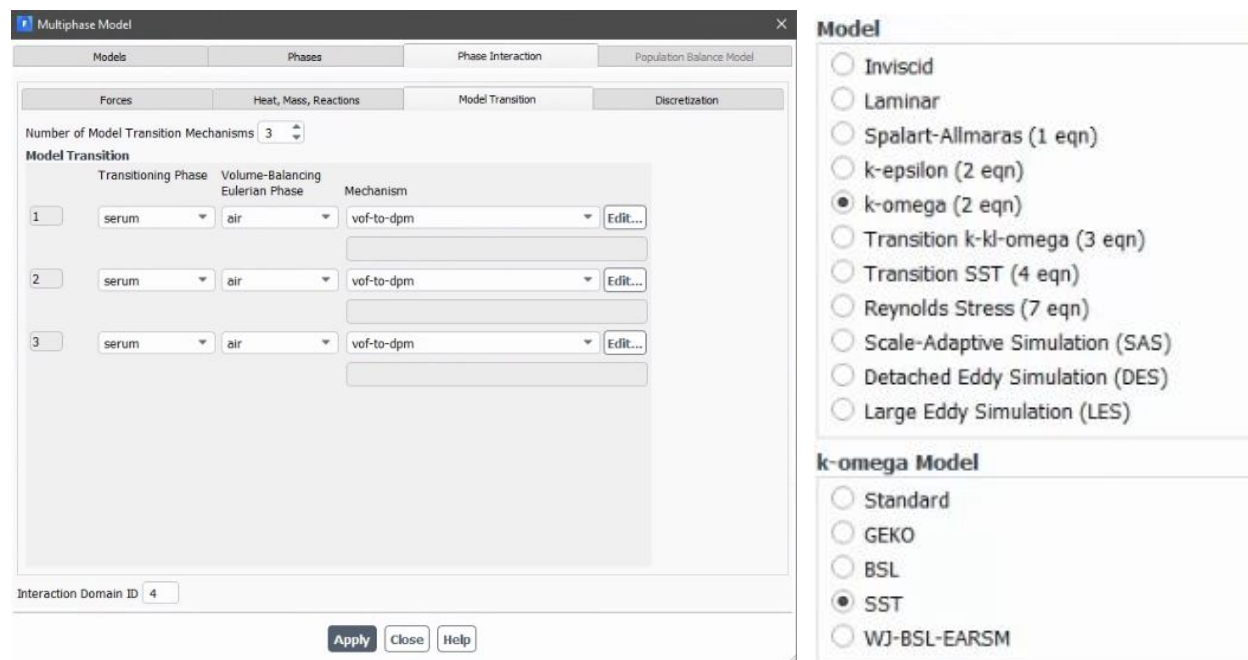
Таблиця 5.1. Склад і властивості молочної сироватки

Показник	Молочна сироватка		
	підсирна	сирна	казеїнова
Молочний жир, %	0,05 - 0,5	0,05 - 0,4	0,02 - 0,1
Білок, %	0,5 - 1,1	0,5 - 1,4	0,5 - 1,5
Лактоза, %	3,9 - 4,9	3,2 - 5,1	3,5 - 5,2
Мінеральні солі, %	0,3 - 0,8	0,5 - 0,8	0,3 - 0,9
Кислотність, рН	15 – 25	50 - 85	50 - 120
Лужність, рН	6,3	4,4	4,3
Щільність, кг/м <sup>3</sup>	1018 - 1027	1019 - 1026	1020 - 1025

Таблиця 5.2. Склад та фізичні властивості молочної сироватки при дослідженні

Вхідний параметр	Значення
<b>Властивості вхідного повітря</b>	
Щільність повітря на вході (кг/м <sup>3</sup> )	1,225
Температура (°C)	150...200
Масова витрата (м <sup>3</sup> /хв)	250...500
Нормальна швидкість (м/с)	150
Тиск «надлишковий» (Па)	1000...6500
В'язкість (Па·с)	0,000018
<b>Фізичні властивості імітованої сироватки</b>	
Загальна кількість твердих речовин (%)	30...60
В'язкість (Па·с)	0.0016 – 0,002
Густина (кг/м <sup>3</sup> )	1125...1350
Питома теплоємність (Дж/К*кг)	3890
Масова витрата (кг/с)	0,4
Поверхневий натяг (Н/м)	0.51
<b>Параметри процесу розпилювання</b>	
Початкова швидкість продукту (м/с)	20...150
Мінімальний діаметр частинок сироватки (мкм)	5
Середній діаметр частинок сироватки (мкм)	50
Максимальний діаметр частинок сироватки (мкм)	150
Температура в розпилювальному комплексі (°C)	+155...+210
Тиск навколишнього середовища (Па)	-250...+100
Матеріал стін	No slip (Без ковзання)

При швидкості обертання розпилювального диску 12000 об/хв та діапазоні швидкості теплоносія від 10 до 100 м/с, прийнято відокремлений розв'язувач потоку, що стискається, **k-omega (2 eqn)**. Таким чином, щільність розглядається як функція тиску, так і температури, а не просто рівняння стану температури (рис. 5.1).



а)

б)

Рис 5.1: Граничні параметри моделювання:

- а) параметри розрахункової моделі VOF-to-DPM процесу розподілу крапель в повітрі;
- б) значення відокремленого розв'язувача потоку **k-omega (2 eqn)**;

### 5.1 Оцінка геометричних параметрів CFD сушильного дискового розпилювального комплексу.

Геометрія, яка використовується, як вхідний файл у моделі CFD, базується на габаритних розмірах розпилювальної сушарки А1-ОРЧ [130]. Внутрішній діаметр = 5360 мм, висота циліндричного сегмента сушильного комплексу = 4100 мм, а кут конічного сегмента 150°, як показано на (рис. 5.10а). Обсяг проекту обмежується моделюванням розпилювальної сушильної камери. Це означає, що жодних спроб моделювання систем підготовки, подачі, розподілення повітря не проводилось. Для покращення числової стабільності розрахунку було додано систему видалення

готового продукту через трубопровід зовнішнім діаметром 350мм до циклону, який змонтований в нижній частині конуса сушильного комплексу.

Оскільки повітря нагрівається за допомогою теплогенератора, або калорифера, воно подається в розподільвач, розташований у верхній частині розпилювального комплексу.

З раніше опублікованих робіт [21, 42] видно, що внутрішня геометрія розпилювача не включена в область рідини для зменшення обчислювальних витрат [43]. Циліндрична система координат, яка використовується як основа для області моделювань, зображена на Рис. 5.2.

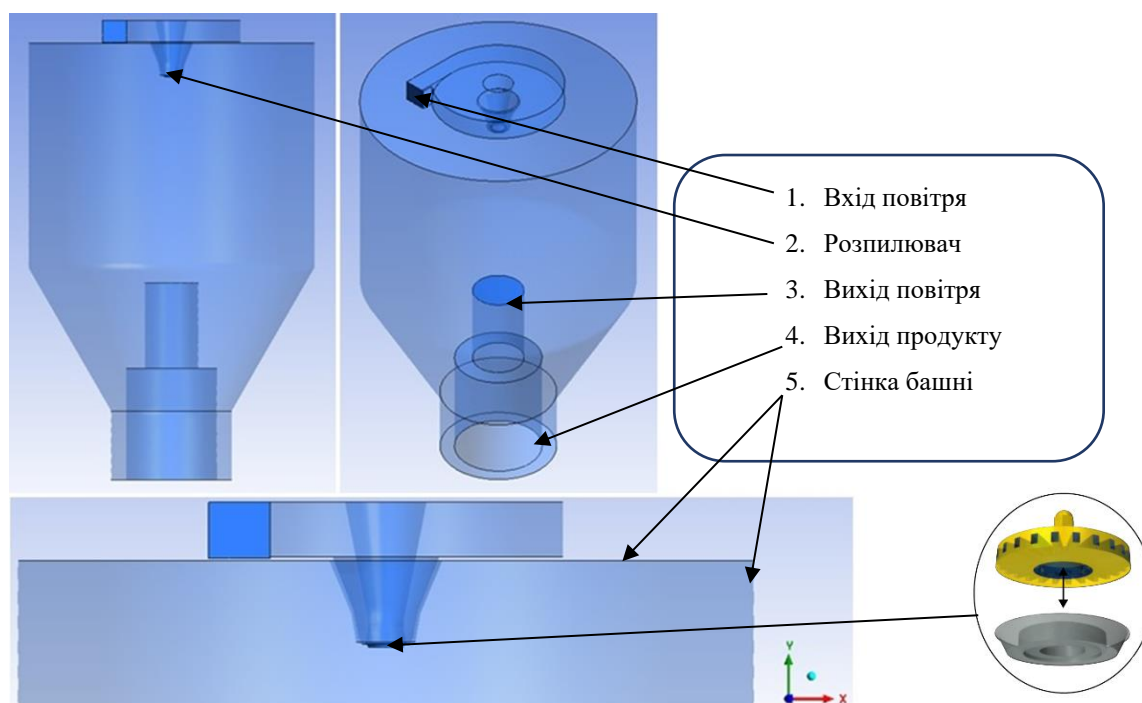


Рис. 5.2: Візуалізація геометрії CFD. Ізометричний вигляд окремих меж та граней з відповідними мітками.

## 5.2 Дослідження динамічних характеристик потоків теплоносія і продукту на основі швидкостей при вході в розпилювальну башню.

Досліджено вплив застосування змінних розмірів сіток та часових кроків на динамічні характеристики потоку при моделі **k-omega (2 eqn)** з обертовим розпилювачем для забезпечення достовірних результатів для подальшого аналізу.

В просторі досліджуваної 3D моделі для визначення картини формування потоку в сушильній камері створено розмір сітки  $n = 4,0 \cdot 10^6$  об'ємних комірок. З

них  $2,1 \cdot 10^6$  розрахункових комірок концентруються всередині та поблизу дискового розпилювача. Аналіз конвергенції з часовим кроком проводиться на кроках від  $\Delta t = 1,0 \cdot 10^{-5}$  с до  $\Delta t = 3,5 \cdot 10^{-6}$  с за допомогою неявної схеми Ейлера 2 порядку.

При швидкості 12000 об/хв обраний діапазон часових кроків відповідає куту повороту розпилювача  $\Delta\theta = 0,9^\circ \dots 3,2^\circ$  під час кожного кроку.

Оскільки часовий крок на порядок нижчий при умовах стаціонарного розпилювача, в порівнянні з моделюваннями нестационарного стану, тому це призводить до того, що час розрахунку відповідно збільшується.

Щоб скоротити час обчислень, до розв'язування перехідних процесів отримують стаціонарне рішення моделі турбулентності (SST).

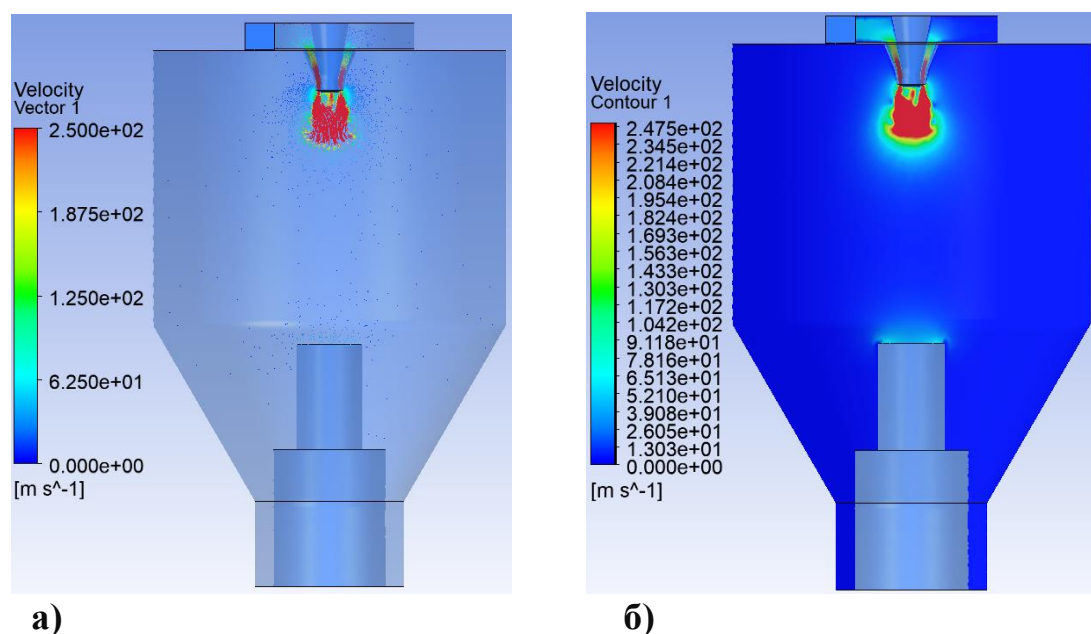


Рис. 5.3 Візуалізація швидкісних полів факелу розпилу сушильного

комплексу під час моделювань.

а) вектори швидкості в області розпилення;

б) контур швидкості в області розпилення.

Як тільки ця умова буде досягнута, перехідний розв'язувач вмикається за допомогою точної схеми дискретизації 1-го порядку на кроці часу  $\Delta t = 5,0 \cdot 10^{-5}$  с для досягнення поля перехідного потоку.

Поле векторів швидкості, усереднене за часом, наведено на Рис 5.3,а. Аналогічно, поле потоку швидкості факелу розпилу наведено на Рис 5.3,б. Отримане поле потоку суттєво відрізняється від тих, що спостерігались раніше,

порівняно як із стаціонарними потоками, завантаженими частинками, так і з нестаціонарними однофазними потоками [6].

В результаті розрахунку взаємодії продукту з нагнітаючим повітрям при формуванні факелу розпилу, що відхиляється вертикально вниз у область сушильного комплексу, центральний струмінь продукту збивається повітрям, що виходить з дискового розпилювача.

З протилежної сторони від конусної частини повітророзподільника, де знаходиться патрубок входу теплоносія, вектори швидкості частинок продукту направлені вгору з розпилювача, Рис 5.4а, 5.4б.

Оскільки потік повітря, що подається, обертається навколо осі розпилювача в напрямку звуженої складової повітророзподілюючого пристрою, вектори швидкості дозволяють чітко розрізнити два окремі напрями потоку повітря та продукту (рис 5.4).

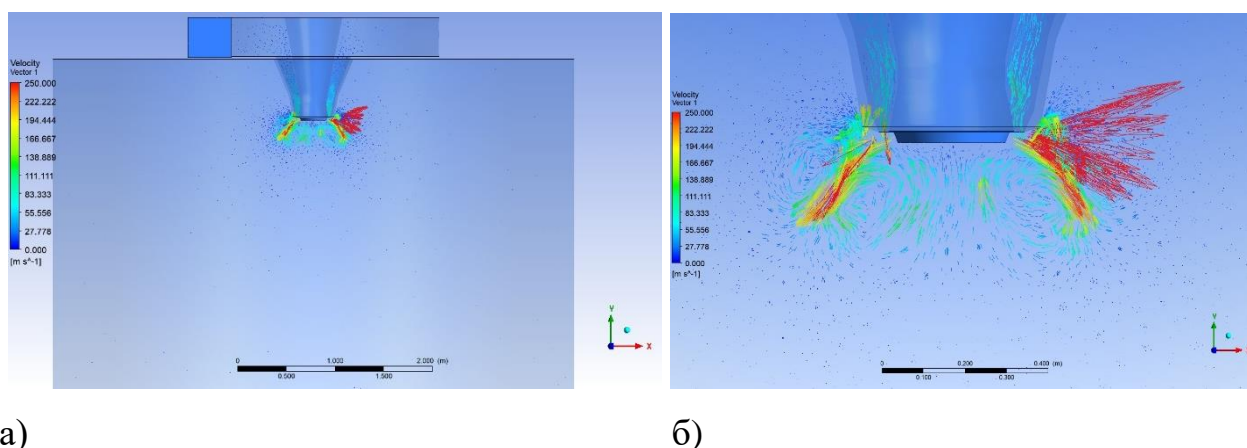


Рис 5.4: Вектори швидкості повітря на вході в розпилювальну башню:

- а) вид верхньої частини розпилювального комплексу;
- б) збільшений вид векторів швидкості в області розпилювального диску;

### 5.3 Моделювання багатофазного потоку в розпилювальному комплексі з використанням перехідної функції VOF-to-DPM.

У підході моделювання VOF-to-DPM рідинна фаза моделюється за допомогою методу об'єму рідини (VOF), який представляє рідину як набір контрольних об'ємів, причому кожному об'єму присвоюється значення, яке вказує на частку займаного об'єму рідиною. Тверда фаза моделюється за допомогою методу дискретного моделювання частинок (DPM), де окремі тверді

частинки розглядаються як дискретні сутності, а їхній рух і взаємодія з рідкою фазою моделюються за допомогою набору математичних рівнянь.

Щоб зменшити значні обчислювальні ресурси та час для проведення моделювання повнорозмірної області за допомогою методу **k-omega (2 eqn)**, було прийнято область сушильного комплексу для захоплення лише потоку в ближньому полі розпилювача. Досліджуваний сегмент моделі охоплює  $30^\circ$  повної області та імітує дві лопаті, що показані на Рис 5.5. Висота сегментованої моделі відповідає повній висоті сушильного комплексу.

Фізичні властивості досліджуваної рідини залишались незмінними та відповідали параметрам сирної молочної сироватки з таблиць 1 та 2.

3D модель, подібна до попередніх розрахунків, використовується для моделювання процесу розпилювання молочної сироватки з використанням тих самих граничних умов.

Сегментована сітка дискретизується за допомогою  $0,9 \cdot 10^6$  комірок багатогранного та призматичних шарів, що дозволяє у 4 рази зменшити навантаження на обчислювальну машину.

Додаткові комірки використовуються для уточнення ділянки, близької до розпилювального диску, для чисельної стабільності та знаходяться поблизу факела розпилю.

3D модель, де зображено область входу сироватки, та сушильного агенту показано на Рис 5,2. Нижня сторона області накладається з нульовим манометричним тиском. Стінки башні розпилювального комплексу, розпилювач та стінка циліндра з обмеженим доступом накладаються з умовою «не ковзання» «no-slip» в нерухомій системі відліку.

Умова програмного налаштування «повітря та продукт» «air and product» - дозволяє циклічно повторювати інформацію по двох просторово розділених гранях входження в область розрахунку, так що потоки властивостей поля, що перетинають одну з меж, застосовуються до іншої.

Патрубок входу повітря з температурою  $180^{\circ}\text{C}$ , при осьовій швидкості, що дає масову витрату близько  $9,25 \text{ м}^3/\text{с}$ , відповідає первинним дослідом сушильного комплексу.

Для порівняння з моделями розпилення первинних дослідів, як в умовах конвективної, так і в спокійній атмосфері, проводиться додаткове моделювання без подачі повітряного потоку на вхідну поверхню. У цьому випадку на вхідну поверхню подається нульовий манометричний тиск та вхід теплоносія в сушильний комплекс.

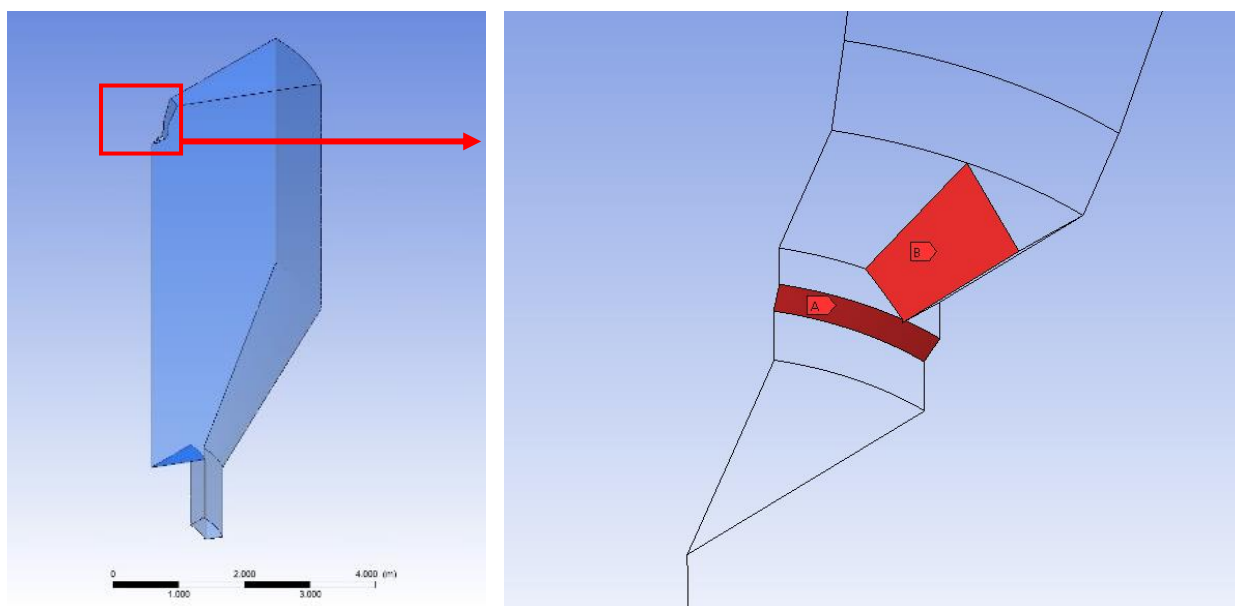


Рис 5.6 Сегментований домен, що охоплює  $30^{\circ}$  повної області сушильного комплексу. Розрахункова модель.

Траєкторії руху частинок отримуються шляхом експорту інформації про кожну область розрахунку прорахованої геометричної фігури в області часу введення, що дозволяє повністю відобразити місця розташування комірок у сушарці як функцію часу. Частинки, що відповідають певним діапазонам розмірів, групуються та відстежуються через домен, використовуючи інформацію про розташування комірок, розмірів, швидкостей, температури тощо, що зберігаються у файлах даних кожного етапу часу.

При кожному оновленні визначається набір властивостей частинок для вибраної групи, що дає просторово-усереднені траєкторії руху частинок продукту при взаємодії з теплоносієм, що відповідають однаковому критерію

розміру, вводяться в різний час та дозволяють відобразити траєкторії частинок за часом. Результати розподілу відображено на Рис 5.7, 8, 9.

Обмежена сітка моделювання впливає на розташування, протяжність верхньої зони рециркуляції та траєкторії польоту продукту, змінюючи струмінь, що нагнітається повітрям.

Порівнюючи між собою траєкторії радіальної швидкості струменя продукту, що утворюється при надходженні повітря до розпилювача, при умовах швидкості подачі теплоносія 10 м/с рис 5.8. Траєкторії руху продукту прямують під кришку башні, що слугує негативним фактором при обслуговуванні розпилювального комплексу та якості кінцевого продукту.

Наступним етапом було проведено дослідження зміни швидкості подачі теплоносія в діапазоні від 10 до 50 м/с, так як це створює більш горизонтально вирівняний струмінь. На рис 5.9 простежується створення закручування продукту разом з вхідним контуром повітря. На даному етапі моделювання можна вважати, що основною причиною є обмеження розміру домену та розмірної сітки.

На рис 5.8а, 5.9а зображені траєкторії руху частинок, які представлені в результатах та відсортовані на часовому проміжку взаємодії з теплоносієм до 3,15 та кроком зміни швидкості подачі 10 м/с, за рахунок обмеження обчислювальних ресурсів.

Для зручності було вибрано діапазон чотирьох розмірів крапель  $D_d = 20-150$  мкм з межами відображення 20 мкм.

На рис 5.8а та 5.9а показаний раніше виявлений ефект закручування частинок меншого розміру, які захоплюються в струмінь гарячого повітря. Більші частинки з більшим імпульсом здатні підтримувати більш горизонтальну траєкторію через вхідний струмінь. Розрив траєкторій руху крапель, як це видно з Рис 5.9, відбувається через захоплення потоку закрученої форми. Коли частинки продукту втрачуть частину початкового імпульсу при входженні в об'єм башні, більша частина підніматиметься до кришки сушильного комплексу.

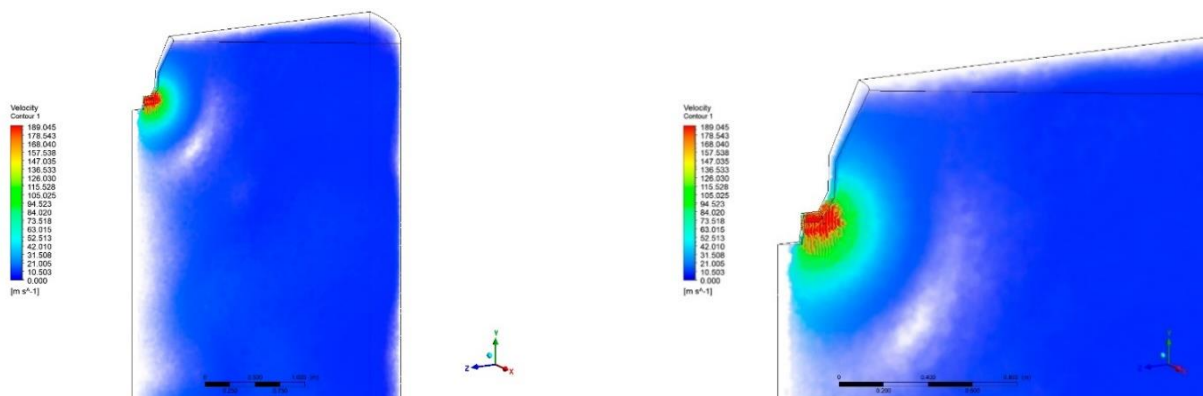
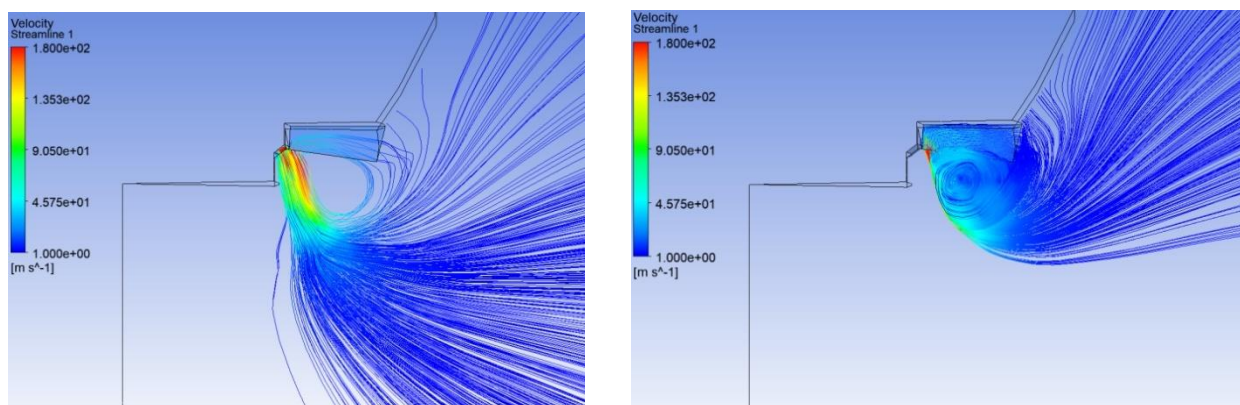


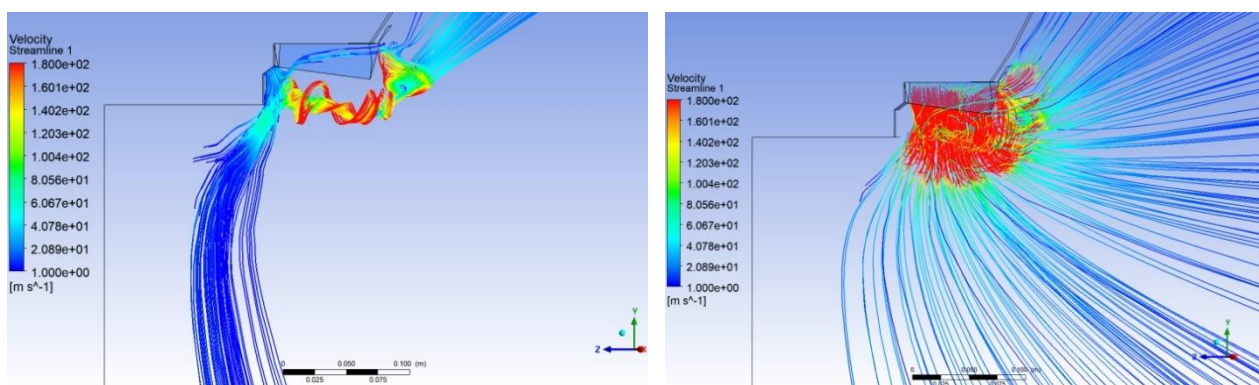
Рис 5.7: Розподілення комірок фракцій продукту в секторі розпилювального комплексу. Величиною швидкості та середньою траєкторією крапель для  $D_d =$  від 20 до 150 мкм.



а) Швидкість руху продукту

б) Швидкість руху теплоносія

Рис 5.8: Залежність зміни швидкості частинок по траєкторії від дистанції їх прольоту.  $D_d =$  від 20 до 150 мкм. Швидкість подачі теплоносія 10 м/с.



а) Швидкість руху продукту

б) Швидкість руху теплоносія

Рис 5.9: Залежність зміни швидкості частинок по траєкторії від дистанції їх прольоту.  $D_d =$  від 20 до 150 мкм. Швидкість подачі теплоносія 50 м/с.

Виходячи з розробленого поля потоку в сегментованій досліджуваній області, можна здійснити пряме порівняння з моделями розпилення, які спостерігаються в первинних експериментах повної моделі.

Під час первинних експериментів у «спокійних» за швидкістю подачі теплоносія до 10 м/с та конвективних умовах потоку повітря на вході, добре фіксуються результати за допомогою перехідної моделі CFD **k-omega (2 eqn)**, незважаючи на раніше згадані небажані ефекти сегментованого домену. В умовах моделі CFD «спокійного» потоку результатом є відхилення частинок вгору, тоді як основна маса крапель чітко слідує експериментальній схемі розпилення.

## 5.5 Моделювання розподілу температури в розпилювальному сушильному комплексі.

### 5.5.1 Опис фізичної моделі сушильного комплексу

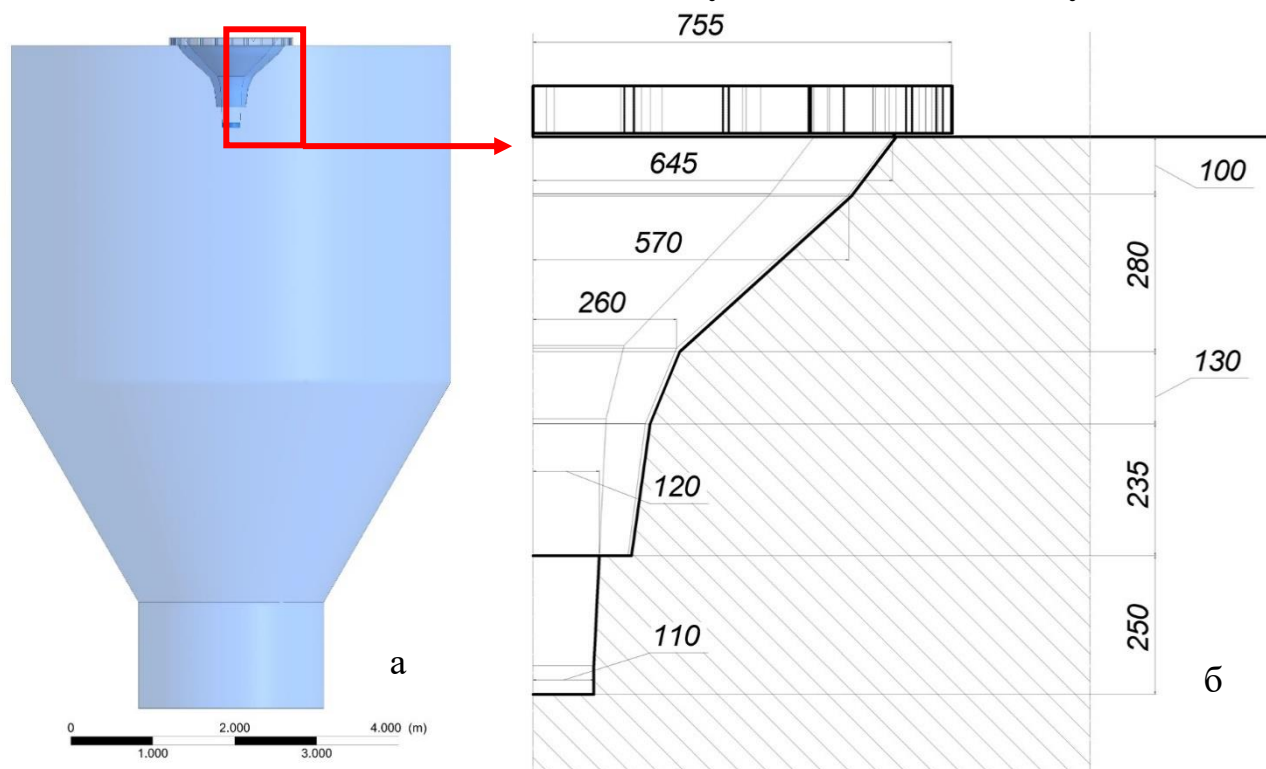


Рис. 5.10. Фізична модель сушильного комплексу; (а) принципова схема сушильного комплексу; (б) Геометричні параметри повітрярозподільчого пристрою.

На (рис. 5.10) показана фізична модель пілотної розпилювальної сушарки, використаної в експерименті.

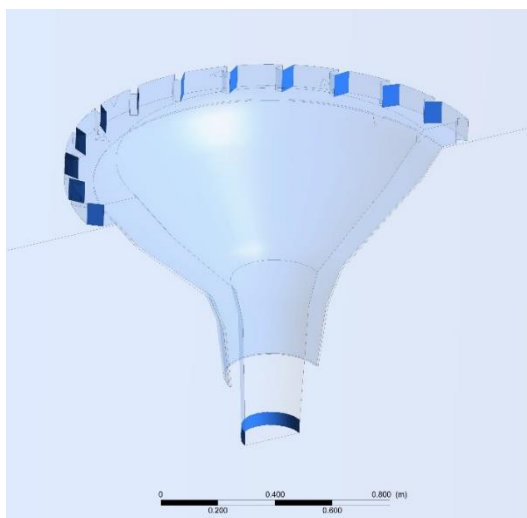


Рис. 5.11 Фізична модель верхнього жалюзійного розподілення в сушильному комплексі

Внутрішній діаметр = 5360 мм, висота циліндричного сегмента сушильного комплексу = 4100 мм, а кут конічного сегмента  $150^\circ$ , як показано на (рис. 5.10а). У верхній частині повітророзподілюючого пристрою встановлено жалюзійні направляючі для можливості регулювання потоку повітря (рис. 5.11).

Модель процесу розпилювального сушіння включає складні трифазні потоки «тверда рідина-рідина-газ», а також масо- і теплообмін. Краплі, як дискретна фаза, розподіляються в гарячому повітрі, як безперервна фаза, між якими відбуваються процеси переміщення.

Чисельний розрахунок проводився за допомогою підходу Ейлера для безперервної фази та підходу Лагранжа для дискретної фази з краплями, як сферичними частинками [24]. Оскільки об'ємне відношення дискретної фази до безперервної фази, зазвичай, становить менше 10% у процесі розпилювального сушіння, модель дискретної фази (DPM) була використана для опису процесу розпилювального сушіння [14].

### **5.5.2 Вплив жалюзійного розподілення теплоносія та швидкості подачі продукту на розподілення температури в сушильному комплексі.**

Оскільки башня розпилювального комплексу, як правило, працює під вакуумом який створює витяжний вентилятор, щільність газу, гаряче повітря

розглядається як ідеальна і нестислива рідина. Універсальна форма рівнянь збереження безперервності, імпульсу, енергії для безперервної фази виглядає так [132]:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\varphi) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_j \varphi) = \frac{\partial}{\partial x_j}(\Gamma_\varphi \frac{\partial \varphi}{\partial x_j}) + S_\varphi + S_{\rho\varphi}. \quad (5.1)$$

де  $\varphi$  — загальна змінна,  $\Gamma_\varphi$  — коефіцієнт переносу,  $S_\varphi$  — джерело самої газової фази,  $S_{\rho\varphi}$  — джерело, що виникає внаслідок взаємодії гарячого повітря з краплями. Нехтуючи зіткненням крапель у русі, баланс сил відношення крапель описується Другим законом Ньютона:

$$m_p \frac{du_p}{dt} = m_p \frac{u-u_p}{t_r} + m_p \frac{g(\rho_p-\rho)}{\rho_p} + F. \quad (5.2)$$

де  $F$  — зовнішня сила (N), а  $\frac{(u-u_p)}{t_r}$  — сила опору (N) в якій  $t_r$  — час перебування краплі (с).  $t_r$  визначається за формулою [124]:

$$t_r = \frac{\rho_p d_p^2}{18\mu_g} \frac{24}{C_d Re_d}. \quad (5.3)$$

де  $d_p$  — діаметр краплі (м), а коефіцієнт опору,  $C_d$ , відповідає закону сферичного опору [133].

Швидкість випаровування крапель визначається концентрацією пари від поверхні до основного потоку газу.

$$N_i = k_c(C_{i,s} - C_{i,g}). \quad (5.4)$$

де коефіцієнт масопередачі  $k_c$  розраховується за числом Шервуда [27]:

$$Sh = 2.0 + 0.6Re_d^{1/2} Sc^{1/3}. \quad (5.5)$$

Концентрації пари на поверхні крапель і в основному потік газової фази задаються рівняннями (5.6) і (5.7) відповідно:

$$C_{i,s} = \frac{p_{sat}(T_p)}{RT_p}. \quad (5.6)$$

$$C_{i,g} = \frac{X_i p}{RT_g}. \quad (5.7)$$

де  $p_{sat}(T_p)$  — тиск насиченої пари (Па) на поверхні краплі при температурі  $T_p$ , а  $X_i$  — об'ємна молярна частка рідкого компонента.

Тепловий потік на поверхні крапель під час сушіння складається з конвективного теплообміну між краплями та газовою фазою, а також фазового переходу теплопередачі крапель, який визначається рівнянням (5.8):

$$m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = hA(T_g - T_p) + \frac{dm_p}{dt} h_{fg}. \quad (5.8)$$

де  $h_{fg}$  – прихована теплота продукту (Дж/(моль·К)), а  $h$  – коефіцієнт конвективної теплопередачі (Вт/м<sup>2</sup>·К), який впливає з числа Нуссельта [28]:

$$Nu = 2.0 + 0.6Re_d^{1/2} Pr^{1/3}. \quad (5.9)$$

У випадку, якщо температура краплі досягає точки кипіння, а краплі ще містять певну кількість випаровуваної маси, застосовується модель швидкості випаровування [12]:

$$\frac{d(d_p)}{dt} = \frac{4k_g}{\rho_p c_g d_p} (1 + 0.23\sqrt{Re_d}) \ln\left[1 + \frac{c_g(T_g - T_p)}{h_{fg}}\right]. \quad (5.10)$$

Експерименти з розпилювальним сушінням були проведені в змодельованому секторі сушильного комплексу з верхнім розташуванням жалюзійних ґрат з можливістю регулювання, як показано на (рис. 5.11).

В програмному комплексі ANSYS FLUENT 2021 R2 Academic було задано гаряче повітря яке надходить у сушильну камеру через розподільник у верхній частині башні, вихід відпрацьованого теплоносія та продукту у нижній частині комплексу, а подача продукту з моделі розпилюючого диску у верхній частині опущеного в об'єм комплексу.

Для вимірювання розподілу температури в розпилювальному комплексі було вибрано п'ятнадцять ліній по всьому периметру башні у трьох групах (п'ять для груп А, В та С) у межах циліндричного сегмента, як показано на (рис. 5.12). Відстані трьох згрупованих точок вимірювання становили 1280, 2280 і 2680 мм відповідно від осі сушильного комплексу, а відстані точок у вертикальному напрямку становили в першому віддалені 1100 мм, далі крок був 700 мм.

На вході гарячого повітря для моделювання було використано граничну умову масового потоку, що відповідало 4,045 кг·с масової витрати. Температуру на вході було прийнято як 180°C.

Кут впускного повітря регулювалось жалюзійними дефлекторами розподільника гарячого повітря на верхній частині сушильного комплексу, що становить від  $0^\circ$  до  $80^\circ$  до вертикального напрямку осі башні.

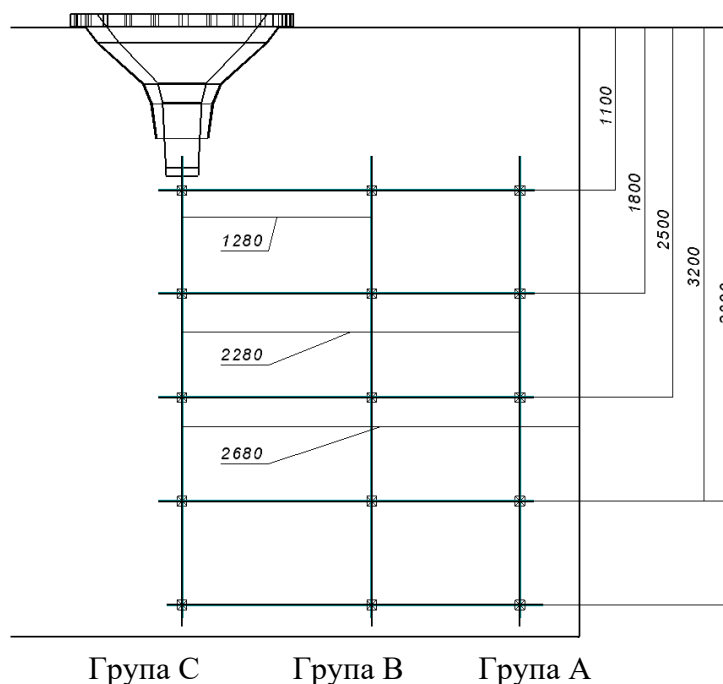


Рис. 5.12 Точки вимірювання температури в башні сушильного комплексу.

Вихід гарячого повітря був встановлений як вихід тиску. Оскільки башня розпилувальної сушарки працювала при невеликому вакуумі, вихідний тиск підтримувався на рівні 110 Па [134, 145].

Гранична умова «виходу» була використана в моделі DPM. Коефіцієнт конвективної тепловіддачі для цієї частини оцінювався в  $12 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$  [29]. Гранична умова моделі дискретної фази була встановлена як «відбиття» від стінки, тобто частинки відбивалися під кутом у обчислювальну область після удару об стінку. Коефіцієнти відбиття визначали за кутами відбиття  $0,9$  у нормальному напрямку та  $0,5$  по тангенціальному [144]. Диск розпилувача був зконфігурований як обертова стінка, вісь обертання збігалася з віссю координат, а швидкість обертання була встановлена на рівні 12000 об/хв.

Моделювання проводилося з використанням комерційного програмного забезпечення ANSYS FLUENT 2021 R2 Academic. Обчислювальна область була об'єднана за допомогою ANSYS ICEM CFD, програмного забезпечення для попередньої обробки для створення структурованих гексаедричних сіток. Через великі швидкості та градієнти температури навколо впускного отвору гарячого

повітря та диска розпилювача було проведено локальне уточнення сітки в зоні осі сушильного комплексу для підвищення точності розрахунків. Загальна кількість сіток склала 5,73 мільйона.

Безперервна фаза була описана в системі відліку Ейлера з моделлю RNG k-ε, прийнятою для вираження турбулентного потоку газової фази. Відомо, що в башні під час сушіння розпиленням існують швидкісні потоки зі складним вихровим рухом. Модель RNG k-ε була обрана тому, що вона врахувала вплив вихрового руху на турбулентність, на відміну від стандартної k-ε моделі, ігноруючи цей ефект. Дискретна фаза була описана в рухомій системі відліку Лагранжа з моделлю DPM. Основний набір рівнянь був дискретизований методом кінцевих об'ємів, а для просторової дискретизації застосовано схему другого порядку. Під час розв'язування використовувався алгоритм SIMPLE (напівнеявний метод для рівнянь, пов'язаних із тиском).

Порівняння розподілу температур сушильного комплексу виконувалось при змінних параметрах кута регулювання розподільчих жалюзей в межах від 0 до 85° в повітродозподільному пристрої та зміни швидкості подачі продукту в межах від 80 до 120 м/с. Щоб перевірити точність результатів моделювання, отримані значення температур по зонам розпилювального комплексу в залежності від кута нахилу регулюючої жалюзі та висоти в башні, були порівняні та виведено на графіки рис 5,13 та рис 5,14, а інші в додаток К.

При встановленому значенні швидкості подачі продукту рівному 80 м/с, аналіз розподілу температур у сушильному комплексі показав, що високі значення температур виявилися більш помітними біля стінки в групі А на висоті 1800 мм від башні.

Геометрична конфігурація сушильного комплексу може спричинити збільшення теплової інтенсивності у даному регіоні. Висока концентрація теплових потоків у цьому місці може бути обумовлена особливостями розміщення подачі повітря та напрямку руху продукту.

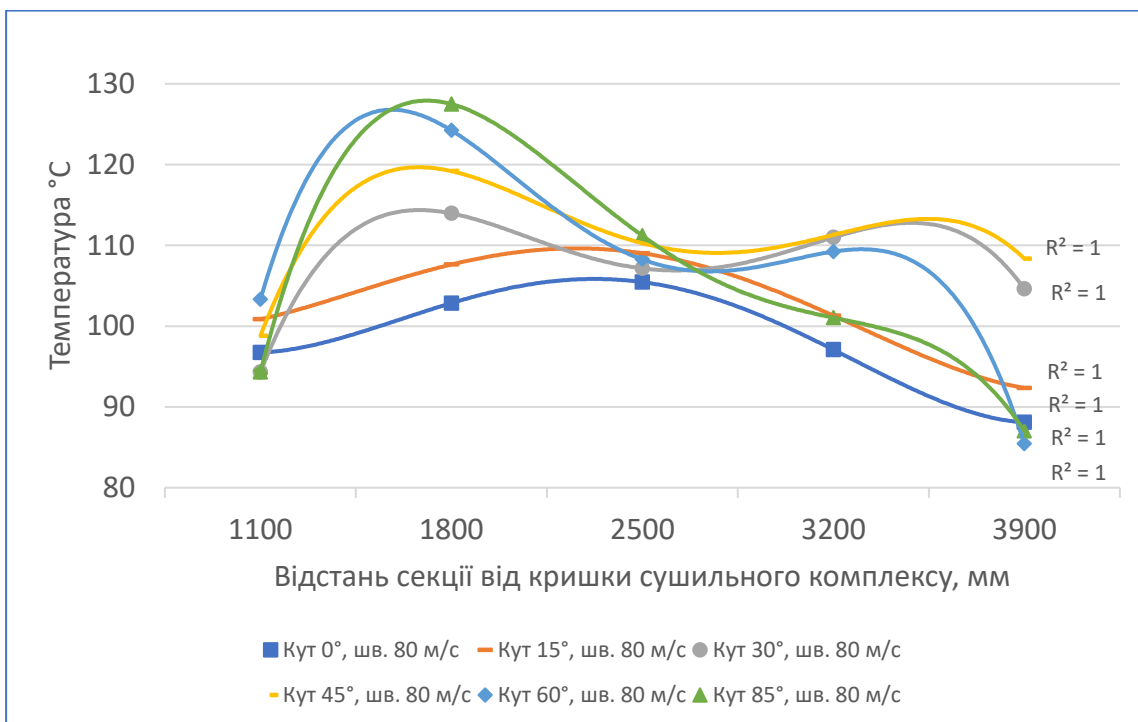


Рис. 5.13. Залежність зміни значення температури в середині сушильного комплексу при швидкості подачі теплоносія 80 м/с.

Це явище може впливати на процес сушіння, зокрема на розподіл тепла та вологи всередині комплексу. Високі температури біля стінки на малій висоті від розпилюючого диску можуть спричинити нерівномірне сушіння продукту не використовуючи весь об'єм сушильної башні.

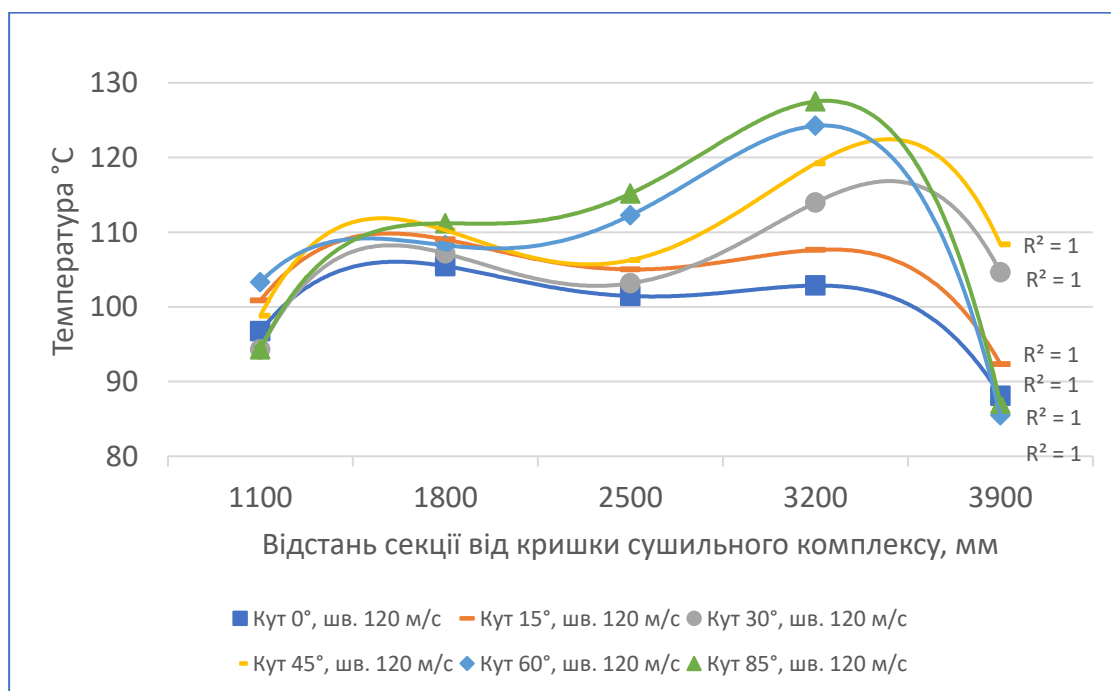


Рис. 5.14. Залежність зміни значення температури в середині сушильного комплексу при швидкості подачі теплоносія 120 м/с.

Параметр швидкості подачі теплоносія є важливим фактором у процесі сушіння, оскільки він впливає на теплові та масові переноси всередині сушильного комплексу. При значенні швидкості подачі продукту 120 м/с, спостерігаються найвищі значення температур біля стінки в групі А на висоті 3200 мм від башні (рис. 5.14).

З наведених залежностей випливає що висока швидкість подачі продукту веде до інтенсивного перемішування повітря всередині сушильного комплексу. При цьому, тепла енергія, яка виробляється для сушіння продукту, розподіляється рівномірно в об'ємі комплексу, і це призводить до підвищення температур у більшій частині простору. Область біля стінки в групі А на висоті 3200 мм виявилася вищою через більший простір для розподілу тепла. Це призводить до зменшення градієнту температур між цими областями та підвищення температур вздовж стінок.

З проведених досліджень зміни параметру подачі вхідного теплоносія що подавалась в сушильний комплекс, температура становила 180°C. Прогнозована залишкова вологість висушеного продукту становила 0,41%. Розроблений метод може забезпечити реалістичне відтворення у відображенні коливань температури в сушильних комплексах, а також потенційний внесок у розробку та експлуатацію промислових розпилювальних сушарок. На (Рис. 5.15а) представлено змодельований розподіл температури у п'яти радіальних ділянках (Рис. 5.12) на

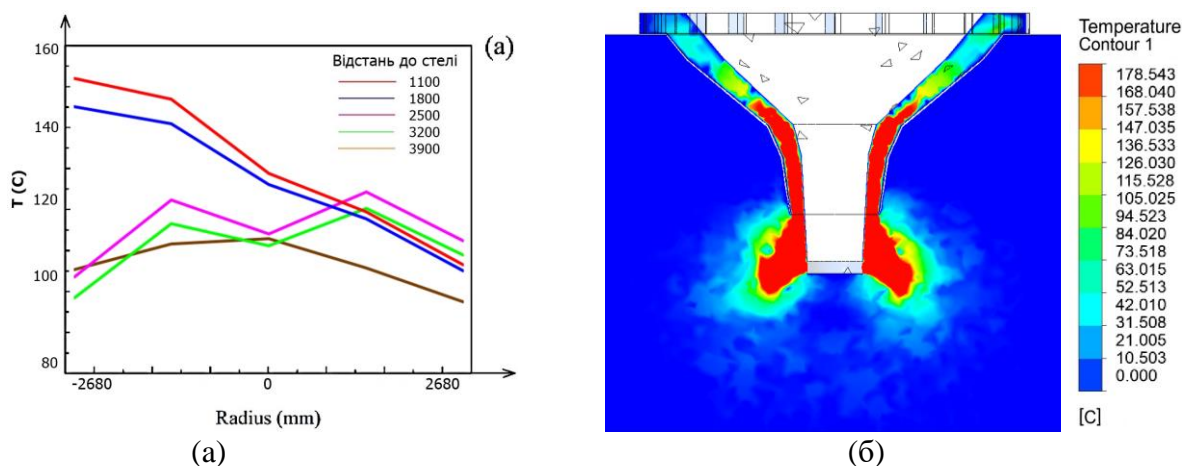


Рис 5.15 Температурний розподіл в сушильному комплексі;

(а) температурний розподіл по діаметру башні на різних ділянках.

(б) контур-діаграма температури в сушильному комплексі.

різних відстанях до стелі башні, а на (Рис. 5.15b) показана діаграма температурного контуру всередині башні під час процесу сушіння. З Рис. 5.15a видно, що температури в центральній області були вищими, ніж в інших областях для всіх розрізів. Найвища температура була на ділянці 1100 мм, де вона була ближче до входу гарячого повітря.

Відносно нижчі температури в решті області цієї ділянки визначаються траєкторіями крапель розпилювача. Це явище було схоже на те, що було виявлено в дослідженні Mujumdar et al. [152]. Краплі надходили в сушильну область з розпилюючого диску маючи велику радіальну швидкість і падали вниз у формі парасольки, спочатку контактуючи з гарячим повітрям і поглинаючи велику кількість тепла, так що рідка фаза швидко випаровувалася, в результаті чого відбулося значне зниження температури в цій зоні.

Визначення температур відбувалось:

- по зонам;
- відносно кута повороту жалюзі;
- відносно швидкості подачі продукту.

Оскільки інші зони послідовно віддалялися від входу гарячого повітря, центральні температури поступово знижувалися, і загальний розподіл мав тенденцію бути рівномірним. Результати відповідали експериментально виміряним розподілам температури, що демонструє правильність результатів моделювання. Також можна помітити, що температури біля стінки знизилися. Контур-діаграма на рис 5.15b показує, що підвищенні значення температур були зафіксовані біля вхідного отвору гарячого повітря, поступово знижувалися вниз по центру башні та наближалися до температури повітря на виході. Найвище значення виявилось навколо центру башні в перетині 1100 мм. Це сталося тому, що гаряче повітря найвищої температури вперше контактувало з краплями, що характеризуються найвищим вмістом вологи, викликаючи інтенсивний масо- та теплообмін.

Таким чином, волога в краплях продукту швидко випаровувалася в пару і мігрувала в гаряче повітря, що призвело до швидкого збільшення вмісту пари в цій області. Зі зменшенням перетину, краплі безперервно контактували з гарячим повітрям і вміст пари у внутрішньому просторі сушарки повільно зменшувався й поступово вирівнювався. Подальше спостереження за діаграмою на (рис 5.16b)

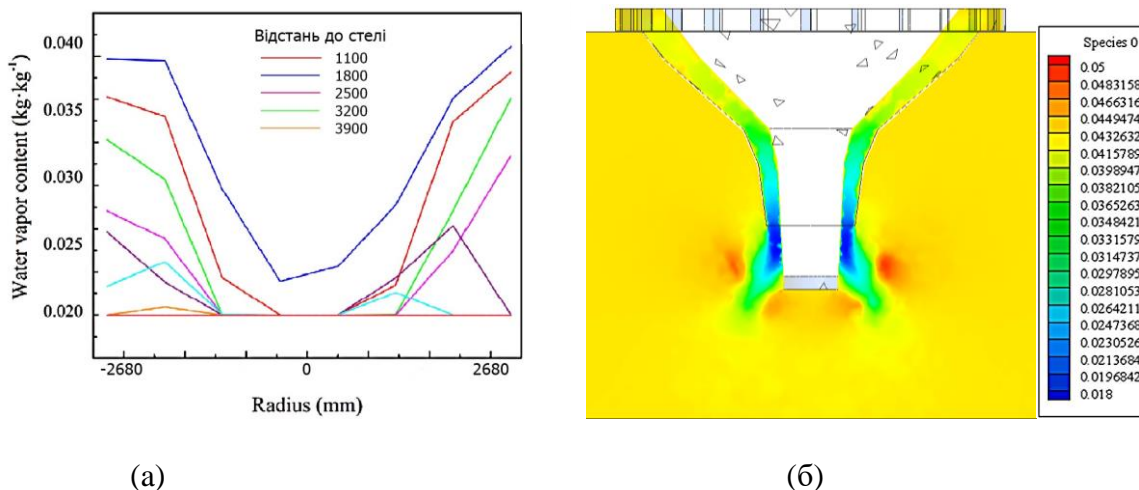


Рис 5.16 Розподіл вмісту пари в сушильному комплексі:

- (а) вміст пари в різних перерізах;
- (б) контур вмісту пари в сушильному комплексі.

також виявило, що існував асиметричний розподіл вмісту пари, який був подібний до розподілу температури на (рис 5.15б).

Це можна пояснити випадковим рухом крапель всередині башні. Хоча краплі зазвичай рухалися вниз, а великі частинки потрапляли б безпосередньо на дно башні, дрібні частинки могли рухатися вгору разом з гарячим повітрям, що призводило до різної інтенсивності випаровування в різних областях комплексу. Це стало причиною того, що вміст водяної пари був рівномірно розподілений в інших областях башні.

## 5.6 Дослідження траєкторій руху частинок продукту в моделі сушильного комплексу з верхнім розподілом теплоносія.

В дослідженні траєкторії руху крапель необхідно зрозуміти поведінку дискретної фази. Траєкторії руху крапель та теплоносія під час процесу сушіння проілюстровані на (Рис 5.20). Після виходу з диска розпилювача менші краплі

створювали менші відцентрові сили, що призводить до менших радіальних швидкостей і коротшої горизонтальної відстані розпилення.

Після контакту з гарячим повітрям найвищої температури частинки малого розміру відразу висушуються, а потім швидко підвищуються в температурі. Більші краплі з більшими відцентровими силами мали вищі радіальні швидкості та більшу відстань розпилення, їх траєкторії знаходились далі від диска та ближче до стінки.

Ці частинки піддавались впливу гарячого повітря з відносно низькими температурами, зазнавши більш тривалого періоду сушіння з постійною швидкістю. З рухом крапель вниз, їх вологість і швидкість поступово зменшувалися, що призвело до приблизно рівномірної температури крапель (Рис 5.17).

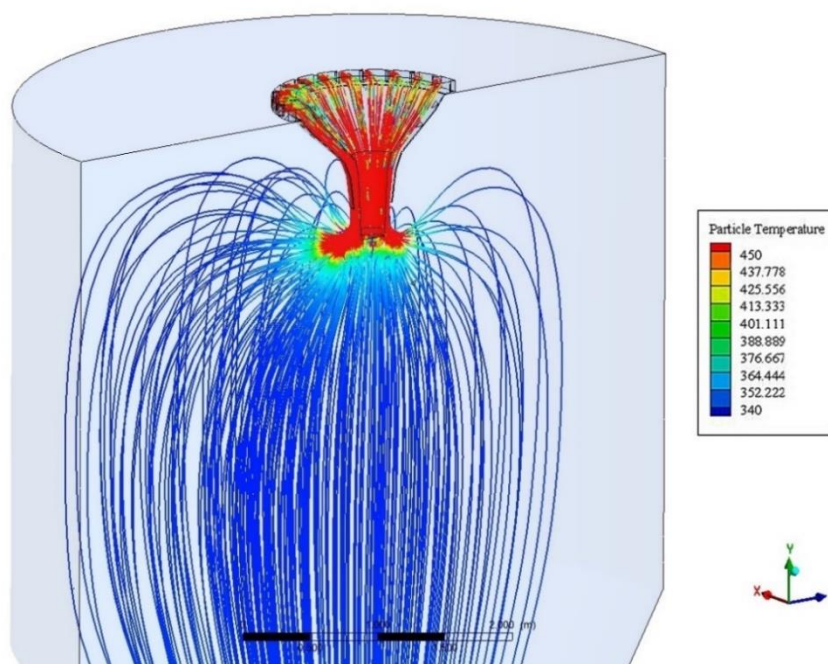


Рис 5.20 Розподіл температури в межах траєкторії руху теплоносія та крапель продукту під час сушіння.

Процес висихання крапель тісно пов'язаний з розміром крапель. Для аналізу під час сушіння були відібрані частинки діаметром від 20 до 150 мкм, щоб дослідити їх діаметр і зміни температури з часом, як показано на (рис. 5.21). У процесі сушіння, волога всередині крапель нагрівалася та випаровувалась, а діаметр крапель поступово ставав меншим, як показано на (Рис. 5.21а). Час, необхідний для висихання крапель, змінювався в залежності від початкових діаметрів крапель, і чим більші розміри, тим довший час.

Більшість крапель всіх розмірів повністю висихали протягом 1 с. На (Рис 5.21a) зображені зміни температури цих крапель після потрапляння в башню. Найдрібніші краплі (10,00 і 17,71 мкм) були висушені миттєво (чорна та червона криві). Температури швидко зростали до максимальних значень 200°C, а потім поступово знижувалися до температури виходу, близької до температури повітря на виході. З (Рис 5.21b) видно, що зміни температури інших крапель пройшли приблизно три стадії. Спочатку, було невелике підвищення температури, коли ці краплі контактували з гарячим повітрям. Потім краплі продукту підтримували температуру 180°C. Це вказувало на те, що швидкість висихання крапель була постійною, в той час як поверхні крапель залишалися насиченими. Протягом цього етапу була видалено більшість вологи, а діаметр крапель поступово зменшувався.

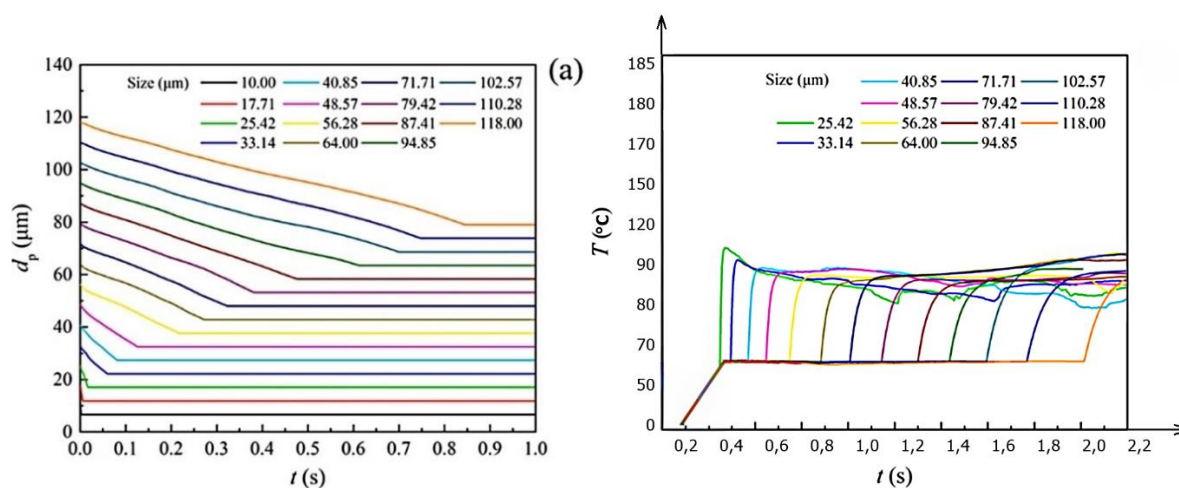


Рис 5.21 Динаміка зміни розмірів та температур частинок продукту під час процесу сушіння при 180°C.

(а). Залежність часу висихання частинок від їх початкового розміру під час процесу сушіння

(б). Залежність зміни температури частинок від часу під час процесу сушіння

Важливим фактором була температура повітря на вході, яка може вплинути на розподіл вмісту пари в башні розпилювального сушіння і, згодом, на процес сушіння крапель. Щоб дослідити вплив температури повітря на вході, був змодельований випадок з температурою подачі 180°C, як показано на (рис. 5.15б).

При такій температурі повітря на вході вміст пари був найнижчим (сині області) і найвищим навколо диска розпилювача (помаранчеві області). Це можна

пояснити тим, що краплі, розсіяні навколо диска під дією відцентрової сили, спочатку стикалися з гарячим повітрям, а велика кількість випарованої вологи мігрувала з дискретної фази в безперервну фазу. З підвищенням температури повітря на вході, випаровування крапель ставало інтенсивнішим у верхній частині сушильного комплексу. На основі рівнянь (5.4) і (5.7), підвищення температури гарячого повітря може збільшити імпульс масообміну  $i$ , таким чином, сприяти переносу поверхневої пари. Тоді як згідно з (5.8), вища температура гарячого повітря також може підвищити конвективний теплообмін, тим самим значно посилюючи процес масо-і теплопередачі. Однак, при тій же швидкості подачі, вища температура повітря на вході може призвести до вищої температури повітря на виході та збільшити споживання енергії. Як наслідок, для економії енергії на практиці слід застосовувати належним чином знижену температуру вхідного повітря та параметри швидкості продукту.

### 5.7 Висновки до розділу

Чисельні дослідження виконано з використанням пакету CFD FLUENT. В експерименті з розпилювальним сушінням були застосовані параметрами молочної сироватки. Були виміряні температури репрезентативних точок всередині башні розпилювальної сушарки для перевірки результатів моделювання. Були досягнуті відмінні узгодження між експериментальними значеннями з максимальною відносною похибкою 4,6%.

Для безперервної фази центральна область сушильного комплексу мала більші температури та низький вміст водяної пари, інші області залишалися в основному з однаковими температурами та вмістом пари. Швидкість газу була найбільшою в центральній області і поступово зменшувалася в радіальному напрямку до стінки. Для дискретної фази деякі з крапель зазнали множинних вихрових рухів всередині сушильної башні.

Встановлено, що під час первинних експериментів у "спокійних" умовах, коли швидкість подачі теплоносія не перевищує 10 м/с і протікає конвективний потік повітря на вході, ефективно використовується перехідна модель CFD  $k$ - $\omega$  (2 eqn). Незважаючи на попередньо згадані відхилення через сегментований домен,

результати добре узгоджуються з експериментальними даними. У моделях "спокійного" потоку виявлено відхилення частинок у напрямку вгору, при цьому основна кількість крапель точно відповідає експериментальній схемі розпилення.

В результаті проведених моделювань однофазні рішення стаціонарного та нестаціонарного моделювання свідчать про те, що стаціонарний підхід у середньому працює досить добре, враховуючи великий час моделювання та повністю залежить від параметрів входу повітря в сушильний комплекс.

Як і було припущено раніше Woo (2017) [27], обертання розпилювача стабілізує поле потоку, яке виявляється лише при моделюванні центрального вхідного струменя повітря.

Визначено, що параметр швидкості подачі теплоносія є суттєвим фактором у процесі сушіння, оскільки він має вплив на теплові та масові переноси всередині сушильного комплексу. При значенні швидкості подачі продукту 120 м/с спостерігаються найвищі температурні значення біля стінки в групі А на висоті 3200 мм від башні.

Було виявлено ефект закручування нагнітаючого потоку повітря перпендикулярно направлено в стінку комплексу. Різниця переважно пояснюється обмеженням розміру комірки або домену 3D моделі, оскільки періодичні граничні умови та обмежена кількість розрізнених поверхонь та об'єктів впливатимуть на оцінку поля потоку та усередненого масового потоку.

Встановлено, що здійснені дослідження, пов'язані зі зміною параметра подачі вхідного теплоносія в сушильний комплекс за умови температури 180°C та прогнозованої залишкової вологості висушеного продукту на рівні 0,41%. Розроблений метод дозволяє відтворити коливання температури в сушильних комплексах з високим рівнем реалізму та має потенціал вплинути на розробку та функціонування індустріальних розпилювальних сушарок.

## ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ

Дисертація спрямована на удосконалення конструктивного рішення розпилювального сушіння та оптимізації параметрів розподілення теплоносія на базі проведених моделювань та експериментальних досліджень.

Виконано системний аналіз сучасних теоретичних і практичних наробок, щодо технології та обладнання для отримання молочної сироватки методами розпилення молочних продуктів. Доведено що моделі турбулентності, такі як  $k-\varepsilon$ , RNG  $k-\varepsilon$  і RSM, мають важливу роль у точному моделюванні процесів розпилювального сушіння. Завдяки методу декомпозиції, розбиваючи процес зневоднення на інтервали і визначаючи поточну масу частинки і її температуру для кожного інтервалу, можна визначити температурний коефіцієнт сушіння ( $b = dt/du$ ) на різних стадіях процесу, а також ступінь теплового впливу при певному вологовмісті краплі. Отримані кращі показники узгодження моделі RNG  $k-\varepsilon$  з експериментальними даними порівняно з моделлю  $k-\varepsilon$ , що свідчить про її використання відповідність для моделювання розпилювального сушіння, де може виникати складна турбулентність.

Визначено та науково обґрунтовано оптимальні параметри процесу сушіння розпилювальним способом методами математичного та фізичного моделювання. Виходячи з аналізу кривих зміни маси та температури краплини, встановлено тривалість окремих періодів зневоднення і обґрунтовано критичні точки  $kr_1$ ,  $kr_2$  та  $kr_3$ , в яких визначено значення вологовмісту  $u_{кр}$  та діаметру  $d_{кр}$  частинки, а також кінетичні характеристики  $\left(\frac{dS}{d\tau}\right)_{кр}$ ,  $I_{кр}$  та інтенсивність сушіння  $L_{кр}$ .

Визначено механізм селективного розділення частинок досліджуваного потоку на базі структурних та функціональних моделей технологічної системи у програмному пакеті CFD, на принципах моделювання траєкторій руху частинок, часу висихання частинки продукту, із врахуванням конструктивних параметрів повітро-розподілюючого пристрою в розпилювальному комплексі. Розроблено структурні та функціональні моделі технологічної системи в програмному пакеті CFD, для моделювання траєкторій руху частинок які були в межах від 13,3 до 10,7 метрів по траєкторії в сушильній башні, часу висихання частинки продукту в

межах від 2,4 до 1,1 секунди в широкому розмірному діапазоні від 10 до 150 мкм, визначення конструктивних параметрів повітро-розподілюючого пристрою в розпилювальному комплексі.

Розроблено оптимізаційну математичну модель розподілення продукту із повітро-розподілюючого пристрою в розпилювальному комплексі, на основі вбудованих операторів програмного пакету CFD - VOF (Volume of Fluid); Встановлено оптимальну швидкість потоку теплоносія вздовж внутрішньої поверхні стінок корпусу розпилювальної сушарки, яка знаходиться в діапазоні від 20 до 25 метрів на секунду. Отримані швидкісні параметри сприяють ефективному руху частинок продукту та мінімізації негативного явища налипання до стінок, що є важливим для підвищення продуктивності та якості сушіння. Температура всередині розпилювального комплексу становить найвище значення біля стінок, де відбувалося закручування потоку продукту та теплоносія. Отримані результати доводять доцільність контролю параметрів тиску та температурних полів у сушильному комплексі для оптимізації процесу сушіння.

Визначити та обґрунтувати параметри підготовки теплоносія та конструктивних удосконалень у дискових розпилювальних комплексах методом оптимізаційного дискретно-подієвого моделювання програмного пакету CFD синтез перехід VOF-to-DPM, DPM (Discrete Phase Model);

Встановлено, що найвищі значення швидкості потоку сформовані під розпилювальним диском, де швидкість потоку досягає показників до 40 м/сек. На підставі проведених експериментальних досліджень визначено, що при куті регулювання жалюзійного розподілення 45 градусів спостерігається підвищення кута розпилення факела. Отримана закономірність має важливе практичне значення, оскільки забезпечується досягнення оптимальної конфігурації розпилювального процесу та покращення якості сушіння продукту під час розпилювання. Виявлено та підтверджено, що сегментація повнокамерної області призводить до обмеженої поведінки потоку з точки зору перехідних коливань та турбулентних факторів потоку, що добре корелюється з припущеннями Woo (2017) [27]. Умова програмного налаштування «повітря та продукт» «air and product» - забезпечила циклічну повторюваність інформації по двох просторово

розділених гранях входження в область розрахунку, так що потоки властивостей поля, що перетинають одну з меж, застосовуються до початку іншого об'єму дослідної ячейки.

Патрубок входу повітря з температурою 180°C, за умови осьової швидкості, дає масову витрату близько 9,25 м<sup>3</sup>/с, та відповідає первинним дослідом сушильного комплексу. Виявлено та досліджено ефект закручування нагнітального повітря перпендикулярно напрямленого в стінку комплексу. Отримана різниця обґрунтована обмеженням розміру домену, оскільки періодичні граничні умови та обмежена кількість розрізнених поверхонь та об'єктів впливатимуть на оцінку поля потоку та усередненого масового потоку.

Встановлено гідродинамічні фактори впливу на рух повітряних потоків у вертикальній сушильній камері з центральною верхньою подачею теплоносія і горизонтальною подачею продукту; аеродинамічні характеристики руху частинок розпиленого продукту в сушильній камері; процес взаємодії потоку теплоносія і частинок продукту в сушильній камері. При значенні швидкості подачі продукту 120 м/с досліджені найвищі температурні значення біля стінки у окремих областях. Виявлено та досліджено ефект закручування нагнітального потоку повітря перпендикулярно до стінки сушильного комплексу, і це відхилення пояснюється обмеженнями розміру комірки та домену 3D моделі. Дослідження зі зміною параметра подачі вхідного теплоносія в сушильний комплекс при температурі 180°C та залишковій вологості висушеного продукту на рівні 0,41% показали, що розроблений метод може відтворити коливання температури в сушильних комплексах з високим рівнем реалізму, що має потенціал вплинути на розробку та функціонування індустріальних розпилювальних сушарок.

Здійснено практичну апробацію отриманих результатів роботи у промислових умовах.

Результати комплексних наукових досліджень стали науковою основою на ТОВ «КАМОЦЦІ», під час розроблення прототипу розпилювального комплексу молочних продуктів (акт від 31.10.2022 р.) Прогнозований економічний ефект від впровадження результатів наукових досліджень складає 542 240 грн ;

Результати виконаних наукових досліджень по проектуванню введення

теплоносія через чотири тангенційні патрубки згідно патенту на корисну модель № 139272 впроваджені на ТОВ «ТАН». (акт від 10.10.2022р.)

Прогнозований економічний ефект від впровадження результатів наукових досліджень складає 140 900 в рік.

Розроблено та запропоновано впровадження у виробництво конструкції газорозподільного пристрою, встановленого до розпилювального сушильного комплексу, а саме в його звужену частину перед розпилювальним диском на ДП "СТАРОКОСТЯНТИНІВСЬКИЙ МОЛОЧНИЙ ЗАВОД" в м. Старокостянтинів, Хмельницького району Хмельницької області. (акт від 24.04.2023р.)

Прогнозований економічний ефект від впровадження результатів наукових досліджень складає **923 140 грн на рік.**

### Список використаних джерел

1. Храмцов А. Г., Нестеренко П. Г., Храмцов А. А., Бельмасова О. В. Молочна сироватка: використання та зберігання // Сироваріння. - 1999. - №2. - С. 23-25.  
Ринок сухого молока і казеїну - різкі повороти // Молочна промисловість. - 1999. - №4. - С.3.
2. Ліпатов М. М., Чеботарьов О. А. Гетерогенні властивості підсирної сироватки // Известия вузов "Пищевая технология". - 1981. - №2. - С. 41-43.
3. Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І. // Дослідження верхнього жалюзійного розподілення теплоносія та визначення ефективних параметрів сушіння в комплексах розпилювального типу, Харчова Промисловість НУХТ, 2021, № 30, С. 96 – 109. DOI:10.24263/2225-2916-2021-30-12
4. Masters, 1994. Spray Drying Handbook, third ed. G.Godwin, New York.
5. Fraser, R. P., & Eisenklam, P. (1953). Research into the performance of atomizers for liquids. Imperial College Chemical Engineering Society Journal, 7, 52–53.
6. <https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/spray-drying-equipment-market-229851536.html>
7. <https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/spray-drying-equipment-market-229851536.html>
8. Frydman, A., Vasseur, J., Moureh, J., Sionneau, M., Tharrault, P., 1998. Comparison

of superheated steam and air operated spray dryers using computational fluid dynamics. *Drying Technol.* 16 (7), 1305–1338.

9. Долінський А. А., Воловик Ю. І. Стан і завдання дослідження розпилювального сушіння // Досвід застосування розпилювальних сушильних установок. - К.: Наукова думка, 1976. - С. 11-29.
10. Белінська, К.О. Сучасний стан наукових досліджень в сушінні молока розпилом та використання нетрадиційної сировини/ К.О. Белінська, В.В. Шутюк, Н.О. Фалендиш// Наукові праці НУХТ.– К: НУХТ.– 2014.– Т. 20, № 5.– С. 161-169.
11. Куц, Ю. Ю. Мікроструктура яблучних вичавок до і після сушіння конвективним способом та струмами високої частоти / Ю. Ю. Куц // Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті : матеріали 78 Міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів, 2-3 квітня 2012 р. – Київ : НУХТ. – 2012. – Ч. 2. – С. 156–157.
12. Guo, B., Langrish, T., Fletcher, D., 2003. Simulation of gas flow instability in a spray dryer. *Chem. Eng. Res. Des.* 81 (6), 631–638.
13. Harvie, D.J.E., Langrish, T.A.G., Fletcher, D.F., 2001. Numerical simulations of gas flow patterns within a tall-form spray dryer. *Chem. Eng. Res. Des.* 79 (3), 235– 248.
14. Harvie, D.J.E., Langrish, T.A.G., Fletcher, D.F., 2002. A computational fluid dynamics study of a tall-form spray dryer. *Food Bioprod. Process.* 80 (3), 163–175.
15. Kota, K., Langrish, T., 2007b. Prediction of wall deposition behaviour in a pilot-scale spray dryer using deposition correlations for pipe flows. *J. Zhejiang Univ. Sci. A* 8 (2), 301–312.
16. Langrish, T.A.G., 2005. *Computational Fluid Dynamics and Drying*. ADC.
17. Langrish, T., 2007. New engineered particles from spray dryers: research needs in spray drying. *Drying Technol.* 25 (6), 971–983.
18. Langrish, T., 2009. Multi-scale mathematical modelling of spray dryers. *J. Food Eng.* 93 (2), 218–228.

19. Langrish, T., Fletcher, D., 2001. Spray drying of food ingredients and applications of CFD in spray drying. *Chem. Eng. Process.* 40 (4), 345–354.
20. Langrish, T., Fletcher, D., 2003. Prospects for the modelling and design of spray dryers in the 21st century. *Drying Technol.* 21 (2), 197–215.
21. Woo, M.W., Daud, W.R.W., Tasirin, S.M., Talib, M.Z.M., 2007a. Optimization of the spray drying operating parameters-a quick trial-and-error method. *Drying Technol.* 25 (10), 1741–1747.
22. Woo, M.W., Wan Daud, W.R., Tasirin, S.M., Talib, M.Z.M., 2007b. Effect of wall surface properties at different drying kinetics on the deposition problem in spray drying. *Drying Technol.* 26 (1), 15–26.
23. Woo, M.W., Daud, W.R.W., Mujumdar, A.S., Talib, M.Z.M., Hua, W.Z., Tasirin, S.M., 2008. Comparative study of droplet drying models for CFD modelling. *Chem. Eng. Res. Des.* 86 (9), 1038–1048.
24. Woo, M., Daud, W.R.W., Tasirin, S.M., Talib, M.Z.M., 2009a. Controlling food powder deposition in spray dryers: wall surface energy manipulation as an alternative. *J. Food Eng.* 94 (2), 192–198.
25. Woo, M.W., Daud, W.R.W., Mujumdar, A.S., Wu, Z., Talib, M.Z.M., Tasirin, S.M., 2009b. Non-swirling steady and transient flow simulations in short-form spray dryers. *Chem. Prod. Process Model.* 4 (1).
26. Woo, M., Daud, W.R.W., Mujumdar, A., Tasirin, S.M., Talib, M.Z.M., 2010a. Role of rheological characteristics in amorphous food particle-wall collisions in spray drying. *Powder Technol.* 198 (2), 251–257.
27. Woo, M.W., Huang, L.X., Mujumdar, A.S., Daud, W.R.W., 2010b. CFD simulation of spray dryers. In: Woo, M.W., Mujumdar, A.S., Daud, W.R.W. (Eds.), *Spray Drying Technology*. University Kebangsaan Malaysia, Singapore, pp. 1–36.
28. Woo, M.W., Sadashiv, A., Ramli, W., 2010c. *Spray Drying: Operation, Deposition and CFD Modelling*. VDM Publishing.
29. Wu, Z., Mujumdar, A., 2006. A parametric study of spray drying of a solution in a pulsating high-temperature turbulent flow. *Drying Technol.* 24 (6), 751–761.

30. Huang, L., Kumar, K., Mujumdar, A.S., 2003a. A parametric study of the gas flow patterns and drying performance of co-current spray dryer: results of a computational fluid dynamics study. *Drying Technol.* 21 (6), 957–978.
31. Huang, L., Kumar, K., Mujumdar, A., 2003b. Use of computational fluid dynamics to evaluate alternative spray dryer chamber configurations. *Drying Technol.* 21 (3), 385–412.
32. Huang, L., Kumar, K., Mujumdar, A., 2004a. Simulation of a spray dryer fitted with a rotary disk atomizer using a three-dimensional computational fluid dynamic model. *Drying Technol.* 22 (6), 1489–1515.
33. Huang, L., Kumar, K., Mujumdar, A.S., 2004b. Computational fluid dynamic simulation of droplet drying in a spray dryer. In: *Proceedings of the 14th International Drying Symposium*. São Paulo Brazil, pp. 326–332.
34. Huang, L.X., Passos, M., Kumar, K., Mujumdar, A.S., 2005. A three-dimensional simulation of a spray dryer fitted with a rotary atomizer. *Drying Technol.* 23 (9–11), 1859–1873.
35. Huang, L.X., Kumar, K., Mujumdar, A.S., 2006. A comparative study of a spray dryer with rotary disc atomizer and pressure nozzle using computational fluid dynamic simulations. *Chem. Eng. Process.* 45 (6), 461–470.
36. Долінський А. А., Воловик Ю. І. Теплотехнічні аспекти розрахунку розпилювальних сушильних камер // *Пром. теплотехніка*. - 1980. - Т. 2, №4. - С.72-79.
37. Langrish, T., Zbicinski, I., 1994. The effects of air inlet geometry and spray cone angle on the wall deposition rate in spray dryers. *Chem. Eng. Res. Des.* 72 (A3), 420–430.
38. Straatsma, J., Van Houwelingen, G., Steenbergen, A., De Jong, P., 1999. Spray drying of food products: 1. Simulation model. *J. Food Eng.* 42 (2), 67–72.
39. Ruud E.M. Verdurmen\*, Han Straatsma, Maykel Verschueren, Jan j. Van haren, Erik Smit, Gerrald Bargeman, Peter de Jong. *Modelling spray drying processes for dairy products*
40. W. H. Gauvin, S. Katta. Basic concepts of spray dryer design. *AIChE Journal* (Vol. 22, No. 4), Page 713

41. Crowe, C. T., Sharma, M. P., & Stock, D. E. (1977). The Particle-Source-In Cell (PSI-CELL) Model for Gas-Droplet Flows. *Journal of Fluids Engineering*, 99(2), 325
42. Жураківська, А. А. Розробка системи автоматизації технологічного процесу сушіння молока : кваліфікаційна робота ... бакалавра : 151 Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології / Анастасія Аркадіївна Жураківська ; наук. керівник Євген Сергійович Проскурка. – Київ, 2021. – 80 с.
43. Jan Piasecki, Milk powder manufacture handbook – GEA
44. Planovskiy A. A., Kalenich P. V., Sokolov E. Yu, Markin O. T. Pneumatic atomizer for dairy products // *Dairy Industry*. - 1986. - №4. - С. 8-9.
45. Дослідження процесу розпилення рідини за допомогою CFD-технологій / А. М. Слюсенко, В. В. Пономаренко, С. І. Блаженко, Я. С. Хитрий // *Наукові праці НУХТ*. – 2022. – Т. 28, № 2. – С. 90–107
46. Гаврилов, В. С. Використання можливостей Internet в оптимізації процесів сушіння харчових продуктів / В. С. Гаврилов, С. Г. Метльов, В. О. Овчарук, О. Л. Сєдих, І. В. Ющук // 75-а наукова конференція молодих учених, аспірантів і студентів, 13-14 квітня 2009 р. : тези доповідей. – К. – 2009. – Ч. 3. – С. 382-383.
47. Schubert M., Vieweg H. Die spruhtechnik und ihr einsatz in der chemischen industrie. Die Spruhaggregate // *Chemische Technick*. - 1965. - Vol.17, № 7. - P. 198-205.
48. Granovsky V. Я. Replacement of disk atomizer by centrifugal mechanical nozzles // *Dairy Industry*. - 1997. - №7. - С.22.
49. Kim, E.H.J., Dong Chen, X., Pearce, D., 2003. On the mechanisms of surface formation and the surface compositions of industrial milk powders. *Drying Technol.* 21 (2), 265–278.
50. Палаш, А. А. Сушіння рідких харчових продуктів в інертному середовищі / А. А. Палаш, В. М. Таран // *Харчова промисловість*. — 2005. — Вип. 4. — С. 119-120.
51. Bazikov V. I., Budrik G. V. Drying plants // *Dairy Industry*. - 1997. - №7. - С.20.
52. Pallanch M. J. New methods for drying Acid Whey Dairy Products laboratory

Agriculture Research service. - Washington: USDA, 1973 - 47 p.

53. Kharitonov V. D., Kuznetsov P. V., Gabrielova V. T., Tyurina I. V., Efimov V. I., Urvantsev A. D., Mertin P., Polonsky A. Increasing the productivity of drying plants // Dairy Industry. - 1998. - №6. - С. 21-22.
54. Bohni Peter, Disler Alex. Kombiniertes sprühbandtrockner im einsatz : Es bleibt nichts haffen // Ernährungsindustrie. - 1996. - №3. - С. 14-15.
55. New spray drying plant for SATRO // Eur. Dairy. Mag. - 1993. - №3. - P. 60-64.
56. Leverash V. I., Obukhov A. A. V. V., Khomyakov A. P., Trofimov L. I., Napolskikh V. P., Mydlik A. L., Burtsev V. G. Apparatus design of thickening and drying processes of dairy and other food products // Tr. G. Hardware design of thickening and drying processes of dairy and other food products // Proc. of Sverdl. Sverdl. Research Institute of Chemical Engineering. - 1993. - С. 184-192.
57. Удосконалення процесу сушіння комбінованим енергопідведення / І. В. Дубковецький, І. Ф. Малежик, Л. В. Стрельченко, Т. В. Бурлака // Проблеми промислової теплотехніки : тези доповідей ІХ міжнародної конференції, 20-23 жовтня 2015 р. - Київ : НУХТ.
58. Бурлака, Т. В. Аналіз зміни швидкості теплоносія при комбінованому способі сушіння / Т. В. Бурлака, І. В. Дубковецький, І. Ф. Малежик // Тези 81 міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів. - К. : НУХТ, 2015. – Ч. 2. — С. 174-175.
59. Хажинський Ю. М., Харитонов В. Д., Базиков В. І. Установка для виробництва сухого молока методом двостадійного сушіння // Молочна промисловість. - 1982. - №6. - С. 35-38.
60. Jin, Y., Chen, X.D., 2009a. Numerical study of the drying process of different sized particles in an industrial-scale spray dryer. *Drying Technol.* 27 (3), 371–381.
61. Brennan, J., Herrera, J., Jowitt, R., 1971. A study of some of the factors affecting the spray drying of concentrated orange juice, on a laboratory scale. *Int. J. Food Sci. Technol.* 6 (3), 295–307.
62. Pisecky I. New generation of spray dryers for milk products // Dairy Industries International. - 1983. - V.48, № 4. - P.144-147.
63. Newscast equipment // Milk Ind. - 1996. – Vol.98, №6, - P. 10,12,15,36.

64. Köblitz Thomas. Sprühtrocknungs und Infantisierungsverfahren in der Lebensmittel-Verfahrenstechnik // Verfahrenstechnik.- 1990. – Vol.24, №6. - P. 38, 41-42.
65. Foster, K.D., Bronlund, J.E., Paterson, A., 2005. The contribution of milk fat towards the caking of dairy powders. *Int. Dairy J.* 15 (1), 85–91.
66. Орлов Л.О., Крапивницька І.О., Гнатенко М.А., Вересоцький Ю.І., Мотченко О.О. Розприскова сушарка для рідких харчових продуктів // Харчова і переробна промисловість. - 1998. - №5. - С. 22-23.
67. Pisecky J. Jensen D. Die molkerei // *Zeitung Welt der Milh.* - 1975. - S. 362-368.
68. Ullum, T., 2006. Simulation of a spray dryer with rotary atomizer: the appearance of vortex breakdown. In: *Proceedings of the 15th International Drying Symposium*, pp. 20–23.
69. I. Malezhik, I. Dubkovetsky, T. Burlaka, L. Strelchenko / The drying leurotus mushrooms by different types of energy // *Modern technologies, in the food industry.* – Technical university of Moldova, 2014. - P. 81-86.
70. Wawrzyniak, P., Podyma, M., Zbicinski, I., Bartczak, Z., Rabaeva, J., 2012. Modeling of air flow in an industrial countercurrent spray-drying tower. *Drying Technol.* 30 (2), 217–224.
71. Войцеховський, Д. І. Зміна вологовмісту і концентрації цукрів в групі під час сушіння / Д. І. Войцеховський, В. В. Шутюк, В. П. Василів // *Научный взгляд в будущее.* – Одесса : Куприенко С.В., 2016. – Вип. 2, Т. 2. – С. 30–32.
72. R. Byron Bird, Warren E. Stewart, Edwin N. Lightfoot - *Transport Phenomena*, 2nd Edition-Wiley (2001)
73. Zbicinski, I., Zietara, R. 2004. CFD model of counter-current spray drying process. In: *14th International Drying Symposium (IDS)*, São Paulo, Brazil.
74. Zhang, Q., Yang, S.X., Mittal, G.S., Yi, S., 2002. AE-automation and emerging technologies: prediction of performance indices and optimal parameters of rough rice drying using neural networks. *Biosyst. Eng.* 83 (3), 281–290.
75. Ullum, T., Sloth, J., Brask, A., Wahlberg, M., 2010. Predicting spray dryer deposits by CFD and an empirical drying model. *Drying Technol.* 28 (5), 723–729.
76. Jin, Y., Chen, X.D., 2010. A fundamental model of particle deposition incorporated

- in CFD simulations of an industrial milk spray dryer. *Drying Technol.* 28 (8), 960–971.
77. Kota, K., Langrish, T., 2006. Fluxes and patterns of wall deposits for skim milk in a pilot-scale spray dryer. *Drying Technol.* 24 (8), 993–1001.
  78. Kota, K., Langrish, T., 2007a. Prediction of deposition patterns in a pilot-scale spray dryer using computational fluid dynamics (CFD) simulations. *Chem. Prod. Process Model.* 2 (3).
  79. B.E. Launder, D.B. Spalding, March 1974, The numerical computation of turbulent flows *Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering* Volume 3, Issue 2, Pages 269-289
  80. Kim, S., Choudhury, D., & Patel, B. (1999). Computations of Complex Turbulent Flows Using the Commercial Code Fluent.
  81. Launder, Brian & Reece , G. & Rodi , W. . (1975). Progress in the Development of a Reynolds Stress Turbulence Closure. *Journal of Fluid Mechanics.* 68. 537 - 566. 10.1017/S0022112075001814.
  82. Gibson , M. & Launder, Brian. (1978). Ground Effects on Pressure Fluctuations in the Atmospheric Boundary Layer. *Journal of Fluid Mechanics.* 86. 491 - 511. 10.1017/S0022112078001251.
  83. Launder, B. E. (1989). Second-moment closure and its use in modelling turbulent industrial flows. *International Journal for Numerical Methods in Fluids*, 9(8), 963–985. doi:10.1002/flid.1650090806
  84. Shih, T.-H., Liou, W. W., Shabbir, A., Yang, Z., & Zhu, J. (1995). A new  $k$ - $\epsilon$  eddy viscosity model for high reynolds number turbulent flows. *Computers & Fluids*, 24(3), 227–238. doi:10.1016/0045-7930(94)00032-t
  85. Yacilom, A. M. (1977). *Turbulence*. 2nd edition. By J. O. H INZE . McGraw-Hill, 1975. 790 pp. £19.40. *Journal of Fluid Mechanics*, 80(03), 605. doi:10.1017/s0022112077211864
  86. Hunt, J. (1973). *Mathematical Models of Turbulence*. By B. E. LAUNDER and D. B. SPALDING. Academic Press, 1972. 169 pp. £2.50 or \$7.50. *Journal of Fluid Mechanics*, 57(4), 826-828. doi:10.1017/S0022112073222048
  87. Keshani, S., Daud, W.R.W., Woo, M.W., Nourouzi, M., Talib, M.Z.M., Chuah,

- A.L., Russly, A., 2013. Reducing the deposition of fat and protein covered particles with low energy surfaces. *J. Food Eng.* 116 (3), 737–748.
88. Adhikari, B., Howes, T., Bhandari, B. R., & Truong, V. (2000). Experimental studies and kinetics of single drop drying and their relevance in drying of sugar-rich foods: A review. *International Journal of Food Properties*, 3(3), 323–351.
89. Launder, B. and Spalding, D. (1972) *Mathematical Models of Turbulence*. Academic Press, Waltham.
90. Keshani, S., 2013. Deposition of Sugar, Fat and Protein-rich Food Materials in Pilot Scale Spray Dryer, *Chemical and Process Engineering*. National University of Malaysia.
91. Keshani, S., Daud, W.R.W., Woo, M.W., Talib, M.Z.M., Chuah, A.L., Russly, A., 2012. Artificial neural network modeling of the deposition rate of lactose powder in spray dryers. *Drying Technol.* 30 (4), 386–397.
92. Keshani, S., Daud, W.R.W., Woo, M.W., Nourouzi, M., Talib, M.Z.M., Chuah, A.L., Russly, A., 2013. Reducing the deposition of fat and protein covered particles with low energy surfaces. *J. Food Eng.* 116 (3), 737–748.
93. Keshani, S., Montazeri, M.H., Daud, W.R.W., Nourouzi, M.M., 2014. CFD Modeling of Air Flow on Wall Deposition in Different Spray Dryer Geometries. *Drying Technology* (in press).
94. Ткаченко О.В., Дубковецький І.В., Гідродинамічні та теплові параметри в камерах розпилюючого зневоднення // issn 0204-3602. *Пром. Теплотехника*, 2004, т. 26, № 6
95. Jayasundera, M., Adhikari, B., Adhikari, R., Aldred, P., 2011a. The effect of protein types and low molecular weight surfactants on spray drying of sugar-rich foods. *Food Hydrocolloids* 25 (3), 459–469.
96. Jayasundera, M., Adhikari, B., Adhikari, R., Aldred, P., 2010. Effects of a Dairy and a Plant Protein along with Low Molecular Weight Surfactants on Spray-drying of Sugar-rich Foods. *Chemeca 2010: Engineering at the Edge*; 26–29 September 2010, Hilton Adelaide, South Australia, 1298.
97. Islam, M.R., Sablani, S., Mujumdar, A., 2003. An artificial neural network model for prediction of drying rates. *Drying Technol.* 21 (9), 1867–1884.

98. Huynh, T.V., Caffin, N., Dykes, G.A., Bhandari, B., 2008. Optimization of the microencapsulation of lemon myrtle oil using response surface methodology. *Drying Technol.* 26 (3), 357–368.
99. Erenturk, K., Erenturk, S., Tabil, L.G., 2004. A comparative study for the estimation of dynamical drying behavior of *Echinacea angustifolia*: regression analysis and neural network. *Comput. Electron. Agric.* 45 (1), 71–90
100. Erenturk, S., Erenturk, K., 2007. Comparison of genetic algorithm and neural network approaches for the drying process of carrot. *J. Food Eng.* 78 (3), 905–912.
101. Cakaloz, T., Akbaba, H., Yesugey, E., Periz, A., 1997. Drying model for  $\alpha$ -amylase in a horizontal spray dryer. *J. Food Eng.* 31 (4), 499–510.
102. Chegini, G., Ghobadian, B., 2007. Spray dryer parameters for fruit juice drying. *World J. Agric. Sci.* 3 (2), 230–236.
103. Chegini, G., Khazaei, J., Ghobadian, B., Goudarzi, A., 2008. Prediction of process and product parameters in an orange juice spray dryer using artificial neural networks. *J. Food Eng.* 84 (4), 534–543.
104. Cleaver, J., Yates, B., 1976. The effect of re-entrainment on particle deposition. *Chem. Eng. Sci.* 31 (2), 147–151.
105. Cubillos, F., Reyes, A., 2003. Drying of carrots in a fluidized bed. II. Design of a model based on a modular neural network approach. *Drying Technol.* 21 (7), 1185–1196.
106. Fletcher, D., Langrish, T., 2009. Scale-adaptive simulation (SAS) modelling of a pilot-scale spray dryer. *Chem. Eng. Res. Des.* 87 (10), 1371–1378.
107. Foster, K.D., Bronlund, J.E., Paterson, A., 2005. The contribution of milk fat towards the caking of dairy powders. *Int. Dairy J.* 15 (1), 85–91
108. Schuck, A. M., Rosenbaum, D. P., & Hawkins, D. F. (2008). The Influence of Race/Ethnicity, Social Class, and Neighborhood Context on Residents' Attitudes Toward the Police. *Police Quarterly*, 11(4), 496–519.  
<https://doi.org/10.1177/1098611108318115>
109. Apte, S.V., Gorokhovski, M., & Moin, P., “LES of atomizing spray with stochastic modeling of secondary breakup,” *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 29, pp. 1503-1522, 2003.

110. Apte, S.V., Helenbrook, B., & Moin, P., "Modeling the effects of droplet deformation and breakup," ILASS Americas 16th Annual Conference on Liquid Atomization and Spray Systems, Monterey, CA, 2003.
111. Apte, S.V., Mahesh, K., and Moin, P., "Large-eddy simulation of atomizing spray with stochastic breakup modeling," ASME's IGTF Turbo Expo, Atlanta, 2003.
112. Lim, H.-K., Tan, C.-P., Bakar, J., Ng, S.-P., 2012. Effects of different wall materials on the physicochemical properties and oxidative stability of spray-dried microencapsulated red-fleshed pitaya (*Hylocereus polyrhizus*) seed oil. *Food Bioprocess Technol.* 5 (4), 1220–1227.
113. Lo, S., 2005. Application of computational fluid dynamics to spray drying. *Le Lait* 85 (4–5), 353–359.
114. Martynenko, A., Yang, S.X., 2006. Biologically inspired neural computation for ginseng drying rate. *Biosyst. Eng.* 95 (3), 385–396.
115. Masters, 1994. *Spray Drying Handbook*, third ed. G. Godwin, New York.
116. Matida, E.A., Nishino, K., Torii, K., 2000. Statistical simulation of particle deposition on the wall from turbulent dispersed pipe flow. *Int. J. Heat Fluid Flow* 21 (4), 389–402.
117. Meerdink, G., van't Riet, K., 1995. Modeling segregation of solute material during drying of liquid foods. *AIChE J.* 41 (3), 732–736.
118. Menlik, T., Ȧzdemir, M.B., Kirmaci, V., 2010. Determination of freeze-drying behaviors of apples by artificial neural network. *Expert Syst. Appl.* 37 (12), 7669–7677.
119. Wohlfahrt Monika. Feste tendenzen am butter – und käsemarkt // Dtsch. *Michwirt.* - 1995. - 46, №22. - C. 1258-1259.
120. Schuck P., Poignant H., Brule G., Davenel A., Famelart M. M., Moubois J. L. Simulation of water transfer in spray drying // *Drying Technology.* - 1998. - 16 №7. - C. 1371-1393.
121. Kutsakova V. E., Utkin Yu. V. V., Polyakov V. F. Drying in a suspended bed of inert bodies // *Dairy Industry.* - 1986. - №10. - C. 28-30.
122. Langrish, T., Williams, J., Fletcher, D., 2004. Simulation of the effects of inlet swirl on gas flow patterns in a pilot-scale spray dryer. *Chem. Eng. Res. Des.* 82 (7),

- 821– 833.
123. Langrish, T., Chan, W., Kota, K., 2007. Comparison of maltodextrin and skim milk wall deposition rates in a pilot-scale spray dryer. *Powder Technol.* 179 (1), 84–89.
124. Lebarbier, C., Kockel, T., Fletcher, D., Langrish, T., 2001. Experimental measurement and numerical simulation of the effect of swirl on flow stability in spray dryers. *Chem. Eng. Res. Des.* 79 (3), 260–268.
125. Ландау Л. Д., Ліфшиц Є. М. Глава X. Одновимірний рух стисливого газу. § 97. Витікання газу через сопло // Теоретична фізика. - Т. 6. Гідродинаміка.
126. Jin, Y., & Chen, X. D. (2009). Numerical Study of the Drying Process of Different Sized Particles in an Industrial-Scale Spray Dryer. *Drying Technology*, 27(3), 371–381. doi:10.1080/07373930802682957
127. ANSYS Fluent Theory Guide 2021 ANSYS, Inc.  
[https://dl.cfdexperts.net/cfd\\_resources/Ansys\\_Documentation/Fluent/Ansys\\_Fluent\\_Theory\\_Guide.pdf](https://dl.cfdexperts.net/cfd_resources/Ansys_Documentation/Fluent/Ansys_Fluent_Theory_Guide.pdf)
128. Сушильна установка А1-ОР2Ч, © ПрАТ "Калинівський машинобудівний завод" 2011-2023 <https://kmbp.com.ua/produksiya/rishennia-dlia-molochnoi-promyslovosti/sushilni-ustanovki/sushylna-ustanovka-a1-or2ch>
129. Movagharnjad, K., Nikzad, M., 2007. Modeling of tomato drying using artificial neural network. *Comput. Electron. Agric.* 59 (1–2), 78–85.
130. Murti, R., Paterson, A., Pearce, D., Bronlund, J., 2006. Controlling SMP stickiness by changing the wall material: feasible or not? *Chemeca 2006: Knowledge and Innovation*, 362.
131. Nadeem, H.S., Torun, M., Ozdemir, F., 2011. Spray drying of the mountain tea (*Sideritis stricta*) water extract by using different hydrocolloid carriers. *LWT- Food Sci. Technol.*
132. Nourouzi, M.M., Chuah, T.G., Choong, T.S., Rabiei, F., 2012. Modeling biodegradation and kinetics of glyphosate by artificial neural network. *J. Environ. Sci. Health Part B* 47 (5), 455–465.
133. Oakley, D., 1994. Scale-up of spray dryers with the aid of computational fluid dynamics. *Drying Technol.* 12 (1–2), 217–233.

134. Paterson, A.H., Zuo, J.Y., Bronlund, J.E., Chatterjee, R., 2007. Stickiness curves of high fat dairy powders using the particle gun. *Int. Dairy J.* 17 (8), 998–1005.
135. Percy, S., 1872. Improvement in Drying and Concentrating Liquid Substances by Atomizing. Google Patents.
136. Roos, Y., 2009. Solid and liquid states of lactose. *Adv. Dairy Chem.*, 17–34.
137. Roos, Y., Karel, M., 1991. Applying state diagrams to food processing and development. *Food Technol.* 45 (12), 66, 68.
138. Rosenblatt, F., 1958. The perceptron: a probabilistic model for information storage and organization in the brain. *Psychol. Rev.* 65 (6), 386.
139. Roustapour, O., Hosseinalipour, M., Ghobadian, B., 2006. An experimental investigation of lime juice drying in a pilot plant spray dryer. *Drying Technol.* 24 (2), 181–188.
140. Sablani, S.S., Rahman, M.S., 2003. Using neural networks to predict thermal conductivity of food as a function of moisture content, temperature and apparent porosity. *Food Res. Int.* 36 (6), 617–623.
141. Sadripour, M., Rahimi, A., Hatamipour, M.S., 2012. Experimental study and CFD modeling of wall deposition in a spray dryer. *Drying Technol.* 30 (6), 574–582.
142. Sano, Y., 1993. Gas flow behaviour in spray dryer. *Drying Technol.* 11 (4), 697–718.
143. Schuck, P., MÃ jean, S., Dolivet, A., Jeantet, R., 2005. Thermohygroscopic sensor: a tool for optimizing the spray drying process. *Innovat. Food Sci. Emerging Technol.* 6 (1), 45–50.
144. Shi, Q., Fang, Z., Bhandari, B., 2013. Effect of addition of whey protein isolate on spray-drying behavior of honey with maltodextrin as a carrier material. *Drying Technol.* 31 (13–14), 1681–1692.
145. Shrestha, A.K., Howes, T., Adhikari, B.P., Bhandari, B.R., 2008. Spray drying of skim milk mixed with milk permeate: effect on drying behavior, physicochemical properties, and storage stability of powder. *Drying Technol.* 26 (2), 239–247
146. Huang L.X., Kumar K., Mujumdar A.S. (2004) Simulations of a spray dryer fitted with a Rotary disk atomizer using a three-dimensional computational fluid

- dynamic model. *Drying Technology* 22 (6): 1489-1515.+
147. Jagadesh P, Murali K (2010). RANS predictions of free surface effects on axisymmetric underwater body. *Engineering Applications of Computational Fluid Mechanics* 4(2): 301-313.
148. Johansson S (2010). CFD simulation of hydrochloric acid regeneration with a Ruthner process. Master's Thesis, Luleå University of Technology, Sweden.
149. Johansson S, Geza V, Westerberg L. G, Jakovics A (2010). Characteristics of flow and temperature distribution in a Ruthner process. *Proceedings of the International Scientific Colloquium Modelling for Material Processing*. 16-17 September. Riga, Latvia. pp. 317-322.
150. Kladnig W (2008). New development of acid regeneration in steel pickling plants. *Journal of Iron and Steel Research International* 15(4):1-6.
151. Launder B. E., Spalding D. B. (1974). The numerical computation of turbulent flows. *Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering* 3: 269-289.
152. Lam KM, Wei CT (2010). Numerical simulation of vortex shedding from an inclined flat plate. *Engineering Applications of Computational Fluid Mechanics* 4(4): 569-579.
153. Liu Z, Jiao J, Zheng Y, Zhang Q, Jia L (2006). Investigation of Turbulence Characteristics in a Gas Cyclone by Stereoscopic PIV. *AIChE Journal*. 52(12): 4150 - 4160.
154. Ahmadian, H. (2008). Analysis of Enzyme Dust Formation in Detergent Manufacturing Plant. School of Process, Environmental and Materials Engineering. Leeds, The University of Leeds. PhD.
155. Amador, C. (2009). Discussion on particle residence times. G. Hassall. Newcastle-Upon-Tyne
156. Bayly, A. E., D. J. Smith, N. S. Roberts, D. W. York and S. Capeci (2008). *Handbook of Detergents: Part F - Production*. London, CRC Press.
157. Bemrose, C. R. and J. Bridgwater (1987). "A Review of Attrition and Attrition Test Methods." *Powder Technology* 49: 97-126.
158. Fu, J., M. J. Adams, G. K. Reynolds, A. D. Salman and M. J. Hounslow (2004). "Impact Deformation and Rebound of Wet Granules." *Powder Technology* 140: 248-

- 257.
159. Fu, J., G. K. Reynolds, M. J. Adams, A. D. Salman and M. J. Hounslow (2004). "An Experimental Study of the variability in the Properties and Quality of Wet Granules." *Powder Technology* 140: 209-216.
160. Gabites, J. R., J. Abrahamson and J. A. Winchester (2010). "Air Flow Patterns in an Industrial Milk Powder Spray Dryer." *Chemical Engineering Research and Design*.
161. Woo, M. W., W. R. W. Daud, S. M. Tasirin and M. Z. M. Talib (2009). "Controlling Food Powder Deposition in Spray-Dryers: Wall Surface Energy Manipulation as an Alternative." *Journal of Food Engineering* 94: 192-198.
162. Woo, M. W., W. R. Wan Daud, A. S. Mujumdar, M. Z. M. Talib, W. Z. Hua and S. M. Tasirin (2008). "Comparative Study of Droplet Drying Models for CFD Modelling." *Chemical Engineering Research and Design* 86: 1038-1048.
163. Yangxin, Y. U., J. Zhao and A. E. Bayly (2008). "Development of Surfactants and Builder in Detergent Formulations." *Chinese Journal of Chemical Engineering* 16(4): 517-528.
164. Yap, S. F., M. J. Adams, J. P. K. Seville and Z. Zhang (2007). "Single and Bulk Compression of Pharmaceutical Excipients: Evaluation of Mechanical Properties." *Powder Technology* 185(1): 1-10.
165. Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І. // Дослідження верхнього жалюзійного розподілення теплоносія та визначення ефективних параметрів сушіння в комплексах розпилювального типу, *Харчова Промисловість НУХТ*, 2021, № 30, С. 96 – 109. DOI:10.24263/2225-2916-2021-30-12
166. Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І. // Дослідження потоків та липкості молочних продуктів в розпилювальних сушарках за допомогою CFD технологій *Вісник КрНУ Остроградського*, 2022, № 3, С. 11-18. DOI <https://doi.org/10.32782/1995-0519.2022.3.1>
167. Valentyn Tufekchi, Y. I. Veresotskyi // Investigation of aerodynamic properties of louver distribution of heat carrier in spray-drying complexes *Food Reviews International*, © 2022 Taylor & Francis <https://doi.org/10.1080/87559129.2022.2122991>

## ДОДАТКИ

## Додаток А

## Дослідні дані та показники експериментальних досліджень дистанції прольоту частинки та часу висихання в сушильному комплексі

Дослід №1	
Швидкість теплоносія	15 м/с
Температура теплоносія	150°C
Швидкість продукту	135 м/с
Температура продукту	23°C
Масова витрата потоку з башні	4 кг/с

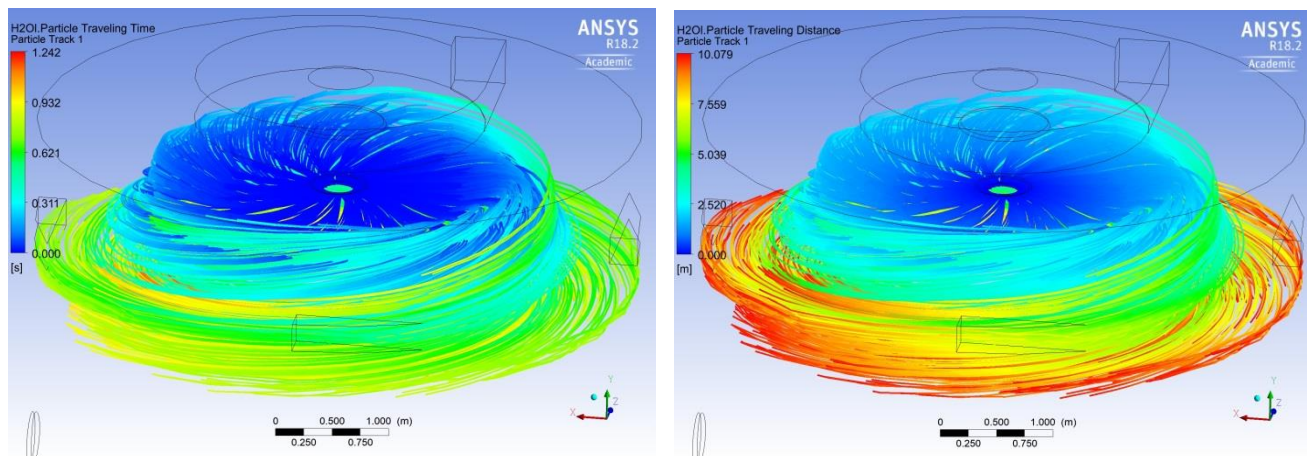
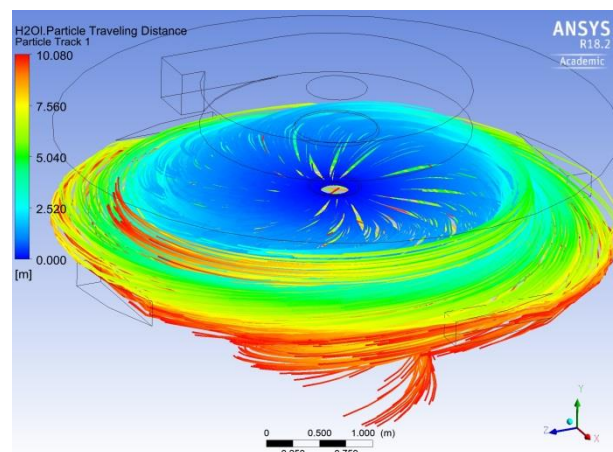
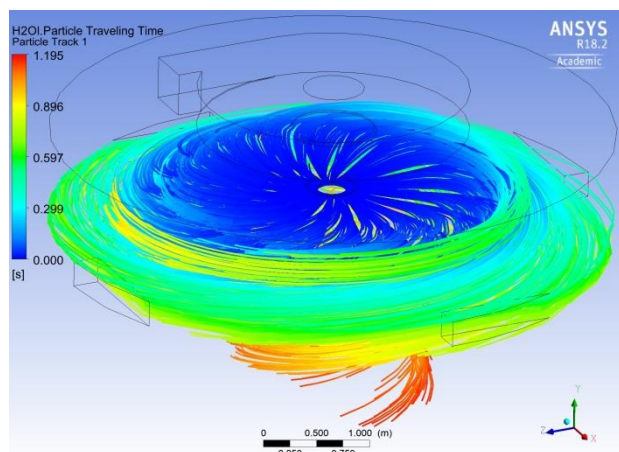


Рис А1. Зміна руху частинок в навколофакельній зоні при швидкості тангенційної подачі теплоносія: а) 10м/с;

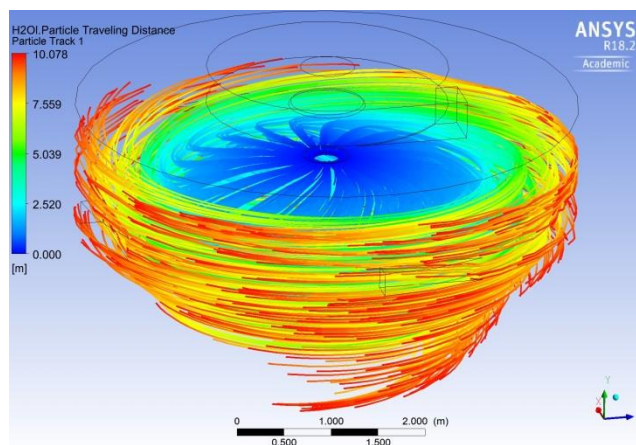
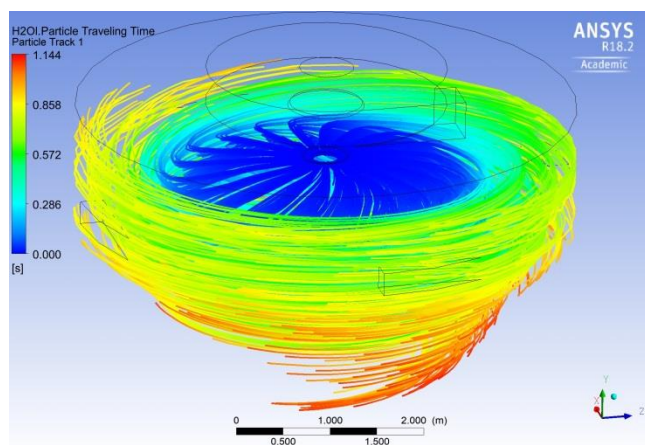
Аналіз значень швидкості висихання частинки та дистанції прольоту в сушильному комплексі показав значення, що варіюються в залежності від параметрів процесу сушіння. Зміна руху частинок в навколофакельній зоні при швидкості тангенційної подачі теплоносія 10 м/с показано на Рис А1. Траєкторії руху частинок показали непростий характер, характеризуючи їх рух по колу, що прискорює процес висихання та вимагає додаткового вивчення та збільшенню швидкості подачі теплоносія в тангенційний патрубков квадратного перерізу та оптимізації параметрів сушіння. Однак, основною відмінністю, яка виявилася під час цього дослідження, є зміна траєкторій руху частинок в навколофакельній зоні. Порівнюючи з попередніми дослідженнями, де частинки рухалися вище, на цей раз при тангенційній подачі 15 м/с і температури теплоносія 180°C вони відзначалися спрямованим рухом до низу сушильного комплексу Рис А2.

<b>Дослід №2</b>	
<b>Швидкість теплоносія</b>	15 м/с
<b>Температура теплоносія</b>	160°C
<b>Швидкість продукту</b>	135 м/с
<b>Температура продукту</b>	25°C
<b>Масова витрата потоку з башні</b>	4 кг/с



**Рис А2.** Зміна руху частинок в навколофакельній зоні при швидкості тангенційної подачі теплоносія: б) 15 м/с

<b>Дослід №3</b>	
<b>Швидкість теплоносія</b>	15 м/с
<b>Температура теплоносія</b>	170°C
<b>Швидкість продукту</b>	135 м/с
<b>Температура продукту</b>	25°C
<b>Масова витрата потоку з башні</b>	4 кг/с



**Рис А3.** Зміна руху частинок в навколофакельній зоні при швидкості тангенційної подачі теплоносія: а) 25 м/с;

Основною відмінністю дослідів №2 та №3, виділеною під час цього дослідження, є зміна траєкторій руху частинок в навколофакельній зоні. В порівнянні з попередніми

дослідженнями, де частинки рухалися вище, на цей раз вони відзначилися спрямованим рухом вздовж стінок сушильного комплексу до його верхньої частини. Зміна руху частинок в навколофакельній зоні при швидкості тангенційної подачі теплоносія: а) 25 м/с є однією з ключових величин, яка впливає на це явище.

Проведений аналіз значень швидкості висихання частинки та дистанції прольоту в сушильному комплексі підтвердив, що параметри цього процесу дуже чутливі до впливу різних факторів. Найбільш помітною особливістю, виявленою в ході цього дослідження, є зміна траєкторій руху частинок в навколофакельній зоні. У порівнянні з попередніми дослідженнями, де частинки рухалися вище, зараз ми спостерігаємо, що їх траєкторії спрямовані вздовж стінок сушильного комплексу та спіралею спускаються до його нижньої частини по формі конуса, ефективно розподіливши в просторі башні. Зміна руху частинок в навколофакельній зоні при швидкості тангенційної подачі теплоносія 30 м/с виявилася ключовим фактором, що обумовлює цю цікаву динаміку руху Рис №4.

#### Дослід №4

<b>Швидкість теплоносія</b>	15 м/с
<b>Температура теплоносія</b>	180°C
<b>Швидкість продукту</b>	135 м/с
<b>Температура продукту</b>	25°C
<b>Масова витрата потоку з башні</b>	4 кг/с

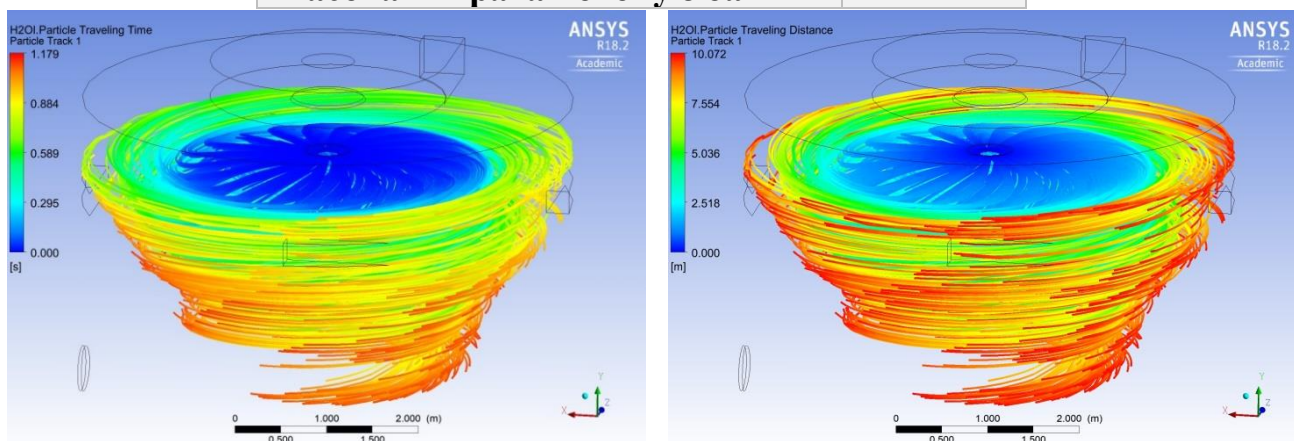
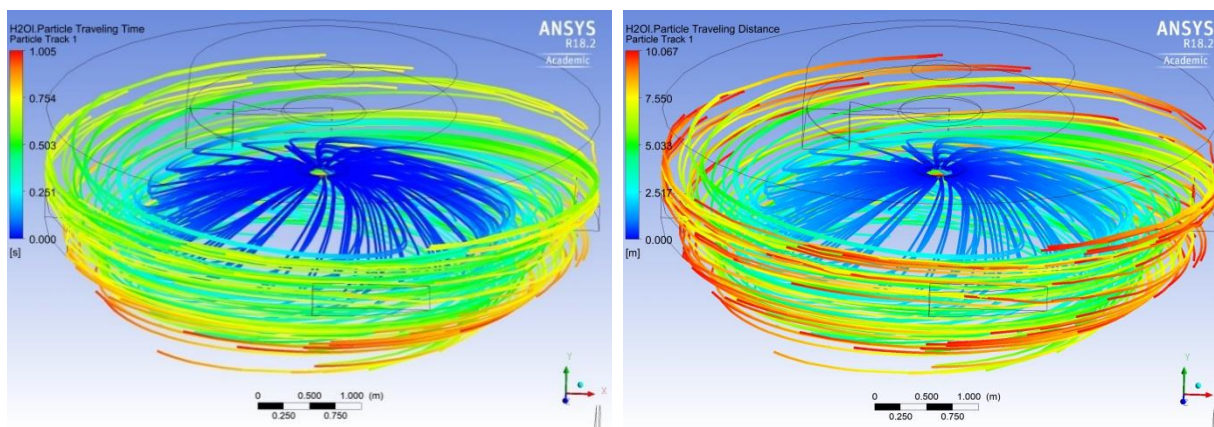


Рис А4. Зміна руху частинок в навколофакельній зоні при швидкості тангенційної подачі теплоносія: а) 30м/с;

**Дослід №5**

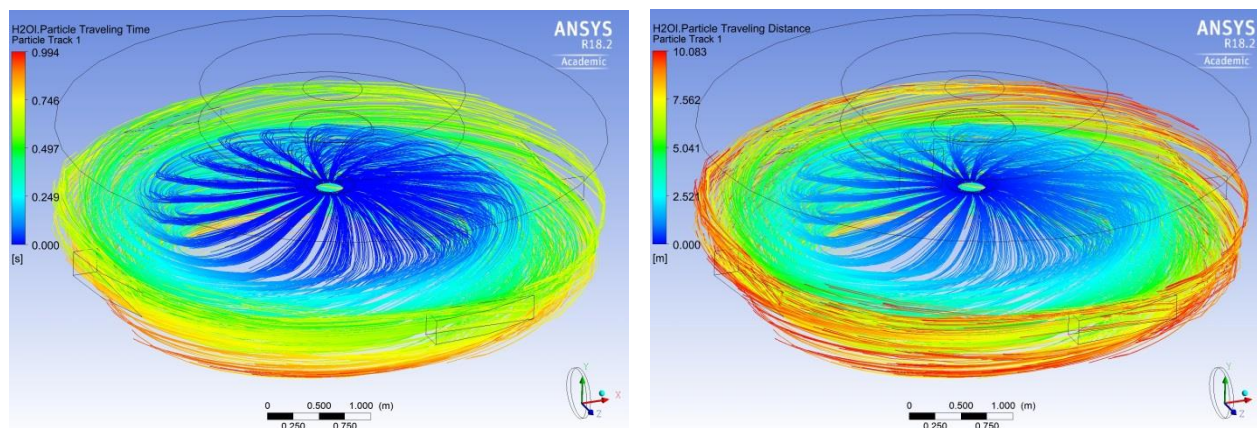
<b>Швидкість теплоносія</b>	15 м/с
<b>Температура теплоносія</b>	180°C
<b>Швидкість продукту</b>	135 м/с
<b>Температура продукту</b>	25°C
<b>Масова витрата потоку з башні</b>	4 кг/с



**Рис А5. Зміна руху частинок в навколофакельній зоні при швидкості тангенційної подачі теплоносія: а) 35м/с;**

**Дослід №6**

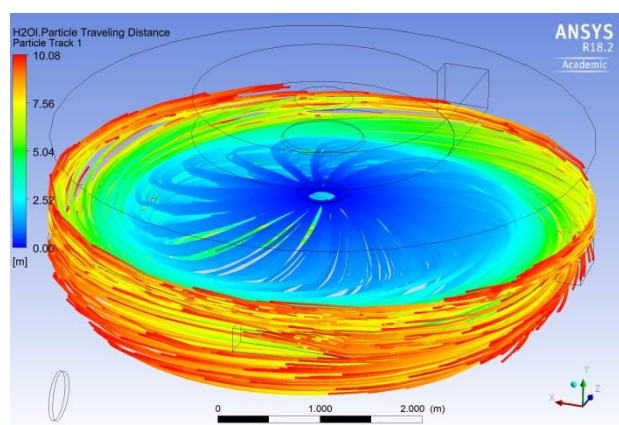
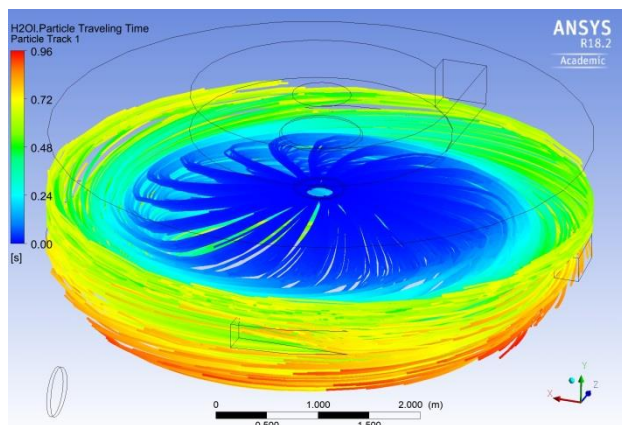
<b>Швидкість теплоносія</b>	15 м/с
<b>Температура теплоносія</b>	185°C
<b>Швидкість продукту</b>	135 м/с
<b>Температура продукту</b>	25°C
<b>Масова витрата потоку з башні</b>	4 кг/с



**Рис А6. Зміна руху частинок в навколофакельній зоні при швидкості тангенційної подачі теплоносія: а) 40м/с;**

**Дослід №7**

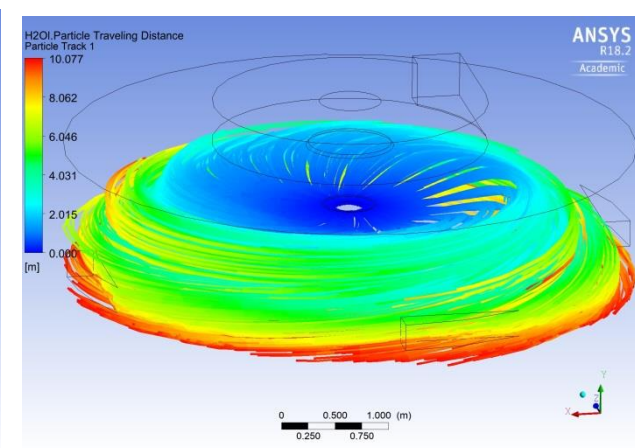
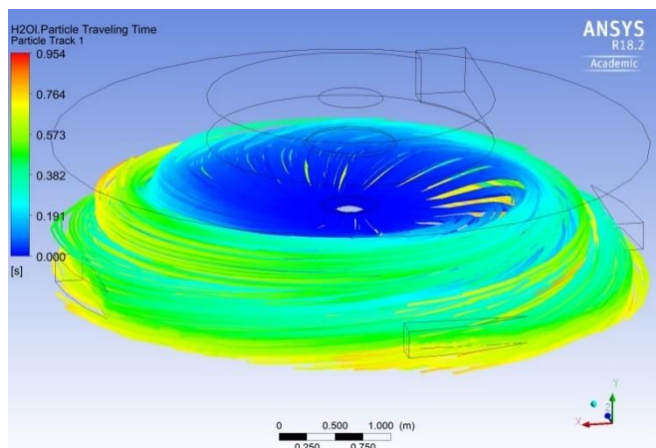
<b>Швидкість теплоносія</b>	15 м/с
<b>Температура теплоносія</b>	190°C
<b>Швидкість продукту</b>	135 м/с
<b>Температура продукту</b>	25°C
<b>Масова витрата потоку з башні</b>	4 кг/с



**Рис А7 Зміна руху частинок в навколофакельній зоні при швидкості тангенційної подачі теплоносія: а) 45м/с;**

**Дослід №8**

<b>Швидкість теплоносія</b>	15 м/с
<b>Температура теплоносія</b>	200°C
<b>Швидкість продукту</b>	135 м/с
<b>Температура продукту</b>	25°C
<b>Масова витрата потоку з башні</b>	4 кг/с



**Рис А8 Зміна руху частинок в навколофакельній зоні при швидкості тангенційної подачі теплоносія: а) 50м/с;**

## Додаток Б

Дослідні дані CFD моделювання жалюзійного регулювання теплоносія біля розпилюючого диску в сушильному комплексі.

Один із ключових факторів, який впливає на ефективність та якість сушіння, - це регулювання потоку теплоносія біля розпилюючого диску. Дослідження, представлені на Рис. Б1-Б5, розкривають проблему напрямку потоку продукту, який спрямований до стінок сушильного комплексу який знижується.

Спочатку це може призводити до недосушеного стану продукту та зниження якості. У цьому контексті, жалюзійне регулювання теплоносія стає ключовим фактором для оптимізації процесу сушіння та підвищення якості продукту.

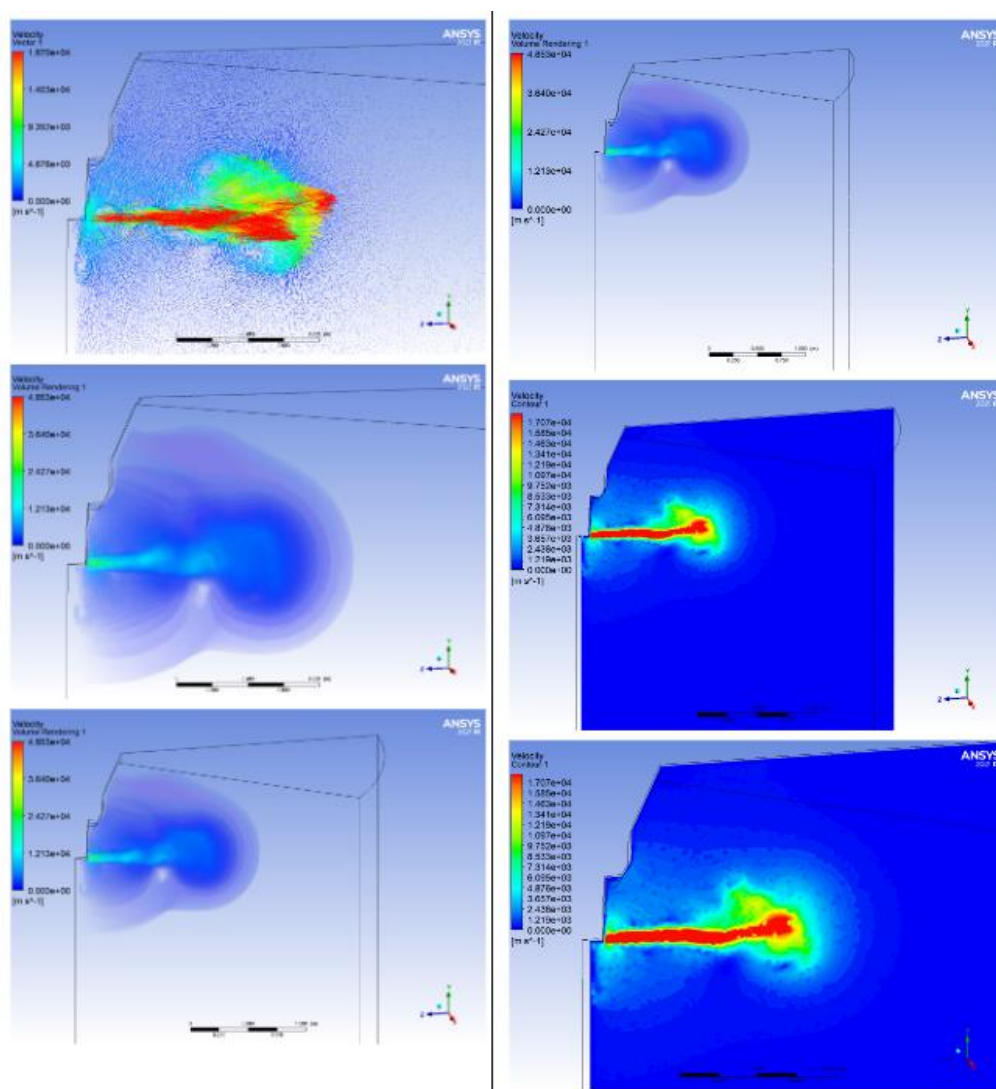


Рис Б1. Напрямок потоку продукту спрямований до стінок, що призводить до негативного впливу недосушеного стану та зниження якості продукту.

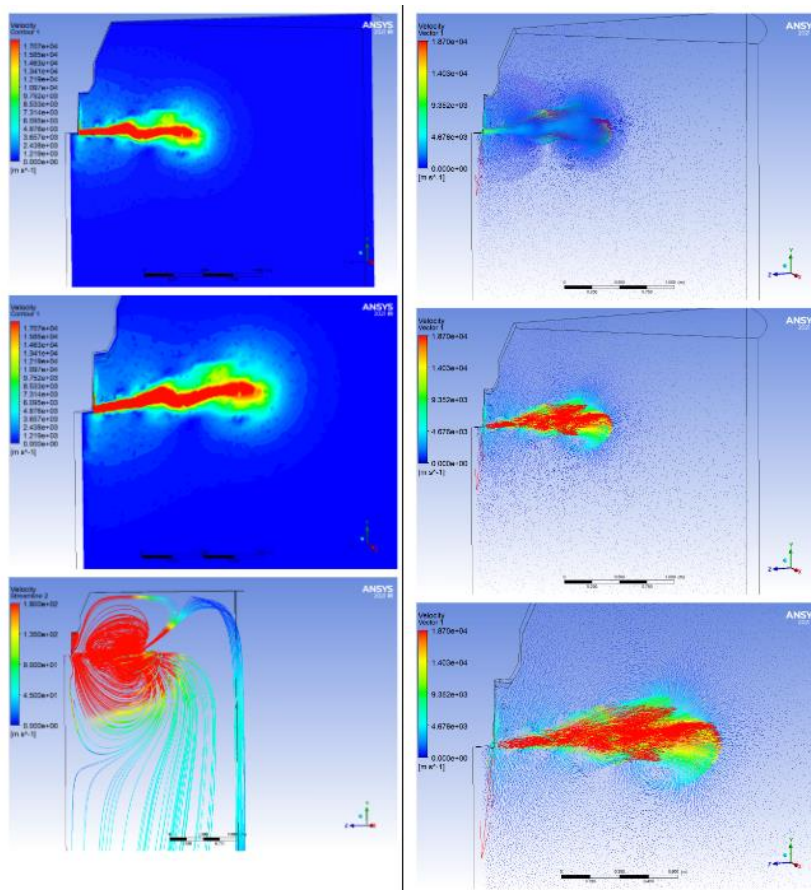


Рис Б2. Напряг потоку продукту спрямований до стінок, що призводить до негативного впливу недосушеного стану та зниження якості продукту.

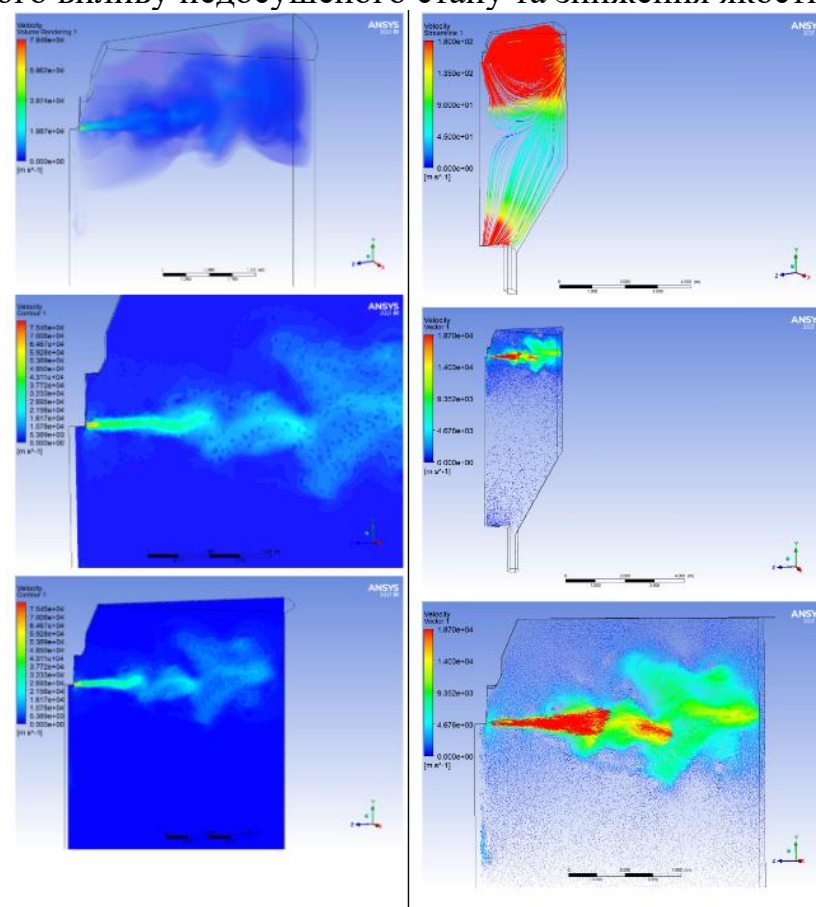


Рис Б3. Напряг потоку продукту спрямований до стінок, що призводить до негативного впливу недосушеного стану та зниження якості продукту.

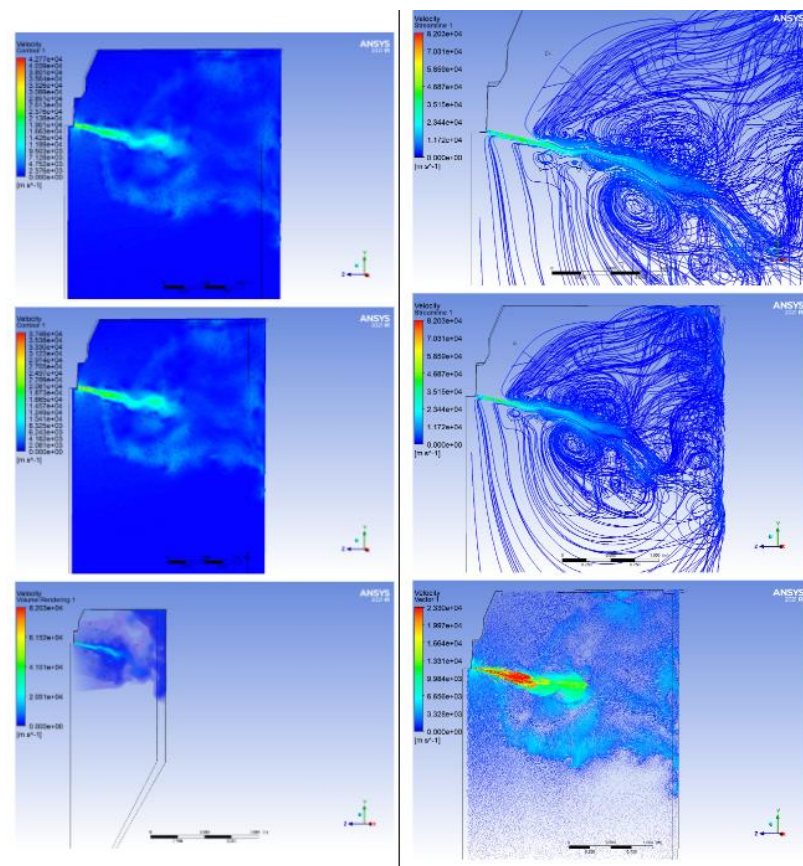


Рис Б4. Напрямок потоку продукту спрямований до стінок, що призводить до негативного впливу недосушеного стану та зниження якості продукту.

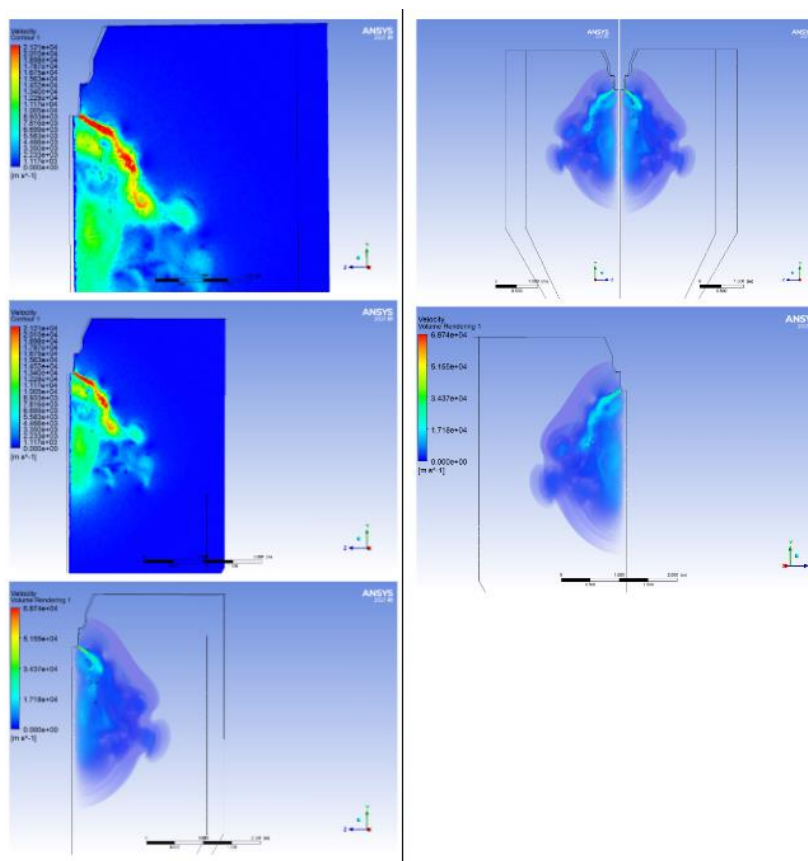


Рис Б5. Напрямок потоку продукту вниз комплексу, що призводить до більш ефективного сушеного стану та підвищення якості продукту.

## Додаток Г

Список ліцензійного програмного забезпечення використано під час досліджень для CFD моделювання

Освітні ліцензії (ліцензія на освітні мережі)  
для використання в освітніх цілях відповідно до умов, викладених у чинній ліцензійній угоді на програмне забезпечення або умовах надання послуг.

№	Назва продукту	Розробник	Серійний номер	Кількість одночасно авторизованих користувачів, зазначена в Ідентифікаційній пропозиції	Примітки
1.	AutoCAD 2022	Autodesk, Inc.	302-09283487/001 N1	3000	<a href="https://knowledge.autodesk.com/">https://knowledge.autodesk.com/</a>
2.	Inventor Professional 2022	Autodesk, Inc.	302-15013318/797 N1	3000	<a href="https://knowledge.autodesk.com/">https://knowledge.autodesk.com/</a>
3.	CFD Ultimate 2021	Autodesk, Inc.	302-07937266/811 M1	3000	<a href="https://knowledge.autodesk.com/">https://knowledge.autodesk.com/</a>
4.	Inventor Nastran 2022	Autodesk, Inc.	302-15937885/987 N1	3000	<a href="https://knowledge.autodesk.com/">https://knowledge.autodesk.com/</a>
5.	Vault Professional Client 2022	Autodesk, Inc.	571-32887361	3000	<a href="https://knowledge.autodesk.com/">https://knowledge.autodesk.com/</a>
6.	Vault Professional Client 2021	Autodesk, Inc.	568-70932527	3000	<a href="https://knowledge.autodesk.com/">https://knowledge.autodesk.com/</a>
7.	Vault Professional Server	Autodesk, Inc.	568-83999318	3000	<a href="https://knowledge.autodesk.com/">https://knowledge.autodesk.com/</a>
8.	Netfabb Premium 2022	Autodesk, Inc.	571-95791267	3000	<a href="https://knowledge.autodesk.com/">https://knowledge.autodesk.com/</a>
9.	Revit 2022	Autodesk, Inc.	572-09751844	3000	<a href="https://knowledge.autodesk.com/">https://knowledge.autodesk.com/</a>
10.	Inventor HSM Ultimate 2019	Autodesk, Inc.	568-85678804	3000	<a href="https://knowledge.autodesk.com/">https://knowledge.autodesk.com/</a>
11.	AutoCAD Civil 3D 2022	Autodesk, Inc.	571-31095237	3000	<a href="https://knowledge.autodesk.com/">https://knowledge.autodesk.com/</a>

Директор обчислювального центру інформаційних технологій

*Doja*  
Сергій ДОЛЯ

Відділ кадрів  
Підпис(и) *С. Доля*  
затверджую.  
Нач. відділу кадрів НУХТ *С. Басера*  
*М. Матюш* 2023р.

**Програмне забезпечення встановлене в комп'ютерних класах  
ННІТІ ім.акад.І.С.Гулого**

Кількість робочих місць по кожному програмному забезпеченню складає 3000 (університетська ліцензія), всі версії 2023 року з англomовним інтерфейсом.

**AutoCad** Serial number: 573-44807122 Product key: 00101

**Inventor Professional 2023** Serial number: 573-28731153 Product key: 7970

**AutoCad Electrical** Serial number: 572-79887396 Product key: 22501

**AutoCad Architecture** Serial number: 572-80180376 Product key: 18501

**AutoCad Mechanical** Serial number: 572-80521757 Product key: 20601

**AutoCad Plant 3D** Serial number: 572-80278069 Product key: 42601

**Autodesk AutoCAD MEP 2023** Product Key: 23501 Serial Number: 572-80060414

**AutoCAD MEP 3D** Serial number: 572-79650440 Product key: 12901

**AutoCAD Raster Design** Serial number: 572-80314196 Product key: 34001

**Inventor Nastran 2023** Serial number: 572-82641998 Product key: 98701

**Revit** Serial number: 573-27003167 Product key: 82901

**CFD ULTIMATE** Serial number: 572-81302113 Product key: 81101

**Netfabb Premium** Serial number: 572-82715739 Product key: A9601

**FeatureCAM** Serial number: 573-15755325 Product key: A9E01

**Inventor CAM** Serial number: 572-84778275 Product key: 97001

Директор обчислювального центру  
інформаційних технологій

*Doj*

Сергій ДОЛЯ



## Додаток Д

### Акти впровадження результатів дисертаційної роботи

**ЗАТВЕРДЖУЮ**

**Керівник виробничо-логістичного  
центру ТОВ «КАМОЦЦІ»**

**Тищенко Є.О.**



**2022 р.**

### АКТ

впровадження результатів дисертаційної роботи «Оптимізація параметрів підготовки та розподілення теплоносія сушильних дискових розпилювальних комплексів», яка виконана аспірантом кафедри технологічного обладнання та комп'ютерних технологій проектування Національного університету харчових технологій –

**Туфекчі Валентином Івановичем,**

науковий керівник роботи – доц., к.т.н. Вересоцький Юрій Іванович

Цим актом підтверджується, що результати наукових досліджень реалізовані ТОВ «КАМОЦЦІ», під час розроблення прототипу розпилювального комплексу молочних продуктів.

Результати експериментальних досліджень з використанням удосконаленої системи подачі потоку теплоносія свідчать про збільшення енергоефективності системи, за рахунок тангенційного його надходження у верхню частину сушильного комплексу.

Були передані та заплановані до впровадження наступні результати:

- комп'ютерна модель по визначенню геометрії та конструкції повітро-розподільного пристрою;

- методика визначення витратних характеристик енергоносія для пневматичних молотів та їх вилучення із системи сушіння розпилювальних комплексів;
- рекомендації по проектуванню та монтажу систем подачі і розподілення теплоносія у сушильних комплексах розпилювального типу;
- конструкція сушильного розпилювального комплексу для рідких молочних продуктів.

Очікуваний економічний ефект на рік від впровадження складає:

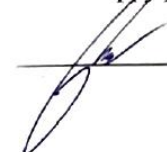
- для одного сушильного розпилювального комплексу для рідких молочних продуктів 155 120 грн;
- для забезпечення роботи пневматичних молотів сушарки 210 500 грн;
- для зменшення експлуатаційних витрат на ремонт та обслуговування за час робочого сезону цеху обробки молочної сировини складає 176 620 грн.

**Виконавці**

Аспірант кафедри ТОКТП  
НУХТ

 В.І. Туфекчі

Доцент кафедри ТОКТП  
НУХТ

 Ю.І. Вересоцький

**Представник**

ТОВ «КАМОЦЦІ»

Начальник відділу  
технічної підтримки

 О.С. Савчук

ЗАТВЕРДЖУЮ  
Комерційний директор  
ТОВ "ТАН" (TAN LLC)  
Жостюк В.П.



2022 р.

### АКТ

впровадження результатів дисертаційної роботи «Оптимізація параметрів підготовки та розподілення теплоносія сушильних дискових розпилювальних комплексів», яка виконана аспірантом кафедри технологічного обладнання та комп'ютерних технологій проектування Національного університету харчових технологій –

**Туфекчі Валентином Івановичем,**

науковий керівник роботи – доц., к.т.н. Вересоцький Юрій Іванович

Ми, що нижче підписалися:

- заступник директора з виробництва ТОВ "ТАН" (TAN LLC). Д.В. Биховець;
- аспірант кафедри технологічного обладнання та комп'ютерних технологій проектування, Національного університету харчових технологій (НУХТ, м.Київ) В.І. Туфекчі;
- доцент кафедри технологічного обладнання та комп'ютерних технологій проектування, Національного університету харчових технологій (НУХТ, м.Київ) Ю.І. Вересоцький, склали акт щодо впровадження результатів науково-технічних розробок на ТОВ "ТАН" (TAN LLC).


Були передані та заплановані до впровадження рекомендації для проектування подачі теплоносія крізь чотири тангенційні патрубки циліндричну частину сушильної камери дискової розпилювальної сушарки для сироватки. (Опис технічної пропозиції зміни розподілу потоків сформовано у патенті на корисну модель № 139272,

Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І., Шемідько Д.О. «Дискова розпилювальна сушарка», опубл. 26.12.2019р., Бюл.№ 24).


Очікуваний економічний ефект від впровадження додаткових тангенційних каналів підводу теплоносія у сушильну камеру забезпечує зменшення витрат на електроенергію, за рахунок зниження температури нагнітального теплоносія у факел розпилу від 5° до 15°С, що складає 140 900 грн в рік.

**Виконавці**

Аспірант кафедри ТОКТП  
НУХТ

 В.І. Туфекчі


Доцент кафедри ТОКТП  
НУХТ

 Ю.І. Вересоцький

**Представник**

ТОВ "ТАН" (TAN LLC)

Заступник директора з  
виробництва

 Д.В. Биховець



Результати проведених дослідження підтверджують перспективність запропонованого технічного рішення представлені у вигляді:

- опису технічної пропозиції за патентом на корисну модель № 148755, Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І., «Дискова розпилювальна сушарка з жалюзійним розподіленням теплоносія», опубл.15.09.2021р., Бюл. № 37;
- опису конструкції газорозподільного пристрою сушильного комплексу;
- опису інженерної методики для використання моделі імітаційного моделювання для оцінювання фізико-механічних характеристик розробленого функціонального газорозподільного пристрою сушильного комплексу.


Очікуваний економічний ефект від впровадження, запропонованої технічної пропозиції, зменшить експлуатаційні витрати на 240 000 грн. та підвищить якість готового продукту сухої сироватки за рахунок ефективного розподілу продукту в об'ємі сушильної башні.

**Виконавці**

Аспірант кафедри ТОКТП  
НУХТ

 В.І. Туфекчі


Доцент кафедри ТОКТП  
НУХТ

 Ю.І. Вересоцький

**Представник**

ДП  
"СТАРОКОСТЯНТИНІВСЬ  
КИЙ МОЛОЧНИЙ ЗАВОД"

Заступник генерального  
директора з інженерно  
технічних питань

 В.Л. Пашковський

## Додаток Е

## Запатентоване обладнання



МІНІСТЕРСТВО РОЗВИТКУ  
ЕКОНОМІКИ, ТОРГІВЛІ ТА  
СІЛЬСЬКОГО ГОСПОДАРСТВА  
УКРАЇНИ

УКРАЇНА

(19) **UA** (11) **139272** (13) **U**  
(51) МПК  
**A23C 1/04** (2006.01)

**(12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ**

(21) Номер заявки: **u 2019 06883**  
(22) Дата подання заявки: **19.06.2019**  
(24) Дата, з якої є чинними  
права на корисну  
модель: **26.12.2019**  
(46) Публікація відомостей  
про видачу патенту: **26.12.2019, Бюл.№ 24**

(72) Винахідник(и):  
**Туфекчі Валентин Іванович (UA),  
Вересоцький Юрій Іванович (UA),  
Шемідько Дмитро Олександрович (UA)**  
(73) Власник(и):  
**НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ,  
вул. Володимирська, 68, м. Київ-33, 01601  
(UA)**

**(54) ДИСКОВА РОЗПИЛЮВАЛЬНА СУШАРКА****(57) Реферат:**

Дискова розпилювальна сушарка містить підвід теплоносія, розпилювальний пристрій, вертикальний циліндричний корпус башти. Як підвід теплоносія встановлено тангенційну систему підведення сушильного агента, яка складається з чотирьох тангенційних підводів.

**UA 139272 U**



УКРАЇНА

(19) **UA** (11) **148755** (13) **U**  
 (51) МПК  
**A23C 1/04** (2006.01)

НАЦІОНАЛЬНИЙ ОРГАН  
 ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ  
 ВЛАСНОСТІ  
 ДЕРЖАВНЕ ПІДПРИЄМСТВО  
 "УКРАЇНСЬКИЙ ІНСТИТУТ  
 ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ  
 ВЛАСНОСТІ"

## (12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ

(21) Номер заявки: <b>u 2021 01418</b>	(72) Винахідник(и): <b>Туфекчі Валентин Іванович (UA), Вересоцький Юрій Іванович (UA)</b>
(22) Дата подання заявки: <b>19.03.2021</b>	(73) Володілець (володільці): <b>НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ, вул. Володимирська, 68, м. Київ-33, 01601 (UA)</b>
(24) Дата, з якої є чинними права інтелектуальної власності: <b>16.09.2021</b>	
(46) Публікація відомостей про державну реєстрацію: <b>15.09.2021, Бюл.№ 37</b>	

## (54) ДИСКОВА РОЗПИЛЮВАЛЬНА СУШАРКА З ЖАЛЮЗІЙНИМ РОЗПОДІЛЕННЯМ ТЕПЛОНОСІЯ

### (57) Реферат:

Дискова розпилювальна сушарка містить сушильну башту, розпилювальний диск, трубопровід для виведення частини відпрацьованого повітря, підвід теплоносія, тангенційний підвід повітря в об'єм камери сушіння та вивантажувач готового продукту. В підвід теплоносія додатково встановлено розподіл з 12-ти жалюзі для регулювання кута вхідного повітря до розпилюючого факела.

**UA 148755 U**

## Додаток Ж

Список наукових праць за темою дисертаційної роботи

Туфекчі Валентина Івановича

№ п/п	Назва	Вихідні дані	Обсяг (стор.)	Співавтори
<b>Статті у фахових виданнях України</b>				
1	Дослідження верхнього жалюзійного розподілення теплоносія та визначення ефективних параметрів сушіння в комплексах розпилювального типу	<b>Харчова Промисловість</b> НУХТ, 2021, № 30, С. 96 – 109. DOI:10.24263/2225-2916-2021-30-12 <a href="https://dspace.nuft.edu.ua/jspui/bitstream/123456789/37995/1/Fl.pdf">https://dspace.nuft.edu.ua/jspui/bitstream/123456789/37995/1/Fl.pdf</a>	10	<b>Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І.</b>
2	Дослідження потоків та липкості молочних продуктів в розпилювальних сушарках за допомогою CFD технологій	<b>Вісник КрНУ Остроградського</b> , 2022, № 3, С. 11-18. DOI <a href="https://doi.org/10.32782/1995-0519.2022.3.1">https://doi.org/10.32782/1995-0519.2022.3.1</a>	8	<b>Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І.</b>
<b>Статті у закордонних виданнях</b>				
1	Investigation of aerodynamic properties of louver distribution of heat carrier in spray-drying complexes	<i>Food Reviews International</i> , © 2022 Taylor & Francis <a href="https://doi.org/10.1080/87559129.2022.2122991">https://doi.org/10.1080/87559129.2022.2122991</a>	10	<b>Valentyn Tufekchi, Y. I. Veresotskyi</b>
<b>Тези в збірниках матеріалів конференції</b>				
1	Дослідження масообмінних процесів та гідродинамічних характеристик розпилювальних сушильних комплексів	<i>Наукові здобутки молоді - вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті:</i> матеріали 85-ї міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів К.: НУХТ, 11-12 квітня 2019, Ч. 2, с. 96	1	<b>Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І.</b>
2	Investigation of the drying agent flow, trajectory, product span distance in the drying chamber of the A1-ARCH complex, as well as drying time	<i>Наукові здобутки молоді - вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті:</i> матеріали 85-ї міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів К.: НУХТ, 11-12 квітня 2019, Ч. 3, с. 583	1	<b>Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І.</b>

3	Визначення впливу коливань потоків теплоносія на час перебування частинок продукту в дискових розпилювальних сушарках промислового типу	<i>Наукові здобутки молоді - вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті: 86-ї міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів К.: НУХТ, 2-3 квітня 2020, Ч. 2, с. 69</i>	1	<b>Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І.</b>
4	Вплив жалюзійного розподілення теплоносія в дискових розпилювальних сушарках для молочних продуктів	<i>Наукові здобутки молоді - вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті: 87-ї міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів К.: НУХТ, 15-16 квітня 2021, Ч. 2, с. 51</i>	1	<b>Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І.</b>
5	Дослідження аеродинамічних характеристик розпилювального комплексу з верхнім жалюзійним регулюванням потоку сушильного повітря	<i>Наукові здобутки молоді - вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті: 88-ї міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів К.: НУХТ, квітень-травень 2022, Ч. 2, с. 48</i>	1	<b>Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І.</b>
6	Оптимізація процесу розпилювального сушіння шляхом аеродинамічного аналізу та модифікації конструкції.	<i>Наукові здобутки молоді - вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті: 89-ї міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів К.: НУХТ, квітень 2023, Ч. 2, с. 87</i>	1	<b>Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І.</b>
<b>Колективна Монографія</b>				
1	Determining the influence of the coolant velocity on the parameters of the formation of the spray torch in the drying chamber. Scientific foundations in research in engineering	Collective monograph / kornylo i., gnyr o. – etc. – international science group. – Boston : primedia elaunch, 2022. 709 p. DOI: <a href="https://doi.org/10.46299/ISG.2022.MONO.TECH.2.6.1">10.46299/ISG.2022.MONO.TECH.2.6.1</a>	15	<b>Tufekchi Valentin, Veresotskyi Yurii</b>
<b>Патенти</b>				
1	Дискова розпилювальна сушарка	Патент України на корисну модель UA 139272 U, 19.06.2019, Бюл. № 24/2019.	3	<b>Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І.</b>
2	Дискова розпилювальна сушарка з жалюзійним розподіленням теплоносія	Патент України на корисну модель UA 148755 U, 15.09.2021, Бюл 37/2021	3	<b>Туфекчі В.І., Вересоцький Ю.І.</b>

## Додаток К

Експериментальні дослідження та залежності зміни значення температури в середині сушильного комплексу при швидкості подачі теплоносія та куту нахилу жалюзійної перегородки на Рис К1-К6, Виходячи з фізичних принципів теплообміну, видно, що із збільшенням швидкості подачі теплоносія температура в сушильному комплексі буде зменшуватися. Це стосується як теплоносія, так і продукту сушіння. Висока швидкість подачі теплоносія забезпечує більший теплообмін між повітрям і продуктом, що призводить до швидкого видалення тепла з продукту та зниження температури. Кут нахилу жалюзійної перегородки впливає на напрямок та інтенсивність руху теплоносія в сушильному комплексі.

Для досягнення оптимального розподілу температури необхідно балансувати обидві ці змінні та враховувати особливості конкретного сушильного комплексу.

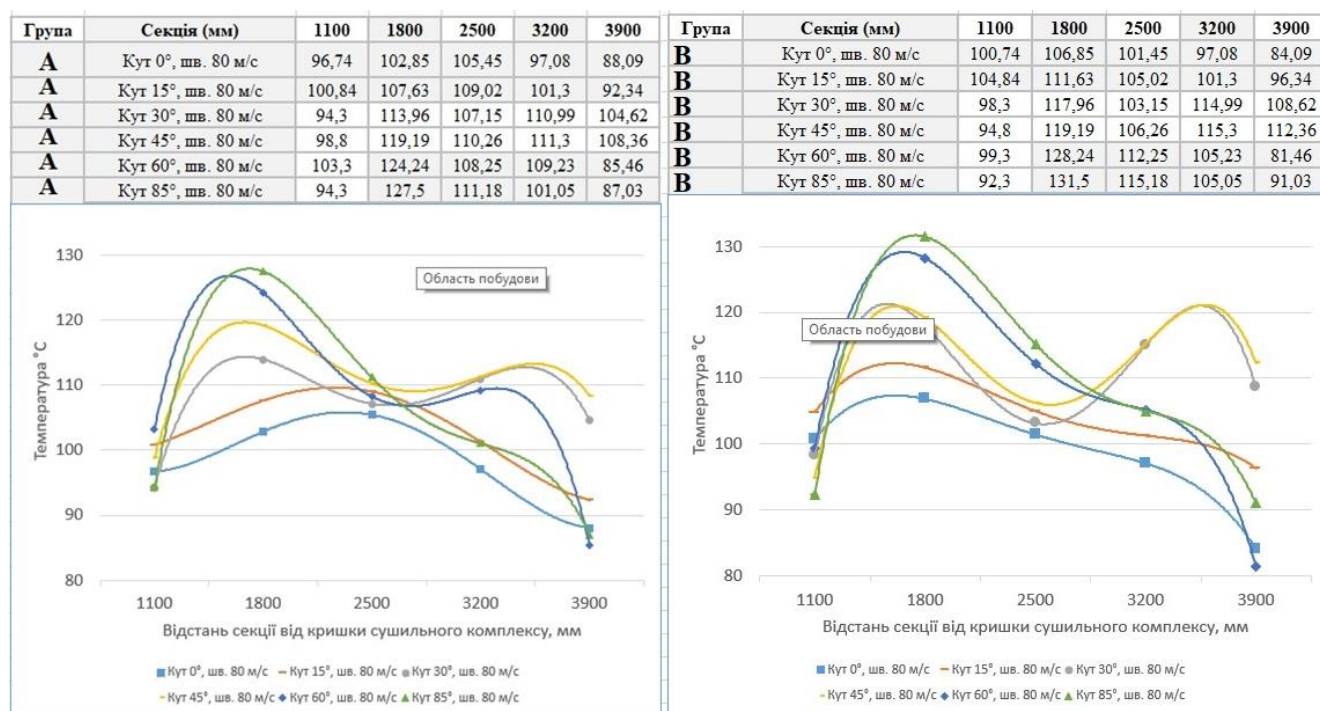


Рис К1. Залежність зміни значення температури в середині сушильного комплексу при швидкості подачі теплоносія 80 м/с.

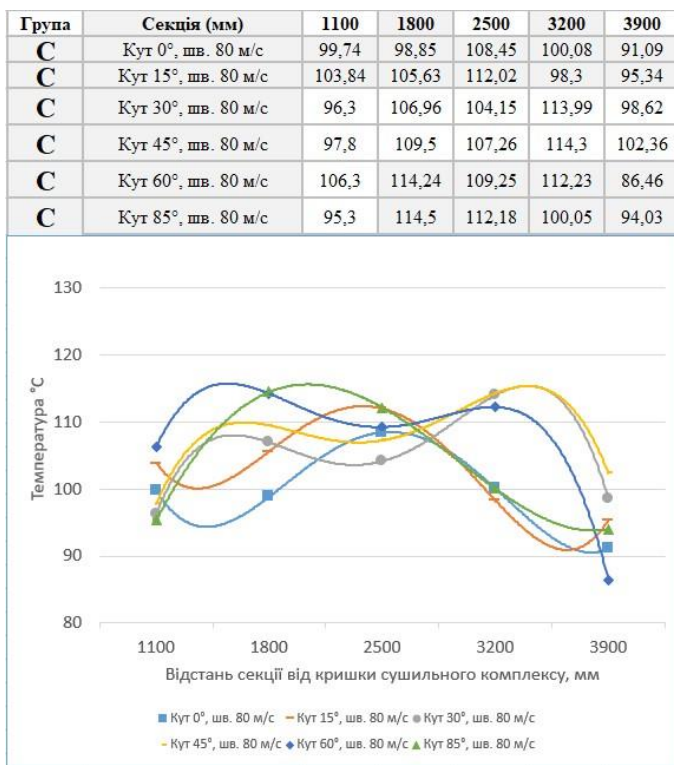


Рис К2. Залежність зміни значення температури в середині сушильного комплексу при швидкості подачі теплоносія 80 м/с.

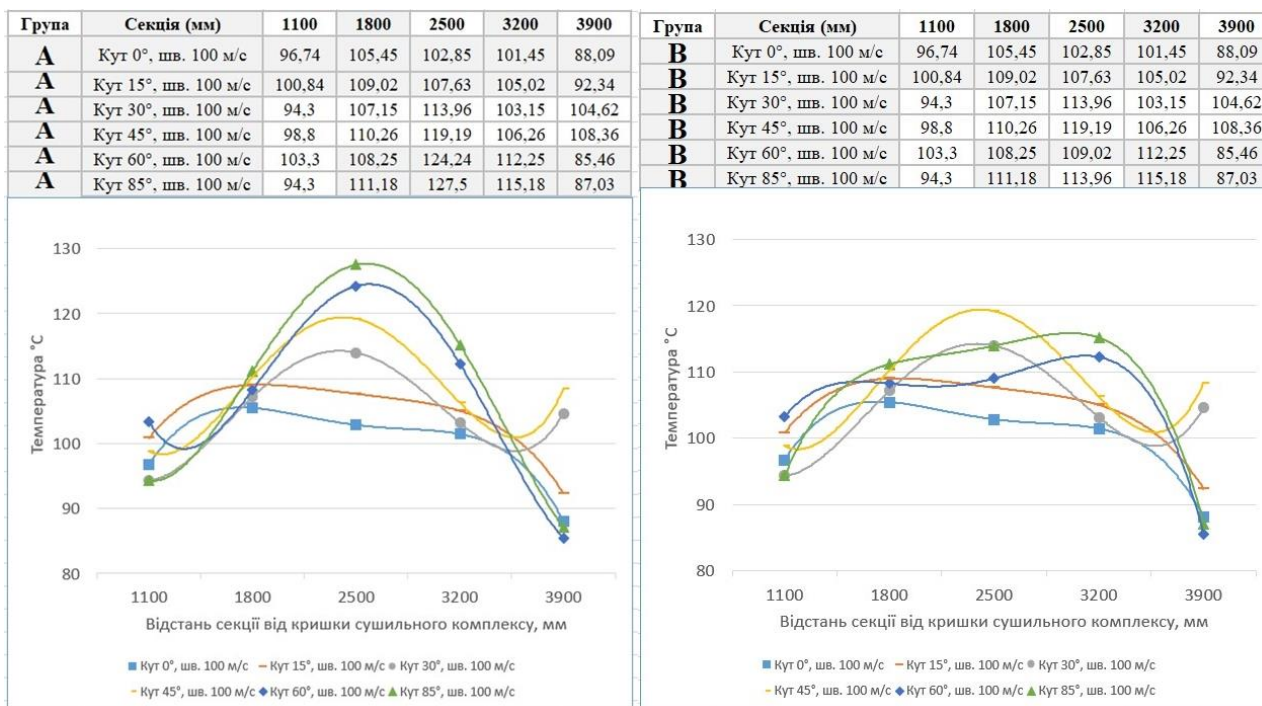


Рис К3. Залежність зміни значення температури в середині сушильного комплексу при швидкості подачі теплоносія 100 м/с.

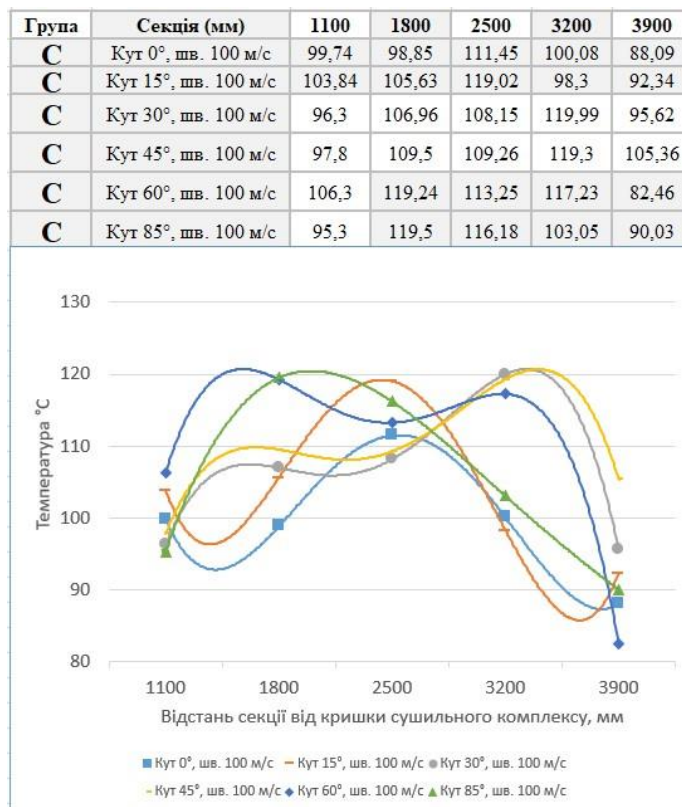


Рис К4. Залежність зміни значення температури в середині сушильного комплексу при швидкості подачі теплоносія 100 м/с.

Дослідження розподілу температури в сушильному комплексі проводились в діапазоні швидкості подачі теплоносія від 80 до 120 м/с. У цьому діапазоні швидкостей спостерігалася вплив зміни швидкості подачі теплоносія на розподіл температури в сушильному комплексі. Експериментальні дані вказують на те, що при більшій швидкості подачі теплоносія відбувається більший обмін тепла між теплоносієм та сушеним продуктом. Це може призводити до швидшого видалення тепла з сушених матеріалів та зниження загальної температури в сушильному комплексі. За таких умов, рівномірний розподіл температури стає більш ймовірним завдяки більшому факелу розпилення та розподілення теплоносія по башні. Досягнення оптимального розподілу температури в сушильному комплексі вимагає уважного налаштування швидкості подачі теплоносія, яка може варіюватися в межах від 80 до 120 м/с в залежності від конкретних умов та вимог процесу сушіння. Такий діапазон швидкостей дозволяє досягти оптимального балансу між швидкістю сушіння та розподілом температури, забезпечуючи ефективну та рівномірну сушку сировини.

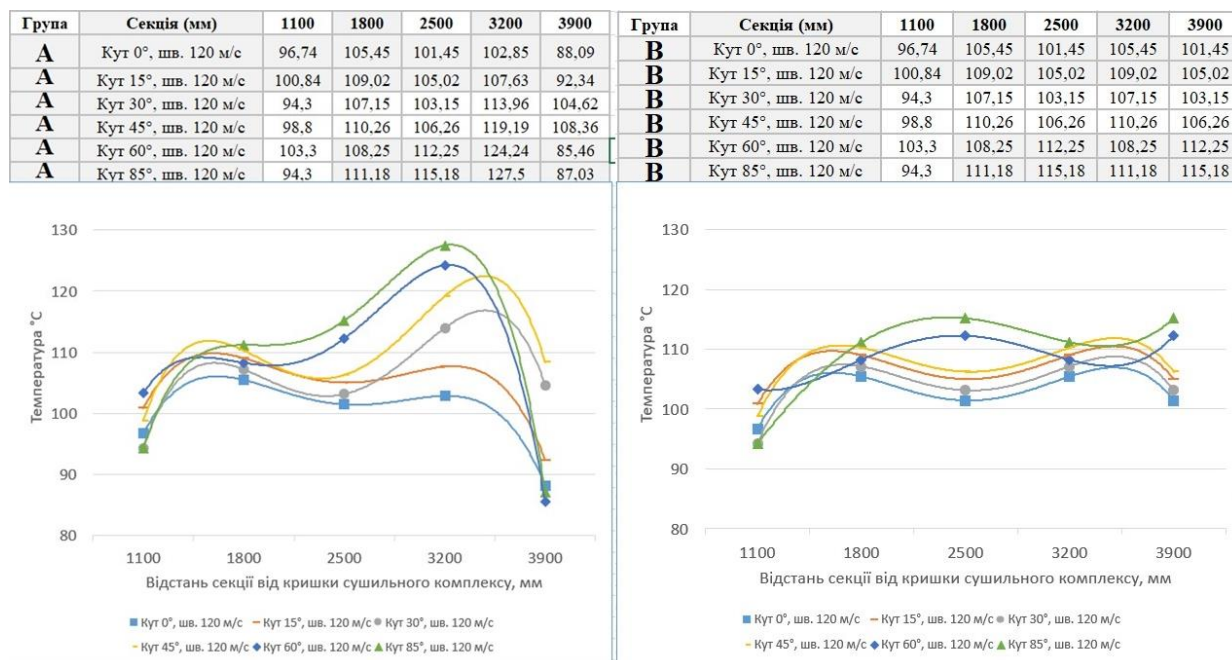


Рис К5. Залежність зміни значення температури в середині сушильного комплексу при швидкості подачі теплоносія 120 м/с.

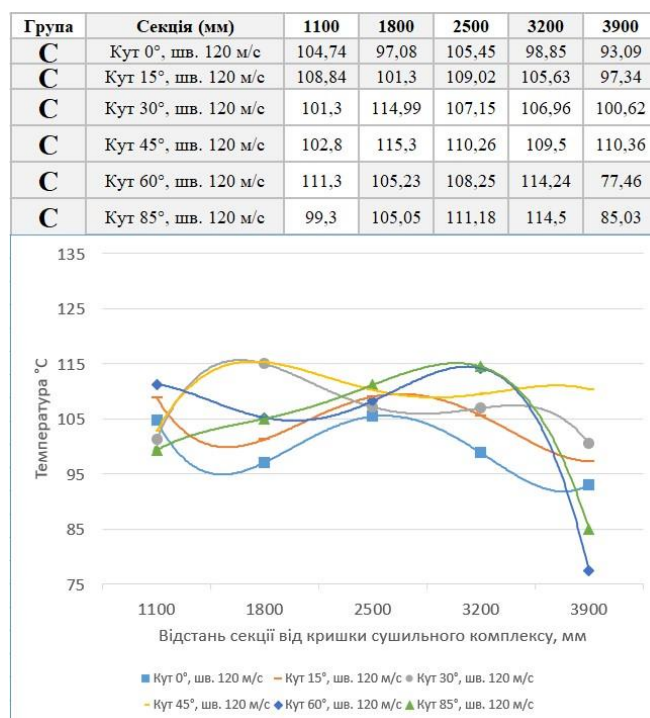


Рис К6. Залежність зміни значення температури в середині сушильного комплексу при швидкості подачі теплоносія 120 м/с.