

ЦУКОР УКРАЇНИ

№9 (105) '2014

науково-практичний галузевий журнал

Засновники:

- Національна асоціація цукровиків України
- Український НДІ цукрової промисловості
- Національний університет харчових технологій

Головний редактор –

Василенко С.М., д.т.н.

Відповідальний редактор –

Полтораєк В.В.

Редакційна колегія:

Бутнік-Сіверський О.Б., д.е.н.
Борисюк П.Г., к.с.-г.н.
Грабовська О.В., д.т.н.
Заїнчковський А.О., д.е.н.
Загородній Г.Д., акад. АІНУ,
гол. Ради НАЦУ «Укрцукор»
Іванов С.В., д.х.н.
Мостенська Т.Л., д.е.н.
Калініченко М.Ф. (заст. гол. ред.)
Ладанюк А.П., д.т.н.
Логвін В.М., д.т.н.
Мирончук В.Г., д.т.н.
Прядко М.О., д.т.н.
Рева Л.П., д.т.н.
Роїк М.В., акад. УААН, д. с.-г.н.
Сінгаєвський І.О., д.е.н.
Сичевський М.П., д.е.н.
член-кор. НААНУ
Федулова І.В., д.е.н.
Хоменко М.Д., д.т.н.
Хомічак Л.М., д.т.н.,
член-кор. НААНУ
Чернявська Л.І., д.т.н.
Штангеев В.О., д.т.н.
Штангеев К.О., к.т.н.
Юхновський О.І., к.с.-г.н.
Ярчук М.М., к.е.н., гол. правл.,
НАЦУ «Укрцукор»

Редакція:

Сидоренко Н.В.

Верстка:

Кондратьєв Д.В.

Адреса редакції:

вул. Б. Грінченка, 1, оф. 522,
м. Київ, 01001, Україна
Тел./факс: (044) 279-54-29
ukr.sugar.journal@gmail.com

Матеріали номера розглянуті та рекомендовані до публікації Науково-технічною радою УкрНДЦП - протокол №1 від 15.05.2014 р.

Підписано до друку 22.10.2014 р.
Формат: 60X84 1/8. Друк офсетний.
Тираж 600 прим. Замовлення №6
Друкарня: ПП «Санспарель»,
01014, Україна, м. Київ,
вул. Струтинського, 6

Редакція не несе відповідальності за зміст рекламних статей та оголошень

Свідотство про державну реєстрацію КВ №16915-5685Р від 19.08.2010 р.

© «Цукор України», 2014

ЗМІСТ

НОВИНИ

Україна	5
СНД	7
Світ	8

СИРОВИНА

Характеристика вторинних сировинних ресурсів бурякоцукрового виробництва з позицій здорового харчування [Г.О. Сімахіна]	9
---	---

ТЕХНОЛОГІЇ

Проблеми контролю рН в технології виробництва цукру [А.Ф. Кравчук]	15
--	----

Гідрофільність сатураційного осаду вапняково-вуглекислотної очистки [Р.Ц. Мишук]	19
--	----

ПОДІЇ

«Укргіпроцукор» - 70 років! [С.І. Шкабара]	23
--	----

Вітаємо ювіляра: Євгену Івановичу Шкабарі - 60 років!	26
---	----

ТЕХНІКА

Режими погіршеної тепловіддачі в плівкових випарних апаратах [В.П. Петренко, О.М. Рябчук, В.І. Бурлака]	27
---	----

Сучасна водопідготовка ТЕЦ цукрового заводу [Ю.Г. Поржезінський]	35
--	----

Ефективність реконструкції хвостової частини парогенератора БК3-75/39-ГМА на ТЕЦ Оржицького цукрового заводу [М.К. Безродний, В.Ф. Мокляк, В.І. Павелко]	38
--	----

СОДЕРЖАНИЕ

НОВОСТИ

Украина	42
СНГ	43
МИР	44

ТЕХНОЛОГИЯ

Гидрофильность сатурационного осадка известково-углекислотной очистки [Р.Ц. Мишук]	45
--	----

Журнал «Цукор України» включено до переліку наукових фахових видань України у галузі технічних наук та економічних наук (економіка та управління підприємствами) відповідно до Постанови ВАК України від 26.01.2011 №1-05/1

Режими погіршеної тепловіддачі в плівкових випарних апаратах

В.П. Петренко, кандидат технічних наук, доцент кафедри теплоенергетики та холодильної техніки, Національний університет харчових технологій

О.М. Рябчук, кандидат технічних наук, асистент кафедри теплоенергетики та холодильної техніки, Національний університет харчових технологій

В.І. Бурлака, старший викладач кафедри теплоенергетики та холодильної техніки, Національний університет харчових технологій

Виконано аналіз режимів погіршеної тепловіддачі до цукрових сиропів в низхідних киплячих плівкових течіях за умови коливань витрати, рециркуляції та нерівномірності розподілу рідини по трубній дошці, надані результати моделювання зміни режимних параметрів по довжині теплообмінних труб. Наведена графічна інтерпретація отриманих результатів.

Ключові слова: плівковий випарний апарат, теплообмін, режим погіршеної тепловіддачі.

Выполнен анализ режимов ухудшенной теплоотдачи к сахарным сиропам в нисходящих кипящих пленочных течениях в условиях колебаний расхода, рециркуляции и неравномерности распределения жидкости по трубной доске, представлены результаты моделирования изменения режимных параметров по длине теплообменных труб. Представлена графическая интерпретация полученных результатов.

Ключевые слова: пленочный выпарной аппарат, теплообмен, режим ухудшенной теплоотдачи.

It is analysed modes worsened heat transfer to sugar syrups in descending boiling film currents in conditions of fluctuations of the charge, recirculation and non-uniformity of distribution of a liquid on a trumpet board, results of modelling of change of regime parameters on length heat transfer pipes are presented. Graphic interpretation of the received results is presented.

Keywords: the film evaporating device, heat exchange, mode of the lowered heat exchange.

При експлуатації плівкових випарних апаратів виникає питання щодо величини граничної густини зрошення, за межами якої має місце суттєве погіршення інтенсивності тепловіддачі та перевищення концентрації за допустимі межі.

Переважна кількість досліджень процесів стійкості течії гравітаційно-стікаючих плівок виконано на воді, або водно спиртових сумішах при електричному нагріванні дослідної ділянки, тобто при постійному тепловому потоці [1] стосовно умов плівкового охолодження високонапружених поверхонь теплообміну [1] та процесів у термосифонах [2].

Концентрування розчинів у плівкових випарних апаратах здійснюються за умови використання водяної пари як нагрівного теплоносія, тому процеси теплообміну наближені до умов постійної температури стінки, а тепловий потік встановлюється відповідно до температурного напору та інтенсивності теплопередачі.

Ґрунтовне експериментальне дослідження режимів погіршення інтенсивності теплообміну плівкових течій води та цукрових розчинів в трубі діаметром 30 мм та довжиною 9 м при паровому нагріванні поверхні теплообміну виконано в [3]. Встановлено, що суттєве погіршення інтенсивності тепловіддачі до плівки води відбувається при досягненні граничної об'ємної густини зрошення $\Gamma_{v,min}$, яка залежить лише від теплофізичних властивостей рідини і виражається рівнянням,

$$\Gamma_{v,min} = 3,1 \left(\frac{\sigma(1 - \cos \theta) v^{0,29} \rho^{0,34}}{d^{0,38} g^{0,47}} \right)^{0,75} \left(\frac{1}{\rho} \right), \quad (1)$$

де σ, v, ρ, θ - поверхневий натяг, кінематична в'язкість, густина та крайовий кут змочування, відповідно, d - діаметр, g - прискорення вільного падіння.

Графічна інтерпретація рівняння (1) для цукрових розчинів наведена на **рис.1**.

Згідно існуючих уявлень про фізику гідродинамічної рівноваги на міжфазній поверхні при досяг-

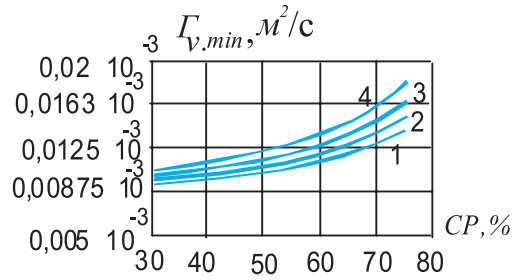


Рис. 1. Залежність $\Gamma_{v,min} = f(CP)$ за (1). 1 - $t = 70^\circ\text{C}$; 2 - 80°C ; 3 - 90°C ; 4 - 100°C .

ненні граничної густини зрошення капілярні сили розривають плівку води на струмені, що було засвідчено як стрімким падінням теплового потоку, так і наявністю пульсацій температури стінки по периметру труби [3]. В той же час констатується, що в разі змочування поверхні теплообміну плівкою цукрового розчину з концентрацією 35% та 60% при атмосферному тиску пульсацій температури в нижній частині труби в області найменшого теплового потоку не спостерігалось, а самі криві падіння теплового потоку не зазнавали крутих змін.

Зрозуміло, що механізм реалізації режиму погіршеної тепловіддачі внаслідок падіння витрати рідини в плівці для розчинів суттєво відрізняється від плівок води, або інших чистих рідин. Зазначений фактор пов'язаний, в першу чергу, зі зміною теплофізичних властивостей розчину в процесі його концентрування. Так, в'язкість цукрового сиропу в області високих концентрацій має круту залежність від концентрації, тому навіть незначне вилучення розчинника з сиропу призводить до значного зростання в'язкості і, як наслідок, товщини плівки.

Для густих цукрових розчинів в області розрідження в'язкість настільки висока, що основним режимом руху плівки є ламінарний. Якщо швидкість парового ядра не достатня для створення відчутної міжфазної взаємодії, в плівці має місце параболічний профіль швидкості, а товщина плівки виражається залежністю $\delta = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma_v v}{g}}$, в якій присутній добуток щільності зрошення на в'язкість. Внаслідок ви-

паровування води з поверхні плівки густина зрошення по довжині труби зменшується пропорційно тепловому потоку

$$\Gamma_v(x) = \Gamma_{v0} - \frac{q x}{\rho_1 r}, \quad (2)$$

а концентрація сухих речовин (CP) в плівці зростатиме по закону

$$CP(x) = \frac{CP_o \Gamma_{v0}}{\Gamma_{v0} - \frac{q x}{\rho_1 r}}, \quad (3)$$

де Γ_{v0} - густина зрошення на вході в трубу; q - тепловий потік, CP_o - концентрація на вході в трубу; x - повздовжня координата від верхнього краю труби донизу;

Залежність в'язкості цукрового розчину концентрацією до 80% довільної чистоти Db від концентрації та температури можна виразити залежністю [4]

$$v(x) = 10^{-9} 10^{F(x)}, \quad (4)$$

$$\text{де } F(x) = A + B \left(\frac{1,9 \cdot 10^5}{Db \cdot CP(x)} - 18 \right)^C; \quad A = \left[0,6688 - \frac{98,4}{T} \right]^{-1}; \quad B = \frac{2,357 \cdot 10^{12}}{T^{4,44}};$$

$C = 2,45 \cdot 10^{-3} T - 1,771$; T - абсолютна температура.

Якщо концентрація сиропу незначна, наприклад, 20%, то наростання по довжині труби сухих речовин в плівці не призводить до значного збільшення в'язкості, тому в добутку ($\Gamma_v v$) темп падіння першої складової перевищує темп зростання другої і товщина плівки по довжині труби падає. При високих концентраціях сиропу, наприклад, 50% і більше, навпаки, переважає темп зростання в'язкості над падінням густини зрошення, тому товщина плівки по довжині труби зростає. Очевидно, в певному діапазоні концентрацій в процесі випаровування з поверхні повинен існувати мінімум добутку ($\Gamma_v v$), і, відповідно, товщини плівки, яка, досягнувши мінімального значення, в процесі подальшого випаровування буде потовщуватись. Якщо, досягнувши мінімальної товщини, плівка не зазнала розриву під дією капілярних сил (ефекту Марангоні), то далі, внаслідок потовщення, висихання плівки не відбудеться, розриву плівки на струмки в процесі випаровування не трапиться, а погіршення тепловіддачі відбудеться внаслідок її потовщення, зменшення теплопровідності та збільшення фізико-хімічної депресії. Відсутність пульсацій температури стінки в режимі погіршення тепловіддачі на дев'ятиметровій трубі при концентруванні густих цукрових сиропів підтверджує зазначений факт [3].

Довжину ділянки труби, або координату x , за якої має місце мінімум товщини плівки при $q(x) = const$ можна знайти, прирівнявши до нуля першу похідну від добутку (Γ_v, v)

$$\frac{d(\Gamma_v(x)v(x))}{dx} = \Gamma_v(x) \left(\frac{-C}{Db CP_0 \Gamma_{v0}} \frac{Bq 1,9 \cdot 10^{-4} \ln 10}{r \rho_1 K} K^C 10^{A+BK^C} \right) - v(x) \frac{q}{\rho_1 r}, \quad (5)$$

де $K = \frac{1,9 \cdot 10^5}{Db CP_0} \left(1 - \frac{q x}{\rho_1 r \Gamma_{v0}} \right) - 18$.

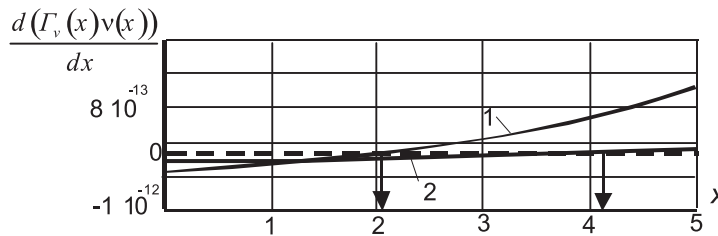


Рис. 2. Залежність $\frac{d(\Gamma_v, v)}{dx} = f(x)$. 1 - $q = 8 \text{ кВт/м}^2$; 2 - 4.

Як видно з рис. 2, відстань, на якій відбувається зміна знаку похідної залежить від теплового потоку і дорівнює 4,1 м та 2,05 м для $q = 4$ та $q = 8 \text{ кВт/м}^2$, відповідно, але їх добутки ($q x$) залишилися однаковим. Тобто зміна знаку похідної відбулася при однаковій концентрації, яка для температури 100 °С дорівнює $CP_{кр} = 33,75\%$, значення якої отримано, підстановкою отриманого значення добутку ($q x$) в (3).

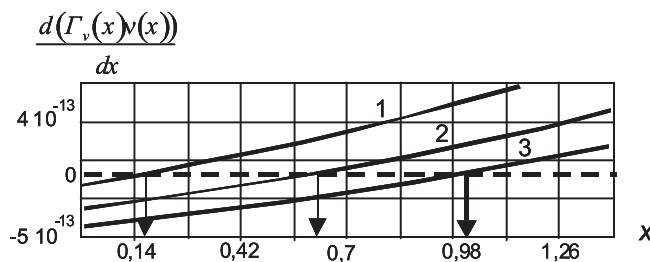


Рис. 3. Залежність $\frac{d(\Gamma_v, v)}{dx} = f(x)$ при $q = 12 \text{ кВт/м}^2$; 1 - $t = 70 \text{ }^\circ\text{C}$; 2 - 80; 3 - 90.

На рис. 3 наведені криві зміни похідної $\frac{d(\Gamma_v(x)v(x))}{dx}$ вздовж каналу при різних температурах, відповідно 70, 80 та 90 °С, при $q = 12 \text{ кВт/м}^2$. Відповідні перерізи від початку труби, де похідна перетинає нульові значення становлять 0,18, 0,62 та 1,01 м, а критичні концентрації, при яких починається потовщення плівки в процесі випаровування дорівнюють 30,43%, 31,55%, 32,65%.

Залежність критичної концентрації цукрового розчину від температури наведено на рис. 4.

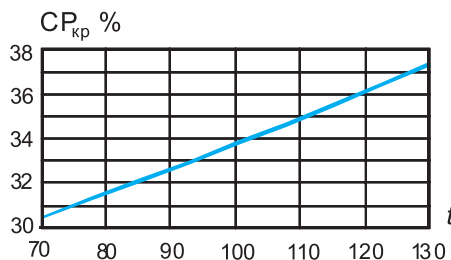


Рис. 4. Залежність критичної концентрації цукрового сиропу від температури. Чистота соку $Db = 92\%$.

Таким чином, в плівкових випарних апаратах хвостової частини ВУ по всій довжині труби має місце потовщення плівки в процесі її концентрування навіть в умовах наявності супутнього потоку пари, швидкість якої незначна внаслідок малих температурних напорів і, відповідно, теплових потоків.

Очевидно, для випарних апаратів хвостової частини ВУ за умови рівномірного подавання розчину в труби, коли ідеально вирівняна трубна дошка з звареними врівень трубами, рівномірним затіканням рідини в кожную трубу, відсутності коливань витрати рідини та навантаження, питання мінімальної щільності зрошення втрачає сенс, оскільки поверхня випарного апарата підбирається під конкретне навантаження та температурний напір, а коефіцієнт теплопередачі можна розрахувати під довільну щільність зрошення відповідно до співвідношення довжини труб та їх кількості.

Але реальні умови роботи ВУ суттєво відрізняються від ідеальних, а саме:

- завальцьовані труби можуть мати нерівномірність висоти надрорвандної частини, а сама трубна дошка – викривлена;
- розподільчий пристрій може не забезпечувати ідеального розподілу рідини по трубній дошці аж до зміщення струмини безпосередньо в переріз теплообмінної труби, внаслідок чого рідина перестає контактувати з поверхнею теплообміну;
- в процесі експлуатації має місце коливання витрати розчину аж до короткочасних зупинок;
- в процесі експлуатації змінюється температурний напір внаслідок періодичного відкривання засувки на конденсатор, періодичності роботи вакуум апаратів, зміни витрати соків на теплообмінники, зміни продуктивності дифустановки і т.д.

За даних умов повинні існувати механізми компенсації конструктивних недоліків в розподілі рідини по трубах та реагування на технологічні збурення, що мають місце в процесі експлуатації ВУ.

Для оцінки наслідків від нерівномірності розподілу рідини в труби та коливань витрати сиропу розглянемо плівковий випарний апарат поверхнею 2360 м², укомплектованого трубами із нержавіючої сталі діаметром 33x1,5 мм довжиною 8,8 м, який експлуатується в режимі роботи останнього 5го корпусу ВУ заводу потужністю 7000 тонн буряків за добу. Для стандартних умов експлуатації при використанні вторинної пари 5 корпусу на нагрівання соку перед основним вапнуванням навантаження 5го корпусу складає $W_5 = 3,5\%$, витрата сиропу на 5 корпус – $S = 27\%$ з концентрацією $CP_{ex} = 62,3\%$, що відповідає об'ємній густині зрошення на вході $0,0675 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$, а на виході з труби – $0,0568 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$. Температура вторинної пари 4 корпусу ВУ – 94 °С. За даних умов та випадку рівномірного розподілу сиропу в труби концентрація сиропу на виході складає $CP_{вих} = 71,6\%$, а розрахункова температура вторинної пари – 88 °С. Інтенсивність тепловіддачі до плівки цукрового розчину в режимі випаровування з міжфазної поверхні та кипіння розрахована на основі рівняння (6) рекомендованого в [5].

Результати моделювання тепло-гідродинамічних процесів по довжині труби на основі інтервально-дискретного методу розрахунку теплового потоку q , концентрації δ та товщини плівки для даного випарного апарата з рівномірним розподілом рідини по трубах наведено на **рис. 5**

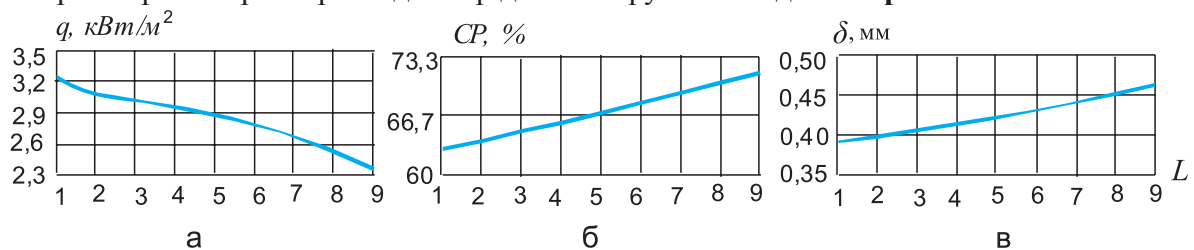


Рис. 5. Результати розрахунку теплового потоку (а), концентрації (б) та товщини плівки (в) в номінальному режимі без рециркуляції сиропу.

Витрата $S = 27\%$; $CP_{ex} = 62,3\%$; $CP_{вих} = 71,6\%$; $t_{zp} = 94\text{ }^\circ\text{C}$; $t_{em} = 88\text{ }^\circ\text{C}$.

Якщо застосувати рециркуляцію, на вході в труби витрата сиропу зростає, але одночасно зростає і концентрація. Оскільки інтенсивність тепловіддачі залежить як від теплофізичних властивостей, так і режимних параметрів, сумарний ефект визначатиметься результатом взаємодії окремих факторів. Наприклад, для розглянутого прикладу, при двократній рециркуляції витрата рідини збільшується у два рази, а концентрація сиропу на вході в труби зростає від 62,3 до 66,9%. Інтенсивність тепловіддачі до плівки у цьому випадку падає, тому для збереження кількості випареної води в трубі температура вторинної пари зменшується від 88 до 87,4 °С, а наявний температурний напір зростає від 6 до 6,6 °С, **рис.6**.

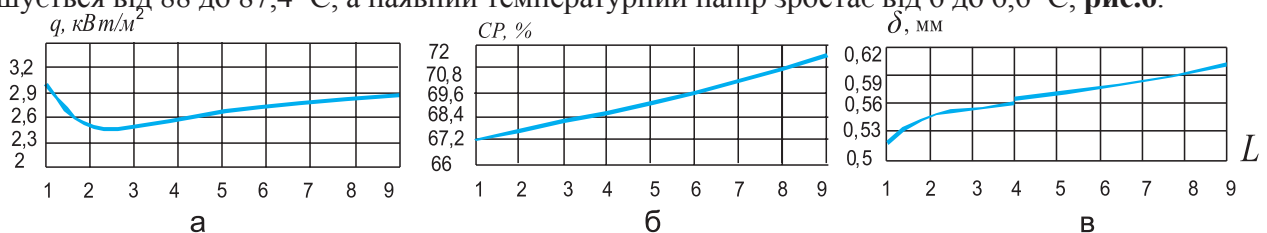


Рис. 6. Результати розрахунку теплового потоку (а), концентрації (б) та товщини плівки (в) в номінальному режимі з двократною рециркуляцією сиропу.

Витрата $S = 54\%$; $CP_{ex} = 66,9\%$; $CP_{вих} = 71,6\%$; $t_{zp} = 94\text{ }^\circ\text{C}$; $t_{em} = 87,4\text{ }^\circ\text{C}$.

В разі трикратної рециркуляції концентрація сиропу на вході в труби зростає від 62,3 до 68,5%, а ефект пригнічення інтенсивності тепловіддачі посилюється. Тому, в умовах трикратної рециркуляції збереження теплового навантаження можливе за умови падіння температури вторинної пари від 88 до 87 °С а наявний температурний напір зростає від 6 до 7 °С, **рис. 7**.

Зростання теплового потоку по довжині труби при значних витратах **рис. 6, 7**, викликаних рециркуляцією, пов'язано з падінням градієнта концентрації, в той час, як процеси інтенсифікації тепловідда-

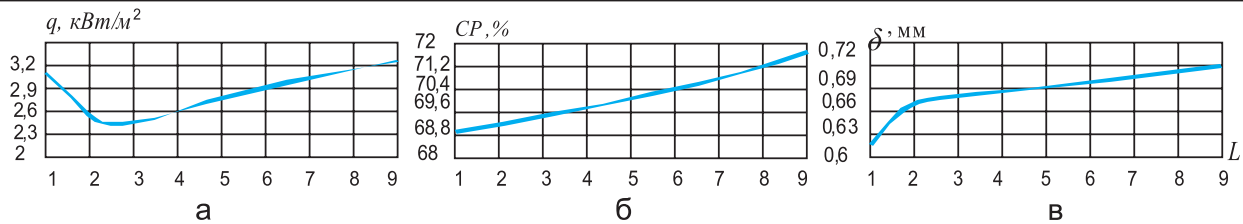


Рис. 7. Результати розрахунку теплового потоку (а), концентрації (б) та товщини плівки (в) в номінальному режимі з трикратною рециркуляцією сиропу.
 Витрата $S = 81\%$; $CP_{\text{вх}} = 68,5\%$; $CP_{\text{вих}} = 71,6\%$; $t_{\text{зр}} = 94\text{ }^{\circ}\text{C}$; $t_{\text{ст}} = 87\text{ }^{\circ}\text{C}$.

чі, внаслідок зростання витрати рідини і розвитку хвильової структури по довжині труби, залишаються незмінними [5].

Таким чином, наявність рециркуляції за умови рівномірного розподілу рідини по трубах призвело до зниження теплового потоку і зростання наявного температурного напору.

В разі зменшення витрати сиропу на випарний апарат та збереженні відкритими засувки на споживачі пари з 5 корпусу має місце стрімке наростання концентрації і, як наслідок, падіння теплового потоку.

На **рис. 8** наведені результати позонного розрахунку теплового потоку, концентрації, та товщини плівки, в трубі довжиною 9 м при зменшенні в 3 рази витрати сиропу (витрата $0,3 S$) за умови рівномірного розподілу рідини по трубній дошці. Як видно з **рис. 8**, у цьому випадку концентрація стрімко наростає на початкових ділянках труб і далі, досягнувши максимального значення, коли, внаслідок фізико-хімічної депресії, температура плівки стає рівною температурі стінки, залишається постійною. Процес теплообміну, при цьому, припиняється, а плівка повільно стікає по поверхні зі швидкістю $0,025\text{ м/с}$. Температура вторинної пари знижується від 88 до $80\text{ }^{\circ}\text{C}$ і нижче, що спричиняє і падіння сумарного теплового навантаження. Концентрація сиропу досягає стану насичення і навіть пересичення, що в умовах надзвичайно малої швидкості руху плівки може призвести до кристалоутворення. Густина зрошення на вході в труби складала $0,021 \cdot 10^{-3}\text{ м}^2/\text{с}$, а на відстані 5 м від входу, де тепловий потік майже дорівнює нулю, $-0,015 \cdot 10^{-3}\text{ м}^2/\text{с}$.

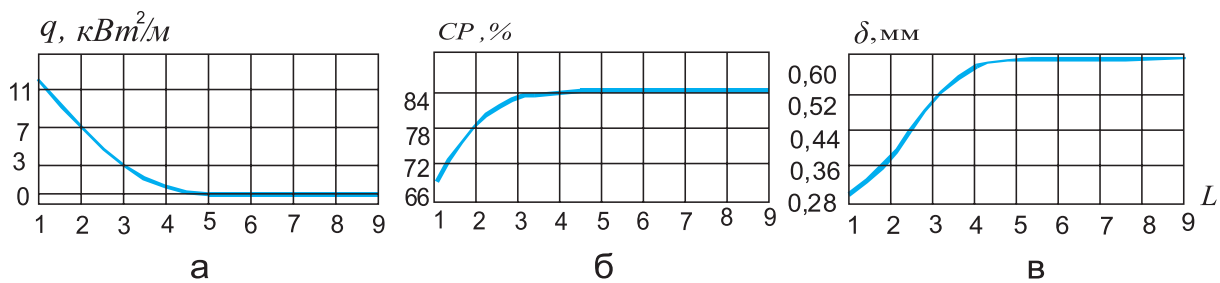


Рис.8. Результати розрахунку теплового потоку (а), концентрації (б) та товщини плівки (в) в режимі зменшення в 3 рази витрати сиропу без рециркуляції.
 Витрата $S = 9\%$; $CP_{\text{вх}} = 62,3\%$; $CP_{\text{вих}} = 84,1\%$; $t_{\text{зр}} = 94\text{ }^{\circ}\text{C}$; $t_{\text{ст}} = 80\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Якщо відновити густина зрошення до попереднього значення лише за рахунок рециркуляції, збільшивши її в три рази ($0,3 S \times 3$), концентрація сиропу на вході в труби стає вищою (в конкретному випадку $77,4\%$), тому інтенсивність тепловіддачі і тепловий потік на початковій ділянці труби менше, ніж без рециркуляції, але падіння до «0» не відбувається і процеси теплообміну в плівці з малою інтенсивністю продовжуються, **рис. 9**. Густина зрошення, за якою має місце суттєве падіння теплового потоку, $0,063 \cdot 10^{-3}\text{ м}^2/\text{с}$.

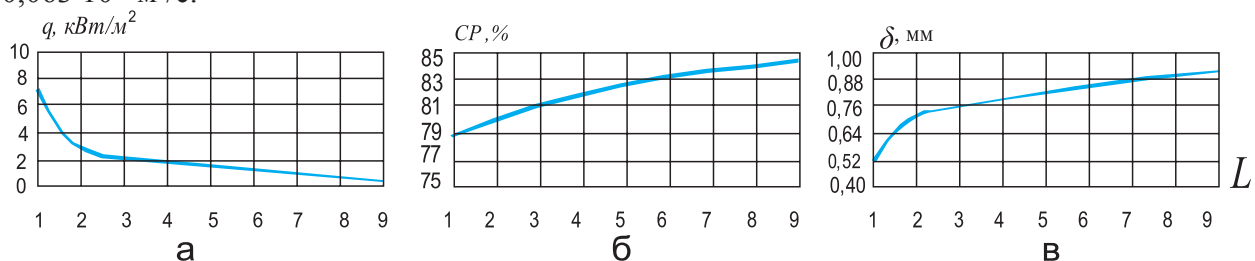


Рис 9. Результати розрахунку теплового потоку (а), концентрації (б) та товщини плівки (в) в режимі зменшення в 3 рази витрати сиропу з трикратною рециркуляцією сиропу.
 Витрата $S = 27\%$; $CP_{\text{вх}} = 77,4\%$; $CP_{\text{вих}} = 84,1\%$; $t_{\text{зр}} = 94\text{ }^{\circ}\text{C}$; $t_{\text{ст}} = 80\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Якщо кратність рециркуляції збільшити ще в 2 рази, **рис. 8**, ($0,3S \times 6$) концентрація на вході зростає ще більше, до $81,2\%$, її вплив на процеси тепловіддачі стають ще відчутніші, а тепловий потік, досягнувши мінімального значення, практично не змінюється по довжині труби, **рис. 10**. Швидкість стікання плівки в нижній частині труби збільшується до $0,1\text{ м/с}$. Густина зрошення, за якою має місце суттєве падіння теплового потоку $-0,126 \cdot 10^{-3}\text{ м}^2/\text{с}$.

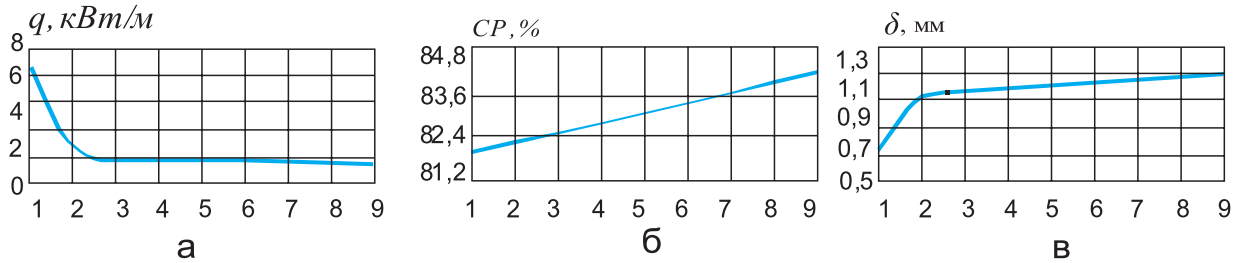


Рис.10. Результати розрахунку теплового потоку (а), концентрації (б) та товщини плівки (в) в режимі зменшення в 3 рази витрати сиропу з шестикратною рециркуляцією.

Витрата $S = 54\%$; $CP_{вх} = 81,2\%$; $CP_{вих} = 84,1\%$; $t_{сп} = 94\text{ }^{\circ}\text{C}$; $t_{ем} = 80\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Отже, застосування лише рециркуляції при суттєвому зменшенні надходження сиропу з 4 корпусу ВУ на 5 не вирішує проблеми забезпечення необхідної тепловидатності, а лише пом'якшує критичний аварійний режим, пов'язаний з можливим кристалоутворенням.

Слід зазначити, що для трьох розглянутих варіантів спостерігається суттєве падіння теплового потоку вже на вхідній ділянці труби, але відповідність критичній мінімальній густині зрошення, прогнозованої рівнянням (1), має місце лише для першого випадку, без рециркуляції **рис. 8**. Зрозуміло, що для сиропів мінімальна густина зрошення не являється універсальним параметром, який характеризує режим погіршення тепловіддачі, що має місце для води. Основною причиною стрімкого падіння теплового потоку в області високих концентрацій є значне зростання фізико-хімічної депресії і, відповідно, температурного напору.

Враховуючи (2) та (3), корисний температурний напір з боку плівки виражається як

$$\Delta t_{кор}(x) = t_{cm} - t_{em} - \Delta_{\phi x}(x) + \delta t(x), \tag{6}$$

де $\Delta_{\phi x}(x) = 0,0162 \frac{T^2}{r} \frac{CP(x)}{62,655 - 0,695 CP(x)}$ - залежність для фізико-хімічної температурної депресії при

$$CP \geq 37\%; \delta t(x) = \Delta_{\phi x}(x) \left[1 - \exp \left(-0,014 \frac{\sqrt[3]{u^2 \Gamma_v(x) / g}}{\sqrt{\sigma / (\rho g)}} \right) \right] - \text{температурна функція корекції темпера}$$

турного напору для сиропів [5],

Результати розрахунку $\Delta t_{кор}(x)$ для розглянутих вище випадків, а саме: зменшення до 1/3 витрати сиропу на випарний апарат, **рис.8**, здійснення трикратної рециркуляції сиропу по відношенню до попереднього значення, **рис. 9**, та шестикратної рециркуляції, **рис. 10**, наведені на **рис. 11**.

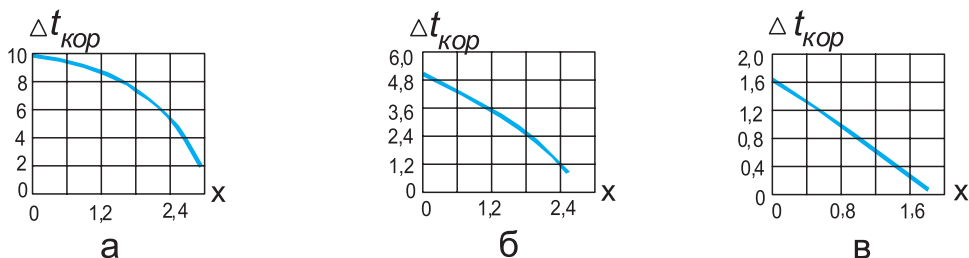


Рис. 11. Результати розрахунку температурного напору в режимі зменшення в 3 рази витрати сиропу (а) – без рециркуляції, (б) – з двократною рециркуляцією, (в) - з трикратною рециркуляцією сиропу.

Наведені на **рис. 11** графіки якісно відповідають характеру зміни теплового потоку на початкових ділянках труби в умовах різної густини зрошення при наявності рециркуляції, **рис. 8, 9, 10**, і підтверджують, що саме фізико-хімічна депресія є основною причиною його стрімкого падіння при кипінні сиропів високих концентрацій в плівковому режимі руху. Значний вплив на процес падіння теплового потоку вносить і факт потовщення пристінної плівки, оскільки в ламінарному режимі руху коефіцієнт тепловіддачі пропорційний теплопровідності λ та обернено пропорційний до її товщини, $\alpha = \frac{\lambda}{\delta}$.

Але основною причиною необхідності збільшення густини зрошення за рахунок рециркуляції навіть в розрахунковому стаціонарному режимі є нерівномірність висоти надрорвандної частини завальцьованих труб та нерівномірність зрошення трубної дошки розподільним пристроєм. Висота б'єфу рідини над краєм труб для розглянутого прикладу при рівномірному їх розташуванні для розглянутого випадку дорівнює 1 мм, яка розрахована з виразу $h_o = \left(\frac{\Gamma_v}{0,43 \sqrt{2g}} \right)^{\frac{2}{3}}$. Внаслідок динамічної дії струмини рідини, що поступає на трубну дошку з розподільної решітки, поверхня рідини між трубами дещо викирвлена і турбулізована, тому реальна висота б'єфа може бути дещо більшою.

Якщо припустити, що одна з кожних 19 трубок, що складає 5,3%, від загальної кількості труб, зану-

рена на 2-3 мм нижче рівня інших трубок, **рис. 9**, то, внаслідок малої висоти б'єфа, через занурену трубу рине частина рідини, що живила навколишні труби.

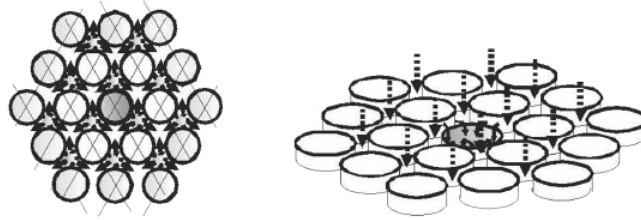


Рис. 12. Схема трубного кластеру із зануреною центральною трубою.

Як видно з **рис.12**, на 1 трубку припадає по одному отвору розподільного пристрою. З одного отвору сироп розходить на 3 сторони на трубній дошці, тому умовно 1 стрілка на рис. 12 відповідає 1/3 витраті сиропу з кожного отвору, яка при рівномірному розташуванні труб розтікається на 2 теплообмінні трубки. Якщо середня труба занурена, то на неї припадає витрата, що еквівалентна 9 стрілкам, і дорівнює трикратній витраті у порівнянні з рівномірним розподілом. Відповідно, оточуючі 6 трубок не доотримують частини сиропу, а витрата на них становить лише 4/6 від величини, яка б мала б місце при рівномірному розподілі. Наступний зовнішній ряд трубного кластеру із 12 труб залишається незбуреним по витраті сиропу.

Таким чином, 5,3% занурених труб створює ситуацію, коли на 31% труб витрата зменшується на 1/3 і становить 2/3 від величини, що відповідає умові рівномірного розподілу.

Розподіл теплового потоку, концентрації та товщини плівки по висоті трубного пучку, на який поступає 2/3 витрати сиропу, зображено на **рис. 13**.

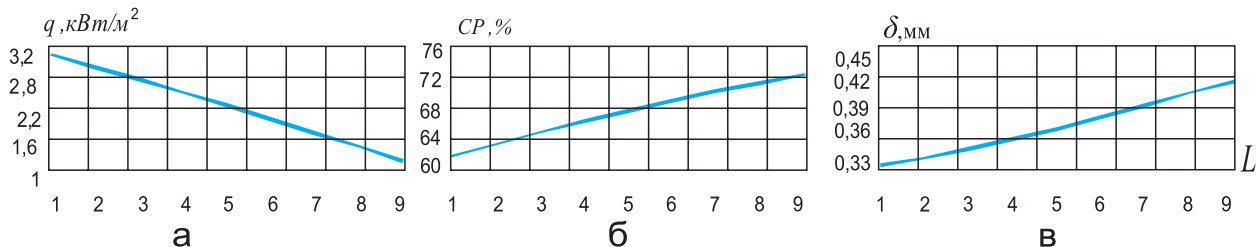


Рис. 13. Результати розрахунку теплового потоку (а), концентрації (б) та товщини плівки (в) в 6 трубах кластеру без рециркуляції.

Витрата $S = 18\%$; $CP_{ex} = 62,3\%$; $CP_{вих} = 74,3\%$; $t_{zp} = 94\text{ }^{\circ}\text{C}$; $t_{em} = 88\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Внаслідок зменшення витрати рідини концентрація на виході з трубного пучку зростає з 71,8%, що мало б місце при рівномірному розподілі, до 74,3%, рис.13, а середній тепловий потік, внаслідок зростання концентрації, зменшується відповідно від 2,85 до 2,39 кВт/м², тобто на 16% при збереженні попередньої наявної різниці температур в 6 °С.

Іншою причиною нерівномірності густини зрошення може бути зміщення перфорованого листа над трубною дошкою, **рис. 14**.

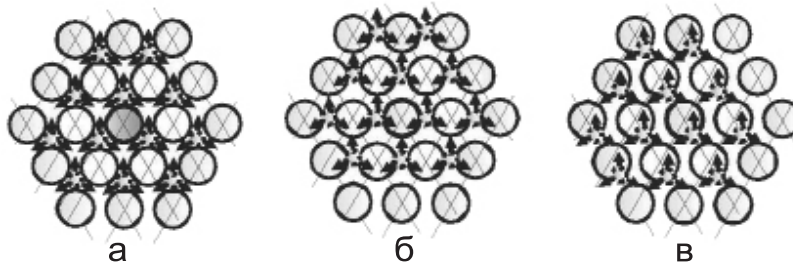


Рис. 14. Схема зміщень розподільної решітки над трубною дошкою.

а – без зміщення; б – зміщення до вершини трикутника; в – зміщення вздовж сторін трикутника.

Якщо зміщення в декілька міліметрів відбулося в напрямку вершини трикутника, **рис. 14б**, то струмина потрапляє між трубами у вузькому місці і особливої зміни перерозподілу витрати рідини не відбудеться; якщо ж у напрямку вздовж основи трикутника, **рис. 14в**, то струмина частково зміщується в трубний простір, що викличе перерозподіл рідини по периметру труби і нерівномірність інтенсивності тепловіддачі у верхній частині поверхні теплообміну. Якщо зміщення отворів таке, що струмина взагалі потрапляє лише в переріз труби, рідина у верхній частині не контактуватиме з поверхню теплообміну, з відповідними наслідками, щодо втрати тепловидатності та падінням температури вторинної пари.

Оскільки в плівкових випарних апаратах відсутня гідростатична температурна депресія, найкращим способом компенсації наслідків від нерівномірного розподілу рідини є збільшення довжини труб. Існуючі випарні апарати цукрової промисловості, мають довжину труб від 9 до 12 м, що достатньо для безрециркуляційного режиму експлуатації в разі якісного виготовлення розподільного пристрою з гарантованим рівномірним за-

тіканням рідини в труби та відсутності значних коливань витрати рідини на випарні апарати. Так, для розглянутого вище прикладу, при зростанні концентрації від 62,3 до 71,6%, масовому напруженні поверхні теплообміну 4,3 кг/м²год і наявної різниці температур в 6 °С, густина зрошення в однопрохідному режимі на виході із апарата в 3 рази перевищує граничне значення, прогнозованого рівнянням (1). Оскільки збільшення поверхні теплообміну здійснюється нарощуванням кількості труб, то наявність надмірної поверхні одиничного випарного апарата не виправдано тому, що внаслідок певної нерівномірності зрошення, частина труб працюватиме в режимі перекоцентрування, що викликає необхідність додаткової рециркуляції, в той час, як наявна різниця температур, при цьому, суттєво не зменшиться.

В разі виконання проектних теплових розрахунків нової випарної установки цукрового заводу слід враховувати, що в цукровій галузі температурний режим попередньо задається, тому під нього, відповідно до навантаження, виконують розрахунки поверхні теплообміну апаратів на основі рекомендованих величин масового напруження поверхні теплообміну. В разі виконання перевірих розрахунків на більшу, або меншу продуктивність, або на зміну навантаження у зв'язку з перерозподілом паровідборів розрахунки температурного режиму слід виконувати на основі рівнянь теплообміну, а інтенсивність тепловіддачі до плівки з рівняння [5]

$$\frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{\frac{1}{3}} = 1,1 Re^{\frac{1}{3}} \frac{0,85 + 0,01 Pe^{0,2} + 4,5 \cdot 10^{-4} Pe^{0,86} Pr^{-0,2}}{\exp(-1,2 \cdot 10^{-5} Re_n)} K_t \left(\frac{L}{L_o} \right)^{0,1}, \quad (7)$$

де $Pe = \frac{4\Gamma_v}{a}$; $Pr = \frac{v}{a}$; $Re = \frac{4\Gamma_v}{v}$; $Re_n = \frac{u d \rho_n}{\mu_n}$ - Пекле, Прандтля, Рейнольдса рідини та пари, відповідно; a - температуропровідність; $\mu_n \cdot \rho_n$ - в'язкість та густина пари; u - швидкість пари; L - довжини труби; $L_o = 1,5$ м. Для сиропів $K_t = 1$.

Тепловий потік при використанні рівняння (7) визначається як $q = \alpha \Delta t_{кор}$, а методика розрахунку власне плівкового випарного апарата на основі рівняння (7) викладена в [5].

Висновки

1. Внаслідок переважаючого темпу зростання в'язкості над падінням густини зрошення при випаруванні розчинника з поверхні стікаючих плівок сиропів, після досягнення критичної концентрації плівка потовщується при русі вздовж поверхні теплообміну в процесах її концентрування.

2. Необхідність рециркуляції сиропу на останніх корпусах плівкової ВУ продиктована, в першу чергу, недосконалістю розподільного пристрою і, відповідно, нерівномірністю розподілу рідини по теплообмінним трубам. Якщо розподільний пристрій виконано якісно, а теплообмінні труби вварені врівень з трубною дошкою в номінальному режимі роботи ВУ рециркуляція не потрібна.

3. Значне зростання кратності рециркуляції густих сиропів призводить до погіршення інтенсивності тепловіддачі і тепловитдатності внаслідок підвищення концентрації розчину на верхніх ділянках труб.

4. Основною причиною різкого падіння теплового потоку в процесі концентрування густих плівок при їх русі вздовж поверхні теплообміну є стрімке наростання фізико-хімічної температурної депресії та потовщини.

5. У разі відхилення режиму роботи випарної установки від номінального і падіння витрати рідини на випарні апарати хвостової частини ВУ, необхідно поновити до попереднього рівня густину зрошення рециркуляцією сиропу і паралельно зменшити навантаження до рівня, який унеможливило перекоцентрування сиропу. Якщо цього не достатньо і концентрація продовжує зростати, як аварійний захід можливо використання конденсату для розбавлення сиропу.

Список використаних джерел

1. Ганчев, Б. Г. Исследование термокапиллярной устойчивости при гравитационном стекании пленки жидкости [Текст] / Б.Г. Ганчев, А.Е. Боков // Инженерно-физический журнал. – 1980. – № 4. – С. 581-591.

2. Гандзюк, Ю. М. Процессы гидродинамики и теплообмена при обработке в гравитационной пленке спиртовых растворов [Текст] : дис. ... канд. техн. наук / Ю.М. Гандзюк. – К., 1986. – 216 с.

3. Ардашев, В. А. Исследование теплообмена при выпаривании гравитационно-стекающей пленки жидкости в вертикальных трубах [Текст] : дис. ... канд. техн. наук / В.А. Ардашев. – К., 1983. – 188 с.

4. Синат-Радченко Д.Е. Формулы для динамической и кинематической вязкости чистых и производственных сахарных растворов. В кн. - Тепло- и массообменные процессы в пищевой промышленности: Темат. Сб.научн. тр. – К. : УМК ВО, 1990. – 220 с.

5. Петренко В. П. Ефективність застосування плівкових випарних апаратів та розрахунок інтенсивності тепловіддачі до киплячих цукрових розчинів в них / В.П. Петренко, М.О. Прядко, О.М. Рябчук // Цукор України. – 2013. – № 5(89). – С. 21-25.

Рецензент: С.М. Василенко, д.т.н., проф.