



DOI: 10.31388/2078-0877-2023-23-2-78-98

УДК 631.364:621.311.243

С. В. Коробка ¹ , канд. техн. наук	ORCID 0000-0002-4717-509X
І. Г. Стукалець ¹ , канд. техн. наук	ORCID 0000-0001-7107-4865
С. В. Сиротюк ¹ , канд. техн. наук	ORCID 0000-0001-9966-6299
О. Г. Скляр ² , канд. техн. наук	ORCID 0000-0002-0456-2479
Р. В. Скляр ² , канд. техн. наук	ORCID 0000-0002-1547-5100
Б. В. Болтянський ² , канд. техн. наук	ORCID 0000-0003-2072-4025
С. М. Баранович ¹ , канд. техн. наук	ORCID 0000-0001-8671-6517

¹ Львівський національний університет природокористування² Таврійський державний агротехнологічний університет

імені Дмитра Моторного

e-mail: korobkasv@ukr.net, тел.: +380989699534

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ФРУКТІВ У ГЕЛІОСУШАРЦІ

Анотація. В статті запропоновано математичну модель процесу сушіння фруктів у геліосушарці та методику для розрахунку інтенсивності сушіння. В поданій методиці використовуються спрощені моделі для розрахунку характеристики протікання процесу сушіння та обміну теплом і масою між теплоносієм і висушуваним матеріалом, де враховується, що волога в матеріалі знаходиться у рідкому стані, тепло- та масообмін між теплоносієм і матеріалом відбувається шляхом конвекції, температурний градієнт матеріалу є невеликим, а переміщення вологи всередині матеріалу зумовлене дифузією. Розроблено і науково обґрунтовано рекомендації щодо прогнозування тепломасообмінних процесів, вдосконалення технології і обладнання для сушіння фруктів у геліосушарці.

Ключові слова: сонячна енергія, геліосушарка фруктів, температура, вологість, тепломасоперенесення, інтенсифікація, конвективне сушіння.

Постановка проблеми. Значна частина обсягів сушіння фруктів припадає на геліосушильні камери періодичної дії (ГКПД). Умови поліпшення роботи ГКПД і підвищення якості сушіння – автоматизація цього процесу. Проте, для інтенсифікації процесу сушіння – ведення його у режимах, близьких до оптимальних, наявні системи керування малоефективні. Вирішити це завдання можна, застосовуючи системи керування з урахуванням стану матеріалу із використанням мікропроцесорних засобів і ЕОМ. Розробка економічно ефективних систем керування сушінням фруктів на базі нових технічних засобів автоматизації і обчислювальної техніки вимагає глибокого вивчення сушильних камер, як об'єктів керування і



побудови адекватних математичних моделей. Розробки науково обґрунтованих математичних моделей об'єктів керування є тим фундаментом, на якому зводиться весь комплекс «Алгоритм – Програма – ЕОМ – Об'єкт».

Аналіз літератури [1,2,14] і практика проектування і експлуатації систем автоматичного регулювання процесу сушіння фруктів свідчать, що дослідження ГКПД як об'єктів керування та їх математичне обґрунтування виконувались на недостатньо високому рівні і лише для окремих каналів регулювання, що неприпустимо і не відповідає вимогам, які ставляться до математичних моделей для цифрових систем оптимального керування. Цим зумовлений розгляд у цій статті розробки математичної моделі ГКПД.

Схеми побудови математичних моделей, придатних для кожного конкретного випадку не існує, оскільки різні технологічні процеси сушіння (сушильні камери) мають специфічні особливості.

Перевага моделювання із використанням фізичних законів сушіння полягає у тому, що воно дає змогу зрозуміти фізичні характеристики процесу; параметри і змінні у цьому випадку мають зрозумілий фізичний зміст. Навіть у випадку розв'язання задачі ідентифікації, як процесу експериментального визначення математичних моделей на основі знання вхідних і вихідних сигналів попередньо потрібно мати параметричну фізичну модель.

Накопичені експериментальні дані по визначенню динамічних характеристик ГКПД сумнівні щодо використання їх: для синтезу високоякісних оптимальних систем керування. Так, у літературних джерелах для експериментального визначення динамічних характеристик ГКПД різні автори наводять різні кількісні оцінки тих самих параметрів, причому, конкретні значення їх іноді сумнівні. Наприклад, для коефіцієнта підсилення по каналу регулювання: температура пари у колекторі – температура агента сушіння по сухому термометру ($t_n \rightarrow t_c$), – пропонуються значення у діапазоні від 0,22 до 0,46 ($^{\circ}\text{C}/^{\circ}\text{C}$), тобто для одержання в середині камери температури 60 $^{\circ}\text{C}$ при середньому коефіцієнті підсилення 0,3 температура у колекторі повинна становити 20 $^{\circ}\text{C}$ або тиск насиченої пари понад 15 кгс/см², що не відповідає технічним характеристикам ГКПД.

Дослідження не дали точних значень динамічних характеристик самих сушильних камер, тому що у всіх випадках був значним вплив динаміки використовуваних для вимірювання датчиків. На точність одержаних даних впливала наявність ненульових початкових умов, оскільки у процесі сушіння фруктів при визначенні кривих розгону неможливо домогтися стабілізації решти параметрів.



Суперечливі експериментальні дані щодо динаміки каналів: витрати пари на зволожувальні труби – температура агента сушіння за «сухим» термометром ($G_n \rightarrow t_c$) і температура пари у колекторі – температура агента сушіння за змоченим термометром ($t_n \rightarrow t_m$). Дослідження перехідних функцій за цими перехресними каналами потрібне для визначення спільного ступеня зв'язку між двома регульованими величинами t_c і t_m .

Немає спільної думки і щодо апроксимації сушарок як поєднання типових елементів системи автоматичного регулювання. Під час експериментального вивчення сушильної камери, як об'єкта регулювання дуже важко дослідити вплив на динамічні показники її конструктивних технологічних параметрів і властивостей фруктів.

Таким чином, аналіз літературних джерел з питань математичного моделювання геліосушальних камер дає підстави вважати потрібною аналітичну розробку математичної моделі ГКПД, тому, що одержана експериментально модель виявилась неефективною для синтезу цифрових систем керування.

Головні вимоги, що ставляться до математичної моделі при її розробці – відбиття тих властивостей функціонування ГКПД, і відомості про які потрібні для розробки алгоритмів керування, хоча бажано застосовувати цю модель і для визначення оптимальних технологічних режимів на стадії проектування сушильних агрегатів.

Аналіз останніх досліджень. Одним з найбільш поширених способів природної сушіння фруктів в Україні є сушіння в навісах. У стінах навісу є отвори для забезпечення постійного повітрообміну, а всередині навісу встановлюють кілька рядів жердин для розвішування фруктів. Висушений продукт відрізняється гарним смаком, однак при цьому способі тривалість сушіння становить 15–20 діб.

В Україні застосовується штабельний спосіб сушіння фруктів [3]. Цей спосіб заснований на висушуванні фруктів із застосуванням ошпарювання його киплячим розчином луку і наступним обкурюванням сірою відразу після лужної обробки. Потім фрукти штабуються в підносах і затінюється поверхнево тканинними завісами. Через кілька днів підв'ялені плоди перенавантажують на інші підноси і переставляють верхні вниз, а нижні нагору. Тривалість процесу сушіння коливається від 8 до 15 днів.

Зазначені способи сушіння мають такі недоліки: процес дуже тривалий; великі витрати ручної праці; висока вартість висушених фруктів.

Авторами [4] досліджена технологія сушіння фруктів в тунельних сушарках фірми «Чачак» (Сербія). Дослідження проводилися в основному на яблуках з бланшировкою в 0,5-1%-ному розчині NaOH при температурі 95-99°C впродовж від 2 до 30 с., причому в якості



контролю сушили небланшировані яблука. Сушіння проводилася при температурі сушильного агента близько 78°C і швидкості сушильного агента 5 м/с.

Результати дослідження показали, що тривалість процесу сушіння до стандартної вологості в бланшированому і не бланшированому вигляді вирівнюється, однак яблука мають більш світле забарвлення.

Більш стабілізована забарвлення світлих сортів фруктів досягається під час обкурювання впродовж 2 годин, а також при застосуванні мокрої сульфитації до змісту сірчистого ангідриду у фруктах 0,06-0,08%.

Автори [5] пропонують комбінований штучний і повітряно-сонячний режим сушіння фруктів. Штучне сушіння вони пропонують проводити в тунельній сушарці при температурі $80-82^{\circ}\text{C}$ до вологості продукту 25-30%, а потім решту кількість вологи видаляти при подачі повітря навколишнього середовища зі швидкістю 5 м/с або «досушувати» при температурі повітря $40-50^{\circ}\text{C}$. Тривалість процесу сушіння в тунельній сушарці 12 годин, а в повітряно-сонячній установці – 15 годин.

Однак такому методу сушіння притаманний також ряд недоліків:

- великі енергетичні витрати в процесі виробництва (на 1 т сушеного фруктів витрата палива складає 240-360 л і електроенергії 146-224кВт·год.);
- труднощі контролю процесу сушіння в тунельних сушарках, так як неможливі відбір проб і візуальний огляд в процесі сушіння;
- при зазначеному температурному режимі сушіння невелике від відхилення (підвищення) температури, сприяє карамелізації цукру в фруктах.

Київським інститутом технічної теплофізики проведено сушіння фруктів на сушарці СКО-90 [6]. Продуктивність СКО-90 по фруктам 75-80 кг/год., витрата палива 40 кг/год. Основним елементом сушильної установки є робоча камера, в якій розташовано декілька ярусів контейнерів для висушуваної сировини.

Одним з недоліків цієї установки є укладання фруктів для сушіння щільним шаром, тому що при цьому теплоносії омиває лише поверхню шару, проникаючи всередину матеріалу на незначну глибину. До того ж при переробці з верхнього конвеєра на нижній, фрукти звальюються на купу, що призводить до погіршення якості одержуваної продукції.

Автори роботи [7] досліджували осцилюючий режим сушіння фруктів з періодичним обдувом його маси теплоносієм з температурою 140°C , а потім холодним повітрям. Слід відзначити, що температура теплоносія значно перевищує допустимі норми.



Певний інтерес представляє дослідження процесу сушіння фруктів конвективним способом автором роботи [8,9], посвяченої розробці сушильної установки безперервної дії, з примусовим дискретним переміщенням матеріалу в процесі сушіння.

До недоліків цієї установки слід віднести:

- використання у великому обсязі ручної праці;
- значна витрата тепла на нагрів конструктивних елементів сушильної камери.

Конструкції розглянутих вище сушильних установок не отримали широкого впровадження у виробництво через зазначених вище недоліків.

Останнім часом отримує розвиток конвективний метод сушіння при нагріванні повітря за рахунок використання сонячної енергії [10, 11]. Авторами роботи [12] розроблена сонячна фруктосушильна установка площею 120 м². При безперервному режимі сушіння продуктивність сушіння складає 0,5-0,6 кг сухофруктів в день з 1 м² закленої поверхні.

У геліоустановках типу «гарячий» ящик влаштовані гофровані котли, в яких сонячні промені, що падають на гофровану поверхню, зазнають в гофрах ряд багаторазових віддзеркалень, що призводить до збільшення їх поглинання і підвищенню ККД установки. У робочій камері продукт висушується повітрям, нагріти у вищевказаній установці. При цьому тривалість сушіння нарізаних яблук скорочується в 2-3 рази в порівнянні з природною сушкою, фруктів, персиків і абрикосів в 3-5 рази, чорносливу та аличі в 10 разів тощо.

Основними елементами цієї установки зачорнений гофрованих – перфорований металевий лист товщиною 0,5 мм, що знаходиться усередині дерев'яного ящика, покритого зверху подвійним віконним склом і сушильна камера. Нагрітий у ящику до температури 333-352 К повітря нагнітається вентилятором і з швидкістю 1,3 м/с надходить в сушильну камеру. Установка складається з 20 секцій. Робоча поверхня однієї секції дорівнює 6 м². Секції орієнтовані на південь під кутом 25° до горизонту. Сушильна камера установки розміром 1,5-2 м розрахована на завантаження 500-600 кг сирої продукції. Всередині камери поміщаються 25 сітчастих дек, розташованих на відстані 8 см. Нагріте повітря надходить в сушильну камеру через отвори, розташовані під нижнім деком, проходить через шар фруктів і прямує в атмосферу. Таким чином здійснюється конвективна сушіння фруктів.

Недоліками даної сушарки є мала продуктивність, великі втрати тепла, громіздкість конструкції [14].

Крім того, тривалість одного завантаження камери складає 2-3 дні в залежності від виду фруктів, за цей час відбувається псування



вологих фруктів. Якість отриманих сухофруктів нище, чим при сушінні традиційним способом.

У США побудована сонячна сушильна установка з площею геліоповітрянагнітачем 8 м^2 , орієнтованих на південь і установлених під кутом 45° . Кількість повітря, що подається в сушильну камеру становить $0,13 \text{ м}^3/\text{с}$. При цих умовах вологість kwasолі була знижена у верхньому ярусі з 20% до 13,5%, в нижньому шарі до 10,5%, а час сушіння зменшилася в 4 рази в порівняно з природним способом [7].

Виходячи з вище викладеного можна зробити висновок про перспективне застосування сонячної енергії в процесах сушіння харчових продуктів, причому особливо ефективним є застосування сонячної енергії по всій території України [13-20].

Основним завданням є подальше дослідження процесу сушіння в геліосушарці з метою розробки високопродуктивної установки, яка може працювати цілодобово впродовж всього сезону збирання фруктів.

Формулювання мети статті (постановка завдання). Метою даного дослідження є розроблення математичної моделі та дослідження тепломасообмінних характеристик під час сушіння фруктів з урахуванням руху зони випаровування для нестационарного режиму сушіння у геліосушарці.

Основна частина. У агропромисловому комплексі геліотермічні установки знайшли широке застосування. Наприклад, для сушіння рослинної сировини, зокрема фруктів, активно використовують сонячну енергію для потреб сушильного господарства. Для зони західного Полісся можна повноцінно застосовувати такий вид зневоднення матеріалу. Зокрема, в Львівському національному університеті природокористування на кафедрі енергетики була розроблена геліосушарка з тепловим акумулятором та плоским дзеркальним концентратором, що є періодичною системою використання сонячної енергії [8]. Функціонально-параметрична схема геліосушарки наведена на рисунку 1.

Аналітичний спосіб розробки технології сушіння та сушильної установки на основі математичної моделі, який ґрунтується на фізичних законах процесу сушіння, дає змогу вивчати ГКПД в цілому і виявляючи нові залежності, властивості і внутрішні зв'язки, одержувати кількісну оцінку ступеня впливу збурюючих і регулювальних дій, а також визначати коефіцієнти математичної моделі із конструктивно-технологічних характеристик камери.

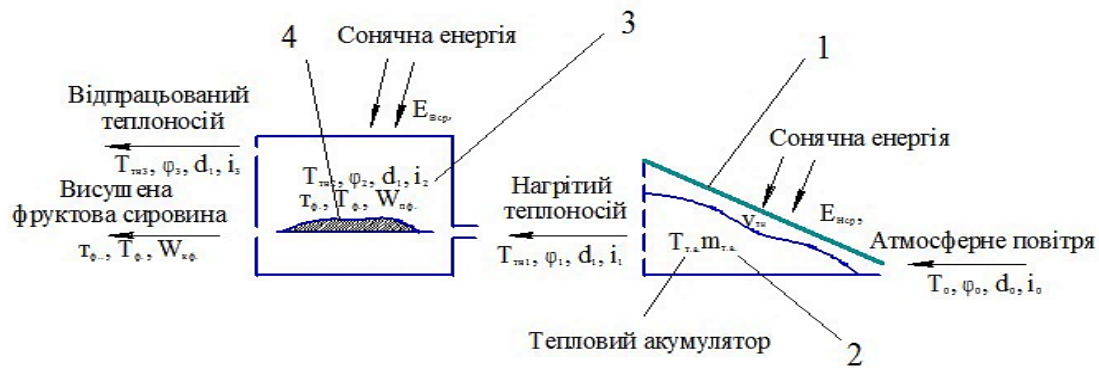


Рис.1. Функціонально-параметрична схема геліосушарки:
1 – повітряний колектор; 2 – тепловий акумулятор; 3 – сушильна камера; 4 – фруктова сировина

Розроблена за таким способом математична модель хоча й має пізнавальну цінність, але нечутлива до впливу випадкових неконтрольованих факторів. Одержані теоретичні залежності не можуть враховувати зміни конструктивних і технологічних характеристик через зношеність і старіння обладнання, а також неправильну експлуатацію. Все ж таки ця модель, доповнена статистичними характеристиками випадкових збурюючих впливів і шумів вимірювальної апаратури, призначається для використання у структурі системи керування, тому що, застосовуючи принцип оптимальної фільтрації і ґрунтуючись на визначених вихідних параметрах і розробленій моделі, можна оцінити вектор стану ГКПД, який використовується для розробки керуючого впливу.

Повітряні колекторні ГКПД – технологічні об'єкти, у яких висушують матеріали у середовищі повітря (вологого повітря) із підведенням теплоти і видаленням вологи комп'ютерним способом. Конвективне сушіння фруктів – складним нестационарний процес теплообміну. З одного боку воно характеризується тепло- і вологопровідністю фруктів, тобто внутрішнім тепло- і вологообміном у висушуваній сировині і з другого – тепловіддачею від агента сушіння до фруктів і вологовіддачею від фруктів до агента сушіння, або зовнішнім тепло- і вологообміном. При цьому спостерігається нерівномірність температурних і вологісних полів за об'ємом сушильних камер. Зокрема ґрунтуючись на початковій формалізації апріорних даних про сушильну камеру, складемо узагальнену структурну схему (рис 1).

На ній ГКПД апроксимована еквівалентною моделлю, складеною із декількох взаємопов'язаних місткостей із зосередженими параметрами.

Вихідні параметри моделі:

t_c – температура сушильного агента за сухим термометром, °С;



X – вологовміст сушильного агента, кг/кг;

U – вологовміст фруктів, кг/кг;

t_{ϕ} – температура фруктів, °С.

Проміжні параметри:

t_k – температура колектора, °С;

t_{ozi} – температура i -го огороження, °С.

Вхідні параметри:

t_n – температура пари у колекторі, °С;

G_n – кількість пари, яка надходить через зволожувальні труби, кг/с;

v – швидкість циркуляції сушильного агента у камері, м/с;

L_0, L_1 – витрати повітря, яке надходить до камери і виноситься з неї, кг/с;

Збурюючі фактори:

$t_{нов}$ – температура свіжого повітря, °С;

t_{zi} – температура зовнішнього середовища i -го огороження, °С.

Теплоємність із боку подавання теплоти – теплоємність колектора, а з боку споживання теплоти – агента сушіння, фруктів, огорожень. Окремо виділена ємність агента сушіння, яка характеризується матеріальним балансом вологи в ньому. Враховуючи закон зберігання енергії, можна перехідний процес для теплоємності колектора описати рівнянням:

$$\delta_c \alpha_1 F_{вн} (t_n - t_k) - C_3 \alpha_{зв} F_{pc} (t_n - t_k) = C_k m_k \frac{dt_k}{d\tau}, \quad (1)$$

де δ_c – коефіцієнт теплових втрат колектора (наприклад, втрати теплопровідності через підвіски колектора, тощо);

α_1 – середнє значення коефіцієнта теплопередачі від конденсуючої пари до внутрішньої поверхні колектора, Вт/(м²·°С);

$F_{вн}$ – площа внутрішньої поверхні колектора, м²;

C_3 – коефіцієнт стану тепловіддавальної поверхні колектора;

$\alpha_{зв}$ – зведений коефіцієнт тепловіддачі ребристої поверхні колектора, Вт/(м²·°С);

F_{pc} – площа повної зовнішньої поверхні колектора, м²;

C_k – питома теплоємність металу колектора, Дж/(кг·°С);

m_k – маса колектора, кг; τ – час, с.

Коефіцієнт тепловіддачі α_1 рекомендується визначати за критеріальним виразом Д. А. Лабунцева:

$$Re_n = 0,95 Z_n^{0,78} \varepsilon_t, \quad (2)$$

що одержаний з відомого виразу Нуссельта для визначення коефіцієнта тепловіддачі за умов плівкової конденсації практично нерухомої чистої пари [5]. Якщо подати критерії Re_n (2) через величини, які входять до нього, то одержимо вираз для розрахунку



коефіцієнта теплопередачі від пари, яка конденсується, до внутрішньої поверхні колектора:

$$\alpha_1 = 0,95 \frac{g^{0,26} \lambda_{p.n}^{0,78} r^{0,22} \rho_p^{0,22} \varepsilon_t}{v_{p.n}^{0,32} h^{0,22} (t_n - t_k)^{0,22}}, \quad (3)$$

де g – прискорення сили тяжіння, м/с²;

$\lambda_{p.n}$ – коефіцієнт теплопровідності конденсату із температурою насичення, Вт/(м·°C);

$v_{p.n}$ – кінематична в'язкість конденсату із температурою насичення, м²/с;

r – прихована теплота пароутворення, Дж/кг;

ρ_p – щільність конденсату, кг/м³;

h – висота колектора, м;

ε_t – поправка, яка враховує залежність фізичних параметрів конденсату від температури [5].

Зведений коефіцієнт $\alpha_{зв}$ тепловіддачі ребристої поверхні колектора пропонується визначати за методикою, наведеною М.Ю. Лур'є [7]. Цей коефіцієнт – функція швидкості агента сушіння і його можна подати у такому вигляді:

$$\alpha_{зв} = K v^m, \quad (4)$$

де K і m – визначають із загального виразу для $\alpha_{зв}$, що одержують за наведеною методикою.

Тоді вираз (1) динаміки колектора можна записати у такому вигляді:

$$\delta_c \alpha_1 F_{вн} (t_n - t_k) - C_3 K v^m F_{pc} (t_n - t_k) = C_k m_k \frac{dt_k}{d\tau}, \quad (5)$$

що дозволить виявити вплив швидкості агента сушіння на процес теплообміну між колектором і агентом сушіння.

Для складання диференційованого рівняння теплового балансу ємності агента сушіння припускають, що через інтенсивну рівномірну циркуляцію сушильного агента його температура і вологовміст однакові за простором зони сушіння, де підтримуються і контролюються їх задані властивості. У такому випадку, виходячи із структурної схеми (рис. 1), рівняння динаміки набуває вигляду:

$$C_3 \alpha_{зв} F_{pc} (t_k - t_c) + G_n i_n + L_0 (C_{нов} + C_n X_{нов}) t_{нов} Br_0 - C_2 \alpha_{оп} F_{оп} (t_c - t_\phi) - C_2 \sum_{i=1}^n C \alpha_{оз.i} F_{оз.i} (t_c - t_{оз.i}) - C_2 L_1 (C_{нов} + C_n X) t_c = (V_{a.c} \rho_{a.c} C_{a.c} + m_m C_m) \frac{dt_c}{d\tau}, \quad (6)$$

де i_n – ентальпія 1 кг пари, Дж/кг; $C_{нов}$;

C_n – питома ізобарна теплоємність сухого повітря і водяної пари, Дж/(кг·°C);

$X_{нов}$ – вологовміст свіжого повітря, кг/кг;



r_0 – прихована теплота пароутворення, Дж/кг;

C_2 – коефіцієнт неврахованих витрат теплоти, які покриваються колектором [5, 8];

α_{dp} – коефіцієнт тепловіддачі від агента сушіння до фруктів, Вт/(м²·°C);

F_{dp} – площа поверхні теплообміну фруктів, м²;

C – коефіцієнт, який враховує умови роботи сушильних камер;

n – кількість огорожень;

$\alpha_{oz.i}$ – коефіцієнт теплообміну агента сушіння з i -м огороженням, Вт/(м²·°C);

$F_{oz.i}$ – площа внутрішньої поверхні i -го огороження, м²;

$V_{a.c}$ – об'єм агента сушіння, м³;

$\rho_{a.c}$ – щільність агента сушіння, кг/м³;

$C_{a.c}$ – питома ізобарна теплоємність агента сушіння, Дж/(кг·°C);

m_m – маса металу у камері, кг;

C_m – питома теплоємність металу у камері, Дж/(кг·°C).

У правій частині (6) $m_m C_m (dt_c/d\tau)$ характеризує приріст кількості теплоти металу у сушарці (екранів, повітроводів, треків), який з метою спрощення загального математичного опису сушарки віднесений до ємності агента сушіння. Це спрощення зроблено на тій підставі, що наведений матеріал сушарки практично повністю знаходиться у середовищі агента сушіння, його теплообмін здійснюється головним чином з агентом сушіння і його температура через відносно значну теплопровідність швидко досягає значень температури агента сушіння.

Вираз $V_{a.c} (dt_c/d\tau)$ характеризує зміни кількості теплоти $dQ_{a.c}$ агента сушіння за нескінченно малий проміжок часу $d\tau$:

$$\rho_{a.c} = \frac{0,622P(1+X)}{R_{нов}(273+t_c)(0,622+X)},$$

де P – барометричний тиск, Па; $R_{нов}$ – газова стала повітря, Дж/(кг·°C) [5, 7].

$$C_{a.c} = \frac{C_{нов} + C_n X}{1+X}.$$

Беручи до уваги, що процес змінювання температури агента сушіння відбувається одночасно із змінюванням його вологовмісту X , у загальному вигляді:

$$\frac{dQ_{a.c}}{d\tau} = \frac{\partial Q_{a.c}}{\partial t_c} \cdot \frac{dt_c}{d\tau} + \frac{\partial Q_{a.c}}{\partial X} \cdot \frac{dX}{d\tau}.$$

На підставі виразів для визначення $\rho_{a.c}$ і $C_{a.c}$:

$$\frac{dQ_{a.c}}{d\tau} = \frac{169,8PV_{a.c}(C_{нов} + C_n X)}{R_{нов}(0,622+X)(273+t_c)^2} \cdot \frac{dt_c}{d\tau} + \frac{0,622PV_{a.c}(0,622-C_{нов})}{R_{нов}(273+t_c)(0,622+X)^2} \cdot \frac{dX}{d\tau}. \quad (7)$$



Числовий аналіз свідчить, що другий член правої частини (7) менший від першого понад один порядок, значення першого члена не на багато відрізняється від значень виразу:

$$V_{a.c} \rho_{a.c} C_{a.c} (dt_c/d\tau).$$

Через це праву частину рівняння динаміки ємності агента сушіння записують за рівнянням (6).

У виразі (6) приймають, що значення витрат повітря L_0 і L_1 різні, хоча у технологічних розрахунках $L_0=L_1$ [5,7]. У даному разі враховують можливість регулювання сухого повітря, яке надходить L_0 і яке виходить L_1 із сушарок за допомогою дроселюючих органів (шиберів). $X_{нов}$ із виразу (6) у загальному випадку можна вважати зовнішнім збурюючим фактором.

Інтенсивність випаровування вологи із фруктів [5,9]:

$$J = -G_0 \frac{dU}{d\tau}, \quad (8)$$

де G_0 – маса абсолютно сухої фруктів, кг;

U – середнє інтегральне значення вологовмісту фруктів; кг/кг.

Коефіцієнт тепловіддачі від агента сушіння фруктів [6]:

$$\alpha_{dp} = \frac{\lambda}{l} 0,072 \left(\frac{vl}{v} \right)^{0,8}, \quad (9)$$

де l – характерний розмір матеріалів у напрямі руху агента сушіння, м;

λ – коефіцієнт теплопровідності агента сушіння, Вт/(м·°C);

v – кінематична в'язкість агента сушіння, м²/с.

Оскільки коефіцієнт α_{dp} залежить від швидкості агента сушіння, то при потребі у виразі (6) можна простежити вплив останньої на теплообмін між деревиною і агентом сушіння.

Із урахуванням припущень, зроблених при виведенні рівняння динаміки теплоємності агента сушіння, а також того, що процес змішування водяної пари, яка надходить до камери, з агентом сушіння відбувається миттєво, рівняння матеріального балансу для вологи у ємності агента сушіння (див. рис. 1) набуває вигляду:

$$G_n + L_0 X_{нов} + B - L_1 \beta_n X = \frac{dM}{d\tau},$$

де β – коефіцієнт неорганізованого повітрообміну;

$M = \frac{V_{a.c} \rho_{a.c} X}{1 + X}$ – кількість вологи у сушильному агенті, кг.

Хоча у загальному випадку $\rho_{a.c} = f(X, t_c)$, числовий аналіз рівняння динаміки свідчить, що для конкретного ступеня технологічного режиму можна вважати $\rho_{a.c} = const$. У такому разі рівняння матеріального балансу для вологи в агенті сушіння:



$$G_n + L_0 X_{нов} + B - L_1 \beta_n X = \frac{V_{a.c} \rho_{a.c}}{(1+X)^2} \cdot \frac{dX}{d\tau} \quad (10)$$

У період сталої швидкості сушіння теплота, яка надійшла до фруктів, витрачається на випаровування вологи. Припускаємо, що середня температура фруктів t_ϕ дорівнює температурі її поверхні, а в період спаду швидкості сушіння мало відрізняється від неї [6]. Тому на підставі закону зберігання енергії можна записати рівняння балансу теплоти для ємності фруктів [6,10] (рівняння кінетики), яке вірне при $U > U_{кр}$, у такому вигляді:

$$\alpha_\phi (t_e - t_\phi) = k_3 r_0 \rho_0 R_v \frac{dU}{d\tau} \quad (11)$$

де $U_{кр}$ – вологовміст матеріалу в момент закінчення періоду сталої швидкості і на початку періоду спаду швидкості сушіння [6];

ρ_0 – умовна щільність фруктів, кг/м³;

R_v – відношення об'єму абсолютно сухої фруктів у шарі до поверхні теплообміну вологої фруктів, м;

k_3 – коефіцієнт уповільнення сушіння у шарі [6].

У період спаду швидкості сушіння відповідно до закону зберігання енергії кількість теплоти, яка надходить до фруктів, дорівнює витраченій на її нагрівання і випаровування вологи.

За таких умов тепловий баланс для ємності фруктів знаходять за рівнянням [6] – основним рівнянням кінетики сушіння, яке вірне при $U > U_{кр}$:

$$\alpha_\phi (t_e - t_\phi) = \left(r_0 \frac{dU}{d\tau} + C_\phi \frac{dt_\phi}{d\tau} \right) \rho_0 k_3 R_v \quad (12)$$

де $C_{\phi p}$ – питома теплоємність вологої фруктів, Дж/(кг·°C).

Вирази (11) і (12) визначають взаємозв'язок середніх інтегральних значень вологовмісту U і температури t_ϕ фруктів.

Для теплоємності огорожень камери (див. рис. 1), що складаються із стін, підлоги, стельового покриття і дверей (на підставі закону зберігання енергії і припущення щодо рівномірного розподілу температури $t_{oz.i}$ за об'ємом кожного огороження), вираз перехідного процесу [5]:

$$\alpha_{oz.i} (t_c - t_{oz.i}) - \alpha_{3,i} (t_{oz.i} - t_n) = C_{oz,i} \rho_{oz,i} \delta_i \frac{dt_{oz,i}}{d\tau} \quad (13)$$

де $\alpha_{3,i}$ – середнє значення коефіцієнта тепловіддачі від зовнішньої поверхні i -го огороження до зовнішнього середовища, Вт/(м²·°C);

$C_{oz,i}$ – питома теплоємність матеріалу i -го огороження, Дж/(кг·°C);

$\rho_{oz,i}$ – щільність матеріалу i -го огороження, кг/м³;

δ_i – товщина i -го огороження, м;

$i=1,2,3\dots n$.



Одержана система диференціальних рівнянь (1), (6), (10) – (13) є вихідною математичною моделлю ГКПД, до складу якої входить значення швидкості сушіння $dU/d\tau$.

Для грубих шарів [3,6]:

$$-\frac{dU}{d\tau} = \frac{D\pi^2}{4R^2}(U - U_p), \quad (14)$$

де R – половина товщини дошки, м;

D – коефіцієнт вологопровідності фруктів, $\text{м}^2/\text{с}$;

U_p – рівноважна вологість фруктів, $\text{кг}/\text{кг}$.

Для $\varphi = 0 - 0,5$

$$U_p = 0,36 \left[13,9 - \left(\frac{t_c + 273}{100} \right)^2 \right] \cdot 10^{-2} + 0,72\varphi \left[29,5 - \left(\frac{t_c + 273}{100} \right)^2 \right] \cdot 10^{-2}; \quad (15)$$

для $\varphi = 0,5 - 1,0$ [63]

$$U_p = \frac{0,512 \cdot 10^{-2}}{1,21 - \varphi} \left[21,5 - \left(\frac{t_c + 273}{100} \right)^2 \right]. \quad (16)$$

У виразах (15) і (16) відносна вологість агента сушіння:

$$\varphi = \frac{P_n}{P_n}, \quad (17)$$

де P_n – парціальний тиск водяної пари у сушильному агенті, Па;

P_n – тиск насиченої пари при температурі перегрітої пари, Па.

$$P_n = \frac{PX}{0,622 + X}, \quad (18)$$

де P – атмосферний тиск, Па.

Значення P_n визначається за імперичним виразом Філоненка [6]:

$$\lg \frac{P_n}{P_0} = \frac{7,5t_c}{238 + t_c}, \quad (19)$$

де P_0 – тиск насиченої пари при температурі 0°C , Па.

Для одержання в математичному описі вихідної температури t_m агента сушіння за «змоченим» термометром слід вологовміст X агента сушіння визначити через t_m і t_c [64]:

$$t_m = t_c - \frac{r_M(X_M - X)}{C_{нов} + C_n X}, \quad (20)$$

де r_M і X_M – прихована теплота паротворення і вологовміст агента сушіння при температурі t_m .

Залежність $t_m = f(t_c, X)$ для обмеженого діапазону змінювання t_m також можна визначити за $I - d$ -діаграмою

$$t_m \approx C_0 + C_1 X + C_2 t_c, \quad (21)$$



де C_0, C_1, C_2 – сталі коефіцієнти [5,9].

Одержані диференціальні рівняння (1), (6), (10) – (13), а також вирази, які визначають зв'язок між параметрами агента сушіння, є нелінійними. Проте, виходячи із постановки завдання автоматичного регулювання (вимоги щодо малих відхилень параметрів) і враховуючи безперервність і рівномірність математичних залежностей, які поєднують між собою параметри сушильних камер, їх можна лінеаризувати на малих інтервалах змінювання вихідних даних. Лінеаризація виконується на підставі припущення сталості теплофізичних величин: коефіцієнта теплопередачі, вологопровідності, вологовіддачі фруктів, питомих теплоємностей, щільності у межах незначних відхилень вихідних параметрів ГКПД, а також розкладання інших нелінійних залежностей у ряд Тейлора довкола «точки усталеного процесу сушіння».

Для конкретних сушильних камер і умов сушіння, виконавши нескладні математичні перетворення, зумовлені лінеаризацією наведених рівнянь і виразів, можна одержати систему лінійних диференціальних рівнянь із незначними відхиленнями змінних параметрів, які характеризують процес сушіння, тобто ГКПД можна розглядати як стаціонарну лінійну динамічну модель простішу серед класу динамічних моделей. Хоча це й грубе наближення до реальних процесів, що відбуваються у камері, але воно досить точно характеризує досліджувану ГКПД як об'єкт керування.

Через різні підходи до розв'язання задач синтезу і аналізу систем автоматичного керування процесом сушіння фруктів, математичну модель ГКПД опишемо за Лапласом (зображення) у вигляді рівнянь типу «Вхід – Вихід», а також за часом у вигляді рівнянь стану.

Застосовуючи безпосереднє перетворення Лапласа

$$F_p(p) = \int_0^{\infty} f(\tau) e^{-p\tau} d\tau$$

для відносного приросту змінних, наведених на схемі (рис. 1), з урахуванням нульових початкових умов, одержимо рівняння типу «Вхід – Вихід»:

$$L(p)Y(p) = G(p)U_1(p) + R(p)F(p), \quad (22)$$

де $L(p) = [t_n^*(p)X^*(p)U^*(p)t_n^*(p)]^T$ – вектор стовпець вихідних координат;

$U_1(p) = [t_n^*(p)G_n^*(p)v^*(p)L_0(p)L_1^*(p)]$ – вектор стовпець вхідних

(керуючих) координат;

$F = [t_{nos}^*(p)t_{31}^*(p)..t_{3,n}^*(p)]$ – вектор стовпець збурень;

T – знак транспортування;

p – комплексна змінна;

* – відносний приріст відповідних змінних;



$L(p)$, $G(p)$ і $R(p)$ – матриці, елементи яких у загальному випадку є многочленами і сталими коефіцієнтами стосовно p .

Коефіцієнти елементів матриць $L(p)$, $G(p)$ і $R(p)$ передаються величинами, які входять до складу вихідних рівнянь і виразів.

На підставі матричного рівняння (22) можна записати передаточні функції сушильної камери на каналах керування і збурення:

$$W_{\kappa}^j = \frac{y_j^*(p)}{u_{\kappa}^*(p)} = \frac{\det L_{\kappa}^j(p)}{\det L(p)} \quad \text{і} \quad V_l^j = \frac{y_j^*(p)}{f_l^*(p)} = \frac{\det L_l^j(p)}{\det L(p)}, \quad (23)$$

де $\det L(p)$ – визначник матриці $L(p)$;

$\det L_{\kappa}^j(p)$ і $\det L_l^j(p)$ – визначники, які одержують із матриці $L(p)$ заміною стовпця із i -им параметром вихідних координат $y_j^*(p)$ відповідно стовпцям із k -ою вхідною координатою $u_{\kappa}^*(p)$ із матриці $G(p)$ і стовпцем із l -им збурюючим параметром $f_l^*(p)$ із матриці $R(p)$.

Із урахуванням виразу (23), лінійну динамічну модель ГКПД як об'єкт керування описують таким матричним рівнянням:

$$Y(p) = W(p)U_1(p) + V(p)F(p); \quad (24)$$

де $W(p) = [W_{\kappa}^j(p)]$; $V(p) = [V_l^j(p)]$ – матриці сушарки.

Виходячи із практичних завдань синтезу автоматичного регулювання, для конкретного прикладу ГКПД, наведеного нижче, рівняння стану ГКПД:

$$X(\tau) = AX(\tau) + B_v U_1(\tau) + B_f F(\tau); \quad (25)$$

$$Y(\tau) = CX(\tau); \quad (26)$$

де $X(\tau) = [t_{\kappa}^*(\tau) t_c^*(\tau) t_m^*(\tau) t_{op}^*(\tau) U^*(\tau) t_{oz}^*(\tau)]^T$ – вектор стовпець параметрів стану;

$U_1(\tau) = [t_n^*(\tau) C_n^*(\tau) L^*(\tau)]^T$ – вектор стовпець керування;

$F(\tau) = t_s^*(\tau)$ – збурюючий параметр – температура зовнішнього середовища;

$Y^T(\tau) = [t_c^*(\tau) t_m^*(\tau)]^T$ – вектор стовпець вимірюваних вихідних параметрів;

A , B_v , B_f , і C – сталі матриці відповідних розмірностей.

Таким чином, на підставі аналізу тепло- і масообмінних процесів, які відбуваються у ГКПД одержано їх загальний математичний опис у вигляді системи диференціальних рівнянь і відповідних обмежень, які характеризують даний клас сушильних камер, як об'єктів, керування і призначені для використання як математичні моделі у системах керування процесом сушіння фруктів. При цьому лінеаризований варіант математичного опису можна подавати у вигляді рівнянь стану і типу «вхід – вихід».



Для проведення досліджень щодо ефективності процесу сушіння в геліосушарці були обрані місяці, коли більшість фруктів досягають стадії дозрівання, а саме липень і вересень. Конкретні дати досліджень включали 15 липня – 3 вересня 2022 року та 15 липня – 3 вересня 2023 року.

На підставі аналізу погодних спостережень, здійснених на найближчій метеорологічній станції першого розряду в Корецькому районі Рівненської області, Україна, встановлено, що в цей період року зазвичай панує стало сонячна погода, яка наближена до ідеальних умов для проведення експериментів з сонячними енергетичними системами.

У процесі сушіння фізичні параметри навколишнього середовища коливалися в таких межах: температура повітря (T_{nc}) від 16 до 30⁰С; відносна вологість повітря (φ_{nc}) від 26% до 86,8%; енергетична освітленість (E) від 100 до 800 Вт/м²; кут падіння прямого сонячного випромінювання (кутів падіння) від 20 до 60 градусів.

Теплотехнічні параметри повітря, яке подавалося до сушильної камери, в денний час (від 8⁰⁰ до 21⁰⁰ години) включали температуру T_{mn} від 20 до 60⁰С, а в нічний час (від 22⁰⁰ до 7⁰⁰ години) від 30 до 20⁰С. Швидкість циркуляції повітря (v_{mn}) коливалася від 1 до 3 метрів на секунду, а відносна вологість (φ_{mn}) від 9,8% до 86%.

Теплопродуктивність повітряного колектора Q для поглинальної поверхні S_{nk} розміром 1,5 м² знаходилася в діапазоні від 117 до 480 Вт. Температура акумулятора (T_{ma}) в денний час (від 8⁰⁰ до 21⁰⁰ години) варіювала від 30,5 до 45,6⁰С, а в нічний час (від 22⁰⁰ до 7⁰⁰ години) від 45,6 до 20,9⁰С.

У таблиці 1 представлено інформацію щодо специфіки геліосушарки та об'єктивних умов, в яких вона функціонувала під час проведення серії досліджень.

Таблиця 1

Представлені умови та результати сушіння яблук і груш у геліосушарці під час досліду, який відбувся протягом періоду з 15 липня по 3 вересня 2023 р.

№ з/п	Дата	Тривалість, год.	Конфігурація	
			ТА	ДК
1	15 – 17.07	50	+	+
2	15 – 21.07	119	–	–
3	28 – 31.07	74	–	–
4	07 – 10.08	77	–	–
5	10 – 12.08	50	+	+
6	15 – 17.08	50	+	+
7	31 – 3.09	98	–	–

Отже, тривалість процесу сушіння фруктів у геліосушарці залежить від того, наскільки швидко висушуваний матеріал віддає вологу в зоні, де діє теплоносій та змінюється залежно від координати x і часу:

$$J_m = -D \cdot \rho_{np} \cdot (\Delta U \pm \delta_T \cdot \Delta T(\tau)), \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}). \quad (27)$$

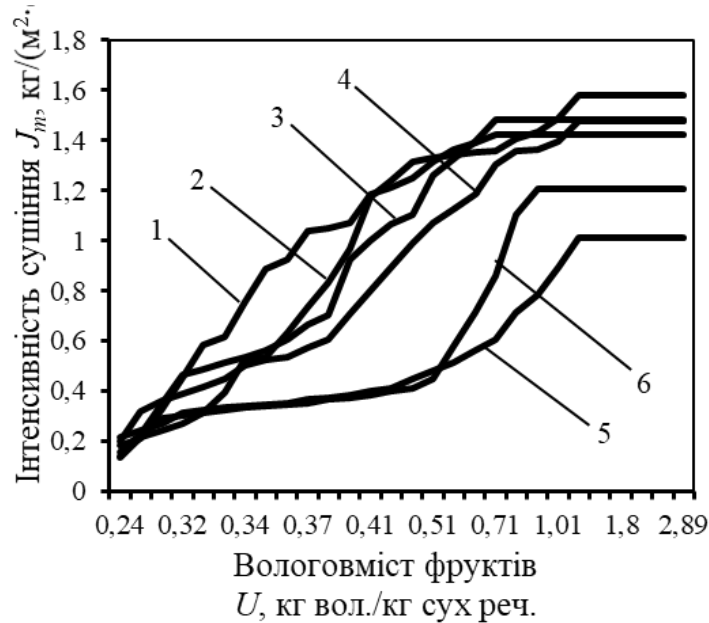


Рис. 2. Криві інтенсивності сушіння яблук з товщиною нарізки кружечків: 1, 2 – 5 мм; 3, 4 – 8 мм; 5, 6 – 11 мм

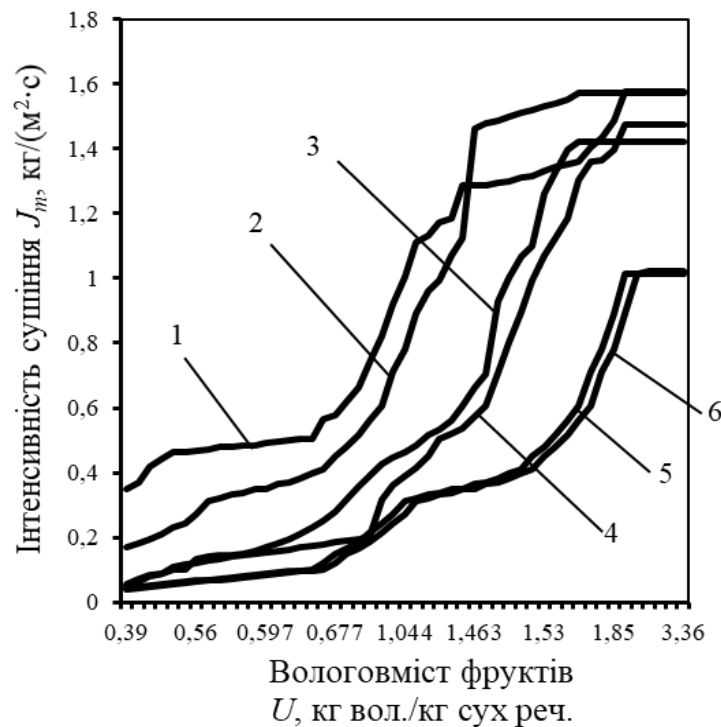


Рис. 3. Криві інтенсивності сушіння груш з товщиною нарізки дольок: 1, 2 – 5 мм; 3, 4 – 6 мм; 5, 6 – 7 мм



Аналіз результатів (рис. 2 та рис. 3) виявив, що криві інтенсивності сушіння, (J_m) для яблук з вологовмістом U від 2,89 до 0,24 кг вологи на 1 кг сухої речовини перебуває у діапазоні від 1,57 до 0,18 кг/(м²·с), а для груш з вологовмістом U від 3,36 до 0,39 кг вологи на 1 кг сухої речовини від 1,58 до 0,049 кг/(м²·с).

Отже, аналіз порівняльних експериментальних кривих інтенсивності сушіння (рис. 2 та 3) свідчить, що геліосушарка під час сушіння забезпечує однакову інтенсивність і тривалість процесу сушіння.

Висновки. Нами було розроблено математичні моделі (вирази (1), (6), (10) – (13)), які дозволяють розрахувати показник поглинання вологи у ситуаціях, коли відбувається дифузний перенос вологи всередині матеріалу, і також регулювати глибину проникнення теплового потоку в поверхневий шар, де відбуваються фазові перетворення. Ми визначили збіжність інтенсивності сушіння, використовуючи аналіз відносної похибки, і переконалися у відповідності отриманих результатів, порівнюючи їх з відомими експериментальними даними.

Список використаних джерел

1. Озарків І. М., Кобринович М. С., Копинець З. П. Особливості перенесення вологи в процесі сушіння фруктів. *Науковий вісник Національного лісотехнічного університету*. 2007. Вип. 17(4). С. 124-125.
2. Pathare P. V. Effective moisture diffusivity of onion slices undergoing infrared convective drying. *Biosystems Engineering*. 2006. No 93. P. 285-291.
3. Goya R. K., Kingsly A. R. P., Manikantan M. R., Pyas S. M. Mathematical modeling of thin layer drying kinetics of plum in a tunnel dryer. *Journal of Food Engineering*. 2007. No 79. P. 176-180.
4. Garau M. C. Drying of orange skin: drying kinetics modeling and functional properties. *Journal of Food Engineering*. 2006. No 75. P. 288-295.
5. Menges, H. O. Thin layer drying model for treated and untreated Stanley plums. *Energy Conversion and Management*. 2006. No 47. P. 2337-2348.
6. Скляр Р. В. Доцільність використання економіко-математичних моделей в сільському господарстві. *Інноваційні технології в АПК: матер. VII Всеукр. наук.-практ. конф.* Луцьк: Луцький НТУ, 2021. С. 122-124.
7. Скляр О. Г., Скляр Р. В., Григоренко С. М. Методика моделювання та оптимізації структури посівних площ. *Науковий вісник ТДАТУ*. 2023. Вип. 13, т. 1. <https://doi.org/10.31388/2220-8674->



[2023-1-7.](#)

8. Midilli A., Kucuk N. Mathematical modeling of thin layer drying of pistachio by using solar energy. *Energy Conversion and Management*. 2003. No 44(7). P. 1111-1122.

9. Wang Z. J. Mathematical modeling on hot air drying of thin layer apple pomace. *Journal of Food Engineering*. 2006. No 40. P. 39-46.

10. Геліосушарка з тепловим акумулятором: пат. 97139 У Україна: МПК А23L3/00. № UA 97139 U; заявл. 26.12.2014; опубл. 25.02.2016, Бюл. № 4.

11. Korobka S., Babych M. Substantiation of the constructive-technological parameters of a solar fruit dryer. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. 2017. № 1/8(85). P. 13-19.

12. Korobka S., Syrotyuk S., Zhuravel D., Boltianskyi B., Boltianska L. Solar dryer with integrated energy Unit. *Problems of the Regional Energetics*. 2021, Vol. 2. P. 60-75.

13. Syrotyuk S., Boyarchuk V., Syrotyuk V., Korobka S., Syrotyuk H., Boltianskyi B. Peculiarities of modeling heat pumps in the labview environment. *Інформаційні технології в енергетиці та агропромисловому комплексі: матер. XI Міжнар. наук. конф. (Львів, 04–06 жовтня 2022 р.)*. Львів: ЛНУП, 2022. С. 16-18.

14. Шершенівський О. С. Обґрунтування конструктивно-технологічних параметрів геліосушарки. *Проблеми механізації та електрифікації технологічних процесів: матер. V Всеукр. наук.-техн. Інтернет-конференції*. Мелітополь: ТДАТУ, 2018. Вип. 5. С. 158-161.

15. Skliar A., Boltianskyi B., Boltianska N., Demyanenko D. Research of the cereal materials micronizer for fodder components preparation in animal husbandry. *Modern Development Paths of Agricultural Production*. 2019. P. 249-259.

16. Болтянський Б. В., Болтянська Л. О., Сиротюк С. В. Аналіз структури витрат енергії при виробництві сільськогосподарської продукції. *Технічне забезпечення інноваційних технологій в агропромисловому комплексі: матер. I Міжнар. наук.-практ. Інтернет-конф. (Мелітополь, 01-24 квітня 2020 р.)*. Мелітополь: ТДАТУ, 2020. С. 436-442.

17. Мозговий Я. Ю. Розрахунок навантаження сонячної радіації для гарячого водозабезпечення корівника на 200 голів. *Технічне забезпечення інноваційних технологій в агропромисловому комплексі: матер. I Міжнар. наук.-практ. Інтернет-конф. (Мелітополь, 01-24 квітня 2020 р.)*. Мелітополь: ТДАТУ, 2020. С. 449-453.

18. Тристан Р. В. Розрахунки щодо автономного енергозабезпечення фермерського господарства. *Технічне забезпечення інноваційних технологій в агропромисловому комплексі:*



матер. І Міжнар. наук.-практ. Інтернет-конф. (Мелітополь, 01-24 квітня 2020 р.). Мелітополь: ТДАТУ, 2020. С. 465-468.

19. Кисельова Л. Експериментальні дослідження режимів теплообміну при первинній обробці молока. *Технічне забезпечення інноваційних технологій в агропромисловому комплексі*: матер. І Міжнар. наук.-практ. конф. мол. учених. Мелітополь: ТДАТУ, 2021. С. 52.

20. Болтянська Л. О., Болтянський Б. В. Аспекти механізму інвестиційного забезпечення інновацій у відновлюваній енергетиці АПК України. *Аграрна галузь сучасної України: проблеми та перспективи розвитку*: матер. І Міжнар. наук.-практ. конф., 14 трав. 2021 р. Слов'янськ, 2021. С. 22-24.

Стаття надійшла до редакції 13.10.2023 р.

**S. Korobka¹, I. Stukalets¹, S. Syrotyuk¹, O. Skliar², R. Skliar²,
B. Boltianskyi², S. Baranovych¹**

¹Lviv National Environmental University

²Dmytro Motornyi Tavria State Agrotechnological University

MATHEMATICAL MODELING OF THE PROCESS OF FRUIT DRYING IN A SOLAR DRYER

Summary

The article delves into the regularities of the process of drying fruits in a solar dryer under non-stationary modes. The work provides a detailed analysis of the methods used for studying the threshold moisture content and ways to measure the intensity of fruit drying. It is proven that the intensification of the drying process should be based on the study of the thermophysical, physical-chemical, and other properties of fruits as drying objects, and their direct relation with the coefficients of heat and moisture exchange, energy, and the form of the moisture relation with the material. Despite the vast theoretical and experimental works in the domain, creating a single consolidated theoretical base of convective drying of fruits required a complex combination of thermophysical, physical-chemical properties of fruits, and their kinematic heat and mass exchange characteristics.

The work describes a mathematical model of the process of heat and mass transfer for fruit drying, which takes into account the threshold of deepening the evaporation zone. The research provides analytical results for the study of temperature and moisture fields in the dried material at any moment, depending on the coordinates of the phase transition as well as the parameters of the coolant change.

Based on the analysis of the intensity of the drying processes, the authors uncover peculiarities of their development in combination with the moisture content of the material U , speed of the coolant move v_{TH} , temperatures of the material T_{ϕ} and the coolant T_{TH} bound to the given coordinate X , duration of the drying, form of the drying diffusion curves. The value of the indicators of heat and mass exchange in fruit during the convective heat transfer is significantly influenced by the depth of the heat flow penetration, thickness of the object of drying, temperature, and speed of the coolant



circulation. It is reasonable to use a low speed of the coolant circulation at the start of drying when the fruit surface temperature is not high, and the intensity of the heat exchange is at its maximum.

The study of the threshold moisture content in the drying process will provide for obtaining mathematical models for calculating the drying period and the following production of dryers. The research describes methods for computing the coefficients of heat, moisture, mass exchange, diffusion, and water activity in the process of convective fruit drying in different periods of the solar dryer work.

Key words: solar energy, solar dryer for fruit, temperature, moisture, heat and mass transfer, intensification, convective drying.