



2021

НАУКОВІ ПРАЦІ

НАЦІОНАЛЬНОГО УНІВЕРСИТЕТУ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Том 27 № 6

*Журнал
«Наукові праці Національного університету харчових технологій»
видається з 1938 року*

КИЇВ ✦ НУХТ ✦ 2021

ЗМІСТ

Автоматизація та інформаційні технології

Ладанюк А. П., Луцька Н. М., Власенко Л. О. Класифікація графових моделей у задачах розробки інтелектуальних автоматизованих систем керування

Біотехнології

Пирог Т. П., Гук Є. І. Мікробні технології співсинтезу кількох цільових продуктів

Удимович В. М. Загальна характеристика біоцементації та параметрів контролю

Економіка, менеджмент і маркетинг

Арич М. І., Калениук Я. О., Левон М. М. Переваги та недоліки використання генетичних досліджень у страхуванні

Бурлуцька С. В., Дідашко Ю. І. Циркулярна економіка в контексті сталого розвитку

Дунда С. П., Тарануха А. В. Формування альтернативних стратегій підприємства методом динамічного SWOT-аналізу

Жужукіна Н. І., Смиженко М. А. Безпечні моделі мотивації та стимулювання в умовах капіталізації інтелекту

Скопенко Н. С., Євсєєва-Северина І. В. Запровадження принципів циркулярної економіки як запорука розвитку сучасного бізнесу

Механічна та електрична інженерія

Малецька К. Д., Турчина Т. Я., Жукотський Є. К., Авдєєва Л. Ю., Декуша Г. В., Макаренко А. А. Теплотехнології нових порошкових продуктів з натуральної рослинної сировини

Бабанова О. В., Бабанов І. Г., Михайлов В. М., Прасол С. В., Шевченко А. О., Прасол С. О. Обґрунтування фізичної моделі взаємодії електромагнітного поля з харчовим продуктом довільної форми

Петренко В. П., Масліков М. О., Бойко В. О., Іващенко Н. В. Про доцільність рециркуляції сиропів у плівкових випарних апаратах

Якимчук М. В., Гавва О. М., Якимчук В. М. Багатокритеріальний структурно-параметричний оптимізаційний синтез типових функціональних модулів машин групового пакування та формування збільшених вантажних одиниць

Харчові технології

Вишняк В. В., Літвинчук С. І., Носенко В. Є., Боатрі К. Д. Інфрачервона спектроскопія відбивання порошкоподібних сумішей харчових продуктів

Шевченко І. І., Поліщук Г. Є., Філоненко М. І., Топчій О. А. Вивчення особливостей регулювання структури шинкових виробів шляхом застосування транслглютамінази

CONTENTS

Automation and Information Technologies

Ladayuk A., Lutska N., Vlasenko L. Classification of graph models in the tasks of development for intellectual automated control systems

Biotechnologies

Pirog T., Huk E. Microbial technologies of co-synthesis of several products

Udymovych V. General characteristic of biocementation and control parameters

Economy, Management and Marketing

Arych M., Kaleniuk Y., Levon M. Advantages and disadvantages of applying genetic testing in insurance

Burlutska S., Didashko Y. Circular economy in the context of sustainable development

Dunda S., Taranukha A. Formation of alternative enterprise strategies by dynamic swot analysis

Zhuzhukina N., Smyzhenko M. Safe models of motivation and incentives in the conditions of capitalization of intelligence

Skopenko N., Yevsieieva-Severyna I. Integrating the circular economy principles as a guarantee for the development of modern business

Mechanical and Electrical Engineering

Maletska K., Turchina T., Zhukotskyi E., Avdieieva L., Dekusha H., Makarenko A. Heat technologies of new powder products from natural plant raw materials

Babanova O., Babanov I., Mykhaylov V., Prasol S., Shevchenko A., Prasol S. Substantiation of a physical model of electromagnetic field interaction with food product of an arbitrary form

Petrenko V., Maslikov M., Boyko V., Ivashchenko N. The expediency of syrups recirculation in film evaporators

Iakymchuk M., Gavva O., Yakymchuk V. Multi-criterial structural-parametric optimization synthesis of typical functional modules group packaging machines and formation of enlarged cargo units

Food Technologies

Vyshniak V., Litvynchuk S., Nosenko V., Boatri K. Infrared spectroscopy reflection of multicomponent food powders

Shevchenko I., Polischuk G., Filonenko M., Topchii O. Study of features of regulation of structure of ham products using transglutaminase

THE EXPEDIENCY OF SYRUPS RECIRCULATION IN FILM EVAPORATORS

V. Petrenko, M. Maslikov, V. Boyko, N. Ivashchenko
National University of Food Technologies

Key words:

Film evaporator
Recirculation multiplicity
Heat transfer
Syrup concentration
Heat flow

Article history:

Received 24.11.2021
Received in revised form
09.12.2021
Accepted 22.12.2021

Corresponding author:

V. Petrenko
E-mail:
petrenkovp@ukr.net

ABSTRACT

The objects of the study are the operating characteristics of film evaporators under the modes of recirculation of solutions in the conditions of shortage of syrups in the back part of the evaporator at sugar factories. Trends in the improvement of evaporators based on the replacement of Robert evaporators with film evaporators in the sugar industry are analyzed.

The article analyzes the operation of film evaporators during the concentration of thick sugar solutions in syrup recirculation modes based on the relations obtained as a result of mathematical and physical modeling of thermo-hydrodynamic processes occurring in the descending annular two-phase flows of solutions during vaporization. Working model liquids are distilled water and sugar solutions with a concentration of up to 72%; Research range are: volumetric liquid flux — $0.4...6.5 \cdot 10^{-4}$ m³/s; pressure — 0...0.08 MPa; vacuum — 0...0.084 MPa; temperature pressure — 2...20°C; heat flow — up to 60 kW/m²; steam velocity — 1...45 m/s; kinematic viscosity — $0.28...30 \cdot 10^{-6}$ m²/s. The range of flow and mode parameters, within which the correct ratio for the calculation of thermal and hydrodynamic characteristics of film evaporators, covers the entire range characteristic of the operation of the evaporator of sugar factories.

The analysis of work of the last case of the five-case evaporating installation which is operated in the most unfavorable, from the point of view of parameters of functioning, conditions is executed in detail. The results of calculations are presented graphically in the form of dependences of heat flux change, heat transfer intensity, concentration along the length of the evaporator channel of the film evaporator from the recirculation rate for a specific type of plant evaporator with a processing capacity of 7000 tons/day.

ПРО ДОЦІЛЬНІСТЬ РЕЦИРКУЛЯЦІЇ СИРОПІВ У ПЛІВКОВИХ ВИПАРНИХ АПАРАТАХ

В. П. Петренко, М. О. Масліков, В. О. Бойко, Н. В. Іващенко
Національний університет харчових технологій

У статті визначено робочі характеристики плівкових випарних апаратів за режимів рециркуляції розчинів в умовах дефіциту сиропів на хвостовій частині випарної установки цукрових заводів. Проаналізовано тенденції вдосконалення випарних установок на основі заміни випарних апаратів Роберта на плівкові в цукровій галузі.

Виконано аналіз роботи плівкових випарних апаратів під час концентрування густих цукрових розчинів у режимах рециркуляції сиропу на основі співвідношень, отриманих у результаті математичного та фізичного моделювання тепло-гідродинамічних процесів, перебіг яких відбувається в низхідних кільцевих двофазних потоках розчинів під час пароутворення. Робочі модельні рідини — дистильована вода та цукрові розчини концентрацією до 72%; Діапазон досліджень: об'ємна щільності зрошення — $0,4 \dots 6,5 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$; тиск — $0 \dots 0,08 \text{ МПа}$; розрідження — $0 \dots 0,084 \text{ МПа}$; температурний напір — $2 \dots 20^\circ\text{C}$; тепловий потік — до $60 \text{ кВт}/\text{м}^2$; швидкість пари — $1 \dots 45 \text{ м}/\text{с}$; кінематична в'язкість — $0,28 \dots 30 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$. Область витратних і режимних параметрів, в рамках якої коректне співвідношення для розрахунку тепло-гідродинамічних характеристик плівкових випарних апаратів, охоплює весь діапазон, характерний для роботи випарної установки цукрових заводів.

Детально проаналізовано роботу останнього корпусу п'ятикорпусної випарної установки, який експлуатується в найбільш несприятливих, з точки зору параметрів функціонування, умовах. Результати розрахунків надані графічно у вигляді залежностей зміни теплового потоку, інтенсивності тепловіддачі, концентрації по довжині випаровувального каналу плівкового випарного апарата від кратності рециркуляції для конкретного типу випарного апарата заводу потужністю перероблення сировини 7000 тонн/добу.

Ключові слова: плівковий випарний апарат, кратність рециркуляції, теплопередача, концентрація сиропу, тепловий потік.

Постановка проблеми. Теплотехнологічні схеми випарних установок (ВУ) сучасних потужних цукрових заводів проектують з умови максимального використання вторинних енергоресурсів (ВЕР) і мінімальних водних надходжень на технологічний верстат. Дефіцит випаровувальної спроможності ВУ, який виникає внаслідок максимального використання ВЕР, компенсують зміщенням паровідборів на хвостову частину ВУ, що потребує підвищеної температури вторинної пари випарних апаратів хвостової частини ВУ і, при цьому, збереження високої якості цукрового концентрату.

Цим вимогам відповідають плівкові випарні апарати, в яких відсутня гідростатична температурна депресія і в яких має місце мінімальний час контакту

сиропів з гарячою поверхнею теплообміну. Але оптимальні, з точки зору енергозбереження, режими експлуатації теплотехнологічного комплексу мають ризики виникнення аварійних ситуацій в умовах нестабільної роботи підприємства, особливо під час коливання продуктивності, наприклад, надмірного недопустимого згущення сиропів. Тому часто застосовують превентивні заходи, наприклад, примусову рециркуляцію та введення води в сироп.

Аналіз останніх досліджень і публікацій. Аналіз показників ефективності роботи ВУ (Петренко, Прядко & Рябчук, 2013) показує, що переоснащувати всю випарну установку цукрового заводу на плівкові випарні апарати немає необхідності, достатньо замінити хвостову частину ВУ, а саме 4 та 5 корпуси, де має місце висока концентрація сиропу, та 1 корпус, де найвища температура кипіння рідкого сиропу. У праці (Петренко, Рябчук, Бурлака, 2014) показано, що внаслідок переважання темпу зростання в'язкості над падінням щільності зрошення під час концентрування густої плівки її товщина по довжині випаровувального каналу збільшується, тому утворення струмків, або ривулет внаслідок падіння щільності зрошення, як це має місце в кризових режимах при випаровуванні плівок води, не спостерігається. Причиною падіння теплового потоку та інтенсивності тепловіддачі під час надмірного концентрування розчину є стрімко зростаюча температурна депресія та потовщення плівки.

У практиці проектування плівкових випарних апаратів (Тёбе, 1993; Филененко, Цыганков & Швецов, 2014) з міркувань запобігання критичним ситуаціям через зрошення поверхні труб сиропом прийнято, що масова щільність зрошення трубною поверхні не повинна бути меншою за 0,22 кг/м с. Наукового обґрунтування такої величини не надано, а рекомендація базувалася на практичному досвіді. На останніх корпусах ВУ зазначена щільність зрошення може бути реалізована лише за режиму примусової рециркуляції сиропу яка, з одного боку, призводить до потовщення стікаючої плівки і, як наслідок, зростання дотичної напруги на стінці труби, з іншого — до зростання концентрації сиропу на вході у випаровувальний канал, що спричиняє падіння інтенсивності тепловіддачі на верхній частині труби. Дія зазначених факторів, як і сама величина мінімальної щільності зрошення на теплотехнологічні параметри процесу концентрування плівок, не оцінена, тому виникає необхідність аналізу впливу рециркуляції сиропу на показники ефективності роботи плівкового випарного апарата.

Мета статті: аналітичне дослідження впливу кратності рециркуляції на теплові характеристики плівкових випарних апаратів.

Матеріали і методи. Розрахунки робочих характеристик плівкових випарних апаратів під час концентрування цукрових сиропів виконано на основі співвідношень, отриманих у результаті узагальнень даних експериментальних досліджень, які моделювали реальні умови роботи плівкового випарного апарата (Рябчук, 2013; Петренко, Прядко, Рябчук & Глоба, 2018). Отримане в результаті узагальнення даних емпіричне рівняння з розрахунку інтенсивності тепловіддачі до киплячих рідких і густих розчинів у трубах різної довжини та діаметрів є універсальним і справедливе для всього діапазону зміни витратних і режимних параметрів, які можуть реалізуватися на випарних установках цукрових заводах:

$$\frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} = \text{Nu}_{\text{baz}} K_w K_{\text{boil}} K_{Ld}, \quad (1)$$

де $\text{Nu}_{\text{baz}} = 1,12 \text{Re}^{-1/3} (0,85 + 0,01 \text{Pe}^{0,2} + 4,5 \cdot 10^{-4} \text{Pe}^{0,86} \text{Pr}^{-0,2})$ — базове число Нуссельта за умови вільного стікання плівки цукрового розчину в трубі діаметром 20 мм, довжиною 1 м; $K_w = \sqrt{1 + \left[7,5 \cdot 10^{-6} \text{Re}_2 \left(\frac{\rho_1}{\rho_2} \right)^{0,2} \right]^2}$ — поправка на вплив супутнього потоку пари на інтенсивність тепловіддачі;

$K_{Ld} = \left\{ 1 + 0,06 \left(\frac{v}{v_o + v} \right) \left[1 - \exp(-0,05 L^3) \right] \right\} \left(\frac{d}{d_o} \right)^{0,35 - 0,06 \left(\frac{d}{d_o} \right)}$ — поправка на геометричні розміри труб; $K_{\text{boil}} = 1 + 0,4 \left(\frac{\Delta t - \Delta t_{\text{min}}}{\Delta t_{\text{min}}} \right)^{1,2}$ — поправка на вплив бульбашкового кипіння в області $\Delta t \geq \Delta t_{\text{min}} = \frac{2\sigma T_{\text{sat}}}{r\rho_2 R_m} + \Delta_{fc}$, R_m — радіус мікровпадин на поверхні труб, ($R_m = 0,5 \cdot 10^{-5}$ м для нових труб); $\Delta t = t_w - t_{\text{sat}}$ — різниця температур між температурою стінки t_w та температурою насичення t_{sat} . Pr — число Прандтля; $\text{Re} = 4J_v/v$, $\text{Re} = 4J_v/a$ — числа Рейнольдса та Пекле, відповідно; J_v — об'ємна щільність зрошення, m^2/c ; v — кінематична в'язкість сиропу, m^2/c ; a — температуропровідність сиропу, m^2/c ; ρ_1, ρ_2 — густини сиропу та пари, відповідно, kg/m^3 ; r — теплота фазового перетворення, $\text{Дж}/\text{кг}$; σ — поверхневий натяг для сиропу, $\text{н}/\text{м}$; T_s — температура насичення, K ; Δ_{fc} — фізико-хімічна температурна депресія для сиропу, $^\circ\text{C}$; $\text{Re}_2 = \frac{u_2 d}{v_2}$ — число Рейнольдса для потоку пари; v_2 — кінематична в'язкість пари, m^2/c ; u_2 — швидкість пари, m/c ; d — внутрішній діаметр теплообмінної труби, m ; $d_o = 0,02$ м, $v_o = 0,3 \cdot 10^{-6} \text{m}^2/\text{c}$; L — довжина труби в м, (від 1 м).

Тепловий потік від стінки труб до киплячого розчину розраховується як

$$q = \alpha (t_w - t_{\text{sat}} - \Delta_{fc} + \delta\Delta t), \quad (2)$$

де $\delta\Delta t = \left[1 - \exp(-1,07 \cdot 10^{-2} \sqrt{\text{We}} \sqrt[3]{\text{Pe}}) \right] \Delta_{fx}$ — функція пригнічення фізико-хімічної температурної депресії потоком пари в трубі; $\text{We} = \rho_2 u_2^2 d_o / \sigma$ — число Вебера.

Коефіцієнт міжфазного тертя ξ для розрахунку втрат тиску в трубі від тертя парового потоку об плівку рідини запропоновано у формі (Рябчук, 2013):

$$\xi = \xi_1 + \frac{627 \left(\frac{d_{13}}{d} \right)}{\text{Fr}_2^{1,26} \left\{ \exp \left[\left(\left(\text{Fr}_2 - H^{1,1} \sqrt{\frac{d}{d_o}} \right) \cdot 1,25 \cdot 10^{-2} K_\delta^{1,5} \right)^{-1} \right] - 1 \right\}}, \quad (3)$$

де $\xi_1 = \xi_c + 3 \cdot 10^{-3} + 4 \cdot 10^{-2} K_\delta$ — коефіцієнт гідравлічного тертя для першої

зони — режиму слабкої взаємодії; $\xi_c = \frac{0,316}{\text{Re}_2^{0,25}}$ — коефіцієнт гідравлічного тертя

на суху стінку; $K_\delta = \sqrt[6]{\frac{\Gamma_v^3 v}{g^2} \sqrt{\frac{g \rho}{\sigma}}}$, $H = \sqrt{\frac{\rho \sigma}{g d^2 \rho_2^2}}$ — безрозмірні комплекси;

$\text{Fr}_2 = \frac{u_2^2}{g d}$ — число Фруда; $d_{13} = 0,013$ м; g — прискорення вільного падіння, м/с².

Перехід до другої зони здійснюється за такої умови:

$$\text{Fr}_2 - H^{1,1} \sqrt{\frac{d}{d_o}} \geq 0.$$

Модельна установка розроблена з можливістю незалежного формування витрат фаз, теплового потоку, температурного напору та розрідження в окремих нагрівних камерах. Експериментальний канал — труба діаметром 22 · 1 мм та довжиною 1,8 м, зі сталі Х18Н10Т, поділений на ділянки стабілізації довжиною 1,3 м та дослідну ділянку довжиною 0,5 м з незалежним подаванням пари в нагрівні камери. Формування плівки здійснювалось переливанням розчину через край труби, в яку, крім того, вдувалась насичена водяна пара.

База отриманих на основному експериментальному стенді даних доповнена результатами, отриманими на іншому стенді, на якому моделювались реальні теплогідродинамічні процеси, перебіг яких відбувається в каналах реальних плівкових випарних апаратів. Основою установки є вертикальна труба з нержавіючої сталі Х18Н10Т довжиною 9 м і внутрішнім діаметром 30 мм, поділеної на 20 ділянок довжиною 440 мм для збирання конденсату з виділених ділянок труби і визначення на основі зібраного конденсату розподілення теплового потоку по довжині труби.

Робочі рідини — дистильована вода та цукрові розчини концентрацією до 72%. Діапазон досліджень: об'ємна щільності зрошення — 0,4...6,5 · 10⁻⁴ м²/с; тиск — 0...0,08 МПа; розрідження — 0...0,084 МПа; температурний напір — 2...20°С; тепловий потік — до 60 кВт/м²; швидкість пари — 1...45 м/с; кінематична в'язкість — 0,28...30 · 10⁻⁶ м²/с.

Результати і обговорення. В результаті розрахунків теплогідродинамічних параметрів кільцевих низхідних парорідинних потоків, здійснених на основі рівнянь (1), (2), (3), виконано аналіз впливу рециркуляції на теплові характеристики роботи плівкового випарного апарата — останнього корпусу п'ятикорпусної випарної установки поверхнею 2360 м² з трубами діаметром 33 · 1,5 мм та довжиною 9 м за потужності перероблення 7000 тонн буряків за добу. Відповідно до балансового розрахунку теплової схеми на п'ятий корпус поступає сироп у

кількості 27% до маси сировини з початковою концентрацією 62,3%. Масова щільність зрошення на вході в труби — 0,086 кг/м с. Температуру нагрівної пари та масову концентрацію сиропу на виході прийнято постійними, відповідно, $t_{heat} = 94^{\circ}\text{C}$ та $CP_{вих} = 72\%$. Парове навантаження на випарний апарат: $W = 3,67\%$ до маси сировини. При збільшенні кратності рециркуляції витримується умова, за якої парове навантаження, а, відповідно, і середній тепловий потік залишаються постійними ($q_{cp} = 2,88 \text{ кВт/м}^2$), а реакцією на зміну інтенсивності теплопередачі та зростання фізико-хімічної температурної депресії, внаслідок перерозподілу концентрації по висоті труби, є зміна температури вторинної пари та перерозподіл витратних і режимних параметрів по довжині труби.

Графічна інтерпретація результатів розрахунків розподілення коефіцієнтів тепловіддачі, теплового потоку, масової концентрації сиропу, корисного температурного напору по довжині труби від кратності рециркуляції за постійного теплового навантаження, виконаних позонним розрахунком за співвідношеннями (1), (2), (3), наведена на рис. 1, 2.

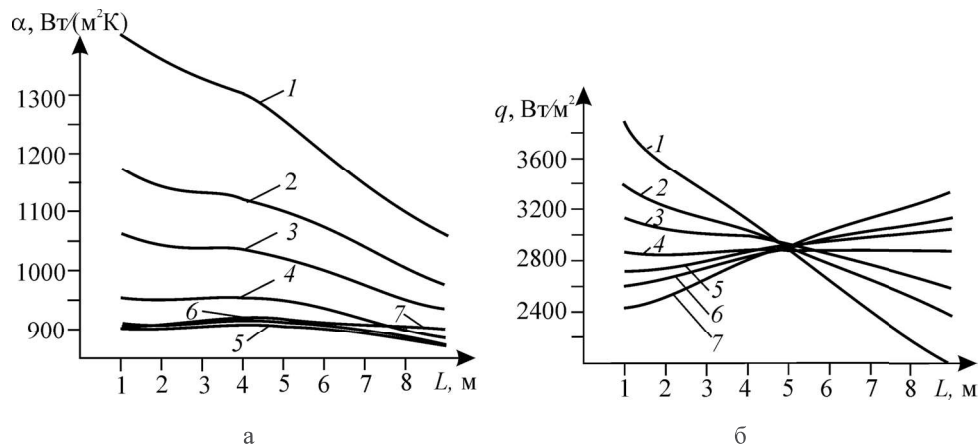


Рис. 1. Розподіл коефіцієнта тепловіддачі (а) та теплового потоку (б) по довжині кип'ятильного каналу зі зміною кратності рециркуляції N : $q_{cp} = 2,88 \text{ кВт/м}^2$; 1 — $N = 1$; 2 — 1,5; 3 — 2; 4 — 3; 5 — 4; 6 — 5; 7 — 8

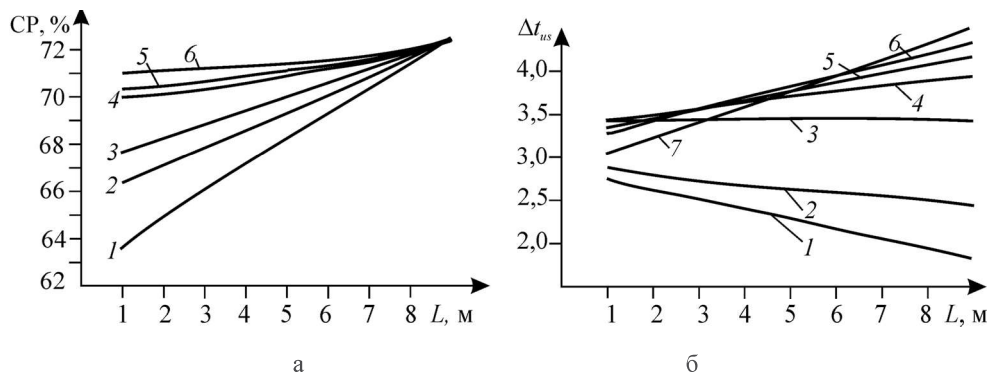


Рис. 2. Розподіл масової концентрації сиропу (а) та корисного температурного напору (б) по довжині кип'ятильного каналу зі зміною кратності рециркуляції N : $q_{cp} = 2,88 \text{ кВт/м}^2$; 1 — $N = 1$; 2 — 1,5; 3 — 2; 4 — 3; 5 — 4; 6 — 5; 7 — 8

Корисний температурний напір визначено як різниця температур між нагрівною та вторинною парою з урахуванням фізико-хімічної температурної депресії та поправочної функції $\Delta t_{us} = t_{heat} - t_{sat} - \Delta t_{fc} + \Delta t_{dt}$. Усі криві на наведених рисунках відповідають постійному середньому тепловому потоку, рівному $2,88 \text{ кВт/м}^2$, тоді як наявна різниця температур між нагрівною та вторинною парою $\Delta t_{dis} = t_{heat} - t_{sat}$ для кожної кривої різна. Залежність зміни наявної різниці температур $\Delta t_{dis} = t_{heat} - t_{sat}$ і температури вторинної пари t_{sat} від кратності рециркуляції N наведені на рис. 3.

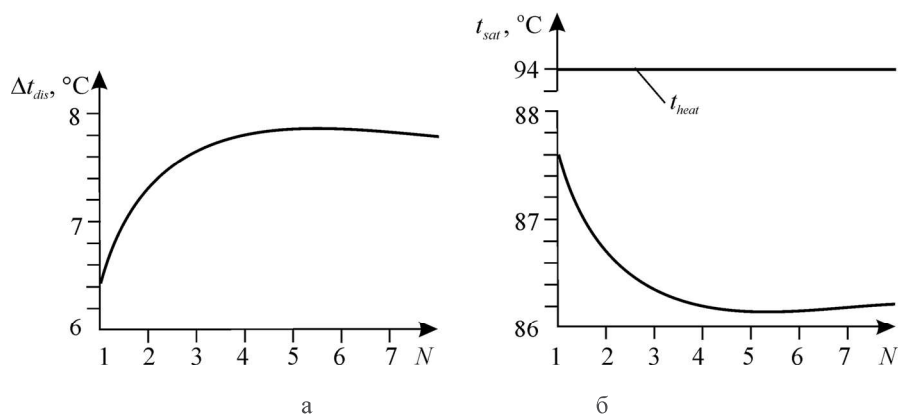


Рис. 3. Залежність наявної різниці температур Δt_{dis} (а) та температури вторинної пари t_{sat} (б) від кратності рециркуляції N

Результати розрахунків свідчать, що за умови рівномірного розподілення рідини по трубах мінімальний температурний напір має місце за однопрохідного режиму без рециркуляції. Основна зміна температурного напору (до 20%) відбувається за збільшення кратності рециркуляції N від 1 до 3 з максимумом при $N = 5$ (рис. 3). Рекомендована в (Тёбе, 1993) масова щільність зрошення $0,22 \text{ кг/м}^2 \text{ с}$ для таких умов відповідає кратності рециркуляції $N = 2,7$ і знаходиться в несприятливій для процесу теплообміну області.

Важливим експлуатаційним фактором є реакція випарного апарата на аварійне зменшення подавання сиропу на трубні пучки за умови підтримування парового навантаження на заданому (попередньому) рівні. У цьому разі має місце надмірне зростання концентрації розчину по довжині каналу, стрімке падіння температури вторинної пари й теплового потоку в нижній частині труби. На рис. 4 наведені результати моделювання розподілення по довжині труби теплового потоку (а), коефіцієнта тепловіддачі (б), концентрації (в) та корисної різниці температур (г) за умови постійного парового (теплового) навантаження $W = 3,67\%$ ($q_{cp} = 2,88 \text{ кВт/м}^2$) зі зменшенням витрати сиропу на випарний апарат удвічі. Збільшення кратності рециркуляції супроводжується зростанням концентрації та фізико-хімічної депресії на верхніх ділянках труби, падінням інтенсивності тепловіддачі і, як наслідок, температури вторинної пари (рис. 5).

Зі зростанням кратності рециркуляції N дещо стабілізуються експлуатаційні параметри на нижній частині парогенеруючого каналу, але спостерігається їх падіння на головній (рис. 4).

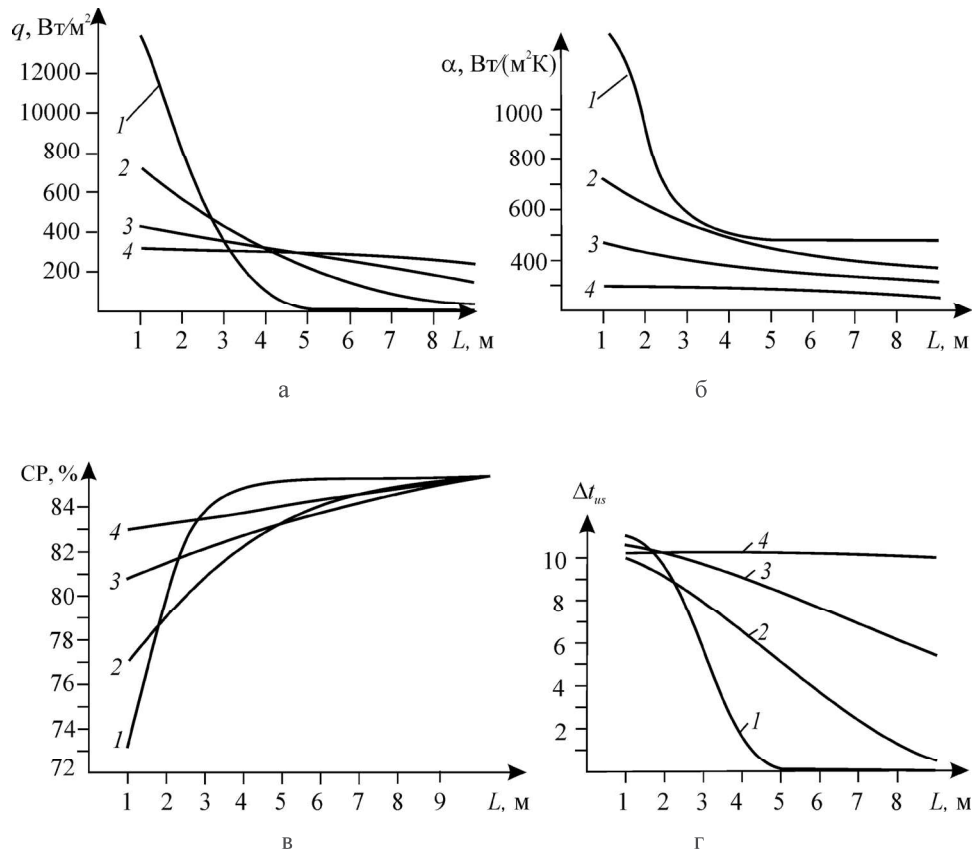


Рис. 4. Розподілення теплового потоку (а), коефіцієнта тепловіддачі (б), концентрації (в), корисної різниці температур (г) по довжині труби зі зміною кратності рециркуляції N ($q_{cp} = 2,88 \text{ кВт/м}^2$) під час аварійного зменшення витрати сиропу на випарний апарат удвічі: 1 — $N = 1$; 2 — 2; 3 — 4; 4 — 8

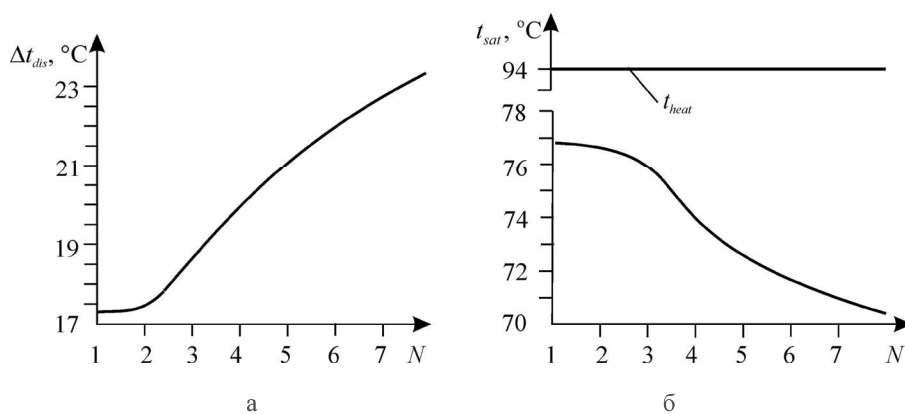


Рис. 5. Залежність наявної різниці температур $\Delta t_{наявн}$ (а) та температури вторинної пари (б) від кратності рециркуляції N зі зміною витрати сиропу на апарат удвічі

Отже, рециркуляція може розглядатися лише як засіб підтримання необхідної щільності зрошення трубної дошки за аварійного падіння витрати сиропу на випарний апарат. Запобігти сценарію стрімкого зростання концентрації в разі аварійного падіння витрати сиропу можна або за рахунок швидкого зменшення парового навантаження, або введенням у потік сиропу води (конденсату) у кількості, яка б, як мінімум, забезпечила вихідну концентрацію на заданому рівні (в цьому конкретному випадку 72%).

Щодо мінімальної щільності зрошення, то, оскільки на випарних апаратах хвостової частини випарної установки процес концентрування розчинів супроводжується потовщенням товщини плівки, а поверхня теплообміну розраховується під заданий наявний температурний перепад і парове навантаження, то за рівномірного затікання рідини в труби питання мінімальної щільності зрошення втрачає сенс. Випарні установки для концентрування фруктових соків взагалі не проектуються під рециркуляцію, оскільки мають незначні діаметри корпусів (від 0,3 до 1 м), а труби приварені під фаску в трубних дошках, що забезпечує рівномірність затікання рідини в труби. На потужних випарних апаратах цукрової промисловості, де труби до трубних дошок приєднані вальцюванням, а трубна дошка в певній мірі викривлена, дотриматися рівномірності затікання рідини в труби проблематично. Тому можливість рециркуляції повинна зберігатись, а величину її оптимальної кратності слід визначати для кожного виготовленого випарного апарата експериментально в процесі експлуатації випарної установки.

Висновки

1. У плівкових випарних апаратах хвостової частини випарної установки рециркуляція розчину призводить до зменшення середньої по довжині труби інтенсивності тепловіддачі і викликає зростання наявної різниці температур за умови збереження теплового навантаження.

2. Рециркуляція виправдана лише в разі неякісного виготовлення розподільного пристрою, коли має місце суттєва нерівномірність щільності зрошення рідини по трубах.

3. У разі аварійного суттєвого зменшення подавання розчину на випарний апарат рециркуляція не рятує від перекоцентрування і падіння температури вторинної пари. Запобігти стрімкому падінню температури кипіння і перекоцентруванню розчину можна або зменшенням парового навантаження, або введенням у потік сиропу води (конденсату) в кількості, що забезпечує вихідну концентрацію на заданому рівні.

4. Оптимальна величина кратності циркуляції для конкретного випарного апарата наближено може бути встановлена експериментально, порівнянням наявної різниці температур у процесі зміни кратності циркуляції. Мінімальне значення наявної різниці температур за умови збереження на належному рівні якості сиропу відповідатиме оптимальній кратності циркуляції.

Література

Петренко, В. П., Прядко, М. О., Рябчук, О. М. (2013). Ефективність застосування плівкових випарних апаратів та розрахунок інтенсивності тепловіддачі до киплячих цукрових розчинів в них. *Цукор України*, 6(90), 21—25.

Петренко, В. П., Рябчук, О. М., Бурлака, В. І. (2014). Режими погіршеної тепловіддачі в плівкових випарних апаратах. *Цукор України*, 9(105), 27—34.

Тёбе, П. (1993). Выпарной аппарат с нисходящим потоком выпариваемой жидкости в сахарной промышленности. *Сахар и Свекла*, 1, 1—4.

Филоненко, В. Н., Цыганков, Д. Н., Швецов, А. А. (2014). Теплогидравлические основы эксплуатации выпарных аппаратов с гравитационно стекающей пленкой. *Сахар*, 4, 2—8.

Рябчук, О. М. (2013). *Теплогідродинамічні процеси пароутворення в низхідних кільцевих потоках цукрових розчинів*. (дис. канд. техн. наук) Національний університет харчових технологій, Київ.

Петренко, В. П., Прядко, М. О., Рябчук, О. М., Глоба, О. В. (2018). Тепловіддача при випарувальному концентруванні розчинів у вертикальних низхідних кільцевих потоках. *Наукові праці НУХТ*, 24(1), 154—166.