

УДК 663.18

Старший науковий співробітник **Анатолій Макаров**,
makarov.anatoly@kmbp.com.ua, ORCID: 0000-0002-7338-2906
ПрАТ «Калинівський машинобудівний завод», м. Калинівка, Україна
доцент **Михайло Сенчук**,
smp_21@ukr.net, ORCID: 0000-0001-8968-7336,
Київський національний університет будівництва і архітектури, Україна
голова наглядової ради **Андрій Ходос**,
khodos@kmbp.com.ua, ORCID: 0009-0000-2198-2208
заступник директора **Михайло Кирієнко**,
mihail_kirienko@ukr.net, 0009-0008-5396-8644
ПрАТ «Калинівський машинобудівний завод», м. Калинівка, Україна

ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ТА НАДІЙНОСТІ РОБОТИ РОЗПИЛЮВАЛЬНИХ УСТАНОВОК ДЛЯ СУШІННЯ МОЛОЧНИХ ПРОДУКТІВ

***Анотація.** Проаналізовано дослідження та методики розрахунку установок розпилювального сушіння для виробництва сухих молочних продуктів як одного із ефективних способів, широко розповсюдженого в практиці сушіння. Розглянуто напрями підвищення ефективності та надійності роботи розпилювальних сушильних установок шляхом удосконалення їх технологічної схеми – перехід від одноступеневого до тріступеневого процесу сушіння. Підтверджено надійність роботи розпилювальних установок без налипання продукту завдяки застосуванню повітряного днища з відповідною аеродинамікою струменевих потоків. Наведено результати досліджень процесу киплячого шару молочного порошку, як другої стадії сушіння. Визначено межі робочого процесу кипіння та конструктивні і режимні параметри камери киплячого шару. Запропоновано удосконалену методику практичного розрахунку розпилювальної сушильної установки для сушіння молочних продуктів на підставі термограми сушіння краплі продукту та експериментальних даних по величині частки активного об'єму за результатами випробувань типового зразка сушильної установки. Виконано розрахунковий аналіз спільної роботи сушильної камери і камери киплячого шару. Приведено результати наукових і дослідно-конструкторських робіт по вдосконаленню розпилювальних сушильних установок з метою переходу від застарілого одноступеневого розпилювального сушіння з охолодженням продукту в пневмотранспорті до єдиного тріступеневого процесу, що включає розпилювальне сушіння, сушіння в псевдозрідженому стані та*

віброохолодження. Ефективність реалізованих технічних рішень підтверджено результатами пуско-налагоджувальних випробувань модернізованих сушильних установок та під час її подальшої експлуатації. Набутий науково-технічний досвід ПрАТ «Калинівський машинобудівний завод» (м. Калинівка, Вінницька обл.) по модернізації та введення в експлуатацію розпилювальних сушильних установок у сукупності з досвідом виробництва обладнання для обробки молочних продуктів: газових високотемпературних повітрянагрівачів, вакуум-випарних установок є основою для їх серійного виробництва.

Ключові слова: промислова сушильна установка, сухі молочні продукти, розпилювальне сушіння, тріступеневий процес сушіння, сушильна камера, камера киплячого шару, віброохолоджувач

Вступ. Розвиток молочно-консервної промисловості України пов'язаний з підвищенням технологічної та енергетичної ефективності одного з основних процесів – сушіння молочних продуктів з метою поліпшення їх якісних показників і підвищення стійкості продуктів під час зберігання. Для модернізації виробничого процесу є потреба в новітньому ефективному обладнанні, зокрема енергоефективних розпилювальних сушильних установках. У останні роки зросла потреба на обладнання для сушіння сироватки, яка з виду відходів при виробництві сиру перейшла в розряд цінних компонентів харчової промисловості. Парк установок на молокозаводах України в недавньому минулому складався з застарілих установок А1-ОРЧ з одноступеневим процесом сушіння, не придатних для сушіння сироватки. Імпорتنі установки ВРА-4 мають обмежену температуру нагріву повітря в парових калориферах та недопустимі викиди в атмосферу. Існуючі рекомендації по розрахунку та проектуванню устаткування для сушіння молока і молочних продуктів потребують удосконалення чи уточнення.

У статті викладені результати теоретичних і експериментальних робіт проведених в ході розробки й удосконалення розпилювальних сушильних установок на ПрАТ «Калинівський машинобудівний завод» (м. Калинівка, Вінницька обл.). Поряд з виробництвом новітнього ефективного обладнання – однокорпусних вакуумно-випарних установок з механічною компресією ВВУ-Мк і двокорпусних з комбінованою компресією ВВУ-Мк-Пк [2], а також високотемпературних повітрянагрівачів для сушильних установок [1], на підприємстві створені конструкції і освоєний випуск вискоефективних сушильних установок [3, 4].

Актуальність дослідження. Теоретичні і експериментальні дослідження процесу сушіння молока й молочних продуктів з метою розробки уточненої методики розрахунку удосконалених конструкцій розпилювальних сушильних

установок з сучасними технологічними та енергетичними параметрами є важливим завданням для прогресивного розвитку молочно-консервної промисловості. Дослідження проводились в процесі освоєння виробництва на ПрАТ «Калинівський машинобудівний завод» сучасних вискоефективних сушильних установок. Результати впроваджені в конструкціях розпилювальних сушильних установках продуктивністю по випареній вологості від 500 кг/год до 2500 кг/год.

Останні дослідження та публікації. Розпилювальне сушіння є розповсюдженим способом виробництва сухих порошків. Диспергування попередньо згущеного продукту на частинки малого розміру з величезною сумарною поверхнею забезпечує високу інтенсивність процесу тепломасообміну і короткий час сушіння та дає можливість застосовувати гаряче повітря з температурою 200 °С і більше без зниження якості сухого продукту. Дослідженню розпилювального сушіння присвячена значна кількість теоретичних і експериментальних робіт.

У роботі [5] виконано огляд сучасних дуже тонких теплофізичних досліджень сушіння молока на рівні окремих крапель і частинок.

У [6] розглянуто парк в Україні сушильних установок виробництва провідних фірм світу і вітчизняних виробників.

У [7, 8] приведені результати багаторічних досліджень процесів розпилювального сушіння в ІТТФ АНУ та розробок обладнання для фармацевтичної і інших галузей промисловості.

У довіднику [9] підсумовано світовий досвід дослідження і розробки обладнання розпилювального сушіння.

У [10] наведено довідкові дані та матеріали по проектуванню установок з киплячим шаром.

За наявності глибоких теоретичних досліджень [7, 8] на практиці основним параметром для визначення розмірів сушильної камери залишаються фіксовані значення напруження її об'єму по вологості при нагріві повітря в парових калориферах не вище 180 °С [11, 12]. Відсутні рекомендації по розрахунках розпилювального сушіння при нагріві повітря в теплогенераторах до 220 °С, а також по комплексному розрахунку сушильної камери з камерою киплячого шару. Існуючі рекомендації для розрахунків киплячого шару [10] обмежені класом зернистих сипких матеріалів і непридатні для сухого молока, яке є пиловидним матеріалом.

Експериментальні дослідження [13] показали, що об'ємне напруження активної зони сушильної камери по випареній вологості може змінюватися в широких межах і на порядок перевищувати прийняті нормативні величини 3-8 кг/(м³*год). Досліди проводились на циліндричній сушильній камері з

рівномірним полем швидкості повітря в її поперечному перерізі. Вода розпилювалася механічною форсункою. Кількість випаруваної вологи визначалося прямими замірами, як різниця кількості розпиленої води і кількості вловленої рідини в різних горизонтальних перерізах камери. Методика дослідження дала можливість визначати діаметр і висоту активної зони випаровування, об'ємне навантаження по випаруваній вологості. За активний об'єм було прийнято циліндр з основою, рівною найбільшому діаметру факелу розпилювання і висотою, рівною шляху факелу до його повного випаровування. Досліди проведені в діапазоні витрати води 10,7 кг/год...16,72 кг/год за початкової температури повітря 95,3 °С...130,4 °С та взаємного руху повітря і розпиленої води за прямою і протитою схемами. Напруження активної зони сушильної камери по випареній вологості залежно від температури повітря змінювалося від 9,05 до 52,6 кг/(м³*год). При загальному об'ємі сушильної камери 4,4 м³, активний об'єм випаровування становив від 0,25 м³ до 1,8 м³, тобто від 5,6 % до 40 % загального об'єму. За оцінкою процесу сушіння середній час проходження повітрям сушильної камери становить приблизно 20 с, а час витання краплі до випадіння на стінку чи дно сушильної камери може бути на порядок менше – приблизно 1 с. Причиною цьому є особливість аеродинаміки сушильної камери.

Суттєвий вклад в дослідження аеродинаміки сушильної камери з дисковим розпилюванням зроблений в [14]. Досліди показали, що краплі продукту від дискового розпилювача з високою початковою швидкістю захоплюють навколишнє повітря, утворюючи віяловий струмінь. Струмінь досягає стінок і розділяється на нижній і верхній кільцеві потоки та нижню і верхню зони рециркуляції [15]. Такий процес аналогічний вентиляції об'єму транзитним струменем з потужною рециркуляцією. На початковій ділянці струмінь підсмоктує навколишнє повітря, а перед вихідним отвором розповсюджує його з випадінням з потоку порошку продукту і осадженням його на стінки. Основна маса крапель продукту від розпилювача до стінок камери досягає за доли секунди, опускається до нижньої межі на повороті потоку до вихідного отвору сушильної камери, де випадає з потоку на стінку або в киплячий шар. Тут припиняється процес розпилювального сушіння. Тривалість перебування частинок в стані витання в десятки разів менше середнього часу проходження повітрям сушильної камери. Це і є причиною зниження продуктивності сушильних камер з дисковим розпилюванням в десятки разів порівняно з теоретично можливим.

Відсутність теоретичних рішень і рекомендацій в питаннях аеродинаміки сушильної камери і псевдозрідження пилоподібних сухих молочних продуктів (рис. 1) зумовлює важливість експериментальних досліджень процесів сушіння

на пілотних моделях і повнорозмірних промислових сушильних установках в ході їх створення й удосконалення, освоєння сушіння нових молочних, харчових і кормових продуктів. Удосконалена практична методика розрахунку тепломасообміну в сушильній камері повинна додатково включати знаходження величини активного об'єму випаровування за встановлених відповідних параметрів вологого повітря.

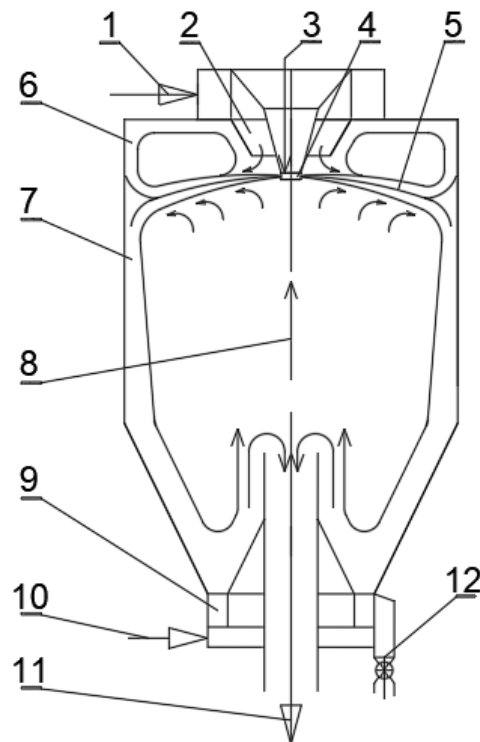


Рис. 1. Схема сушильної камери з дисковим розпилюванням продукту:

1 – подача нагрітого повітря; 2 – повітронаправляючий апарат (диспергатор повітря); 3 – подача продукту; 4 – розпилювальний диск; 5 – факел розпилу - кільцевий двофазний потік; 6 – зона циркуляції над факелом; 7 – кільцевий опускний струмінь; 8 – нижня зона циркуляції; 9 – камера псевдозрідженого (киплячого) шару; 10 – повітря для псевдозрідження; 11 – відпрацьоване повітря; 12 – сухий продукт

Формулювання цілей статті. За результатами експериментальних і натурних досліджень сушильних установок розробка практичного розрахунку розпилювальної установки з дисковим розпиленням для сушіння молочних продуктів із застосуванням сучасних прикладних програм методики, дослідження і вдосконалення основних функціональних вузлів, проведення модернізації та постановки на виробництво.

У статті викладені результати теоретичних і експериментальних робіт проведених на ПрАТ Калинівський машинобудівний завод в ході розробки і вдосконалення розпилювальних сушильних установок, які виробляються на цьому заводі з 1975 року.

Основна частина. У роботі розглянуто розпилювальну установку для сушіння молока, розробленої за результатами теоретичних, експериментальних та експлуатаційних досліджень з метою підвищення ефективності надійності та роботи в складі обладнання для виробництва сухих молочних продуктів (рис. 2).

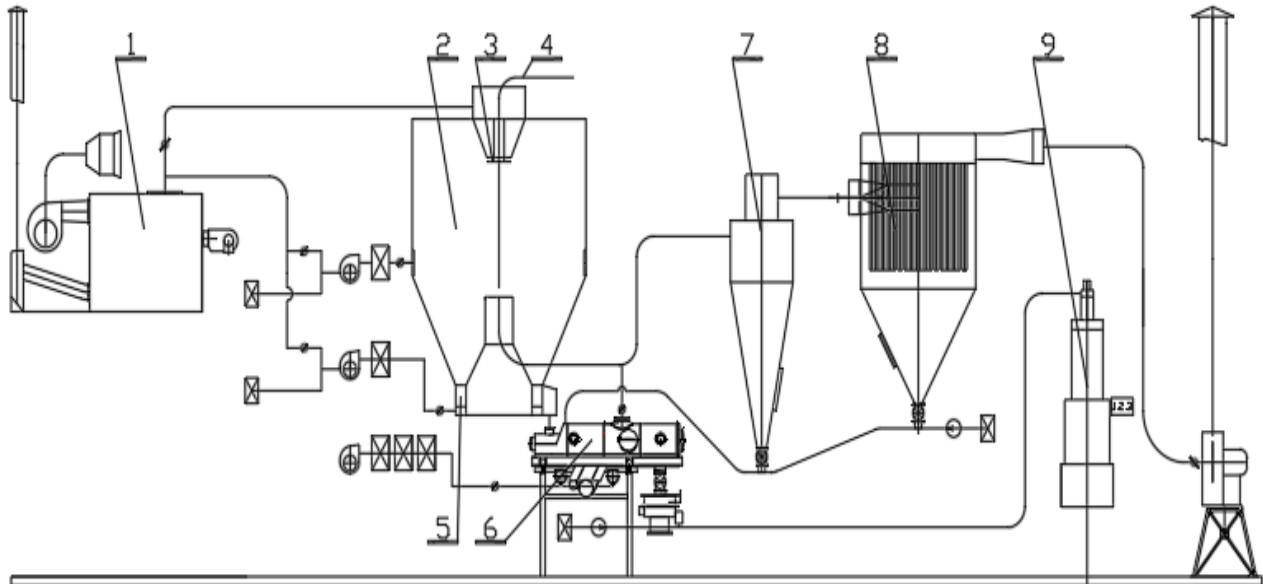


Рис. 2. Принципова схема установки для виробництва сухих молочних продуктів:

1 – теплогенератор; 2 – сушильна камера; 3 – дисковий розпилювач; 4 – обладнання подачі продукту; 5 – камера киплячого шару; 6 – віброохолоджувач; 7 – циклон; 8 – рукавний фільтр; 9 – обладнання упакування продукту

При переході від застарілого одноступеневого розпилювального сушіння з охолодженням продукту в пневмотранспорті до єдиного триступеневого процесу в складі: розпилювальне сушіння, сушіння в псевдозрідженому стані та віброохолодження, були виконані наукові дослідження та дослідно-конструкторські роботи, результати яких наведено за текстом даної роботи.

1. Удосконалення аеродинамічної схеми сушильної камери за установки повітряного днища. Модернізація, етапи якої проаналізовано нижче, повнорозмірного зразка сушильної установки продемонструвала важливу роль системи повітряних струменів в сушильній камері для досягнення ефективного процесу сушіння. Сушильна камера серійних розпилювальних установок А1-ОР2Ч для сушіння молока діаметром 5,0 м і висотою циліндричної частини 4,0 м обладнана плоским днищем з нижнім відведенням відпрацьованого повітря. Висушений молочний порошок з днища забирається пневматичним прибиральником – всмоктувальним повітроводом, що обертається (рис. 3 а).

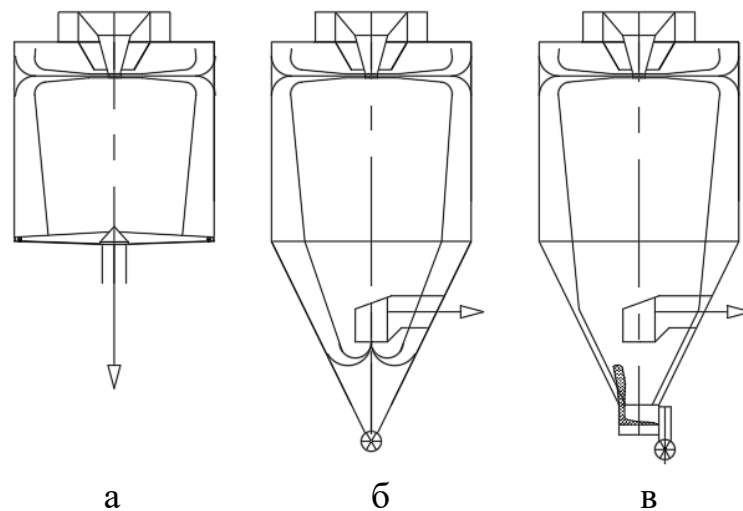


Рис. 3. Модернізація розпилювальної установки А1-ОР2Ч для сушіння сироватки:

- а – до модернізації; б – з установкою конусної частини камери;
в – з установкою камери «повітряного днища»

Спроби сушіння в такій установці молочної не кристалізованої сироватки виявилися невдалими. Липкий продукт залягав на днищі, що призводило до механічних руйнувань пневматичного прибиральника.

Перший етап модернізації сушильної камери полягав в заміні плоского днища конусом з вивантаженням продукту через роторний шлюзовий затвор та боковим відведенням відпрацьованого повітря (рис. 3 б). У цій конструкції також виявлено інтенсивне налипання недосушеного продукту на стінках конуса в зоні видалення відпрацьованого повітря, а при тривалій роботі нарощування липких частинок може повністю перекривати переріз конусу. Такий стан спричинений особливістю аеродинаміки сушильної камери згаданої установки. Відомо, що основною умовою стабільності розпилювального сушіння є перебування частинок вологого продукту в стані витання до повного їх висихання. Як уже відмічалось, на практиці час витання краплі до випадіння становить приблизно 1 с, при тому що середній час проходження повітрям сушильної камери значно перевищує цю величину.

За подальшої модернізації були прийняті заходи по збільшенню тривалості сушіння частинок завдяки установці «повітряного днища». На нижньому зрізі конуса встановлена циліндрична камера з плоским перфорованим дном (рис. 3в та рис. 4). Дно має сітку повітряних отворів-сопел, вісі яких направлені в один бік, протилежний до виведення продукту через роторний живильник. Завдяки цим змінам вдалося змістити точку повороту пилоповітряного потоку до самого низу камери зі зворотною струменевою подачею відпрацьованого повітря у вихідний повітровід.

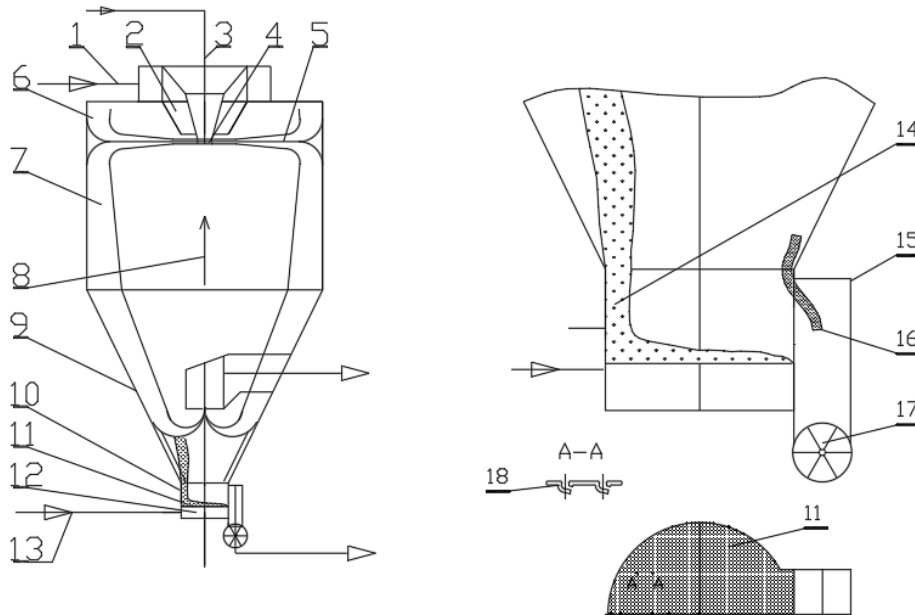


Рис. 4. Сушильна камера з «повітряним днищем»:

1 – подача нагрітого повітря; 2 – повітрянаправляючий апарат (диспергатор повітря); 3 – подача продукту; 4 – розпилювальний диск; 5 – факел розпилу - кільцевий двофазний потік; 6 – зона циркуляції над факелом; 7 – кільцевий опускний струмінь; 8 – нижня зона циркуляції; 9 – корпус конічний; 10 – корпус «повітряного днища»; 11 – перфороване дно; 12 – камера подачі повітря, 13 – подача повітря; 14 – вертикальний пневмотранспортний струмінь; 15 – камера вивантаження продукту; 16 – сухий продукт; 17 – роторний живильник; 18 – отвори-сопла подачі повітря

Тим самим збільшено час перебування частинок продукту і ліквідовано налипання продукту на стінки сушильної камери.

Конструкція сітки традиційна для підтримуючих сіток сушильник камер киплячого і віброкиплячого шару. Особливість роботи днища – пневмотранспортний режим без утворення шару продукту.

Дослідження на моделях показали, що схема руху повітря в зоні днища включає три ділянки: вертикальний опускний потік спектру всмоктування, горизонтальний транспортний потік на сітці, вертикальний підйомний струмінь викиду на виході. Під сітку подається гаряче повітря з температурою 90 °С. Струмені повітря при виході з щілин настилаються на дно, зливаються одна з другою і утворюють наполовину обмежений струмінь – направлений горизонтальний пневмотранспортний потік. При зустрічі з циліндричною огорожувальною стінкою потік поступово змінює напрям і починає рухатися з двох боків по півколу. Два зустрічні потоки, які зливаючись утворюють вертикальний пневмотранспортний струмінь з необхідною транспортуючою здатністю. Оскільки викид з нижньої камери локальний, вся решта частина

периметру камери та її горизонтальна поверхня над сіткою є зоною активного засмоктування повітря з порошком зі стінок конуса на днище. Втягнутий на днище порошок частково надходить на вивантаження через роторний живильник, а частково повертається пневмотранспортним струменем на рециркуляцію в сушильну камеру, не досягаючи при цьому зони витяжки відпрацьованого повітря.

Нова конструкція розпилювальної сушильної установки запатентована [3,4]. Виготовлено, модернізовано і введено в експлуатацію шість сушильних установок, підтверджено ефективність їх тривалої роботи.

Основні параметри роботи сушильної установки:

- подача повітря в сушильну камеру 16600 кг/год з температурою 180 °С;
- подача повітря в «повітряне дно» 2160 кг/год з температурою 90 °С;
- «повітряне днище» діаметром 1м з 7500 отворів, площа отвору 1,5 мм²;
- швидкість повітря в перерізі камери 0,82 м/с, в отворах днища 38 м/с;
- продуктивність по сухому продукту 600 кг/год;
- випарувана волога 600 кг/год.

У результаті двох етапів модернізації отримано ефективні результати:

- збільшено час перебування часток в об'ємі камери сушіння (довжину ділянки руху частинок до осадження збільшено в два рази);
- ліквідовано налипання продукту на стінки камери сушіння, забезпечено надійне сушіння некрystalізованої сироватки;
- знижена температура відпрацьованого повітря до 75 °С;
- збільшена продуктивність сушильної установки на 20–30 %.

2. Дослідження та застосування процесу сушіння в псевдозрідженому шарі. У сучасних установках розпилювального сушіння молочних продуктів процес псевдозрідженого (киплячого) шару є другою стадією їх обробки, за якої продукт досушується. Це дозволяє підвищити вологість продукту на виході з сушильної камери зі збільшенням її продуктивності. У процесі псевдозрідження проходить сепарація часток. З шару виносяться найбільш дрібні частинки, які можуть бути вловлені в пилоочисних пристроях і повернуті в сушильну камеру на агломерацію або в лінію охолодження та пакування готового продукту. Також камера киплячого шару є збірником продукту по всьому периметру сушильної камери і засобом транспорту продукту до вузла вивантаження.

Обробку сипучих матеріалів в псевдозрідженому шарі почали використовувати в 40-роках минулого століття. На даний час технологія киплячого шару застосовують для сушіння вугілля, мінеральних добрив, будівельних матеріалів, харчових продуктів і багато різних матеріалів та продовжується розповсюдження цієї технології на інші галузі [16]. Є надійні розрахункові методики та техніка псевдозрідження зернових матеріалів і

порошків різного фракційного складу [10]. Так, в [17] проаналізовано практичний досвід багаторічного великого циклу робіт по розробці і впровадженню установок киплячого шару для обезводнювання розчинів та грануляції мінеральних солей. Запропоновані прості рекомендації з проєктування установок (графік залежності робочої швидкості газу в камері від розміру частинок) та стверджується, що теплотехнічні розрахунки можуть бути обмежені матеріальними і тепловими балансами.

Наряду з цим сухі молочні продукти, на відміну від більшості промислових сипких матеріалів, відносяться до різнофракційних пилевидних порошків (частинки менші 50 мкм) з присутністю агломератів. Здійснення процесу псевдозрідження для таких сипких матеріалів є проблемним. Відомі дані по дослідженню та промисловій реалізації киплячого шару для дрібнодисперсного матеріалу обмежені і суперечливі. За даними [10] швидкість псевдорозрідження порошків з кульовими частинками розміром 0,1 мм становить 0,003-0,01 м/с, тоді як в [17] для агломерованих частинок 0,075 мм – 0,40-0,5 м/с, тобто на порядок більша. Графік робочих режимів в [17] обмежений частками більше 100 мкм і не розповсюджується на область частинок, характерних для сухих молочних продуктів. У роботі [18] стверджується, що порошки з частинками меншими ніж 40 мкм взагалі не можна перевести в стан кипіння. Виявлене явище каналутворення в шарі порошку унеможлиблює процес псевдозрідження.

Під час освоєння виробництва на Калинівському машинобудівному заводі нових сушильних розпилювальних установок з вузлом киплячого шару були проведені дослідження процесу псевдозрідження сухого знежиреного молочного продукту на лабораторній установці (рис. 5) на повітрі з температурою 18-22 °С. Основні результати дослідження процесу на чотирьох типах камер киплячого шару наведено в табл. 1.

На камері типу 1 проведено три серії дослідів. Перші дві серії дослідів на свіжому порошку виявили трудність в досягненні псевдозрідження. При початкових висотах шару 110 мм і 150 мм та швидкості повітря в шахті 0,21 м/с виявлено встановлення каналного процесу – в нерухомому шарі порошку утворюються канали, через які проходить все повітря, з поверхонь стінок каналів порошок видувається в зовнішній корпус без повернення в шар (рис.6). Тільки при ручному перемішуванні порошку процес переходить в кипіння пухирями, а з його припиненням каналний процес відновлювався. При більшій висоті шару продукту кількість каналів зменшується, переріз окремого каналу збільшується.

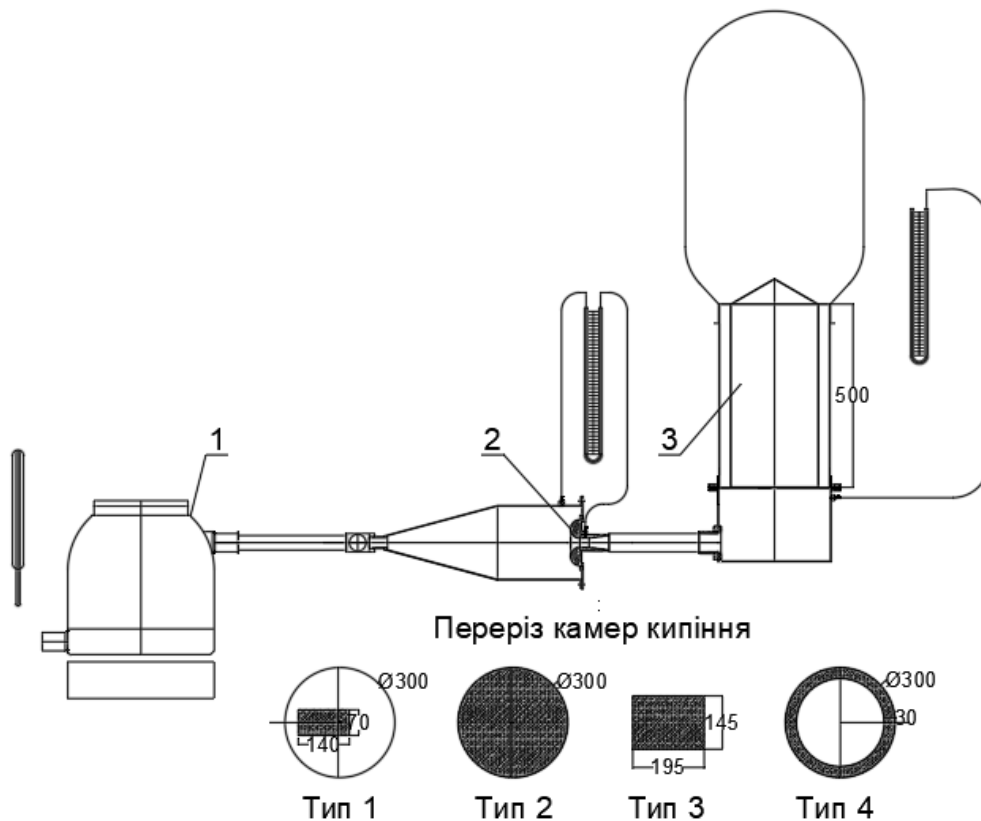


Рис. 5. Лабораторна установка дослідження псевдозрідженого шару:
1 – компресор; 2 – вимірювальне сопло; 3 – досліджувана камера кипіння

Таблиця 1. Основні результати дослідження процесу киплячого шару
молочного порошку

Ч.ч.	Найменування	Номер досліду							
		1	2	3	4	5	6	7	8
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	Тип камери	1	1	1	2	2	2	3	4
2	Розміри в плані, мм	140*70			Ø 300			195*145	Ø 300/240
3	Вид порошку	1	1	2	1	1	1	2	2
4	Висота шару початкова, мм	110	150	110	50	150	200	150	
5	Режими процесу	кн	кн	кп	кн	кр	кп	кп	кп
6	Швидкість повітря, м/с:								
	▪ каналний режим	0,21	0,21		0,23	0,22			
	▪ початок кипіння			0,14			0,16	0,16	0,17
	▪ інтенсивне кипіння			0,21			0,24	0,33	0,27
	▪ винесення частинок			0,47				0,60	0,50

Примітки: Вид порошку: 1 – товарний сухий молочний порошок, 2 – молочний порошок зі зниженим відсотком пилової фракції, з якого продувкою відвіяно найбільш тонкі фракції. Режими процесу: кн – каналний, кр – кратерний, кп – кипіння.

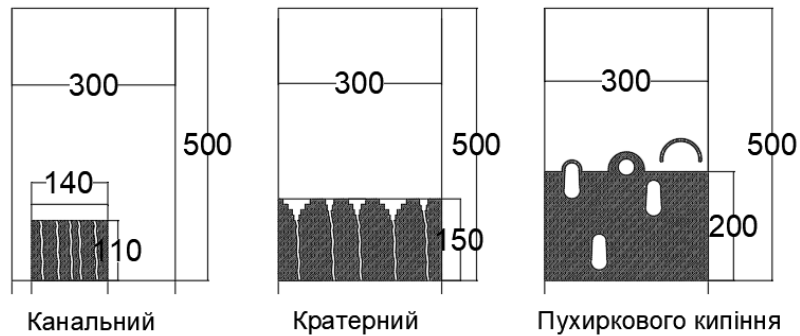


Рис. 6. Режими продування шару порошку повітрям

Третя серія дослідів проведена на відвіяному порошок. За швидкості повітря в шахті 0,14 м/с починається кипіння порошку, а при 0,21 м/с кипіння переходить в бурхливе з поверненням викидів порошку назад в шар.

Досліди на камері типу 2 діаметром 300 проводились на свіжому продукті (вид 1) з установкою на виході повітря рукавного фільтра. Виявлено, що шар молочного порошку малої висоти 50 мм не переходить в стан кипіння. У шарі утворюються стійкі повітряні канали невеликого розміру (приблизно 10 мм) через які проходить повітря а весь масив порошку залишається нерухомим. При початковій висоті шару 150 мм канали в верхній частині перетворюються в ступінчасті - «кратерні». Збільшення початкової висоти продукту до 200 мм приводить до режиму в режим рівномірного інтенсивного кипіння. Поверхня шару після зупинки рівна, має рівномірну структуру. Досліди показали, що псевдозрідження свіжого порошку можливе при збільшенні діаметра камери і висоти шару

Камера типу 3 виконана з прозорим плексигласовим прямокутним корпусом. Решітка у вигляді сітки з живим перерізом отворів 1,8 % та коефіцієнтом опору приблизно 1,5. Отвори спрямовують струмені повітря в одному напрямку. Досліди проведено на відвіяному продукті. За початкової насипної висоти продукту 150 мм встановлено початок кипіння при швидкості повітря в шахті 0,17 м/с. При збільшенні витрати повітря висота шару збільшується і при розширенні шару в 2 рази (висота 300 мм) і швидкості повітря в шахті 0,5 м/с починається винесення порошку з шару. Отримана швидкість початку кипіння 0,17 м/с кореспондується з робочою швидкістю 0,4м/с, наведеної в [17]. Кипіння починається при швидкості повітря в шахті, що в два рази перевищує швидкість витання окремих частинок і відрізняється від закономірностей для порошоків з кульовими частинками, для яких швидкість початку кипіння є часткою від швидкості витання окремих частинок.

Камера типу 4 включає циліндричний корпус діаметром 300 мм, циліндричну вставку діаметром 240 мм, кільцеву решітку, камеру подачі повітря. Кільцева решітка киплячого шару в зоні шириною 30 мм між

циліндрами виконана з отворами, направленими тангенціально в один бік з утворенням кільцевого повітряного потоку. Метою дослідження було визначити вплив кільцевого руху частинок і подібність режимів кипіння сухого молочного порошку в кільцевій та прямокутній камерах. Результати досліджень наведено на рис. 7.

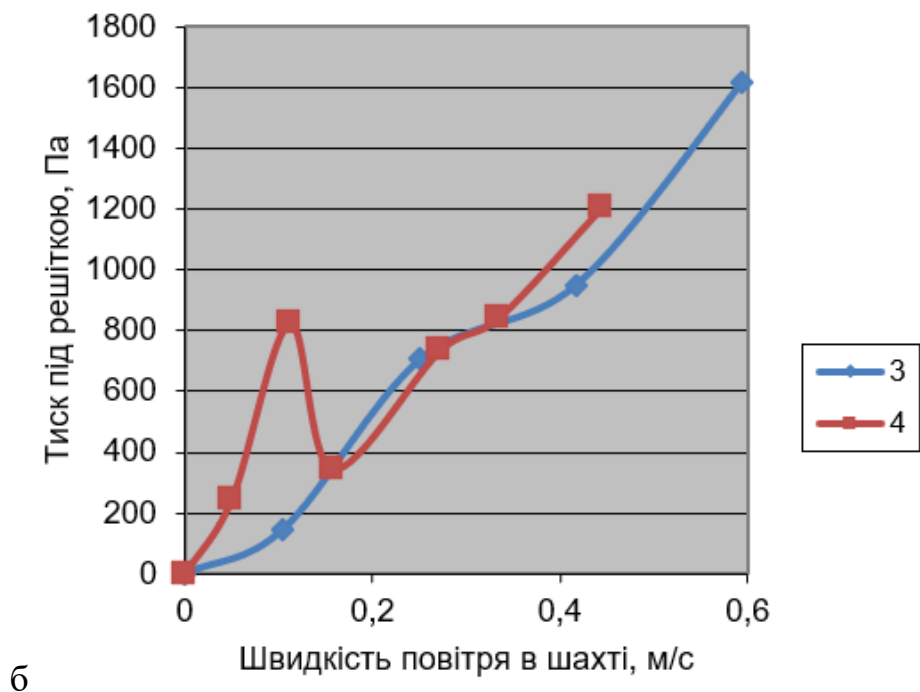
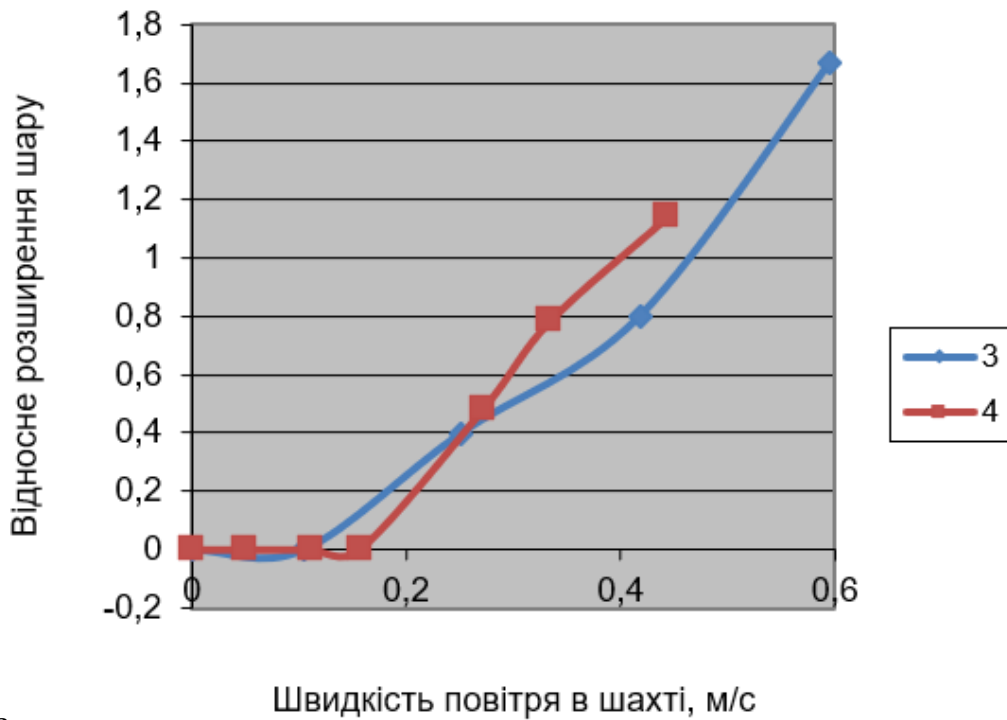


Рис. 7. Результати дослідів з камерами киплячого шару типу 3 та 4

Висновки лабораторних досліджень:

- Товарний сухий молочний порошок відноситься до класу тонких різнофракційних порошків, є не сипким, а зв'язаним матеріалом і важко піддаються псевдозрідженню.

- У камері діаметром 300 мм процес продування свіжого порошку з висотою шару 100 мм проходить як каналний, з висотою 150 мм – як кратерний, і з висотою 200 як процес псевдозрідження.

- Порошок повторного використання, з якого відвіюванням видалені найбільш дрібні частки, є сипким і при продуванні повітрям шару 150 мм легко піддається псевдозрідженню.

- Перехід до кипіння в вигляді окремих викидів починається при швидкості повітря в шахті 0,16 м/с, швидкість повітря в робочому діапазоні кипіння становить 0,25-0,35 м/с, при перевищенні швидкості вище 0,45 м/с починається винесення порошку.

- Відносне розширення шару в робочому діапазоні становить 1, тобто шар розширяється вдвоє.

- Можна з достатньою для практики точністю прийняти, що додатковий опір, що створює продукт в псевдозрідженому стані, дорівнює тиску шару порошку у спокійному стані на підтримуючу решітку в Па. Насипна густина сухого молочного порошку 450 г/дм³.

- Отримані уявлення про процес псевдозрідження використані при розробці методики пуску сушильної установки з камерою киплячого шару. У початковий період під сітку киплячого шару подається 50% робочої витрати повітря, здійснюється відвіювання дрібних часток. На сітці набирається шар відвіюного порошку висотою 150 мм. Подача повітря збільшується до робочої витрати, шар переходить в стан псевдозрідження. Подальше поповнення шару порошком призводить до стабільного процесу сушіння. За досягнення поверхнею киплячого шару верху вихідної перегородки камери починається вивантаження готового порошку.

3. Матеріальний і тепловий баланс сушіння в камері киплячого шару.

При розрахунку матеріального і теплового балансу сушіння (як в камері киплячого шару так і в камері розпилювального сушіння) відомими (прийнятими) параметрами сушильної камери вважаються [11,12]:

- 1) на вході в камеру – витрата повітря $L_{вх}$, кг/год; вологовміст повітря $x_{п1}$, кг/(кг сухого повітря); температура нагрітого повітря $t_{1п1}$, °C; витрата продукту $M_{пр1}$, кг/год; вміст сухих речовин в продукті S_1 , %; температура продукту $t_{пр1}$;

- 2) на виході з камери – вміст сухих речовин концентрату S_2 , %.

Параметрами до визначення є температура відпрацьованого повітря $t_{п2}$, °C та вологовміст повітря $x_{п2}$.

Параметри вологого повітря визначаються за [19]

Тиск водяної пари p_H , Па, на лінії насичення при температурі t_H , °C:

$$p_H = 133,322 * 10^{(156+8,12t_H)/(236+t_H)} \quad (1)$$

де t_H – температура насиченого повітря, °C.

Тиск водяної пари в повітрі $p_{в.п}$, Па, із заданою відносною вологістю φ (у відсотках):

$$p_{в.п} = p_H \varphi, \quad (2)$$

Вологовміст повітря x , кг/(кг сухого повітря):

$$x = 0,622 * \frac{p_{в.п}}{p_6 - p_{в.п}}, \quad (3)$$

де x – вологовміст повітря в кг/(кг сухого повітря); p_6 – атмосферний тиск, Па.

Відносна вологість повітря φ , %, при заданому вмісті води x , кг/(кг сухого повітря):

$$\varphi = \frac{x}{0,622 + x} * \frac{p_6}{p_H} * 100, \quad (4)$$

Точка роси вологого повітря з вологовмістом x , кг/(кг сухого повітря) у розрахунках визначається шляхом циклічного пошуку температури, при якій відносна вологість повітря $\varphi = 100$ %. Наприклад, при прийнятій температурі $t_H = 16,5$ °C тиск насиченої пари становить $p_H = 1703$ Па, а вологовміст – $x = 10,54 * 10^{-3}$ кг/кг сухого повітря), що відповідає відносній вологості $\varphi = 100\%$.

Матеріальний баланс процесу сушіння:

Витрата сухого повітря

$$L_{с.п} = \frac{L_{вх}}{1 + x_{п1}}. \quad (5)$$

Витрата концентрату на виході

$$M_{пр2} = M_{пр1} S_1 / S_2. \quad (6)$$

Випарувана волога в кг/год

$$W_{вип} = M_{пр1} - M_{пр2}. \quad (7)$$

Вміст води в повітрі на виході в кг/кг сухого повітря

$$x_{п2} = x_{п1} + \frac{W_{\text{вип}}}{L_{с.п}}. \quad (8)$$

Попередньо береться в розрахунок температура відпрацьованого повітря $t_2, ^\circ\text{C}$, і за формулою (4) знаходиться відносна вологість повітря на виході φ_2 .

Тепловий баланс процесу сушіння розраховують за кількістю тепла на 1 кг сухого повітря:

Кількість тепла повітря (тепловміст повітря) в кДж/ кг сухого повітря

$$Q_{п} = 1,004 * t_{п} + x_{п} * (2500 + 1,842 * t_{п}), \quad (9)$$

де $t_{п}$ – температура повітря, $^\circ\text{C}$; $x_{п}$ – вологовміст повітря, кг/кг сухого повітря.

Теплоємність продукту в кДж/кг/(кг* $^\circ\text{C}$)

$$C_{пр} = (1,256 * S + 4,187(100 - S))/100. \quad (10)$$

Кількість тепла продукту в кДж/кг сухого повітря

$$Q_{пр} = \frac{M_{пр}C_{пр}}{L_{с.п}}. \quad (11)$$

Рівняння теплового балансу сушильної камери:

$$(Q_{п1} + Q_{пр1}) * 0,95 = Q_{п2} + Q_{пр2}. \quad (12)$$

Множник 0,95 враховує втрати тепла (5%) з сушильної камери.

Складові правої частини рівняння (12) розраховують по прийнятому значенню температури відпрацьованого повітря $t_{п2}, ^\circ\text{C}$ (при цьому $t_{пр} = t_{п} - 5, ^\circ\text{C}$). Рішення рівняння (12) – рівність лівої і правої частини досягається ітераційним підбором температури відпрацьованого повітря.

Слід відмітити, що на цьому етапі розрахунків не використовуються дані про розміри сушильної камери і інтенсивність тепломасообміну.

Розрахунки тепломасообміну по методиці [20] для камери киплячого шару показують, що необхідна поверхня теплообміну забезпечується при висоті псевдозрідженого шару продукту порядку 15 мм проти 150 мм, необхідних для виконання умов псевдозрідження. Значне перевищення фактичної величини поверхні над необхідною при розрахунку теплового балансу дозволяє за стан продукту на виході приймати його рівноважну гігроскопічну вологість.

4. Удосконалення методики розрахунку процесу розпилювального сушіння. За модернізації існуючих і розробки нових конструкції розпилювальних сушильних установок на підприємстві «Калинівський машинобудівний завод» були створені удосконалена методика розрахунку розпилювального сушіння.

Розрахунок матеріального і теплового балансу сушильної камери проводиться за методикою розділу 3.

Додатково проводиться розрахунок тепломасообміну повітря з розпиленим продуктом. Визначають активний об'єм сушильної камери і час перебування продукту в ньому, сумарну поверхню крапель, температуру крапель (морого термометра), діючі температурні напори, інтенсивність теплопередачі і вологообміну, кількість випаруваної вологи по рівнянню тепломасообміну.

За основу тепломасообміну в сушильній камері прийнята запропонована методика [21], що базується на термограмі сушіння краплі продукту і інтенсивності тепло і масообміну краплі з гарячим повітрям. Варто відмітити, що традиційно експериментальні дослідження сушіння продукту лабораторних умовах [7] проводяться при постійних температурі й умісту вологи гарячого повітря, хід процесу відображається в функції часу.

Для розрахунку масообміну термограма [21] модифікована з урахуванням умов сушіння в сушильній камері (рис. 8).

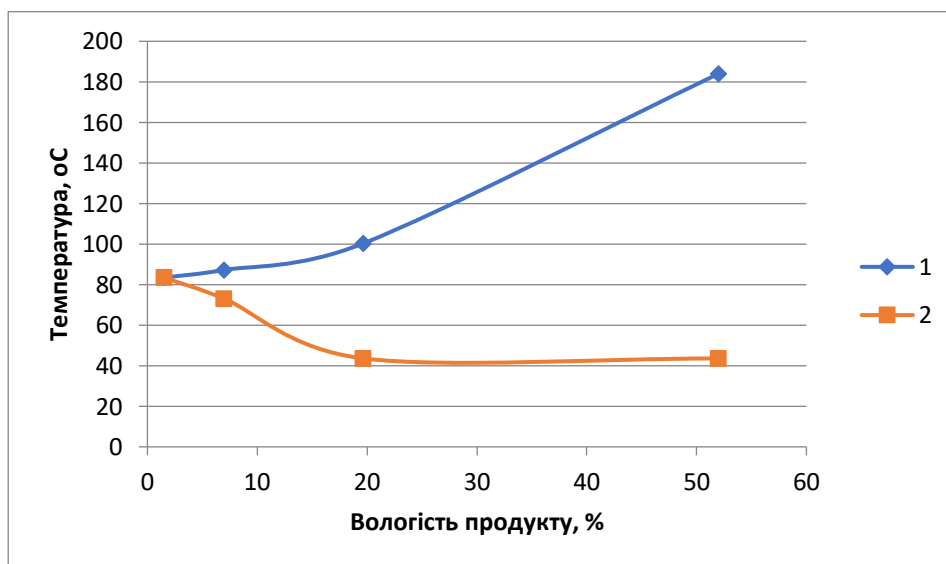


Рис. 8. Зміни температури повітря та частинок продукту в процесі сушіння:
1 – температура повітря в камери сушіння; 2 – температура частинок продукту

Хід процесу відображається в функції зміни вологи продукту, враховується зниження температури повітря і збільшення вмісту вологи в повітрі. і включає в себе дві стадії протікання процесів – з постійною та з падаючою швидкостями

сушіння. Для спрощення хід процесу в зоні палаючої швидкості приймається лінійним.

Вважається, що швидкість сушіння знижується пропорційно зменшенню вологості частинки. Відмітимо, що в остаточному вигляді термограма отримана як результат зведеного розрахунку процесу сушіння.

Ключовими в розрахунку є чотири стани продукту і процеси переходу з кожної стану на наступний:

1) холодний продукт і гаряче повітря на вході – процес нагріву краплі до температури мокрого термометра, сушіння з постійною швидкістю до досягнення критичної вологості;

2) стан критичної вологості, в [21] рекомендується брати за критичну максимальну гігроскопічну вологість (у відсотках на суху масу продукту) [22]:

$$W_{кр} = 10^{(0,01445 \cdot \varphi_n + \text{LOG}(1,423 - 0,00543 \cdot t_n))}, \quad (13)$$

де $\varphi_n = 100\%$ – відносна вологість на лінії насичення.

Наступні стани сушіння відбуваються зі зниженням швидкості сушіння:

3) стан заданого вмісту сухих речовин в продукті, і подальший умовний процес до досягнення частинкою рівноважної гігроскопічної вологості;

4) стан вирівнювання температури частинки і температури повітря та досягнення частинкою рівноважної гігроскопічної вологості (формула 13), де $\varphi_{рв}$ – відносна вологість за рівноважної гігроскопічної вологості, %.

Поверхня тепломасообміну. Вважається, що активний об'єм сушильної камери створюється віяловим струменем розпиленого продукту і переходом його на опускний кільцевий струмінь з однократним проходженням цього простору гарячим вхідним повітрям і свіжим продуктом (рис. 1).

Частка активного об'єму визначається на підставі експериментальних даних випробування повнорозмірного типового зразка сушильної установки в робочому режимі і отриманої температури відпрацьованого повітря. Для зведення розрахункової і експериментальної величини температури шляхом циклічного розрахунку підбирається величина частки активного об'єму (від 1/4 до 1/20). Прийнято, що при змінах навантаження сушильної установки зберігається шлях частинок від розпилювача до точки закінчення сушіння частинки за умовами відсутності налипання на стінках сушильної камери. Кількість продукту в активному об'ємі камери визначається за тривалістю його сушіння в цьому просторі, яка прирівнюється до часу перебування тут секундної витрати сушильного повітря. Поверхня тепломасообміну представлена як сумарна зовнішня поверхня сукупність крапель продукту середньо поверхневого розміру, які знаходяться в активному об'ємі сушильної

камери. Початковий діаметр краплі продукту розраховано за умовами дискового розпилювального процесу. Кількість крапель в порції продукту розраховано за початковими масами порції та краплі.

Зведений розрахунок теплопередачі і масообміну на етапі процесу сушіння з постійною швидкістю (перший період) виконується з урахуванням параметрів: середньої різниці температур Δt_1 , °С, між газом і частинкою та частки тривалості другого періоду процесу сушіння [21].

$$\Delta t_1 = \frac{(t_1 - t'_2)}{\ln \left[\frac{t_1 - t_M}{t'_2 - t_M} \right]}, \quad (14)$$

де t_1 – початкова температура газів, °С; t_M – середня температура «морого» термометра, °С; t'_2 – температура газів, що відповідає завершенню першого періоду сушіння, °С.

Частка X тривалості процесу сушіння з падаючою швидкістю по відношенню до загальної тривалості сушіння [21]

$$X = \frac{1}{1 + \frac{(t'_2 + t_2)(w_{1c} - w_{2c})}{(t_1 + t'_2)(w_{гвс} - w_{рвс}) / \ln \left(\frac{w_{гвс} - w_{рвс}}{w_{2c} - w_{рвс}} \right)}}, \quad (15)$$

де w_{1c} – початкова вологість розчину, %; w_{2c} – кінцева вологість продукту, %; $w_{гвс}$ – максимальна гігроскопічна вологість, %; $w_{рвс}$ – рівноважна вологість, %; t_2 – кінцева температура газів, °С.

Вплив на загальний процес ділянки падаючої швидкості сушіння проявляється при зміні маси порції продукту в першому періоді. Маса краплі по ходу сушіння коригується обернено пропорційно збільшенню вмісту сухих речовин. Для кожного стану продукту визначається сумарна поверхня теплообміну і середня її величина для ділянки процесу.

Випаровування краплі води. Основною в розрахунку є стадія процесу з постійною швидкістю сушіння.

Інтенсивність теплопередачі і масообміну визначається для одиночної краплі, яка знаходиться в стані витання. Температура краплі (температура «морого» термометра) знаходиться шляхом узгодження балансів надходження тепла і втрати з випаровуванням.

При випаровуванні води, розпиленої в повітряному середовищі у вигляді крапель, діють три взаємопов'язані процеси, наведені нижче.

1) Передача тепла, $Q_{\text{пкр}}$, Вт, краплі, поверхня якої знаходиться при температурі «мокрого» термометра, від нагрітого повітря з більш високою температурою.

$$Q_{\text{пкр}} = \alpha(t_{\text{п}} - t_{\text{м}})F, \quad (16)$$

де α – коефіцієнт тепловіддачі від повітря до поверхні краплі, Вт/(м²*°C); $t_{\text{п}}$ – температура повітря (температура сухого термометра); $t_{\text{п}}$ – температура повітря (температура «сухого» термометра); $t_{\text{м}}$ – температура поверхні краплі (температура «мокрого» термометра); F – сумарна площа поверхні крапель, м².

Коефіцієнт тепловіддачі

$$\alpha = Nu \lambda / \delta, \quad (17)$$

де Nu – критерій подібності теплообміну Нусельта; λ – коефіцієнт теплопровідності повітря, Вт/(м*°C); δ – діаметр краплі, м.

Критерій подібності теплообміну Nu – за рівнянням [21]

$$Nu = 2 + Re^{0,5} * Pr^{0,33} * K^{0,175},$$

де Re , Pr – критерії Рейнольдса та Прандтля; K – критерій параметричний, що характеризує вплив масообміну на теплообмін (додатковий порівняно з рівнянням за «сухим» теплообміном).

$$K = \frac{(t_{\text{п}} - t_{\text{м}})}{(t_{\text{п}} + 273)}.$$

2) Втрата тепла, $Q_{\text{вкр}}$, Вт, краплею на випаровування води

$$Q_{\text{вкр}} = r m_{\text{в.п}}, \quad (19)$$

де r – теплота пароутворення, Дж/кг; $m_{\text{в.п}}$ – масова витрата водяної пари, кг/с.

3) Масообмін – випаровування води у вигляді пари в навколишнє середовище. Масова витрата водяної пари $m_{\text{в.п}}$, кг/с, можна визначити за рівнянням

$$m = \beta(p_{\text{м}} - p_{\text{п}})F, \quad (20)$$

де β – коефіцієнт масообміну, кг/(Па м² с); $(p_{\text{м}} - p_{\text{п}})$ – різниця парціальних тисків водяної пари на поверхні краплі та в повітрі, Па.

$$\beta = \frac{Nu'D}{\delta},$$

де D – коефіцієнт масопровідності водяної пари в повітрі, віднесений до градієнта парціальних тисків водяної пари, кг/(Па м с).

$$D = D_c \frac{M}{R(t_{\text{п}} + 273)},$$

де D_c – коефіцієнт масопровідності водяної пари в повітрі, віднесений до градієнта концентрації, м²/с; M – молекулярна маса води, кг/кмоль; R – універсальна газова стала ($R = 8314$ Па).

Коефіцієнт масопровідності водяної пари в повітрі D_c за даними [23]

$$D_c = 2,2 * 10^{-5} * [(t_{\text{п}} + 273)/273)]^{1,8} \left(\frac{p_6}{p_{\text{в.п}}}\right), \quad (21)$$

де $p_6, p_{\text{в.п}}$ – тиски барометричний та вологого повітря, Па.

Критерій подібності масообміну Nu' визначають за рівнянням, коефіцієнти якого співпадають з коефіцієнтами рівняння теплообміну.

$$Nu = 2 + Re^{0,5} * Pr^{0,33} * K^{0,175},$$

де $Pr = \nu/D_c$ – критерій Прандтля масообмінний; ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості вологого повітря, м²/с.

В отримані за рівняннями 17 і 20 коефіцієнти тепловіддачі і масовіддачі вводиться поправка на відсоток вологи в краплі і частинці.

Зведення розрахунку по стадіям сушіння за витратою продукту на вході, за температурами повітря та «мокрого» термометра

Зведення розрахунку за витратою продукту на вході здійснюється для стадії процесу з постійною швидкістю сушіння. Виконуються паралельні розрахунки з визначення кількості випаруваної вологи:

- при відомих станах продукту на межі ділянки;
- за результатами розрахунку тепломасообміну при відомій сумарній поверхні крапель, температурних і концентраційних парових напорах і коефіцієнтах тепломасообміну.

Рівність кількості випаруваної вологи досягається циклічним підбором витрати продукту на вході.

Визначення температури поверхні краплі здійснюється шляхом вирівнювання кількості тепла, що отримує крапля при нагріванні від повітря з кількістю тепла, яке крапля втрачає на пароутворення. Регулюючий параметр: температура рідини – температура «мокрого» термометра.

На кожній стадії процесу сушіння зводиться баланс кількості тепла на вході і на виході за рахунок визначення температури повітря на виході. Ця задача зведення балансу виконується за розділом 3. Далі за розрахунком порівнюється температура повітря ($t_{\text{п}} = 87,3^{\circ}\text{C}$) на стадії завершення сушіння (відносна вологість продукту 7%) з експериментальним значенням температури. Кінцеве зведення розрахунку здійснюється шляхом підбору частки активного об'єму сушіння (1/10) в загальному об'ємі сушильної камери. Знайдена величина є нормативною для варіантних розрахунків.

5. Розрахунковий аналіз процесів сушіння .

Розрахункова характеристика сушильної камери

З використанням вдосконаленої методики розрахунку розпилювального сушіння були отримані величини випаруваної вологи та температури повітря на виході з сушильної камери при зміні витрати повітря з 12000 кг/год до 24000 кг/год та температури нагріву повітря від 160°C до 200°C (рис 9, 10).

Сушильна камера одноступеневого сушіння з об'ємом 100 м^3 , сировина – згущене знежирене молоко, вміст сухих речовин на вході 48%, в концентраті 4% . Розрахункова випарувана волога змінюється від 410 кг/год до 820 кг/год, об'ємне навантаження зони сушіння від $4,1\text{ кг/м}^3$ до $8,2\text{ кг/м}^3$ температура відпрацьованого повітря від 67°C до 105°C . Оптимальний режим має місце при витраті повітря 16000 кг/год з температурою 200°C . Випарувана волога становить 700 кг/год, температура відпрацьованого повітря 85°C .

Розрахункова характеристика спільної роботи сушильної камери та камери киплячого шару. На рис. 11 наведено графіки температур при двоступеневому сушінні за зміни вмісту сухих речовин на виході з сушильної камери.

Проаналізовано режим з подачею постійної кількості повітря в сушильну камеру 16000 кг/год і температурою 200°C , а в камеру киплячого шару - 3000 кг/год і температурою 120°C . подача продукту змінювалася від 1360 кг/год до 1590 кг/год. При цьому в камеру киплячого шару надходив порошок з вологістю від 5% до 11%. Випарувана волога в киплячому шарі мінялась з 14 кг/год до 71 кг/год, сумарна для установки в цілому з 686 кг/год до 802 кг/год.

Виявлено, що ефективне сушіння в киплячому шарі відбувається тільки при подачі вологого продукту. При подачі в камеру киплячого шару сухого продукту або повітря з низькою температурою камера працює як транспортний засіб.

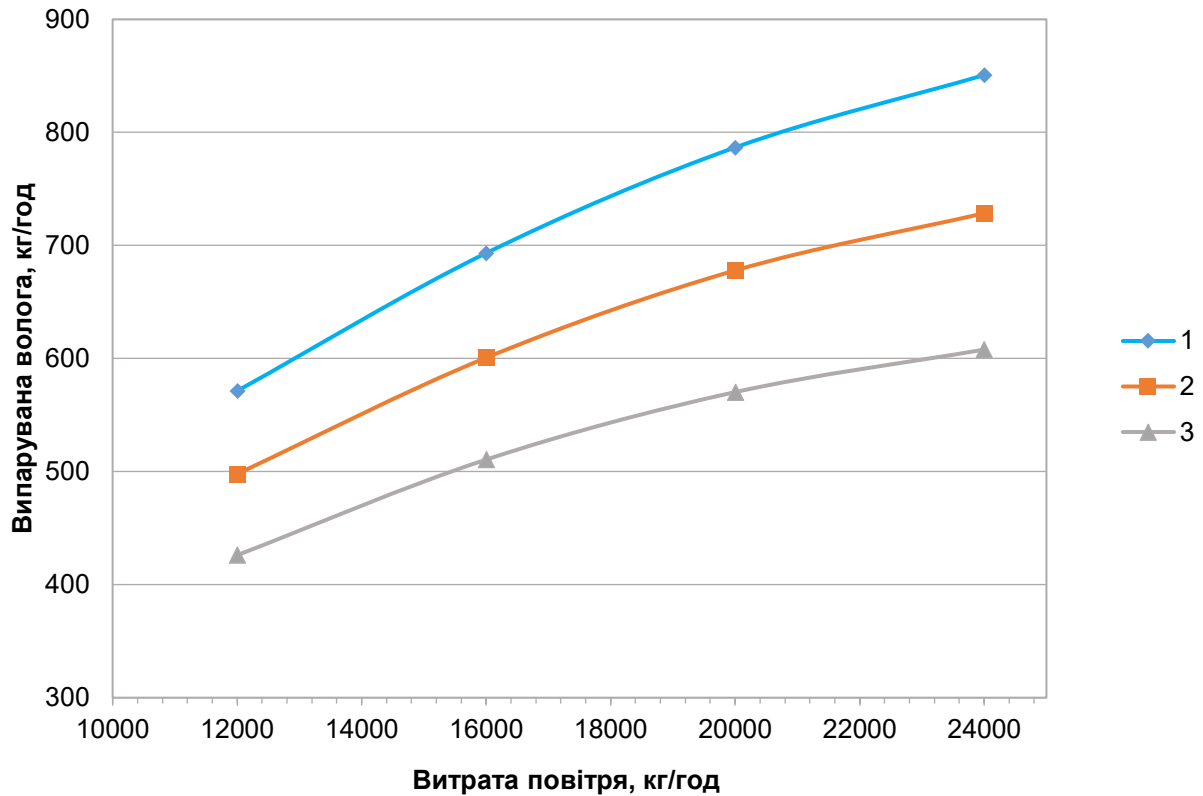


Рис. 9. Випарувана волога залежно від витрати і температури повітря на вході камери сушіння: 1 – 200 °C; 2 – 180 °C; 3 – 160 °C

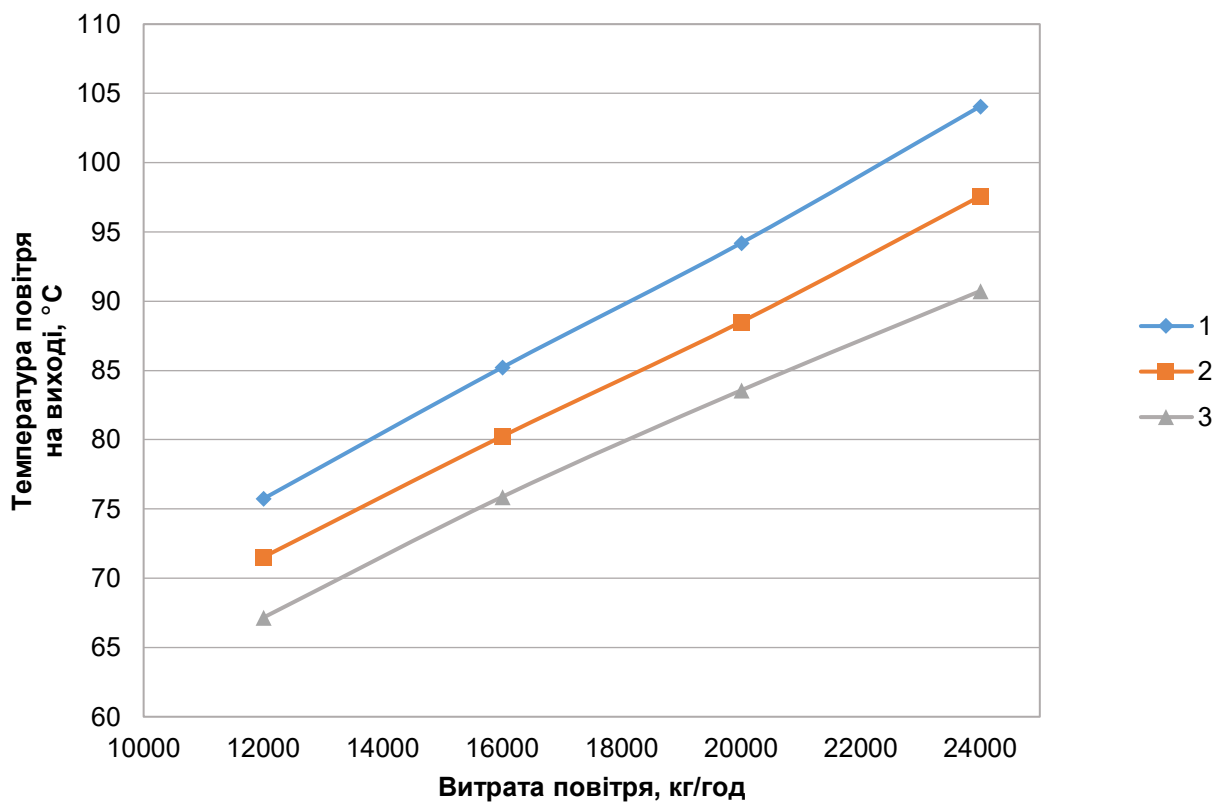


Рис. 10. Температура повітря на виході камери сушіння залежно від витрати і температури повітря на вході: 1 – 200 °C; 2 – 180 °C; 3 – 160 °C

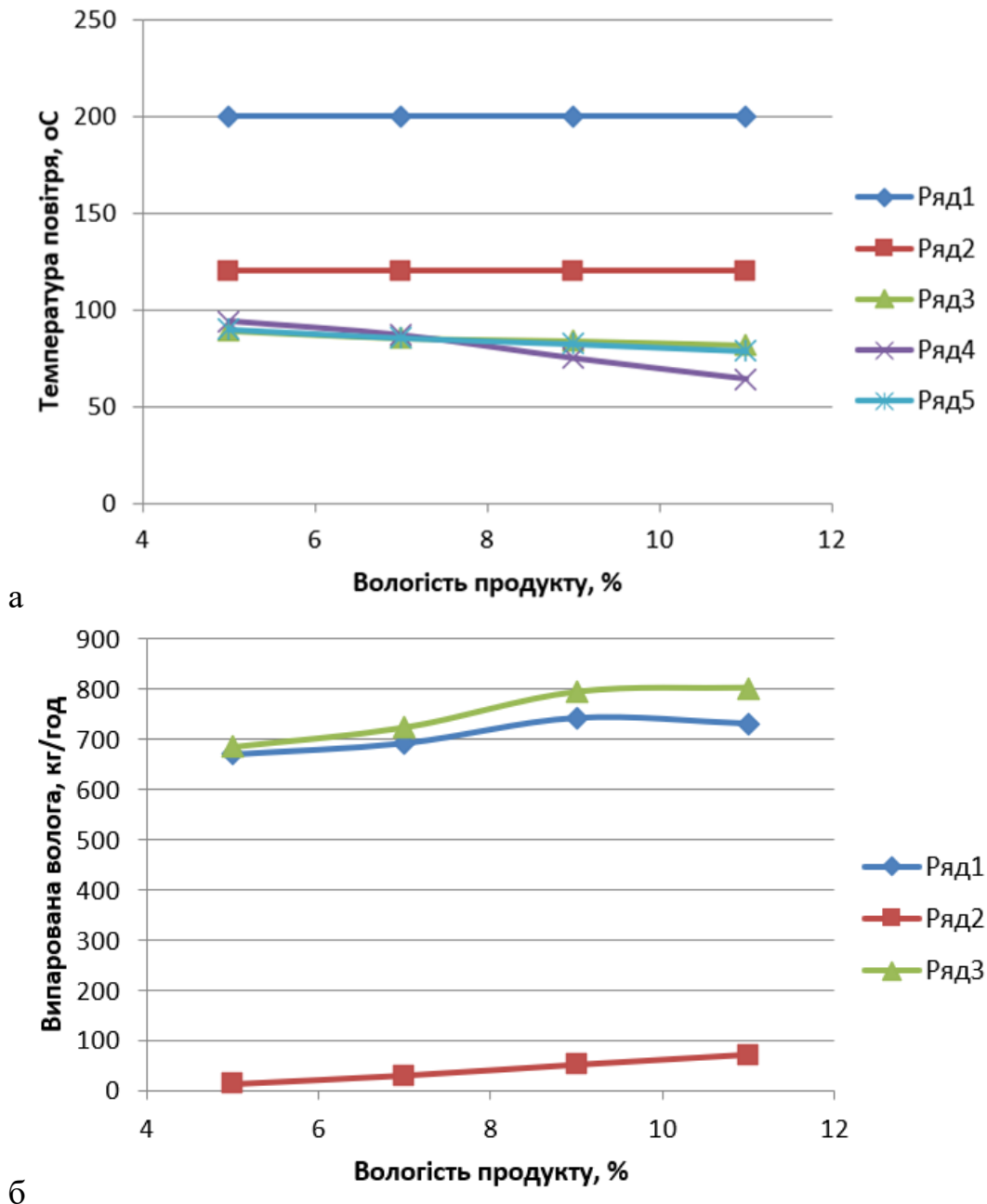


Рис. 11. Характеристики двоступеневого сушіння в сушильній камері (СК) та в киплячому шарі (КШ): а – графіки температур повітря: 1, 3 – на вході і виході СК, 2, 4 – на вході і виході КШ, 5 – суміші; б – графіки величини випарованої вологи: 1 – в СК, 2 – в КШ, 3 – сумарна

Висновки. Проведені наукові та дослідно-конструкторські роботи щодо вдосконалення розпилювальних сушильних установок дозволяють перейти від застарілого одноступеневого розпилювального сушіння з охолодженням продукту в пневмотранспорті до єдиного триступеневого процесу, що передбачає розпилювальне сушіння, сушіння в псевдозрідженому стані та віброохолодження. Для сушіння некрystalізованої, надзвичайно гігроскопічної сироватки потрібний результат був досягнутий відпрацюванням на моделях

аеродинамічної схеми повітряного днища сушильної камери і повнорозмірним двоетапним експериментом модернізації робочої сушильної установки. Псевдозрідження молочних порошків розпилювального сушіння відпрацьовано на чотирьох типах лабораторних моделей. Результати досліджень впроваджені в конструкціях камер киплячого шару всіх типів сушильних установок. Вдосконалені методики теплового балансу камери киплячого шару (і сушильної камери) та методики розрахунку тепломасообміну в сушильній камері застосовані при проектуванні сушильних установок та розрахункових дослідженнях оптимальних параметрів роботи обладнання. Виконано розрахунковий аналіз спільної роботи розпилювальної сушильної камери і камери киплячого шару. Встановлено, що наявність камери киплячого шару забезпечує приріст продуктивності по випареній вологості на 10-15%. Проведено необхідні дослідження процесів і вузлів розпилювального сушіння молочних продуктів. Створена елементна база для установок з киплячим шаром і віброохолодженням. Набутий науково-технічний досвід по модернізації та введенню в експлуатацію сушильних установок у сукупності з досвідом виробництва розпилювальних сушарок для виробництва молочних продуктів є основою для організації їх серійного виробництва.

References

1. Makarov A.S., Senchuk M.P., Khodos A.I., Kiriienko M.O. "Pidvyshchennia efektyvnosti tekhnolohichnoi skhemy promyslovoho vysokotiempieraturnoho povitronahrivacha. "Ventylatsiia, osvittennia ta teplohazopostachannia: Naukovo-tekhnicnyi zbirnyk, Iss. 40, 2022, pp. 6-15.
2. Makarov A.S., Khodos A.I., Kiriienko M.O., Senchuk M.P. "Energoefektyvni vacuum-vuparni ustanovky dlia kontsentryvannia v molochnii promyslovosti. "Ventylatsiia, osvittennia ta teplohazopostachannia: Naukovo-tekhnicnyi zbirnyk, Iss. 43, 2022, pp. 13-26.
3. Makarov A.S., Khodos A.I., Kiriienko M.O. "Sushka molochnoi syrovatky v raspylitelnykh ustanovkakh. Osobennosti, vozmozhnosti perspektivy. "Molochnaia promyshlennst, no. 2, 2007, pp.. 48-50.
4. Makarov A.S., Marochko I.O., Khodos A.I., Kiriienko M.O. "Raspylitelnaia sushilna ustanovka."Patent of Ukraine 28161. 24 Listopad 2007.
5. Belinska K.O., Shutiuk V.V., Falendysh N.O. "Suchasnyi stan naukovykh doslidzhen u sushinni moloka rozpylom i vykorystannia netradytsinoi syrovyny. "Naukovi pratsi NUKHT, vol. 20, rozdil 5, 2014, pp. 161-169.
6. Sydorov Yu.I. "Rozpylyvalni susharky v biotekhnolohii. " Biotekhnolohiia, vol. 5, no 4, 2012, pp. 46-54.
7. Dolinskyi A.A. Raspylitelnaia sushka: Vol. 1. Teplofizicheskie osnovy.

Metody intensifikatsii i enerhozberezheniia, Akadempriodika, 2011.

8. Dolinskyi A.A., Maletskaiia K.D. Raspylitelnaia sushka: Vol. 2. Teplotekhnolohiin I oborudovanie dlia polucheniia poroshkovykh materialov, Akadempriodika, 2015.

9. Masters K. Spray Drying Handbook. – New York: Longman Scientific & Technical, 1991.

10. Mukhlenov I.P., Sazhin B.S., Frolov V.F. Raschety apparatov kipiashcheho sloia. Spravochnik, Khimiia, 1986.

11. Malezhik I.F. Proutsesy i aparaty kharchovykh vyrobnyysv: navch. pos. Edited by. Malezhika I.F., NUKHT, 2012.

12. Hrishin M.A. . Atanazevich V.I. Semenov Yu.H. Ustanovki dlia sushki pishchevykh produktov. Spravochnik, Agropromizdat, 1989.

13. Goldshtik B.I. “Protsess ispareniia v sutsilnykh bashniakh, rabotayushchikh po metodu raspyleniia. ”Sovremennye problem sushilnoi tekhniki, Trudy sushilnoi laboratorii VTI, no 1, 1938.

14. Lamm E. L. Leonchik B.I. “O forme fakela raspyleniia pri dispergirovanii tsentrobezhnyimi diskami. “Khimicheskoe i neftianoe mashinostroenie, no 1, 1973/

15 Dolinskyi A., Volovik Yu. “The Improvement of spray dryers deisgn technique. “Promyshlennaia teplotkhnika, vol. 22, no 2, 2000.

16. Romankov P.H. Rashkovskaia A.B. Sushka vo vzveshenov sostoianii. Khimiia, 1968.

17. Kahanovich Yu.A. Promyshlennye ustanovki dlia sushki v kipiashchem sloe, Khimiia, 1970.

18. Leva M. Psevdozhizheniie, HNTI neftianoi I gorno-toplivnoi literatury, 1961.

19. Nesterenko A.V. Osnovy termodinacheskikh raschetov ventiliatsii s konditsionirovaniia vozdukha, Vysshaia shkola, 1971.

20. Fedorov I.M. Teoriia I raschet protsessov sushki (vo vzveshenov sostoianii), Gosenergoizdat, 1955.

21. Lykov M.V., Leonchik B.I. Raspylitelnye sushilki, Mashinostroenie, 1966.

22. Kharitonov V.D. Dvukhstadiinaia sushka molochnykh produktov, Ahropromizdat, 1986.

23. Lebedev P.D. Teploobmennye, sushilnye i kholodilnye ustanovki, Enerhiia 1972.

UDC 663.18

Senior Researcher **Anatoliy Makarov**,
makarov.anatoly@kmbp.com.ua, ORCID: 0000-0002-7338-2906

Associate Professor **Michaylo Senchuk**,
smp_21@ukr.net, ORCID: 0000-0001-8968-7336

Engineer **Andriy Khodos**,
khodos@kmbp.com.ua, ORCID: 0009-0000-2198-2208

Engineer **Michaylo Kirienko**,
mihail_kirienko@ukr.net, ORCID 0009-0008-5396-8644

IMPROVING THE EFFICIENCY AND RELIABILITY OF THE SPRAYING UNITS FOR DRYING DAIRY PRODUCTS

Abstract. *The study and calculation methodologies for spray drying units used in the production of dry dairy products have been analyzed as one of the most effective and widely adopted methods in drying practice. The directions for improving the efficiency and reliability of spray drying installations are discussed through the enhancement of their technological schemes, specifically transitioning from a single-stage to a three-stage drying process. The reliability of the spray drying unit's operation is confirmed by preventing the accumulation of moist product on the walls of the drying chamber, achieved by employing an "air-bottom" design with the appropriate aerodynamic characteristics for the jet flow. The results of the investigation into the fluidized bed drying process of milk powder, as the second stage of drying, are presented. The working limits of the boiling process and the design and operational parameters of the fluidized bed chamber are determined. An improved methodology for the practical calculation of spray drying units for dairy products is proposed, based on the thermogram of droplet drying and experimental data on the active volume share, derived from tests of a typical dryer prototype. A computational analysis of the joint operation of the drying chamber and the fluidized bed chamber has been carried out. The results of scientific and research-engineering work aimed at improving spray drying installations are presented, with a focus on the transition from outdated single-stage spray drying with product cooling in pneumatic transport to a unified three-stage process, which includes spray drying, drying in a fluidized state, and vibratory cooling. The effectiveness of the implemented technical solutions is confirmed by the results of commissioning tests of the modernized drying units and their subsequent operation. The scientific and technical experience gained by PJSC "Kalynivka Machine Engineering Plant" (Kalynivka, Vinnytsia Region) in modernizing and commissioning spray drying units, along with the experience in manufacturing equipment for dairy product processing, such as high-temperature gas*

air heaters and vacuum evaporation units, serves as the basis for their serial production.

Keywords: industrial drying plant, dry dairy products, spray drying, three-stage drying process, drying chamber, fluidized bed chamber, vibrating cooler