

УДК 66.047.596

INVESTIGATION OF THE UPPER LOUVER DISTRIBUTION OF THE HEAT CARRIER AND DETERMINATION OF EFFECTIVE PARAMETERS OF DRYING IN COMPLEXES OF SPRAY TYPE

V. Tufekchi, Y. Veresotskyi

*National University of Food Technologies***Key words:**

spray dryers,
CFD modeling,
evaporation,
droplet trajectories,
temperature distribution

Article history:

Received 11.11.2021
Received in revised form
15.11.2021
Accepted 22.11.2021

Corresponding author:

tufekchi@outlook.com

ABSTRACT

An overview of the evaporation of moisture from particles of dairy products, in particular whey, and the movement of droplets is important for optimizing the spray drying process. Studies based on the Euler-Lagrange method are experimentally confirmed in the model with the upper distribution of the coolant in the disk spray complex. The predicted temperature agrees well with the measured value, and the maximum relative error is 2.76%. The demonstrated multiphysical gas distribution and droplet trajectories are visualized. During drying, the phenomenon of reverse air flow and swirling motion of the drops was observed. Increasing the inlet air temperature can increase the drying speed, and increasing the speed of rotation of the disk can cause contamination of the walls of the spray complex. The results helped in further design and understanding of the optimal parameters.

The simulation was performed according to the actual geometry of the pilot centrifugal spray dryer, avoiding the uncertainty of scaling. Meanwhile, spray drying experiments were performed in this spray dryer. Compared to most previous models, which use only the initial data for verification, this work identified 15 temperatures in the volume of the drying complex when changing the feed parameters representing the temperature distribution inside the tower to verify the accuracy of the simulation results. On this basis, the distribution of temperature, humidity and velocity of hot air, as well as the trajectory of droplets was studied and analyzed. In addition, the influence of the inlet air temperature and the speed of rotation of the spray disk on the behavior of the drops during drying was studied.

DOI: 10.24263/2225-2916-2021-30-12

ДОСЛІДЖЕННЯ ВЕРХНЬОГО ЖАЛЮЗІЙНОГО РОЗПОДІЛЕННЯ ТЕПЛОНОСІЯ ТА ВИЗНАЧЕННЯ ЕФЕКТИВНИХ ПАРАМЕТРІВ СУШІННЯ В КОМПЛЕКСАХ РОЗПИЛЮВАЛЬНОГО ТИПУ

В. І. Туфекчі, аспірант

Ю. І. Вересоцький

Національний університет харчових технологій

Проведено огляд випаровування вологи з частинок молочних продуктів, зокрема молочної сироватки, та руху крапель, що важливо для оптимізації процесу сушіння розпиленням. Дослідження на основі методу Ейлера-Лагранжа експериментально підтверджені в моделі з верхнім розподіленням теплоносія в дисковому розпилювальному комплексі. Прогнозована температура добре узгоджується з вимірним значенням, а максимальна відносна похибка становить 2,76%. Візуалізовано продемонстрований мультифізичний газорозподіл і траєкторії крапель. У процесі сушіння спостерігалось явище зворотного потоку повітря та закрученого руху крапель. Підвищення температури повітря на вході може збільшити швидкість висихання, а збільшення швидкості обертання диска може викликати налипання продукту на стінки розпилювального комплексу. Результати допомогли в подальшому проектуванні та розумінні оптимальних параметрів.

Ключові слова: розпилювальний комплекс, CFD моделювання, випаровування, траєкторії крапель, розподіл температур.

Постановка проблеми. Сушіння розпиленням — це різновид технології сушіння, при якій рідкий матеріал спочатку розсіюється на дрібні краплі через розпилювач, а потім сушиться, контактуючи із сушильним середовищем, зазвичай гарячим повітрям, для безпосереднього приготування сухого продукту. Розсіяні краплі можуть значно знизити опір завдяки збільшеній площі контакту з гарячим повітрям і, таким чином, значно прискорити процес сушіння [1; 2]. Порівняно з іншими методами сушіння розпилювальна сушка має переваги: велика швидкість висихання та висока однорідність продукту, уникаючи перегріву продукту, тому й широко використовується в хімічній, фармацевтичній, харчовій і керамічній промисловості [2—4]. Однак через нерівномірність розподілу розпилювального поля сушіння часто страждає від проблеми агломерації матеріалу та прилипання до стінки башти. Для великогабаритних розпилювальних сушарок дуже важко виміряти температуру, вологість і розподіли швидкостей газової фази, а також траєкторії крапель під час процесу сушіння. Як відомо, процес сушіння в башті розпилювальної сушіння є досить складним, що включає розпилення, випаровування та транспортування, а також взаємодію між краплями та внутрішньою стінкою. Обчислювальна динаміка рідини (CFD) як імітаційний інструмент використовує математичне моделювання для аналізу складних явищ потоку рідини, маси та теплообміну, а також для відтворення важковимірних змін фізичного поля за допомогою тривимірних (3D) зображень [5]. Хоча ця технологія успішно використовується в галузі механіки рідини, вона все ще знаходиться на стадії розробки для чисельного моделювання процесу сушіння [9]. Очікується, що моделювання CFD візуалізує складний процес сушіння в розпилювальному комплексі та забезпечить теоретичну базу для конструктивного проектування опор та оптимізації параметрів процесу [8].

Аналіз останніх досліджень і публікацій. Останніми роками дослідники застосували технологію CFD для вивчення структури потоків повітря, поведінки розпилювального висихання та дизайну геометрії комплексу, процесу розпилювального сушіння. Через обмеженість комп'ютерних технологій ранні математичні моделі були переважно двовимірними (2D) осесиметричними моделями без урахування випадковості рухів крапель рідини в реальному тривимірному просторі [10, 11]. М. Mezhericher та ін. виконали 2D та 3D чисельне моделювання масо- та теплообміну в розпилювальній сушарці, зробивши висновок, що 2D осесиметрична модель не може точно відображати поперечний потік повітря та асиметрію фізичних полів [12]. У доступних моделях CFD результати моделювання, зазвичай, перевірялися з використанням лише вихідних експериментальних даних в усередненому порядку [13]. Муджумдар та ін. чітко вказали, що хоча результати моделювання на виході з башти збігаються з експериментальними даними, це ніколи не представляло собою реалістичну перевірку, оскільки компенсаційні помилки, що існують у розрахунках фізичних полів, не могли по-справжньому відображати транспортну поведінку [14]. Слід також зазначити, що більшість моделювання розпилювального сушіння було проведено для розпилювальних сушарок лабораторного масштабу, і в результатах нарощування існувало багато невизначеностей розрахунків, що обмежує проектування та оптимізацію розпилювальних сушарок промислового масштабу [8, 15].

Незважаючи на те, що математичні моделі опису гарячого повітря, крапель та їх взаємодій постійно вдосконалюються, існуючі CFD-моделі ще недостатні для відтворення та прогнозування процесу сушіння розпиленням через відсутність ефективних вимірювань розподілу температури або вологості в розпилювальному комплексі. У цій статті підхід Ейлера-Лагранжа був використаний для чисельного моделювання 3D фізичних полів для того, щоб відтворити процес сушіння розпиленням. Моделювання було виконано відповідно до реальної геометрії пілотної відцентрової розпилювальної сушарки, уникаючи невизначеності масштабування. Тим часом у цій розпилювальній сушарці були проведені експерименти з розпилювальним сушінням. У порівнянні з більшістю попередніх моделей, які використовують лише вихідні дані для перевірки [1, 14], у цій праці було визначено 15 температур в об'ємі сушильного розпилювального комплексу при зміні параметрів подачі, що представляють розподіл температури всередині башти, щоб перевірити точність результатів моделювання. На цій основі було досліджено та проаналізовано розподіл температури, вологості та швидкості гарячого повітря, а також траєкторії руху крапель. Крім того, було досліджено вплив температури повітря на вході та швидкості обертання диска розпилювача на поведінку крапель при висиханні. Очікується, що за допомогою моделювання та експериментальної перевірки результати дослідження відтворять реалістичний процес сушіння розпиленням і нададуть теоретичні вказівки щодо вдосконалення конструкції розпилювальних сушарок та оптимізованих робочих параметрів процесів сушіння.

Метою дослідження є оцінка можливостей і перспектив застосування методів моделювання моделі Ейлера-Лагранжа розпилювального сушіння молочних продуктів за рахунок програмного забезпечення Ansys з використанням сектору 3D моделі.

Матеріали і методи. Об'єктом досліджень є перехідні процеси в сушильному розпилювальному комплексі, порівнюючи такі параметри, як температура теплоно-

сія, швидкість висихання частинки, траєкторії сушіння продукту в розпилювальному комплексі та визначення енергетичних витрат, на основі узагальненого CFD моделювання та аналізу.

Результати дослідження. На рис. 1 показана фізична модель пілотної відцентрової розпилювальної сушарки, використаної в експерименті. Внутрішній діаметр = 5360 мм, висота циліндричного сегмента комплексу розпилювального типу = 4100 мм, а кут конічного сегмента 150° , як показано на рис. 1, а. Зверху повітро-розподілюючого пристрою встановлено жалюзійні направляючі для можливості регулювання потоку повітря (рис. 2). Процес розпилювального сушіння включає складні трифазні потоки тверда рідина-рідина-газ, а також масо- і теплообмін. Краплі як дискретна фаза розсіюються в гарячому повітрі як безперервна фаза, між якими відбуваються процеси транспортування. Чисельний розрахунок проводили за допомогою підходу Ейлера для безперервної фази [17] та підходу Лагранжа для дискретної фази з краплями як сферичними частинками. 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 крапельного сушіння.

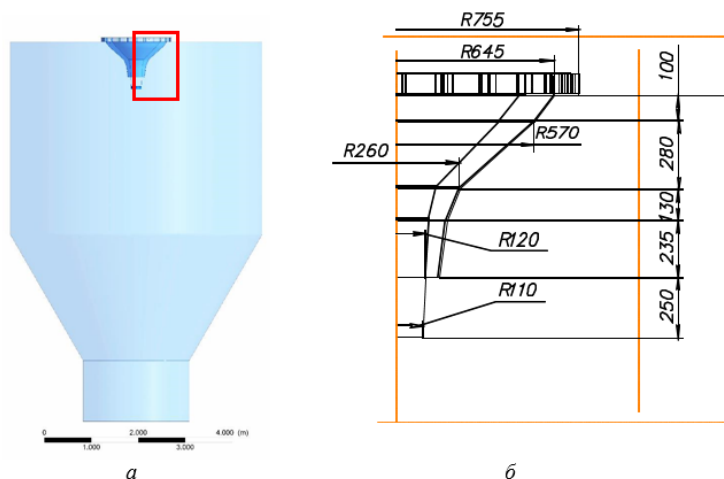


Рис. 1. Фізична модель сушильного комплексу: *а* — принципова схема комплексу розпилювального типу; *б* — деталі входу

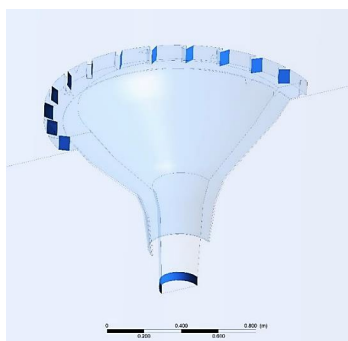


Рис. 2. Фізична модель жалюзійного розподілення в комплексі розпилювального типу

Оскільки башта розпилювального комплексу, як правило, працює при негативному тиску, а щільність газу не сильно змінюється зі швидкістю потоку, то гаряче повітря розглядається як ідеальна і нестислива рідина. Універсальна форма рівнянь збереження безперервності, імпульсу, енергії та виду для безперервної фази виглядає так [17]:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\varphi) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_j \varphi) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\Gamma_\varphi \frac{\partial \varphi}{\partial x_j} \right) + S_\varphi + S_{\rho\varphi}, \quad (1)$$

де φ — загальна змінна, Γ_φ — коефіцієнт переносу, S_φ — джерело самої газової фази, $S_{\rho\varphi}$ — джерело, що виникає внаслідок взаємодії гарячого повітря з краплями.

Дискретна фаза та рівняння траєкторії.

Нехтуючи зіткненням крапель у русі, баланс сил відношення крапель описується другим законом Ньютона:

$$m_p \frac{\partial u_p}{\partial t} = m_p + \frac{u - u_p}{t_r} + m_p + \frac{g(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + F, \quad (2)$$

де F — зовнішня сила (Н), а $\frac{u - u_p}{t_r}$ сила опору (Н) в якій t_r — час перебування краплі, c і визначається за формулою [19]:

$$t_r = \frac{\rho_p d_p^2}{18\mu_g C_d Re_d}, \quad (3)$$

де d_p — діаметр краплі (м), а коефіцієнт опору, C_d , відповідає закону сферичного опору, заданому Морсі та Александером [17].

Рівняння масообміну

Швидкість випаровування крапель визначається концентрацією пари відмінність від поверхні краплі до основного потоку газу фаза:

$$N_i = k_c (C_{i,s} - C_{i,g}), \quad (4)$$

де коефіцієнт масопередачі k_c розраховується за числом Шервуда [20]:

$$Sh = 2.0 + 0.6 Re_d^{(1/2)} Sc^{(1/3)}, \quad (5)$$

Концентрації пари на поверхні крапель і в основному потік газової фази задаються рівняннями (6) і (7) відповідно:

$$C_{i,s} = \frac{p_{sat}(T_p)}{RT_p}; \quad (6)$$

$$C_{i,g} = \frac{X_{ip}}{RTg}, \quad (7)$$

де $p_{sat}(T_p)$ — тиск насиченої пари (Па) на поверхні краплі при температурі T_p , X_{ip} — об'ємна молярна частка рідкого компонента.

Рівняння теплообміну. 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:

$$m_p c_p \frac{dcT_p}{dt} = hA(T_g - T_p) + \frac{dm_p}{dt} h_{fg}, \quad (8)$$

де h_{fg} — прихована теплота продукту (Дж/(моль·К), а h — коефіцієнт конвективної теплопередачі (Вт/м²·К), який впливає з числа Нуссельта [21]:

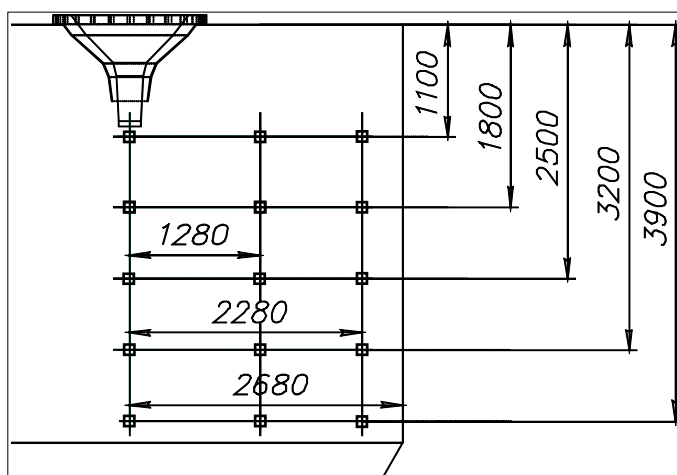
$$Nu = 2.0 + 0.6Re_d^{(1/2)} Pr^{(1/3)}. \quad (9)$$

У випадку, якщо температура краплі досягає точки кипіння, а краплі ще містять певну кількість випаровуваної маси, застосовується модель швидкості випаровування:

$$\frac{d(d_p)}{dt} = \frac{(4k_g)}{\rho_p c_g d_p} (1 + 0.23\sqrt{Re_d}) \ln \left[1 + \frac{c_g (T_g - T_p)}{h_{fg}} \right]. \quad (10)$$

Експерименти з розпилювальним сушінням були проведені в змодельованому секторі комплексу розпилювального типу з верхнім розташуванням жалюзійних ґрат з можливістю регулювання, як показано на рис. 2.

У програмному комплексі Ansys було задано гаряче повітря, яке надходить у сушильну камеру через розподільник у верхній частині башти, вихід відпрацьованого теплоносія та продукту — у нижній частині комплексу, а подача продукту з моделі розпилюючого диска у верхній частині опущеного в об'єм комплексу. Для вимірювання розподілу температури в розпилювальному комплексі було вибрано п'ятнадцять ліній по всьому периметру башти у трьох групах (п'ять для груп А, В та С) у межах циліндричного сегмента, як показано на рис. 3. Відстані трьох згрупованих точок вимірювання становили 1280, 2280 і 2680 мм відповідно від осі комплексу розпилювального типу, 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. 50Гц частоти витяжного вентилятора відповідало 4,045 кг·с масової витрати. Температуру на вході було вказано як 465К. Кут впускного повітря визначали жалюзійними дефлекторами розподільника гарячого повітря на верхній частині сушильного комплексу, що становить 45°, або 65° до вертикального напрямку осі башти.



Група С Група В Група А

Рис. 3. Точки вимірювання температури в башті розпилювальної сушіння

Вихід гарячого повітря був встановлений як вихід тиску. Оскільки башта розпилювальної сушіння працювала при негативному тиску, вихідний тиск підтримувався на рівні 110 Па [6, 12]. Гранична умова «виходу» була використана в моделі DPM. Коефіцієнт конвективної тепловіддачі для цієї частини оцінювався в $12 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ [21]. 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 [1]. Диск розпилювача був сконфігурований як обертова стінка, вісь обертання збігалася з віссю ординат (рис 1, а), а швидкість обертання була встановлена на рівні $30\,000 \text{ об/хв}$.

Моделювання проводилося з використанням комерційного програмного забезпечення ANSYS FLUENT 2021 R2 STUDENT. 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 комплексі розпилювального типу 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 башті 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) у вирішувачі на основі тиску.

Порівняння розподілу температур комплексу розпилювального типу при змінних параметрах кута регулювання верхніх жалюзі в повітророзподілюючому пристрої та зміни швидкості подачі продукту. Щоб перевірити точність результатів моделювання, змодельовані температури в башті розпилювальної сушіння були порівняні з експериментальними моделюваннями, як зазначено в табл. 1. Максимальна відносна похибка між змодельованою та виміряною температурами становила $2,76\%$, що було з'явилися в групі А. Змодельована величина вихідного повітря становила $353,88 \text{ К}$. Прогнозована залишкова вологість висушеного продукту становила $0,41\%$. Розроблений метод може забезпечити реалістичне відтворення у відображенні коливань температури в комплексах розпилювального типу, а також потенційний внесок у розробку та експлуатацію промислових розпилювальних сушарок. На рис. 4, а представлено змодельований розподіл температури у п'яти радіальних ділянках (рис. 3) на різних відстанях до стелі башти, а на рис. 4, б показана діаграма температурного контуру всередині башти під час процесу сушіння. З рис. 4, а видно, що температури в центральній області були вищими, ніж в інших областях для всіх розрізів. Найвища температура була на ділянці $1\,100 \text{ мм}$, 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 до-

слідженні Mujumdar et al. [13]. Краплі покинули диск розпилювача з великою радіальною швидкістю і падали вниз у формі парасольки, спочатку контактуючи з гарячим повітрям і поглинаючи велику кількість тепла короткими спалахами, так що рідка фаза швидко випаровувалася, в результаті чого значне зниження температури в цьому регіоні.

Визначення температур за секціями та відносно кута повороту жалюзі, швидкості подачі продукту зазначено в табл. 1.

Таблиця 1. Параметри дослідження відносної похибки при різних кутах повороту жалюзі в повітророзподілюючому пристрої

Група	Секція (мм)	1100	1800	2500	3200	3900
A	Кут жалюзі 45°, шв. 130 м/с	369,84°C	375,95°C	378,55°C	370,18°C	361,19°C
	Кут жалюзі 65°, шв. 100 м/с	378,94°C	380,73°C	385,12°C	375,40°C	371,44°C
	Відносна похибка %	2.53%	1.31%	1.78%	1.41%	2.76%
B	Кут жалюзі 45°, шв. 130 м/с	366,40°C	386,06°C	380,25°C	390,09°C	377,72°C
	Кут жалюзі 65°, шв. 100 м/с	373,90°C	382,29°C	373,36°C	384,40°C	374,46°C
	Відносна похибка %	2.10%	1.00%	1.81%	1.50%	0.86%
C	Кут жалюзі 45°, шв. 130 м/с	446,86°C	412,34°C	396,35°C	387,33°C	373,56°C
	Кут жалюзі 65°, шв. 100 м/с	444,30°C	418,80°C	388,28°C	379,15°C	365,13°C
	Відносна похибка %	0.59%	1.61%	2.04%	2.11%	2.20%

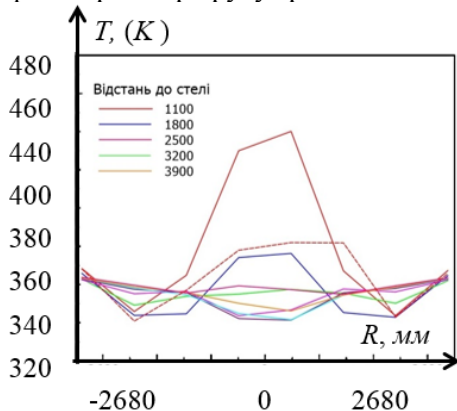
Оскільки інші секції послідовно віддалялися від входу гарячого повітря, центральні температури поступово знижувалися, і загальний розподіл мав тенденцію бути рівномірним. Результати відповідали експериментально вимірним розподілам температури, що демонструє правильність результатів моделювання. Також можна помітити, що температури біля стінки істотно знизилися з середньою температурою 345,26 К. Контур-діаграма на рис. 4, б також показує, що температури були дуже високими біля вхідного отвору гарячого повітря, поступово знижувалися вниз по центру башти і, в решті-решт, наближалися до температури повітря на виході.

Розподіл вмісту водяної пари, показаний на рис. 5, демонструє протилежну тенденцію до розподілу температури на рис. 4. Порівнюючи вміст пари в різних радіальних перерізах на рис. 5, а, можна помітити, що вміст був найнижчим у центральному регіоні і став рівномірно розподіленим зі зменшенням висоти розрізів. Найвище значення виявилось навколо центру башти в перетині 1100 мм. Це сталося тому, що гаряче повітря найвищої температури вперше контактувало з краплями, що містять найвищий вміст 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, тому вміст пари в комплексі повільно зменшувався і поступово вирівнювався. Подальше спостереження за діаграмою на рис. 5, б також виявило, що існував асиметричний розподіл вмісту пари, який був подібний до розподілу температури на рис. 4, б.

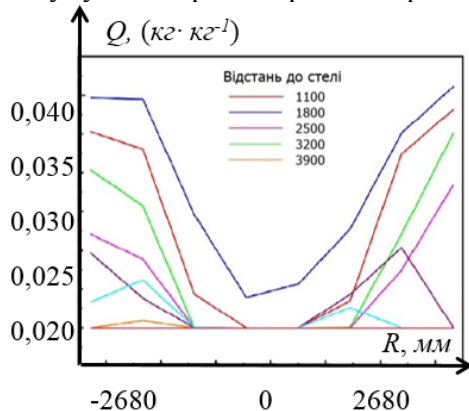
Це можна пояснити випадковим рухом крапель всередині башти. Хоча краплі, зазвичай, рухалися вниз, а великі частинки потрапляли б безпосередньо на дно

башти, дрібні частинки могли рухатися вгору разом з гарячим повітрям, що призводило до різної інтенсивності випаровування в різних ділянках комплексу. Це стало причиною того, що вміст водяної пари був рівномірно розподілений в інших частинах башти.

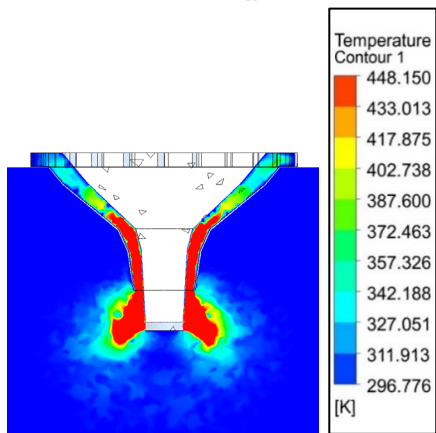
У дослідженні траєкторії руху крапель необхідно зрозуміти поведінку дискретної фази. Траєкторії руху крапель під час процесу сушіння проілюстровані на рис. 6.



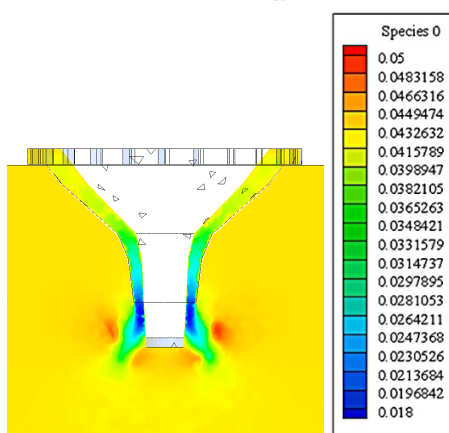
а



а



б



б

Рис. 4. Графіки розподілу: а — температури на різних ділянках; б — контуру температури в комплексі розпилювального типу

Рис. 5. Графіки розподілу: а — вмісту пари в різних перерізах; б — контуру вмісту пари в комплексі розпилювального типу

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 відразу висушуються, а потім швидко підвищуються в температурі. Таким чином, ці краплі мають найвищі температури. Більші краплі з більшими відцентровими силами мали вищі радіальні швидкості та більшу відстань розпилення, які досягали відстань далі від диска та ближче до стінки. Ці частинки були піддані впливу гарячого повітря з відносно низькими температурами, зазнавши більш тривалого періоду

сушіння з постійною швидкістю, вони мають нижчі температури. З рухом крапель вниз їх вологість і швидкість поступово зменшувалися, що призвело до приблизно рівномірної температури крапель. З рис. 6 також видно, що краплі випадковим чином рухалися всередині комплексу розпилювального типу.

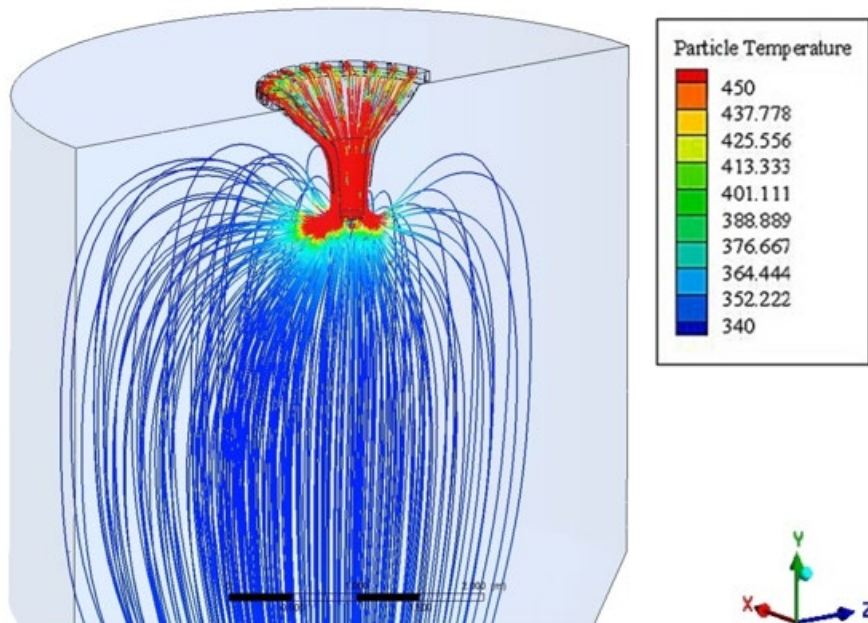


Рис. 6. Траєкторії руху теплоносія та крапель продукту під час сушіння

Процес висихання крапель тісно пов'язаний з розміром крапель. Для аналізу під час сушіння були відібрані частинки діаметром від 10 до 140 мкм, розпилені з диска, щоб дослідити їх діаметр і зміни температури з часом, як показано на рис. 7. У процесі сушіння волога всередині крапель нагрівалася та випаровувалася, а діаметр крапель поступово ставав меншим, як показано на рис. 7, а. Час, необхідний для висихання крапель змінювався в залежності від початкових діаметрів крапель, і чим більші розміри, тим довший час.

Краплі всіх розмірів повністю висихали протягом 1 с. На рис. 7, б зображені зміни температури цих крапель після потрапляння в башту. Найдрібніші краплі (10,00 і 17,71 мкм) були висушені миттєво (чорна та червона криві). Температури швидко зростали до максимальних значень 461 K, а потім поступово знижувалися до температури виходу, близької до температури повітря на виході. З рис. 7, б 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 при температурі 318 K. Це вказувало на те, що краплі були з постійною швидкістю висихання, в той час як поверхні крапель залишалися насиченими, протягом якого була видалена більшість вологи. На цьому етапі діаметр крапель поступово зменшувався. Далі температура крапель швидко підвищилася до значень виходу, і висихання вступило в період падіння швидкості висихання.

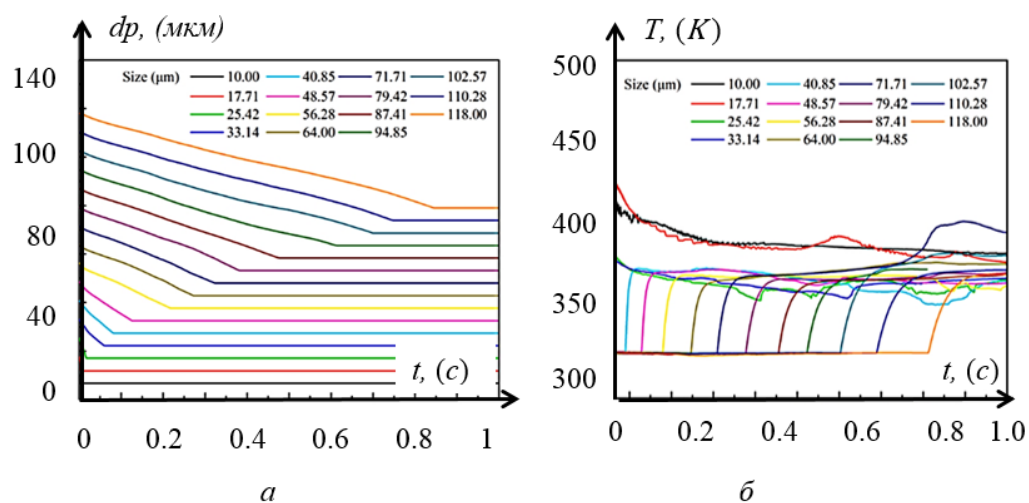


Рис. 7. Графіки зміни крапель продукту: *a* — діаметрів і *б* — температури під час сушіння

Важливим фактором була температура повітря на вході, де температура повітря може вплинути на розподіл вмісту пари в башті розпилювального сушіння і, згодом, на процес сушіння крапель. Щоб дослідити вплив температури повітря на вході, був змодельований випадок з температурою подачі 450 K , як показано на рис. 8.

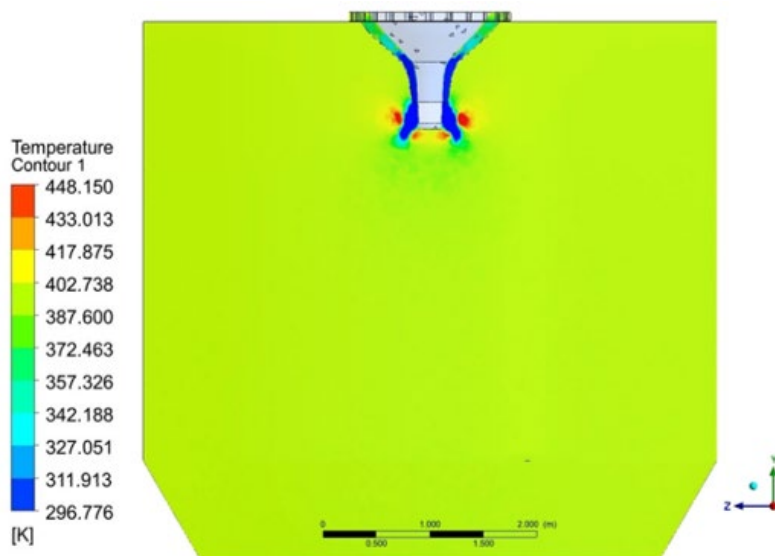


Рис. 8. Контур розподілення температури в сушильній башті

При такій температурі повітря на вході вміст пари був найнижчим на вході гарячого повітря (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 комплексу розпилювального типу. На основі рівнянь (4) і (7), підвищення

температури гарячого повітря може збільшити імпульс масообміну і таким чином сприяти переносу поверхневої пари. Згідно з рівнянням (8) вища температура гарячого повітря також може підвищити конвективний теплообмін, значно посилюючи таким чином 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.

Висновки. Процес розпилювальної сушки математично описаний у цій статті на основі пілотної розпилювальної сушарки. Чисельні дослідження виконано з використанням пакета CFD ANSYS FLUENT. Експерименти з розпилювальним сушінням були проведені параметрами молочної сироватки. Також виміряні температури репрезентативних точок всередині башти розпилювальної сушіння для перевірки результатів моделювання. У результаті досягнуті узгодження між експериментальними значеннями з максимальною відносною похибкою 2,76%.

Рекомендовані оптимальні параметри: кут впускного повітря з жалюзійними дефлекторами розподільника на верхній частині розпилювального комплексу — в межах 45° , або 65° до вертикального напрямку осі башти. Гранична температура теплоносія = 450 K. Максимальна швидкість обертання розпилювального диску = 30000 об/хв. Для безперервної фази центральна область розпилювального 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 башти. Найдрібніші крапельки висихали миттєво і швидко підвищувалися в значенні температури. Більшість крапель зазнали початкового підвищення температури, сушіння з постійною швидкістю та короткочасного сушіння. Підвищення температури повітря на вході може прискорити швидкість випаровування крапель, що призведе до збільшення вмісту водяної пари навколо диска розпилювача. Збільшення швидкості може призвести до прилипання вологого матеріалу до стіни через збільшення відстані розпилення.

ЛІТЕРАТУРА

1. Липатов Н. Н. Сухое молоко / Н. Н. Липатов, В. Д. Харитонов // Легкая и пищевая промышленность, 1981. — 264 с.
2. Mezhericher M. Theoretical modeling and numerical simulation of spray drying processes / M. Mezhericher, A. Levy, I. Borde A. S. Mujumdar (Ed.), // Handbook of Industrial Drying. — CRC Press, Boca Raton, 2015. — pp. 227—245.
3. Geranpour M. Recent advances in the spray drying encapsulation of essential fatty acids and functional oils, / M. Geranpour, E. Assadpour, S. M. Jafari // Trends Food Sci. Technol. — №102 (2020). — pp. 71—90.
4. Liu Z. Synthesis of interconnected carbon nanosheets anchored with Fe₃O₄ nanoparticles as broadband electromagnetic wave absorber, / Z. Liu, F. He, C. Shi, N. Zhao, E. Liu, C. He // Chem. Phys. Lett. — № 716 (2019). — pp. 221—226.
5. Shahsavari A. Numerical study of melting and solidification in a wavy double-pipe latent heat thermal energy storage system / A. Shahsavari, H. M. Ali, R. B. Mahani, P. Talebizadehsardari J. // Therm. Anal. Calorim. № 141 (2020). — pp. 1785—1799.
6. Ahmadi A. A. Configuration and optimization of a minichannel using water-alumina nanofluid by non-dominated sorting genetic algorithm and response surface method / A. A. Ahmadi, M. Arabbeiki, H. M. Ali, M. Goodarzi, M. R. Safaei // Nanomaterials. — № 10 (2020), <https://doi.org/10.3390/nano10050901>.

7. Woo M. W. Computational fluid dynamics simulation of spray dryers: an engineer's guide, / M. W. Woo // CRC Press, Boca Raton, 2017.
8. Ramachandran R. P. Computational Fluid Dynamics in Drying Process Modelling-a Technical Review / R. P. Ramachandran, M. Akbarzadeh, J. Paliwal, S. Cenkowski // Food Bioprocess Technol. 11 (2018) 271—292.
9. Wu Z. H. Simulation of spray drying of a solution atomized in a pulsating flow / Z. H. Wu, X. D. Liu // Dry. Technol. 20 (2002) 1101—1121.
10. Huang L. X. A parametric study of the gas flow patterns and drying performance of co-current spray dryer / Results of a computational fluid dynamics study, L. X. Huang, K. Kumar, A. S. Mujumdar // Dry. Technol. 21 (2003) 957—978.
11. Mezhericher M. Modeling of Droplet Drying in Spray Chambers Using 2D and 3D Computational Fluid Dynamics / M. Mezhericher, A. Levy, I. Borde, // Dry. Technol. 27 (2009) 359—370.
12. Malekjani N. Simulation of food drying processes by Computational Fluid Dynamics (CFD) / N. Malekjani, S.M. Jafari // Trends Food Sci. Technol. 78 (2018) 206—223.
13. Mujumdar A. S. An overview of the recent advances in spray-drying / A. S. Mujumdar, L. X. Huang, X.D. // Chen Dairy Sci. Technol. 90 (2010) 211—224.
14. Lyu F. Combined control of morphology and polymorph in spray drying of mannitol for dry powder inhalation / F. Lyu, J. J. Liu, Y. Zhang, X. Z. Wang // J. Cryst. Growth. 467 (2017) 155—161.
15. Ali M. CFD modeling of a pilot-scale countercurrent spray drying tower for the manufacture of detergent powder / M. Ali, T. Mahmud, P. J. Heggs, M. Ghadiri, A. Bayly, H. Ahmadian // Dry. Technol. 35 (2017) 281—299.
16. Javed S. Internal convective heat transfer of nanofluids in different flow regimes: A comprehensive review / S. Javed, H. M. Ali, H. Babar, M. S. Khan, M. M. Janjua, M. A. Bashir // Physica A. 538 (2020), <https://doi.org/10.1016/j.physa.2019.122783>.
17. Mezhericher M. Spray drying modelling based on advanced droplet drying kinetics / M. Mezhericher, A. Levy, I. Borde // Chem. Eng. Process. 49 (2010) 1205—1213.
18. Knoll M. Influences of turbulence modeling on particle-wall contacts in numerical simulations of industrial furnaces for thermal particle treatment / M. Knoll, H. Gerhardtter, C. Hoehenauer, P. Tomazic // Powder Technol. 373 (2020) 497—509.
19. Jubaer H. The impact of self-sustained oscillations on particle residence time in a commercial scale spray dryer / H. Jubaer, S. Afshar, G. Le Maout, S. Mejean, C. Selomulya, J. Xiao, X. D. Chen, R. Jeantet, M. W. Woo // Powder Technol. 360 (2020) 1177—1191.
20. Kilic M. Numerical investigation of combined effect of nanofluids and multiple impinging jets on heat transfer / M. Kilic, H. M. Ali // Therm. Sci. 23 (2019) 3165—3173.
21. Gosciniak J. Wheatstone bridge configuration for evaluation of plasmonic energy transfer / J. Gosciniak, M. Mooney, M. Gubbins, B. Corbett, // Sci. Rep. 6 (2016) 24423.

ИССЛЕДОВАНИЕ ВЕРХНЕГО ЖАЛЮЗИОННОГО РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ И ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭФФЕКТИВНЫХ ПАРАМЕТРОВ СУШЕНИЯ В КОМПЛЕКСАХ РАСПЫЛИТЕЛЬНОГО ТИПА

В. И. Туфекчи

Ю. И. Вересоцкий

Национальный университет пищевых технологий

Проведен осмотр испарения влаги из части молочных продуктов, в частности молочной сыворотки, и движения капель, что важно для оптимального процесса сушки распыления. Исследования на основе метода Эйлера-Лагранжа экспериментально подтверждены в модели с верхним распределением теплоносителя в ди-

сковом распылительном комплексе. Прогнозируемая температура хорошо согласуется с измеренным значением, а максимальная относительная погрешность составляет 2,76%. Визуализировано продемонстрированное мультифизическое газораспределение и траектории капель. В процессе сушки наблюдается воздух обратного потока и закрученного движения капель. Повышение температуры воздуха на входе может увеличить скорость высыхания, а увеличение вращения диска может вызвать налипание продукта на стенки распылительного комплекса. Результаты помогли в дальнейшем проектировании и понимании оптимальных параметров.

Ключевые слова: распылительный комплекс, CFD моделирование, испарение, траектории капель, распределение температур.