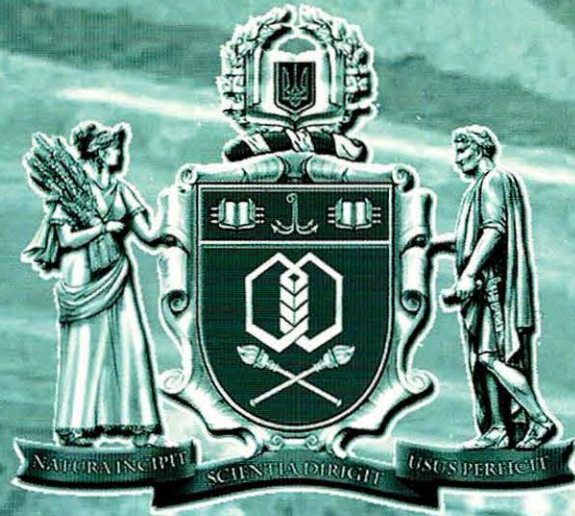


ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ



НАУКОВІ ПРАЦІ

ВИПУСК

ТОМ 2

45

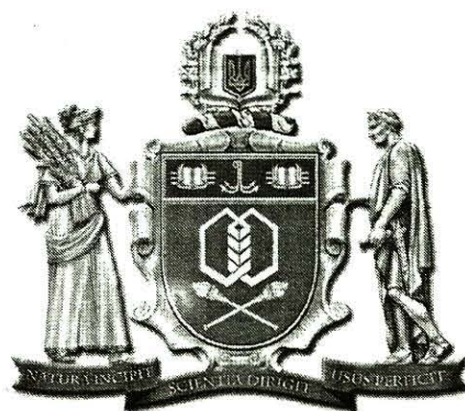
ОДЕСА
2014

ISSN 2073 – 8730

**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

НАУКОВІ ПРАЦІ

**ВИПУСК 45
ТОМ 2**



ОДЕСА

2014

ОБГРУНТУВАННЯ МЕТОДІВ СТВОРЕННЯ МІНЕРАЛЬНО-ОРГАНІЧНИХ РЕЧОВИН НА БАЗІ ЛУГІВ ГУМАТІВ СОНЯШНИКОВОГО ПОПЕЛУ	
Степанюк А.Р., Борисенко Є.Ю.	166
МОДЕЛЮВАННЯ СТВОРЕННЯ МІНЕРАЛЬНО-ОРГАНІЧНИХ РЕЧОВИН НА БАЗІ ЛУГІВ ГУМАТІВ СОНЯШНИКОВОГО ПОПЕЛУ	
Степанюк А.Р., Борисенко Є.Ю.	169
ВИЗНАЧЕННЯ ВПЛИВУ ОСНОВНИХ ПАРАМЕТРІВ ПЕРЕГРІТОЇ ПАРИ НА ПРОЦЕС СУШІННЯ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ	
Шутюк В.В., Василенко С.М., Бессараб О.С.	172
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ НАСІННЯ ЛЬОНУ	
Капегула С.М.	178

РЕСУРСОЕФЕКТИВНІ ТА ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІ ТЕХНОЛОГІЇ

ІННОВАЦІЙНА ТЕХНОЛОГІЯ ВИРОБНИЦТВА ФРУКТОВО-ОВОЧЕВИХ ЧИПСІВ	
Шапар Р.О., Снежкін Ю.Ф., Гусарова О.В.	182
ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ У ТЕПЛОВИХ МЕРЕЖАХ ГОТЕЛЬНО-РЕСТОРАННИХ КОМПЛЕКСІВ ЗА РАХУНОК ЗМІНИ ПАРАМЕТРІВ ТЕПЛОНОСІЯ	
Ощипок І.М.	185
ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ РЕКУПЕРАТИВНОЇ ЗЕРНОСУШАРКИ	
Бурдо О.Г., Безбах І.В., Зиков О. В.	190
ПОВЫШЕНИЕ РЕСУРСОЭНЕРГОЭФФЕКТИВНОСТИ ТЕХНОЛОГИИ РАСТВОРИМОГО КОФЕ	
Терзиев С.Г.	195
ЕКОНОМІЧНА ОЦІНКА ЕФЕКТИВНОСТІ ВИКОРИСТАННЯ СПОСОБУ ОХОЛОДЖЕННЯ ЗЕРНА	
Ялпачик В.Ф., Кравець О.В., Верхованцева В.О.	199
РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ ЕКСТРАКТУ ІЗ ЧОРНОПІДНОЇ ГОРОБИНИ З ВИКОРИСТАННЯМ НВЧ-ВИПРОМІНЮВАННЯ	
Бурдо А.К., Демченко М.В.	203
ШЛЯХИ ЗНИЖЕННЯ ЕНЕРГОВИТРАТ В ТЕХНОЛОГІЇ БІОЕНЕРГОКОНВЕРСІЇ РОСЛИННИХ ОЛІЙ	
Грабов Л.М., Шматок О.І.	208
ИССЛЕДОВАНИЕ ВАКУУМ-ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ НОВОГО ТИПА	
Бурдо О.Г., Ружицкая Н.В., Макаренко Т. А., Малашевич С.А.	212
АНАЛИЗ ПРОЦЕССА СУШКИ НЕДЕФОРМИРУЕМОГО, НАГРЕВАЕМОГО МАТЕРИАЛА НА ОСНОВЕ ПРЕДСТАВЛЕНИЙ О СУЩЕСТВОВАНИИ ФИЗИЧЕСКИХ МЕХАНИЗМОВ ЕЁ «ТОРМОЖЕНИЯ»	
Смирнов Г.Ф., Зыков А.В.	214
НЕЭНЕРГОЕМКИЕ ПИЩЕВЫЕ ДОБАВКИ, НАТУРАЛЬНЫЕ КРАСИТЕЛИ И АРОМАТИЗАТОРЫ	
Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Ружицкая Н.В., Харенко Д.А.	221
ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ АУДИТ ПИЩЕКОНЦЕНТРАТНОГО ПРОИЗВОДСТВА	
Терзиев С.Г., Борщ А.А.	224

УДК 66.047.4

ВИЗНАЧЕННЯ ВПЛИВУ ОСНОВНИХ ПАРАМЕТРІВ ПЕРЕГРІТОЇ ПАРИ НА ПРОЦЕС СУШІННЯ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ

Шутюк В.В., канд. техн. наук, доцент, Василенко С.М., д-р техн. наук, професор,
Бессараб О.С., канд. техн. наук, професор
Національний університет харчових технологій, м. Київ

У статті подана математична модель визначення раціональних параметрів сушіння харчових продуктів перегрітою парою. Аналіз експериментальних даних свідчить, що на цей процес значно впливає початкова швидкість сушіння. Це пояснюється тим, що на початковій стадії процесу сушіння відбувається зволоження зовнішньої поверхні продукту. Початкова швидкість сушіння завжди зростає зі збільшенням температури й швидкості перегрітої пари. Результати сушіння жому перегрітою парою показують, що кожній температурі перегрітої пари властиве максимальне значення початкової швидкості сушіння.

Математична модель може бути застосована для розрахунку парових сушарок, оскільки базується на використанні критеріїв Нуссельта і Рейнольдса. Розрахункові дані показують, що при незначній швидкості перегрітої пари оптимальні умови роботи сушарки для різного тиску пари мають лінійний характер.

The article presents a mathematical model of optimum parameters determination of food drying with superheated steam. Analysis of the experimental data shows that the initial rate of drying has a significant impact on this process. This is explained by moistening the external surface of the product at the initial stage of drying process. Initial drying rate always increases with temperature and speed of the superheated steam.

The results of pulp drying with superheated steam show that each superheated steam temperature has the maximum value of the initial rate of drying.

The mathematical model can be used to calculate any steam dryers, since it is based on the use of Nusselt and Reynolds criterions. The calculated data show that the optimal conditions of the dryer for different steam pressure have a linear relationship with little speed of the superheated steam.

Ключові слова: сушіння, перегріта пара, кінетика, математичне моделювання

Вступ

Сушіння перегрітою парою вперше було запропоновано понад 100 років тому, а про перше промислове застосування стало відомо близько 80 років тому в Німеччині. Впритул цією технологією зацікавились лише в минулому десятилітті через світову економічну кризу та постійним зростанням цін на енергоносії. Адаптація сушарок до умов сушіння перегрітою парою вимагає непростого реалізації додаткових умов, тому виготовляють парові сушарки менше десяти високотехнологічних підприємств у світі. Перевага сушіння перегрітою парою очевидна – це можливість простої рекуператії, або відновлення відпрацьованої пари, реалізація якої у більшості конструкцій сушарок складна і дорога. Водночас, поряд з низьким споживанням енергії, сушіння перегрітою парою має ще такі переваги: відсутність реакцій окиснення та згоряння, безпечність вибуху і часто краща якість продукту.

Дослідники [1] встановили, що під час сушіння харчових продуктів перегрітою парою співвідношення швидкості v перебігу процесу і початкової швидкості v_0 залежить від частки вільної вологи в цих продуктах φ . У досліджуваному діапазоні параметрів перегрітої пари (тиск $1,1 \dots 1,4 \cdot 10^5$ Па, температура $130 \dots 150$ °С, швидкість $2 \dots 6$ м/с) залежність зміни швидкості має вигляд $v/v_0 = f(\varphi)$, відповідно значення функції: максимальне $f(\varphi) = 1$ при $\varphi = 1$, мінімальне $f(\varphi) = 0$ при $\varphi = 0$. Інші групи дослідників [2, 3, 4], дійшли висновку, що тривалий період сушіння проходить при постійній швидкості $v/v_0 = 1$ і закінчується при досягненні критичного вологовмісту продукту.

Результати досліджень дають можливість припустити, що для всіх значень вологовмісту продукту швидкість сушіння пропорційна початковій швидкості $v = v_0 f(\varphi)$, яку можна віднести до оптимальних робочих умов процесу. Цей критерій дуже зручний, оскільки на початку сушіння випаровування проходить на зовнішній поверхні продукту, температура випаровування залишається близькою до початкової температури насичення і швидкість сушіння залежить від швидкості конвективного теплообміну від перегрітої пари.

Початкова швидкість сушіння залежить від параметрів перегрітої пари, але в подальшому переважно спостерігається збільшення температури або швидкості перегрітої пари. Також важливим параметром є тиск перегрітої пари, який неоднозначно впливає на початкову швидкість сушіння. Низький тиск пари

зумовлює зменшення густини пари та її теплоємності, отже при нульовому значенні тиску $v_0 = 0$. З іншого боку, при високому тиску збільшується рівноважна температура води, тим самим зменшується рушійна сила теплопередачі (різниця між температурами перегрітої пари та поверхні харчового продукту). Теоретично існує друга точка з нульовою швидкістю, яка відповідає тиску, коли температура насичення води дорівнює температурі перегрітої пари. Процес сушіння може відбуватися в діапазоні між цими двома параметрами, отже, існує щонайменше одне оптимальне значення тиску, при якому початкова швидкість сушіння має максимальне значення.

Розроблення математичної моделі

Розробленню математичної моделі сушіння харчових продуктів перегрітою парою передували такі припущення:

- процес стабільний і рівномірний (параметри перегрітої пари змінюються в одному напрямку та рівномірні по площі поперечного перерізу);
- процес адиабатичний (сушарка ізольована);
- тиск пари постійний в усіх зонах сушіння;
- продукт має рівномірні вологість і температуру;
- зміна теплоємності при зміні температури не враховується;
- перегріта пара вважається ідеальним газом;
- вплив випромінювання не враховується (становить менше 2 %).

Під час сушіння теплопередача проходить від перегрітої пари до зовнішньої поверхні харчового продукту, яка залишається вологою. Кількість переданої теплоти dQ можна визначити з рівняння

$$dQ = dF_{np} K (T_{n.p.} - T^{eq}), \tag{1}$$

де dF_{np} — поперечний перетин продукту, m^2 ; K — коефіцієнт теплопередачі, $Вт/(m^2 \cdot K)$; $T_{n.p.}$, T^{eq} — температура відповідно перегрітої пари і рівноважна води, $^{\circ}C$.

Коли перегріта пара рухається вздовж продукту, його температура знижується за рахунок теплоперенесення, а масові витрати збільшуються внаслідок випаровування вологи з продукту (рис. 1). Таким чином у будь-якому поперечному перерізі з двох сторін продукту dF_{np} є пов'язані два значення температури T_i і масових витрат перегрітої пари m_i . Питомі зміни теплоти dQ і вологовмісту dW в середньому постійні по площі перетину продукту в процесі сушіння, тому матеріальний баланс:

$$m_{out} = m_i + dW, \tag{2}$$

де i, out — індекси характеризують значення на виході в сушильну камеру і виході відповідно.

В енергетичному балансі треба враховувати циркуляцію енергетичних потоків [5], еквівалентну масовим витратам і ентальпії:

$$m_i h_i + dW h^{eq} = m_{out} h_{out} + dQ, \tag{3}$$

де h — ентальпія потоку, $Дж/кг$; i, out, eq — індекси характеризують значення на виході в сушильну камеру і виході та рівноважного стану відповідно.

Зміна питомої теплоти при сушінні перегрітою парою пропорційна прихованій теплоті пароутворення:

$$dQ = dm \cdot r, \tag{4}$$

де r — прихована теплота пароутворення, $Дж/кг$.

З огляду на припущення, що тиск перегрітої пари постійний в усій зоні сушіння, зміну ентальпії пари можна записати у вигляді:

$$h_i - h_{out} = C_p (T_i - T_{out}), \tag{5}$$

де C_p — питома теплоємність при постійному тиску, $Дж/(кг \cdot K)$.

Пропоновані залежності можна використати для випаровування вологи на умовах рівноваги між ентальпіями перегрітої пари і рівноважного випаровування:

$$h_{n.p.} - h^{eq} = C_p^v (T_{n.p.} - T^{eq}), \tag{6}$$

де v — індекс характеризують рівноважний стан випаровування.

При спільному рішенні рівнянь (2–4) з врахуванням залежностей (5), (6) рівняння теплового і матеріального балансів має такий вигляд:

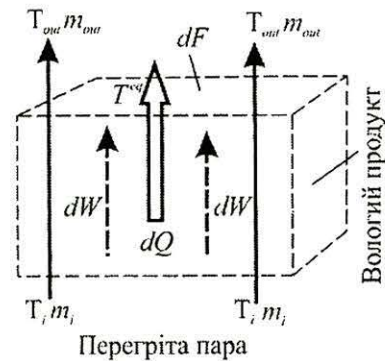


Рис. 1 – Схема теплових та масових потоків

$$m_i C_p (T_i - T_{out}) = dQ(1 + C_p^v (T_{out} - T^{eq}) / r) \quad (7)$$

або

$$m_{out} C_p (T_i - T_{out}) = dQ(1 + C_p^v (T_i - T^{eq}) / r). \quad (8)$$

Розв'язання рівнянь (7) і (8) можливе при відомих значеннях температури перегрітої пари на вході в продукт і на виході з нього. Для цього рівняння (7) розв'язується спільно з рівнянням (1), а перепад температур перегрітої пари зображується в диференційному вигляді. Тоді залежність набуває такого вигляду

$$\frac{K}{mC_p} dF_{np} = - \frac{dT_{n.n}}{(T_{n.n} - T^{eq})(1 + C_p^v (T_{n.n} - T^{eq}) / r)}. \quad (9)$$

Нехтуючи змінами теплоємності при зміні температури перегрітої пари, інтегруючи рівняння (9) по всій площі dF_{np} в усьому діапазоні зміни температур, отримаємо

$$\int_0^F \frac{K}{mC_p} dF_{np} = \ln \left(\frac{1 + C_p^v (T_{n.n} - T^{eq}) / r}{1 + C_p^v (T_i - T^{eq}) / r} \frac{T_i - T^{eq}}{T_{n.n} - T^{eq}} \right). \quad (10)$$

Для спрощення цього рівняння введемо три безрозмірних числа:

перше собою співвідношення конвективного теплообміну та теплопередачі потоку перегрітої пари:

$$Nq = \int_0^F \frac{K}{mC_p} dF_{np}; \quad (11)$$

друге виражає відношення різниці між вхідною і вихідною температурами перегрітої пари і рівноважною температурою продукту:

$$Nt = \frac{T_{n.n} - T^{eq}}{T_i - T^{eq}}; \quad (12)$$

третє визначає відношення між кількостями теплоти, необхідної для нагрівання випареної вологи і прихованої теплоти на випаровування вологи

$$Nc = \frac{C_p^v (T_i - T^{eq})}{r}. \quad (13)$$

Поділивши рівняння (7) на (8) отримаємо безрозмірну величину, яка характеризує залежність співвідношення між потоком перегрітої пари на вході в продукт і на виході з нього:

$$\frac{m_{n.n}}{m_i} = \frac{1 + Nc}{1 + NtNc}. \quad (14)$$

Рівняння (14) можна використовувати для розрахунку зміни витрат перегрітої пари, але для переважної більшості випадків значення величини Nc незначне, а величина Nt перебуває в діапазоні від 0 до 1. Отже, витрати перегрітої пари можна вважати постійною величиною для більшості практичних задач.

Підставивши безрозмірні числа в рівняння (10), отримаємо

$$Nq = \lg \left(\frac{1 + NtNc}{1 + Nc} \frac{1}{Nt} \right). \quad (15)$$

Після заміни значення dQ з рівняння (4) на залежність (7) отримаємо

$$mC_p (T_i - T^{eq})(1 - Nt) = W_0 r (1 + NtNc), \quad (16)$$

де W_0 – початкова швидкість сушіння продукту, кг/с.

Комбіноване рішення залежностей (15) і (16) за умови, що витрати перегрітої пари M постійні, дає можливість отримати таке рівняння для визначення початкової швидкості сушіння:

$$W_0 = \frac{mC_p (T_i - T^{eq})}{r} (1 - e^{-Nq}). \quad (17)$$

Припустивши, що значення теплоємності не змінюється при зміні температури, та використавши середнє значення коефіцієнта теплопередачі безрозмірне число Nq запишемо у такому вигляді:

$$Nq = \frac{K_{cp} F_{np}}{mC_p}, \quad (18)$$

де K_{cp} – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²·К).

Масові витри перегрітої пари

$$m = F_{cp} \nu \rho. \quad (19)$$

де F_{cp} – площа сушіння, м²; v – швидкість пари, м³/с; ρ – густина пари, кг/м³; коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²·К).

Визначення оптимальних режимів сушіння. Основним параметром для оптимізації процесу сушіння перегрітою парою є збільшення початкової швидкості зневоднення. З огляду на допущення щодо постійного тиску пари по всій зоні сушарки, змінними параметрами є швидкість і температура пари. Обравши точку дослідження змінних величин, масові витрати перегрітої пари з урахуванням залежностей (17), (19) і закон ідеального газу визначимо так:

$$m = F_i \rho \frac{M_b v_i P_{n.n}}{R T_i}, \quad (20)$$

де, F_i – площа поперечного перетину сушарки на вході, м²; M_b – молярна маса води, кг/моль; R – універсальна газова постійна, Дж/(моль·К); $P_{n.n}$ – тиск перегрітої пари, Па.

Підставивши (17) і (18) у рівняння (20) вирази та нехтуючи зміною теплоємності вологи при зміні температури отримаємо залежності для визначення початкових параметрів швидкості, температури і тиску перегрітої пари (відповідно):

$$\frac{v_i}{W_0} \frac{\partial W_0}{\partial v_i} = [1 - \mathfrak{R}_{Nq} (1 - N^v)]; \quad (21)$$

$$\frac{T_i}{W_0} \frac{\partial W_0}{\partial T_i} = \frac{T_i}{T_i - T^{eq}} - [1 - \mathfrak{R}_{Nq} (1 - N^T)]; \quad (22)$$

$$\frac{P_{n.n}}{W_0} \frac{\partial W_0}{\partial P_{n.n}} = [1 - \mathfrak{R}_{Nq} (1 - N^P)] - \frac{P_{n.n}}{T_i - T^{eq}} \frac{\partial T^{eq}}{\partial P_{n.n}} - \frac{P_{n.n}}{r} \frac{\partial r}{\partial P_{n.n}}, \quad (23)$$

де функція \mathfrak{R}_{Nq} визначається з рівняння

$$\mathfrak{R}_{Nq} = \frac{Nq e^{-Nq}}{1 - e^{-Nq}}; \quad (0 \leq \mathfrak{R}_{Nq} \leq 1). \quad (24)$$

Складові середнього значення коефіцієнта зовнішньої теплопередачі K_m відносно трьох параметрів (N^v , N^T , N^P) визначаються відповідно із залежностей:

$$N^v = \frac{v_i}{K_m} \frac{\partial K_m}{\partial v_i}; \quad (25)$$

$$N^T = \frac{T_i}{K_m} \frac{\partial K_m}{\partial T_i}; \quad (26)$$

$$N^P = \frac{P_{n.n}}{K_m} \frac{\partial K_m}{\partial P_{n.n}}. \quad (27)$$

Критерій Рейнольдса для перегрітої пари з урахуванням залежності (19) можна записати у так

$$Re = \frac{l}{F \mu} m. \quad (29)$$

де l – характерний розмір, м; F – площа перерізу перпендикулярна руху перегрітої пари, м²; μ – динамічна в'язкість, Па·с.

Перше безрозмірне число Nq з урахуванням залежності (18), критеріїв Нуссельта, Прандтля і Рейнольдса (31) можна записати у вигляді

$$Nq = \frac{F_{np}}{F} \frac{Nu}{Pr Re}. \quad (30)$$

Таким чином отримуємо залежності для безрозмірних чисел N^v , N^T і N^P використавши критерії Nu і Re . Для ілюстрації запишемо вираз N^P у диференційному вигляді відносно K_m

$$\frac{\partial K_m}{\partial P_{n.n}} = \frac{\partial K_m}{\partial Nu} \left(\frac{\partial Nu}{\partial Re} \frac{\partial Re}{\partial P_{n.n}} + \frac{\partial Nu}{\partial Pr} \frac{\partial Pr}{\partial P_{n.n}} \right) + \frac{\partial K_m}{\partial \lambda} \frac{\partial \lambda}{\partial P_{n.n}}, \quad (31)$$

де λ – коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К).

Оскільки значення критерію Pr і теплопровідності λ не суттєво залежать від зміни тиску рівняння (31) можна записати так:

$$\frac{\partial K_m}{\partial P_{n,n}} = \frac{\partial K_m}{\partial Nu} \frac{\partial Re}{\partial P_{n,n}} \frac{\partial Nu}{\partial Re} \quad (32)$$

Обчисливши приватні похідні для правої частини рівняння (32) з урахуванням залежностей (20) і (29), отримаємо вираз для N^p , який складається з комбінації критеріїв Nu і Re та їхніх похідних

$$N^p = \frac{Re}{Nu} \frac{\partial Nu}{\partial Re} = N. \quad (33)$$

Якщо таку само процедуру виконати для залежностей N^u і N^T , отримаємо схожий результат. Але у випадку визначення N^T необхідно нехтувати залежністю в'язкості, теплопровідності й теплоємності перегрітої пари від температури.

Тоді справедливий вираз

$$N^T \approx N^u = N^p = N, \quad (34)$$

де N у багатьох випадках збігається з критерієм Рейнольдса в кореляції $Nu = f(Re)$.

З огляду на твердження дослідників [5], що значення безрозмірного числа N перебуває в межах 0 і 1, рівняння (24) набуває вигляду:

$$0 < N \leq [1 - \mathfrak{R}_{Nq} (1 - N)] \leq 1. \quad (35)$$

Отже, враховуючи, що значення рівняння $T_i / (T_i - T^{eq})$ завжди більше 1, з рівнянь (21) і (22) отримаємо такі вирази:

$$\frac{\partial W_0}{\partial v_i} > 0; \quad (36)$$

$$\frac{\partial W_0}{\partial T_i} > 0. \quad (37)$$

Отримані залежності (36), (37) дають право стверджувати, що початкова швидкість сушіння W_0 зростає зі збільшенням швидкості або температури перегрітої пари.

Проте залежність початкової швидкості сушіння від тиску перегрітої пари $P_{n,n}$ (23) неоднозначна. Відповідно збільшення тиску може приводити до збільшення або зменшення початкової швидкості сушіння.

З фізичної точки зору при нульовому значенні тиску перегрітої пари $P_{n,n}$, а також при значенні, що дорівнює тиску вторинної пари, швидкість сушіння дорівнює нулю. Отже, необхідне певне значення тиску перегрітої пари, яке задовольняє вираз $0 < P_{n,n} < P^{eq}$, за якого початкова швидкість сушіння максимальна. В цьому разі ліва частина рівняння (23) рівна 0, тому оптимальні робочі умови визначаються із залежності

$$[1 - \mathfrak{R}_{Nq} (1 - N)] - \frac{P_{n,n}}{(T_i - T^{eq})} \frac{\partial T^{eq}}{\partial P_{n,n}} - \frac{P_{n,n}}{r} \frac{\partial r}{\partial P_{n,n}} = 0. \quad (38)$$

Застосувавши ланцюгове правило для прихованої теплоти випаровування, отримаємо

$$\frac{\partial r}{\partial P_{n,n}} = \frac{\partial r}{\partial T^{eq}} \frac{\partial T^{eq}}{\partial P_{n,n}}. \quad (39)$$

Часткова похідна прихованої теплоти пароутворення по температурі дорівнює різниці теплоємностей водяної пари і води в рівноважному стані [6]:

$$\frac{\partial r}{\partial T^{eq}} = \Delta C_p^v. \quad (40)$$

Часткову похідну рівноважної температури до тиску перегрітої пари для умов ідеального газу можна зобразити рівнянням Клапейрона [6]:

$$\frac{\partial T^{eq}}{\partial P_{n,n}} = \frac{R}{Wr} \frac{(T^{eq})^2}{P_{n,n}}. \quad (41)$$

Для визначення оптимальної температури перегрітої пари на вході в сушарку при певних значеннях тиску і швидкості спільно вирішуємо рівняння (38) – (41):

$$T_i^{op} = \frac{R}{Wr} \left(\frac{1 + N_c^*}{1 - \mathfrak{R}_{Nq} (1 - N)} \right) (T^{eq})^2 + T^{eq}. \quad (42)$$

де величина N_c^* визначається з рівняння

$$N_c^* = \frac{C_p^v (T_i - T^{eq})}{r} \quad (43)$$

Для перевірки адекватності математичної моделі було проведено лабораторні дослідження на установці кафедри промислової теплоенергетики та холодильної техніки НУХТ. Вологий продукт розміщали тонким шаром на нерухомих лотках, а перегріту пару подавали поперек продукту знизу вгору. У цьому разі, оцінка коефіцієнта конвективного теплообміну базується на теорії граничного шару для плоских пластин [7]. Оскільки поверхня шару продукту на лотку в сушарці не гладка, дані рівняння не є точними. Слід також оцінити перевірку при ламінарному режимі обтікання паром, оскільки перехід від

Для перевірки адекватності математичної моделі використовували лабораторну установку з такими параметрами сушильної камери: діаметр $D = 0,01$ м; висота $H = 0,014$ м; площа поперечного перерізу $S_i = 7,85 \cdot 10^{-5}$ м². У робочій зоні сушарки розмістили касету з п'ятьма нерухомими полицями. Як харчовий продукт брали екстраговану стружку цукрових буряків розміром $0,5 \times 10$ мм (загальна площа поверхні жому $F = 1,55 \cdot 10^{-3}$ м²). Перегріта пара на вході в камеру мала швидкість $v_i = 2,0$ м/с, а температура становила 130, 140 і 150 °С.

Початкова швидкість сушіння визначена з рівняння (17) для різних тисків і температури перегрітої пари. У всіх випадках початкова швидкість має більші значення зі збільшенням тиску і температури перегрітої пари на вході в сушарку (рис. 2). Оптимальну робочу температуру перегрітої пари визначено з рівняння (42) за допомогою циклічного наближення при певних значеннях швидкості та тиску перегрітої пари.

Максимальні масові витрати W перегрітої пари за постійної швидкості v_i розраховуємо для різної температури T_i за даними оптимальних робочих умов початкової швидкості сушіння (рис. 2). Графіки сушіння жому перегрітою паром показують, що для кожної температури перегрітої пари наявне максимальне значення початкової швидкості сушіння. Розрахункові дані свідчать, що при незначній швидкості перегрітої пари оптимальні умови лежать на одній лінії.

Висновки. Розроблена математична модель дає можливість оцінити оптимальні умови для сушіння харчових продуктів перегрітою паром. Узагальнене рівняння швидкості сушіння отримано з матеріального і енергетичних балансів, які враховують ключові параметри сушарки – тиск, температуру і швидкість перегрітої пари.

Математична модель може застосовуватись для розрахунку будь-яких парових сушарок, оскільки базується на використанні критеріїв Нуссельта і Рейнольдса. Розрахункові дані показують, що при незначній швидкості перегрітої пари оптимальні умови для різного тиску пари мають лінійний характер.

Література

1. Elustondo D.M., Elustondo M.P., Urbicain M.J. Mathematical Modeling of Moisture Evaporation from Foodstuffs Exposed to Subatmospheric Pressure Superheated Steam.– Journal of Food Engineers 2001, 49, 15–24.
2. Cemkowski S., Bulley N.R., Fontaine C.M. Dynamics of Drying Bentonite in Superheated Steam and Air as a Model Food System.– Canadian Agricultural Engineering, 1996; Vol. 38, №. 4, October/November/December.
3. Moyne C., Stemmelen D., Degiovanni A. Asymmetric Drying of Porous Materials at High Temperature.– Theoretical Analysis and Experiments. International Chemical Engineering October, 1990, 30(4), 654–671.
4. Shibata H., Mada J., Shinohara H. Steam Drying of Sintered Glass Bead Spheres Under Vacuum.– Industrial & Engineering Chemistry Research. 1988, 27, 2385–2387.
5. Valentas K.J., Rotstein E., Singh R.P. Handbook of Food Engineering Practice, CRC Press: Boca Raton, New York, 1997.
6. Lewis G.N., Randall M. Thermodynamics, 2nd Ed.; McGraw-Hill Book Company, Inc.: 1961.
7. Valentas K.J., Rotstein E., Singh R.P. Handbook of Food Engineering Practice, CRC Press: Boca Raton, New York, 1997.
8. Bird R.B., Stewart W.E., Lightfoot E.N. Transport Phenomena. John Wiley & Sons, Inc.: New York, 1960.

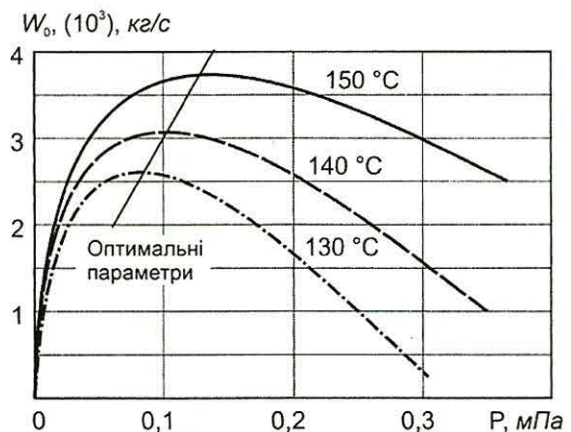


Рис. 2 – Графік залежності зміни початкової швидкості сушіння від надлишкового тиску та температури перегрітої пари