

ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ І КІНЕТИКИ ТЕПЛО- МАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ
РОЗПИЛЮВАЛЬНОГО СУШІННЯ ЕКСТРАКТІВ ІЗ ВМІСТОМ ПЕКТИНУ

Виробництво потрібної кількості пектину з рослинної сировини та його використання в різних технологіях харчової, переробної і фармацевтичної промисловостей стримується існуючою високовитратною технологією. В умовах науково-дослідної лабораторії кафедри процесів і апаратів НУХТ та у виробничих умовах було розроблено й досліджено новий спосіб отримання не самого пектину, а пектиновмісних порошків з високим (до 45 % на сухі речовини) вмістом пектину і кінцевим вологовмістом 8...10 %. Повний хімічний склад пектинових порошків задовольняє всі такі технології, що не потребують використання саме хімічно чистого пектину.

Нова процесно-технологічна схема виробництва пектиновмісних порошків базується на виключенні з традиційної схеми виробництва пектину енергоємних високовитратних процесів спиртового осадження, спиртового промивання та вакуумного сушіння пектину, а також процесів наступної регенерації відпрацьованого етилового спирту. Ці стадії виробництва заміщено двома процесами: мембранного очищення концентрованого пектиновмісного екстракту від певної частини баластних речовин та подальшого розпилювального сушіння екстракту.

Щоб визначити оптимальні режими, проведено теоретичні та експериментальні дослідження розпилювального сушіння пектиновмісних екстрактів з яблучної сировини — яблучних вичавків. Зокрема, за стандартними методами досліджено фізичні та теплофізичні характеристики пектиновмісних екстрактів з яблучних вичавків. Усі експерименти проведено для чотирьох стабілізованих значень температур, °C: 20; 40; 60; 80. У таблиці наведено основні технологічні показники зразків пектинових екстрактів перед їх дослідженням, у тому числі загальну кислотність (рН), вміст сухих речовин (СР), вміст пектину (ВП), драглеутворювальну здатність пектину (ДЗП).

Узагальнюючи отримані результати цих досліджень, дійшли таких висновків:

1. Густина $\rho = f(t, \text{СР})$ зразків екстрактів (рис. 1) для всіх значень вмісту СР зменшується з підвищенням температури за законом, подібним до лінійного: із зростанням температури на 10 °C густина зменшується в середньому на 4 кг/м³. Приблизно за таким же законом впливає на густину ρ зміна СР: зростання вмісту СР на 1 % у зразках екстракту збільшує густину їх на 4 кг/м³ (при $t = \text{const}$).

Показники зразків екстрактів

№ екстракту	рН	СР, %	ВП, %	ДЗП, мм рт. ст.
1	2,25	4	1,6	220,0
2	2,44	6	2,3	190,3
3	2,52	8	4,2	164,5
4	2,60	12	6,0	160,5

2. Динамічний коефіцієнт в'язкості $\mu = f(t, \text{СР})$ екстрактів (рис. 2) з підвищенням температури зменшується, а із збільшенням вмісту СР від 4 до 12 % ($t = 40$ °C) він зростає відповідно від 17 до 205 Па·с. Ця закономірність збігається з відомими для структурованих ньютонівських розчинів.

3. Поверхневий натяг $\sigma = f(t, \text{СР})$ екстрактів (рис. 3) зменшується із зростанням температури за практично лінійним законом з однаковим темпом для різних вмістів СР, причому для будь-якої $t = \text{const}$. Зростання вмісту СР на 1 % сприяє збільшенню σ екстрактів в середньому на $\sim 1,2 \cdot 10^{-3}$ Н/м.

4. Масові питомі теплоємності екстрактів $c_m = f(t, \text{СР})$ змінюються за експоненціальними законами: підвищення температури на 1 °C збільшує c_m екстрактів у середньому на 1,7 Дж/(кг·K) при $\text{СР} = \text{const}$; підвищення вмісту сухої речовини на 1 % зменшує c_m зразків екстрактів у середньому на 47 Дж/(кг·K).

5. Коефіцієнти теплопровідності екстрактів $\lambda = f(t, \text{СР})$ змінюються за тією ж закономірністю, що й теплоємність, тільки із значно більшим темпом. У діапазоні від 40 до 80 °C λ екстрактів змінюються за законом, близьким до

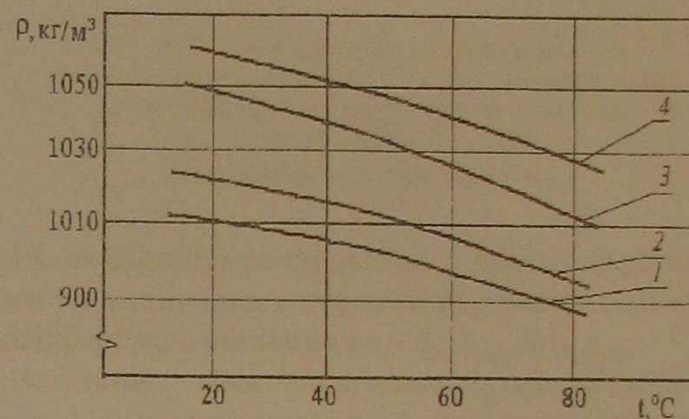


Рис. 1. Залежність густини пектиновмісних екстрактів від температури та вмісту СР, %:
1 — 4; 2 — 6; 3 — 8; 4 — 12

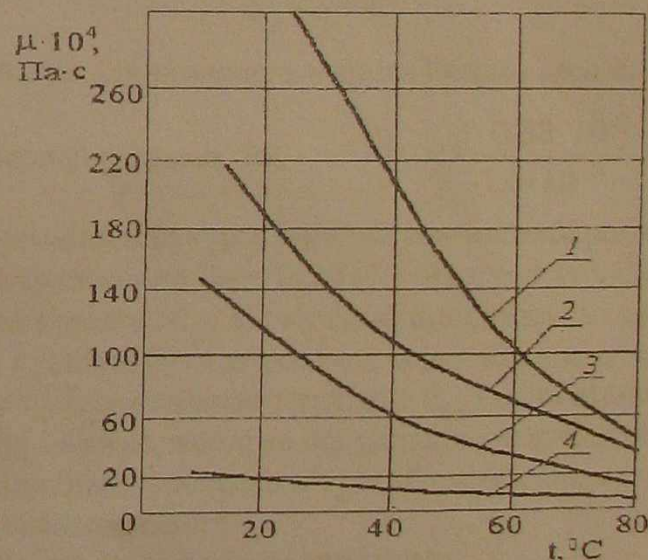


Рис. 2. Залежність динамічних коефіцієнтів в'язкості пектиновмісних екстрактів від температури та вмісту СР, %:
1 — 12; 2 — 8; 3 — 6; 4 — 4

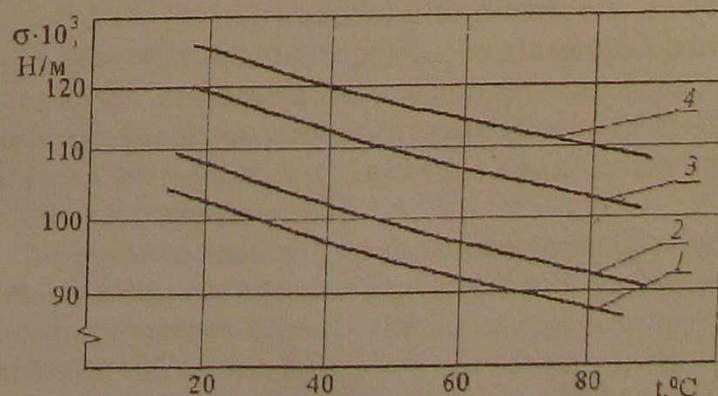


Рис. 3. Залежність поверхневого натягу пектиновмісних екстрактів від температури і вмісту СР, %:
1 — 4; 2 — 6; 3 — 8; 4 — 12

лінійного. Зростання температури t на 10°C сприяє зростанню λ зразків екстрактів на $10 \cdot 10^{-3} \text{ Вт/(м·К)}$. Підвищення вмісту СР на 1 % (при $t = \text{const}$) у середньому зменшує λ екстрактів на $17 \cdot 10^{-3} \text{ Вт/(м·К)}$.

6. Коефіцієнти температуропроводності екстрактів $a = f(t, \text{СР})$ із зростанням температури збільшуються за лінійним законом: зростання температури на 10°C підвищує коефіцієнт a екстрактів приблизно на $0,03 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$. Зростання вмісту СР на 1 % (для $t = \text{const}$) знижує коефіцієнт a екстрактів майже на $0,02 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$.

Експериментальні значення досліджених характеристик пектиновмісних екстрактів ми апроксимували й одержали узагальнені розрахункові рівняння, які можна використовувати в межах зміни температури екстрактів від 20 до 80°C та вмісту в них сухої речовини в межах від 4 до 12% :

$$\rho = 29,1 \ln C + 978,2 \exp[(-3 \cdot 10^{-6} C^2 - 3,5 \cdot 10^{-5} C + 10^{-4})t + (-6,5 \cdot 10^{-8} C^2 + 1,4 \cdot 10^{-6} C - 7,9 \cdot 10^{-6})t^2];$$

$$\mu = 5,84 \cdot 10^{-4} C^{2,84} \exp \left[\frac{(9,11 \cdot 10^{-3} \ln C - 5,39 \cdot 10^{-2})t + 5,94 \cdot 10^4 C - 2,15 \cdot 10^5}{Ct^2} \right];$$

$$\sigma = 11,62 \ln C - 90,97 \exp(1,82 \cdot 10^{-3} t + 6,845 \cdot 10^{-6} t^2);$$

$$\lambda = 0,695 C^{-0,2} \exp(2,375 \cdot 10^{-3} t);$$

$$c_m = 4564,97 - C^{-0,11} \exp(4,445 \cdot 10^{-4} t);$$

$$a = 1,99 \cdot 10^{-10} C^{0,25t} + 1,61 \cdot 10^{-7} C^{-0,14},$$

де C — вміст сухої речовини, %; t — температура екстрактів, $^\circ\text{C}$.

Для вивчення гідравлічних характеристик течії екстрактів були визначені місцеві опори під час транспортування екстрактів та опори тертя по довжині трубопроводу. Нижче наведено апроксимаційні рівняння залежностей значень коефіцієнтів місцевих опорів ζ та коефіцієнтів опору тертя λ_L від температури і вмісту сухої речовини в екстрактах для основних режимів їх течії:

а) пробковий кран (відкритий, $\alpha = 0^\circ$)

$$\zeta_0 = 47,65 e^{-0,04t}; \quad (1)$$

б) раптове розширення ($f_1/f_2 = 0,5$)

$$\zeta = 0,44 e^{-0,02t}; \quad (2)$$

в) раптове звуження ($f_1/f_2 = 0,5$)

$$\zeta = 0,54 e^{-0,02t}; \quad (3)$$

г) поворот на 90°

$$\zeta = 15,61 e^{-0,04t}; \quad (4)$$

д) опір по довжині

$$\lambda_L = 35,58 e^{-0,08t}. \quad (5)$$

Умови застосування рівнянь (1)–(5): $t = 20 \dots 40^\circ\text{C}$; $\text{СР} = 4 \dots 12\%$, $300 \leq \text{Re} \leq 250\,000$.

Одержані апроксимаційні рівняння дають змогу в подальшому виконувати необхідні розрахунки при дослідженні гідромеханічних і тепломасообмінних процесів виробництва пектиновмісних розчинів і порошків та, зокрема, для складання й розв'язування математичної моделі процесу розпилювального сушіння.

Досліджено гідродинаміку розпилювання пектиновмісних екстрактів. На холодному й гарячому стендах досліджували такі режими розпилення, що традиційно застосовуються в розпилювальних дискових сушарках. Відцентрове прискорення диска $\omega^2 r_d$ змінювалось у межах $(8,4 \dots 28,4) \cdot 10^{-4} \text{ м/с}^2$. Витрати екстракту на змочений периметр диска були аналогічні витратам на змочений периметр диска лабораторної сушарки і становили $q_v = (0,83 \dots 1,4) \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{с})$ у межах наведених вище зна-

чень $\omega^2 r_d$. Дослідні криві змінення діаметра крапель $d_{3,2}$ і щільності зрошення γ в поперечному перерізі струменя і вздовж радіуса R його розпилю наведено на рис. 4. На осі струменя максимальне значення щільності зрошення і максимальний діаметр крапель $d_{3,2 \max}$; на краях струменя — мінімальні значення γ і $d_{3,2 \min}$.

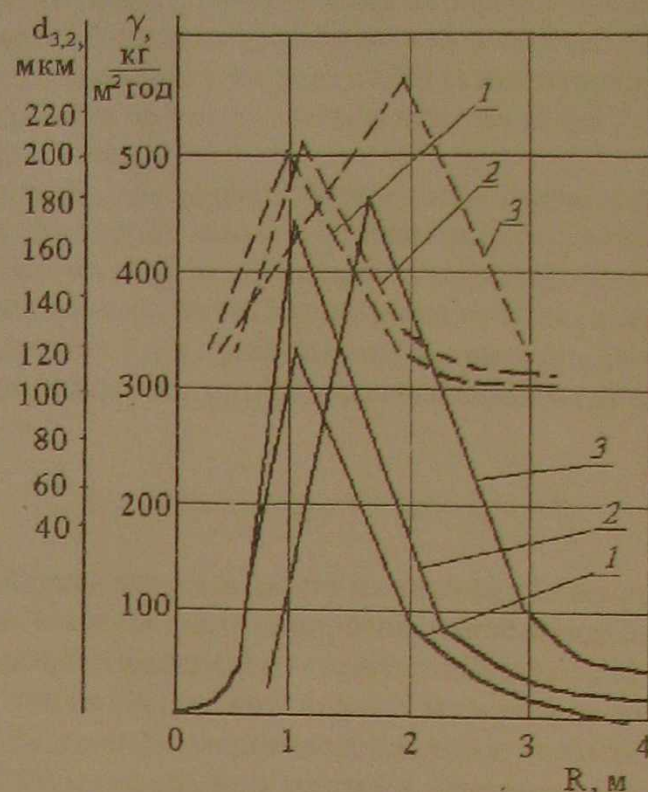


Рис. 4. Щільність зрошення γ і діаметр крапель пектиновмісного екстракту $d_{3,2}$ на лабораторному стенді при $n = 8000 \text{ хв}^{-1}$ і масових витратах Q , кг/год : 1 — 2000; 2 — 5000; 3 — 8500; суцільні криві — γ ; штрихові — $d_{3,2}$

Рівномірність розподілення крапель з різними діаметрами у поперечному перерізі струменя оцінювали за допомогою співвідношення $s = (d_{3,2})_{\max} / (d_{3,2})_{\min}$.

Залежність діаметра крапель $d_{3,2}$ від об'ємних витрат екстракту q_v на змочений периметр для режимів розпилення при $\omega^2 r_d = (8,4 \dots 28,4) \cdot 10^{-4} \text{ м/с}^2$ і $q_v = (0,83 \dots 1,4) \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{с})$ виражається так:

$$d_{3,2} \sim q_v^{0,52}. \quad (6)$$

Мінімальне значення числа Рейнольдса потоку ріди-

$$\text{ни на периферії дюзи } \text{Re}_{\min} = \frac{4q_v}{v} = \frac{4 \cdot 0,83 \cdot 10^{-2}}{1,5 \cdot 10^{-6}} = 2,2 \cdot 10^4.$$

Тобто є розвинений турбулентний режим течії рідини по диску, оскільки число $\text{Re} = 2,2 \cdot 10^4 > \text{Re}_{\text{кр}} = 6 \cdot 10^3$. Залежність діаметра крапель $d_{3,2}$ від кутової швидкості диска ω і його радіуса r_d може бути виражена через відцентрове прискорення $\omega^2 r_d$. Отже, діаметр крапель $d_{3,2}$ і відповідно дисперсність струменя на стенді визначаються значеннями відцентрового прискорення диска $\omega^2 r_d$ та об'ємних витрат екстракта на змочений периметр q_v .

З вищевикладеного випливає:

однорідні розпилення і рівномірніше розподілення крапель по поперечному перерізу струменя спостерігаються при значеннях відцентрового прискорення диска $\omega^2 r_d \geq 9,8 \cdot 10^4 \text{ м/с}^2$ або колової швидкості $\omega r_d \geq 104 \text{ м/с}$;

у разі збільшення середнього діаметра крапель $d_{3,2}$ збільшуються неоднорідність розподілення маси крапель по діаметру, діапазон змінення їхніх діаметрів $d_1 - d_{99}$ і рівномірність розподілення діаметрів крапель по поперечному перерізу струменя;

переважає процес подрібнення струменів рідини, що сходять з диска; дисперсність подрібнення струменя однозначно визначається значеннями відцентрового прискорення диска $\omega^2 r$ і об'ємних витрат на змочений периметр q_v ;

при об'ємних витратах екстракту на змочений периметр $q_v = 1,85 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{с})$ спостерігається повне змочення

робочої поверхні дюзи диска; при $q_v = (1,85 \dots 2,3) \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{с})$ залежність діаметра крапель $d_{3,2}$ від q_v може виражатися рівнянням (6).

Дослідження траєкторії руху струменя дало змогу зробити такі висновки:

змінення значень кутової швидкості й діаметра диска за умови збереження його колової швидкості в діапазоні 90...126 м/с не відбивається на траєкторії руху струменя на стенді;

траєкторія руху струменя на стенді визначається масовими витратами рідини та циркуляційним рухом повітря по обидва боки струменя;

траєкторія руху струменя в сушарках визначається масовими витратами екстракта, траєкторією руху теплоносія та циркуляційним рухом його в надфакельній зоні.

На рис. 5 наведено криві змінення щільності зрошення, діаметра частинок екстракту $d_{3,2}$ та вологості W_c їх по поперечному перерізу струменя при масових витратах екстракту $Q = 8000 \text{ кг/год}$ на рівні 1000 мм нижче від диска. Ширина струменя на цьому рівні $R_{99} \approx 3,0 \text{ м}$. В центральній площині струменя перебуває основна маса частинок дисперсної фази; щільність зрошення на осі струменя найбільша, діаметри частинок дисперсної фази $d_{3,2}$ також найбільші, тобто наявні різні умови сушіння дисперсної фази в струмені.

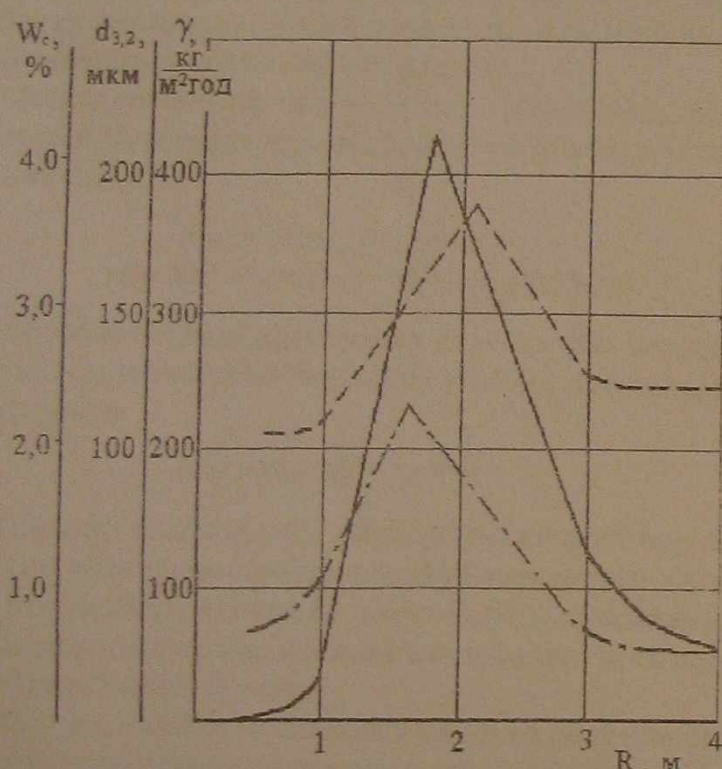


Рис. 5. Щільність зрошення, діаметр і вологість частинок екстракту при $n = 10000 \text{ хв}^{-1}$, $Q = 8000 \text{ кг/год}$: суцільні криві — W_c ; штрихові — $d_{3,2}$; штрихпунктирні — γ .

Вологість частинок W_{max} на осі струменя відрізняється від середньої вологості частинок W_{cp} у поперечному перерізі струменя в 1,5 раза, а від вологості частинок по краях струменя — у 5–10 разів.

У разі змінення параметрів відцентрового диска ω , r_d і Q суттєво змінюються дисперсність крапель і густина зрошення їх по поперечному перерізу струменя.

Оброблення результатів досліджень дало змогу зробити такі висновки:

вологість частинок у поперечному перерізі струменя визначається дисперсністю їх, щільністю зрошення і зумовлюється траєкторією руху їх в об'ємі сушарки;

у промислових сушарках у разі використання розпилювального механізму з постійними частотою обертання і діаметром диска зміна фізичних властивостей вихідних продуктів відбивається на зміні дисперсності розпилу (діаметра крапель $d_{3,2}$), а зміна витрат — на зміні щільності зрошення;

існуючі методики розрахунку габаритних розмірів сушарок враховують тільки зміну дисперсності, а зміна

витрат або щільності зрошення не враховується. Пропонується внести зміни в існуючі методики розрахунку, тобто враховувати вплив змінення щільності зрошення на габаритні розміри сушарок;

у промислових сушарках треба забезпечити оптимальну траєкторію руху струменя, тобто таку, при якій вологість частинок у поперечному перерізі струменя буде мінімальна і струмінь рухатиметься в робочому об'ємі сушарки по нисхідній спіралі найбільшого радіуса; при цьому струмінь може торкатися стін на рівні $z = 0,1D_c$ нижче від диска.

Потреба у складанні математичної моделі оптимізації процесу одержання пектиновмісних порошків вимагала уточнення коефіцієнтів відомого критеріального рівняння розпилення. Внаслідок оброблення результатів дослідів одержали таку критеріальну залежність для визначення середнього об'ємно-поверхневого діаметра крапель екстракту:

$$\frac{d_{3,2}}{\delta} = 81,5 We^{-0,4} Lp^{-0,045} M^{0,51} N^{1,3 \cdot 10^{-6}},$$

де δ — товщина шару екстракту на периферії диска; критерій Вебера We обчислюється за абсолютною швидкістю екстракту при зриві з диска; Lp — критерій Лапласа; $M = \rho_1/\rho_2$; $N = \mu_1/\mu_2$. Очевидно, що критерієм N можна знехтувати.

Дослідження тепломасообмінних характеристик процесу розпилювального сушіння пектиновмісних екстрактів були проведені на пілотній сушарці, яка додатково обладнана системою контрольних термометрів та пробовідбірників, що розміщені за певною схемою в робочому об'ємі сушарки. Реалізовано всі попередньо вибрані раціональні режими і для них визначено температурні та концентраційні поля. Подальше оброблення дослідних даних розподілу температур і концентрацій CP в робочому об'ємі сушильної камери дало змогу визначити емпіричні залежності для обчислення коефіцієнтів тепловіддачі, рушійної сили теплопередачі, коефіцієнтів дифузії та масовіддачі.

На підставі дослідних даних ми отримали таку емпіричну залежність для визначення об'ємного коефіцієнта тепловіддачі, $\text{Дж}/(\text{м}^3 \cdot \text{К})$:

$$\alpha_v = 1,54 \cdot 10^{-3} \frac{G_2 \lambda}{\rho_2 F_k} \left(\frac{1}{d_{3,2}''} \right)^{1,65} \left(\frac{1}{u_a - u_r} \right)^{0,73}, \quad (7)$$

де G_2 — продуктивність сушарки за сухим порошком, кг/год ; λ — коефіцієнт теплопровідності сушильного агента при його середній температурі в сушарці, $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$; ρ_2 — густина сухих частинок, $\text{кг}/\text{м}^3$; F_k — площа горизонтального перерізу сушильної камери, м^2 ; $d_{3,2}''$ — середній об'ємно-поверхневий діаметр сухих частинок, м ; u_r — середня швидкість руху сушильного агента в горизонтальному перерізі сушильної камери, м/с ; u_a — швидкість витання сухих частинок при середній температурі сушильного агента в сушильній камері, м/с .

Емпірична формула (7) отримана при змінненні змінних величин у таких межах: продуктивність сушарки за висушеним продуктом — 10...900 кг/год ; середній об'ємно-поверхневий діаметр сухих частинок — $46 \cdot 10^{-6}$... $168 \cdot 10^{-6} \text{ м}$; швидкість руху середовища в сушарці — 0,19...0,36 м/с ; швидкість витання частинок — 0,06...0,25 м/с ; площа горизонтального перерізу сушильної камери — 2...14,0 м^2 ; температура сушильного агента (нагрітого повітря) на вході в робочий об'єм сушарки — 100...200 $^{\circ}\text{C}$.

Проведені дослідження дали змогу визначити коефіцієнти відомих критеріальних рівнянь.

Експериментальні дані визначення коефіцієнтів теплообміну α_v найчастіше обробляють у вигляді критеріальних степеневих залежностей. Тому в разі випаровування води з крапель або частинок, що мають форму

кулі, емпіричне рівняння для визначення коефіцієнтів α_v має вигляд

$$Nu = c_1 Re^n Pr^n K^n + c_2 (PrAr)^n,$$

де Re — критерій Рейнольда; Pr — критерій Прандтля; Ar — критерій Архімеда; $c_1, c_2, n_1, \dots, n_4$ — сталі.

Обробивши дані серії дослідів, ми отримали таку залежність:

$$Nu = 0,87(RePr)^{0,48} + 1,18(PrAr)^{0,1}$$

при $0 < Re < 100$ та $10^{-3} < (PrAr) < 500$.

Щоб визначити коефіцієнт масовіддачі β , застосовували відому формулу А.В. Нестеренка

$$Nu' = 0,665(Pr'Ar)^{0,248} \text{ при } (Pr'Ar) = (10^4 - 3 \cdot 10^8),$$

де $Pr' = \nu/D$ — масообмінний критерій Прандтля.

Щоб визначити рушійну силу тепломасопередачі, вважали, що парціальний тиск пари біля поверхні краплі дорівнює тиску насиченої пари при температурі поверхні краплі.

Щільність дифузійного потоку визначали за відомою формулою

$$q' = \beta \Delta P,$$

де $\Delta P = P_n - P_c$ — різниця потенціалів переносу біля поверхні рідини та у вологому газі, Па. В умовах адіабатного випаровування за потенціали молекулярного переносу пари брали парціальні тиски насиченої пари на поверхні краплі та в навколишньому середовищі.

За аналогією з теплообміном, у загальному випадку критерій Нуссельта для масообміну визначають такими рівняннями:

$$Nu' = f(Re, Pr, Ar, K)$$

або $Nu' = c_1 Re^n Pr'^n K^n + c_2 (Pr'Ar)^n. \quad (8)$

Обробивши дані проведених досліджень, отримали залежність для розпилювального сушіння пектиновмісного екстракту

$$Nu' = 0,69(Pr'Ar)^{0,25}.$$

Перший доданок у рівнянні (8) незначний порівняно з другим доданком, тому ним можна знехтувати. Обчислюючи критерій Архімеда Ar в цьому разі за визначальний розмір брали сторону квадрата, еквівалентного площі поверхні розпиленої рідини.

Щоб визначити раціональні режими розпилювального сушіння пектиновмісних екстрактів, ми поставили і виконали такі завдання:

пошук оптимального способу розпилення екстракту в розпилювальній сушарці, з'ясування доцільності проведення попереднього концентрування екстракту та визначення концентрації сухих і пектинових речовин у концентраті, які дають можливість сушити його;

дослідження впливу температури сушильного агента на вихід з сушильної камери (орієнтовного показника температури нагріву продукту) на вологість і якість отриманого порошку після сушіння;

складання математичної моделі процесу розпилювального сушіння пектиновмісних екстрактів;

встановлення оптимальних параметрів сушіння за допомогою постановки повного факторного експерименту.

Зокрема, було використано модель Ликова, що ґрунтується на математичному описі типу системи диференціальних рівнянь полів вологовмісту і температури продукту та сушильного агента. Після підстановок остаточною системою рівнянь матиме вигляд

$$\frac{\partial w_{k,1}}{\partial \tau} = -\frac{\nu}{q}(w_{k,1} - w_{k-1,1}) + \frac{a_m t_n}{R^2}(24w_{k,2} - 24w_{k,1});$$

$$\frac{\partial w_{k,2}}{\partial \tau} = -\frac{\nu}{q}(w_{k,2} - w_{k-1,2}) + \frac{a_m t_n}{R^2}(20w_{k,3} - 32w_{k,2} + 12w_{k,1});$$

$$\frac{\partial w_{k,3}}{\partial \tau} = -\frac{\nu}{q}(w_{k,3} - w_{k-1,3}) + \frac{a_m t_n}{R^2}\left(\frac{56}{3}w_{k,4} - 32w_{k,3} + \frac{40}{3}w_{k,2}\right);$$

$$\frac{\partial w_{k,4}}{\partial \tau} = -\frac{\nu}{q}(w_{k,4} - w_{k-1,4}) + \frac{9B(t_n; v_{c,a})}{R}(w_{k,4} - w_k) + \frac{32a_m}{R^2}(w_{k,3} - w_{k,4});$$

$$\frac{\partial t_k}{\partial \tau} = -\frac{\nu}{q}(t_k - t_{k-1}) + \frac{A(v_c)}{c_n \rho_n}(t_{c,a}^k - t_n) - \frac{2B\rho(t_r; v_{c,a})}{c_n R}(w_{k,4} - w_p). \quad (9)$$

Розв'язавши цю систему рівнянь при початкових умовах

$$w_{k,i(0)} = u_{0,k}, t_{k,i(0)} = t_{0,k}, i = 1, 2, 3, 4,$$

отримаємо розподіл температури та вологовмісту по висоті сушильної камери та за часом.

Система рівнянь (9) була реалізована на ЕОМ. Для кроку інтегрування за змінною x (крок дорівнює $0,1h$) отримано таке рівняння розподілу вологовмісту по висоті сушильної камери:

$$W = \frac{2}{R^2} \int_0^R w_r dr \approx \frac{2}{R^2} \frac{h}{2} (r_0 w_0 + 2r_1 w_1 + 2r_2 w_2 + 2r_3 w_3 + 2r_4 w_4) =$$

$$= \frac{1}{8} (w_1 + 2w_2 + 3w_3 + 2w_4).$$

Вихідні дані для розв'язання:

$$a = 1,2 \cdot 10^{-7} \text{ м/с}; \rho_n = 1015 \text{ кг/м}^3;$$

$$C_n = 3510 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}; R = 150 \cdot 10^{-6} \text{ м};$$

$$r = 2400 \text{ кДж/кг}; A = 0,26 v_{c,a}; B = 0,86 \cdot 10^{-8} t_n;$$

$$v_{c,a} = 0,4 \text{ м/с}; S = 0,1 \text{ м}^2,$$

де R — радіус частинки, м; $v_{c,a}$ — швидкість сушильного агента, м/с.

З метою дослідної перевірки результатів, отриманих при розв'язуванні системи рівнянь (9), ми спланували і здійснили дві серії дослідів 1/4 репліки повного шести-факторного експерименту. Найсуттєвішими незалежними та регульованими факторами були визначені такі: температура t_a і питомі витрати l_a сушильного агента (атмосферного повітря) на вході в сушарку; температура Θ_e , вміст сухої речовини C_e та питомі об'ємні витрати Q_v екстракту на вході в сушарку; кутове прискорення a_d розпилювального диска. До шуканих функцій ми зарахували напругу сушильної камери за випареною вологою A , вологовміст отриманого порошку W , вміст пектину ВП на суху речовину, драглеутворювальну здатність пектину ДЗП та питомі сумарні енерговитрати E_n на процес сушіння.

Оброблення на ЕОМ матриці планування з дослідними значеннями названих функцій дало змогу отримати рівняння регресії відповідно для кожного з них. За своєю суттю отримана система регресійних рівнянь є статистичною техніко-економічною моделлю процесу сушіння пектиновмісних екстрактів з яблучної сировини.

Щоб визначити оптимальний режим сушіння, тобто такий, що забезпечує мінімум сумарних енерговитрат E_n з обмеженнями вологовмісту порошку $W \leq 10\%$ та з обмеженням ДЗП ≥ 200 мм рт. ст., ми визначили нові центри змінних цих параметрів з новими рівнями і додатково реалізували серію планованого експерименту, що забезпечувала обмеження W та ДЗП. Оброблення дослідних даних цієї серії також дало систему регресійних рівнянь, в якій, зокрема, критерій оптимізації — питомі сумарні витрати

$$E_n = \exp(115,87 - 0,03x_1 - 0,067x_2 + 0,034x_1x_2),$$

де $x_1 = (CP - 4,3)/2,5$; $x_2 = (\ln t - \ln 120)/\ln 40$.

Подальша графоаналітична та розрахункова мінімізація функції E_n дала змогу остаточно визначити ті чис-

ення основних параметрів процесу, сукупність
азвали оптимальним режимом розпилювального
ектиновмісних екстрактів з яблучних вичавків,
 $= 122\text{ }^{\circ}\text{C}$; $l_a = 125\text{ м}^3/\text{кг}$; $\Theta_e = 84\text{ }^{\circ}\text{C}$; $C_e = 8,8\text{ \%}$;
 хв^{-1} . Вибраний оптимальний режим забезпечує отри-
юшку з ДЗП = 201 мм рт. ст. та $W = 8,98 \approx 9\text{ \%}$.
омислові випробування (1997 р.) запропоновано-
льного режиму дали економічний ефект від його
ї 1612,33 грн у розрахунку на 1 тону пектину.
сновки:

Запропоновано апроксимаційні рівняння для роз-
сновних фізичних, теплофізичних та гідродина-
арактеристик пектинових екстрактів.

Проаналізовано закономірності змінення основ-
теристик пектинових екстрактів, таких як диспер-
илення, густина зрошення, кут розкриття факе-
орія руху струменя і радіус розпилення, витрати
ті розпилювача залежно від відцентрового при-
, масових витрат екстракту та температури.

3. Виявлено вплив дисперсності, щільності зрошення і радіуса розпилення на вологість дисперсної фази та визначено режими розпилення, що забезпечують його однорідність.

4. Запропоновано рівняння, що описує залежність щільності зрошення в поперечному перерізі струменя та узагальнене критеріальне рівняння розпилення для розрахунку об'ємно-поверхневого діаметра крапель екстракту.

5. Отримано модифіковані узагальнені критеріальні рівняння процесу тепломасообміну для розпилювального сушіння пектиновмісних екстрактів.

6. Розроблено математичну модель процесу розпилювального сушіння пектину, за допомогою якої теоретично проаналізовано процес і визначено оптимальні режимні параметри сушіння пектиновмісних екстрактів.

Надійшла до редколегії 30.03.02 р.