

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ
Навчально-науковий інженерно-технічний інститут
ім. акад. І.С.Гулого
Кафедра теплоенергетики та холодильної техніки

«До захисту в ЕК»
Директор інституту
_____ Сергій БЛАЖЕНКО
(підпис) (ім'я та прізвище)

« ___ » грудня 2024 р.

«До захисту допущено»
Завідувач кафедри
_____ Валентин ПЕТРЕНКО
(підпис) (ім'я та прізвище)

« ___ » грудня 2024 р.

КВАЛІФІКАЦІЙНА РОБОТА
НА ЗДОБУТТЯ ОСВІТНЬОГО СТУПЕНЯ МАГІСТРА

Зі спеціальності _____ 144 Теплоенергетика
(код та назва спеціальності)

освітньо-професійної програми Теплоенергетика та енергоефективні технології
на тему: Аналіз способів інтенсифікації теплообміну під час концентрування
в'язких висококонцентрованих розчинів у випарних установках цукрової
промисловості

Виконала: здобувач 2 курсу, групи ЗТЕ-2-7М

_____ Юськевич Андрій Ігорович _____
(прізвище, ім'я, по батькові повністю) (підпис)

Керівник Петренко Валентин Петрович _____
(прізвище, ім'я та по батькові повністю) (підпис)

Рецензент _____
(ім'я та прізвище) (підпис)

Я, як здобувач Національного університету харчових технологій, розумію і підтримую політику університету з академічної доброчесності. Я не надавав і не одержував недозволеної допомоги під час підготовки цієї роботи. Використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідні джерела.

_____ Юськевич А.І.
(підпис та прізвище здобувача)

Київ – 2024 р.

НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Навчально-науковий інженерно-технічний інститут м.акад.І.С.Гулого
Кафедра теплоенергетики та холодильної техніки

Освітній ступінь магістр

Спеціальність 144 Теплоенергетика

(код і назва)

Освітньо-професійна програма Теплоенергетика та енергоефективні технології

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри ТЕХТ

проф. Петренко В.П.

«01» жовтня 2024 року

ЗАВДАННЯ

НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ ЗДОБУВАЧА

Юськевич Андрій Ігорович

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи: "Аналіз впливу режимів експлуатації плівкових випарних апаратів на ефективність їх роботи"

керівник роботи: проф. Петренко В. П.

(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом закладу вищої освіти від "01"10.2024 року № 860-кв

2. Строк подання здобувачем роботи 06.12.2024 року

3. Вихідні дані до роботи:

матеріали переддипломної практики

4. Зміст пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити):

1. Випарні апарати та випарні установки харчових виробництв

2. Теплогідродинамічні процеси в плівкових випарних апаратах

3. Інженерні співвідношення для розрахунку інтенсивності тепловіддачі до плівок розчинів в трубах плівкових випарних апаратів

4. Аналіз впливу режимів експлуатації плівкових випарних апаратів на ефективність їх роботи

Висновки

Список використаної літератури

5. Перелік графічного матеріалу

презентація Power Point (слайди)

Анотація

В магістерській роботі виконано аналіз особливостей теплообміну під час концентрування висококонцентрованих густих плівок цукрових розчинів. Теоретично встановлено, що основною причиною погіршення теплообміну під час концентрування висококонцентрованих плівок – перевищення фізико-хімічної депресії на поверхні плівки з утворенням значного градієнта масової концентрації на поверхні плівки, оскільки вирівнювання концентрації здійснюється за рахунок повільної молекулярної дифузії. Встановлено, що після досягнення критичної концентрації, за якої темп зростання в'язкості переважає темп падіння щільності зрошення, випаровування розчинника з поверхні плівки супроводжується потовщенням плівки, а не потоншенням, як це відбувається з водяними плівками. Встановлено, що основним способом інтенсифікації тепловіддачі під час концентрування густих плівок є порушення упорядкованої гідродинамічної структури плівки за рахунок як реалізації режиму утворення великих хвиль, так і за рахунок механічного порушення стабілізованого руху плівки.

Ключові слова : теплообмін, концентрування, плівки цукрових розчинів

Annotation

In the master's thesis, an analysis of the features of heat exchange during the concentration of highly concentrated thick films of sugar solutions was performed. It was theoretically established that the main reason for the deterioration of heat exchange during the concentration of highly concentrated films is the excess of physicochemical depression on the surface of the film with the formation of a significant gradient of mass concentration on the surface of the film, since concentration equalization is carried out due to slow molecular diffusion. It was found that after reaching a critical concentration, at which the rate of increase in viscosity exceeds the rate of decrease in irrigation density, evaporation of the solvent from the surface of the film is accompanied by thickening of the film, and not thinning, as happens with water films. It was established that the main method of heat transfer intensification during the concentration of thick films is the violation of the ordered hydrodynamic structure of the film due to both the implementation of the mode of formation of large waves and due to the mechanical disturbance of the stabilized motion of the film.

Keywords: heat exchange, concentration, films of sugar solutions

Зміст

Постановка проблематики роботи	7
1. Випарні апарати випарних установок цукрових заводів	10
2. Схеми випарних установок для концентрування цукрових розчинів	13
3. Інтенсифікація тепловіддачі під час плівкової конденсації на вертикальних трубах з кільцевими канавками	17
4. Моделювання розподілення концентрацій в стікаючих густих плівках під час випаровування з міжфазної поверхні	20
4.1. Критична концентрація сиропу	25
4.2. Профілі концентрації в плівці за різної густини теплового потоку	31
5. Інтенсифікація тепловіддачі до густих висококонцентрованих плівок цукрових розчинів під час випаровування	37
6. Висновки	51
7. Література	52

Постановка проблематики роботи

В цукровому виробництві паливна складова у собівартості цукру досягає 25%. Враховуючи значну вартість енергоресурсів, питання зменшення собівартості продукції, пов'язаної з енергозатратами в цукровому виробництві, є актуальним. Оскільки енергоефективність цукрового виробництва пов'язана з використанням низькопотенціальних вторинних енергоресурсів, інтенсифікація тепловіддачі у випарних апаратах хвостової частини випарних установок цукрового виробництва є актуальною задачею. Наведені технологічні схеми випарних установок цукрової промисловості, укомплектованих випарними апаратами Роберта та плівковими випарними апаратами. Виконано моделювання розподілення концентрацій в стікаючих густих плівках під час випаровування з міжфазної поверхні. Внаслідок перерозподілу концентрації виникає перерозподіл в'язкості і, відповідно, спотворення профілю швидкості. З іншого боку, зростає температура кипіння на міжфазній поверхні оскільки концентрація спричиняє зростання фізико-хімічної температурної депресії. Встановлено, що під час концентрування густих цукрових розчинів в плівкових випарних, в яких концентрація сиропу на вході вар'юється від 35 до 75% і вище, по всій довжині труби має місце потовщення плівки, що визначає відмінність у механізмі кризового погіршення інтенсивності тепловіддачі в процесі концентрування слабо концентрованих та густих висококонцентрованих розчинів. У першому випадку має місце розривання плівки, утворення струмків та ривулет, а у другому – потовщення плівки без її розривання, а лише утворень локальних потовщень та напливів.

В результаті розв'язання диференціального рівняння конвективної дифузії

$$u \frac{\partial C(x, y)}{\partial x} = D_m \frac{\partial^2 C(x, y)}{\partial y^2} \quad \text{зі специфічними граничними умовами на міжфазній}$$

поверхні плівки $-D_m \frac{\partial C(\delta, x)}{\partial y} = \frac{q}{r\rho} C(\delta, x)$ отримано аналітичний вираз для

розрахунку поля концентрацій в стікаючій ламінарній плівці цукрового розчину (23).

Надано графічну інтерпретації отриманих результатів.

Показано, що у висококонцентрованих плівках процес підведення теплоти визначається співвідношенням механізмів циклічного порушення усталеної гідродинамічної структури плівки перемішуванням великими хвилями, або механічними турбулізаторами, та циклічного вирівнювання температурного поля та гідродинамічної структури плівки в періоди між хвильової паузи. Наведені результати моделювання локальної густини теплового потоку під час періодичного збурення плівки великими хвилями, а також отримані інтегральні характеристики по довжині випаровувального каналу та порівняння їх з існуючими експериментальними даними дослідників гідродинамічної структури плівки та теплообміну в ній.

Formulation of the work problem

In sugar production, the fuel component in the cost of sugar reaches 25%. Considering the significant cost of energy resources, the issue of reducing the cost of production related to energy consumption in sugar production is urgent. Since the energy efficiency of sugar production is related to the use of low-energy secondary energy resources, the intensification of heat transfer in the evaporators of the tail part of the sugar production evaporation plants is an urgent task. Technological diagrams of sugar industry evaporation plants equipped with Robert evaporators and film evaporators are given. Modeling of concentration distribution in flowing thick films during evaporation from the interfacial surface was performed. As a result of redistribution of concentration, there is redistribution of viscosity and, accordingly, distortion of the velocity profile. On the other hand, the boiling temperature at the interphase surface increases because the concentration causes an increase in the physicochemical temperature depression. It was established that during the concentration of thick sugar solutions in film evaporators, in which the concentration of

syrup at the entrance varies from 35 to 75% and higher, film thickening occurs along the entire length of the pipe, which determines the difference in the mechanism of the crisis deterioration of the intensity of heat transfer in the process concentration of weakly concentrated and thick highly concentrated solutions. In the first case, the film breaks, the formation of streams and rivulets, and in the second case, the film thickens without its breaking, but only the formation of local thickenings and influxes.

As a result of solving the differential equation of convective diffusion

$u \frac{\partial C(x, y)}{\partial x} = D_m \frac{\partial^2 C(x, y)}{\partial y^2}$ with specific boundary conditions on the interphase surface of

the film $-D_m \frac{\partial C(\delta, x)}{\partial y} = \frac{q}{r\rho} C(\delta, x)$, an analytical expression was obtained for

calculating the field of concentrations in a flowing laminar film of sugar solution (23).

A graphical interpretation of the obtained results is provided. It is shown that in highly concentrated films, the heat transfer process is determined by the ratio of the mechanisms of cyclic disturbance of the established hydrodynamic structure of the film by mixing with large waves or mechanical turbulators, and cyclic equalization of the temperature field and hydrodynamic structure of the film in the periods between wave pauses. The results of modeling the local heat flow density during periodic disturbance of the film by large waves are given, as well as the obtained integral characteristics along the length of the evaporation channel and their comparison with the existing experimental data of researchers of the hydrodynamic structure of the film and heat exchange in it.

1. Випарні апарати випарних установок цукрових заводів

В цукровій промисловості експлуатуються переважно випарні апарати Роберта, рис.1, які внаслідок простоти експлуатації та ремонту зарекомендували себе як надійне теплотехнологічне обладнання

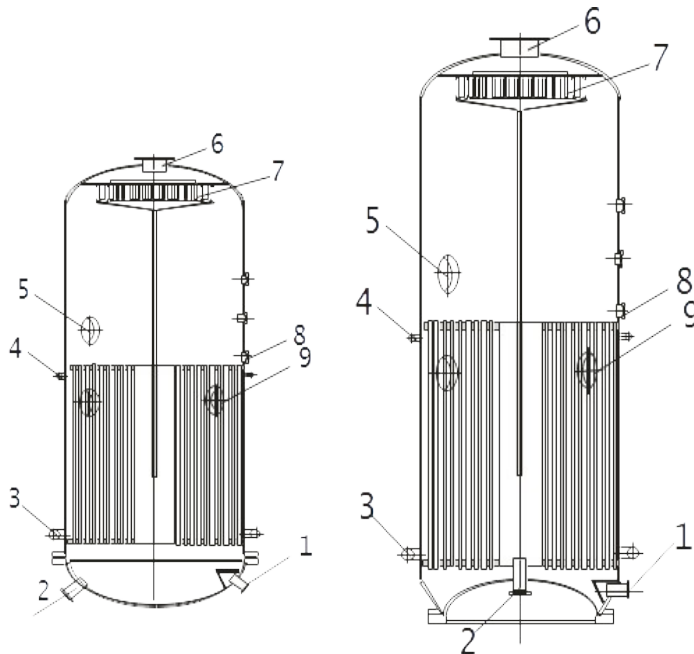


Рис.1 Випарний апарат Роберта.

У випарному апараті Роберта конструктивно створені умови для природної циркуляції розчину через центральну циркуляційну трубу великого діаметра. завдяки чому забезпечується багатократна природна циркуляція під час концентрування сиропу і, відповідно, висока інтенсивності тепловіддачі при кипіння в трубах. Для зменшення часу перебування розчину в об'ємі випарного апарата нижнє денце перевертають доверху, зменшуючи об'єм під трубного простору, наявність якого відіграє ключову роль в часі перебування розчину в апараті.

Для потужних цукрових заводів можуть застосовуватися однопрохідні випарні апарати з довгими трубами (9м і більше), які мають велику поверхню теплообміну (до 4500 м²), рис.2.

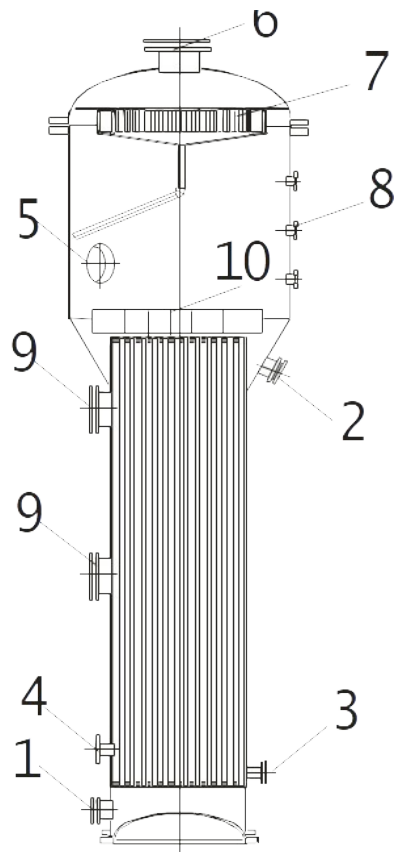


Рис. 2 Однопрохідний випарний апарат

Основний недолік таких апаратів – ускладнені ремонтні роботи під час очищення поверхні теплообміну від накипу.

Найкращі теплотехнологічні характеристики мають плівкові випарні апарати з падаючою плівкою, рис.3. Внаслідок відсутності гідростатичної депресії дані апарати особливо ефективні на хвостовій частині випарної установки, оскільки в області розрідження суттєво високий градієнт температури насичення по тиску, що в разі наявності в трубі стовпа рідини, призвело до значних втрат температурного напору. Крім того, в разі концентрування густих плівок області розрідження коефіцієнт тепловіддачі до плівки в рази перевищує інтенсивність теплообміну за даних умов в апаратах Роберта.

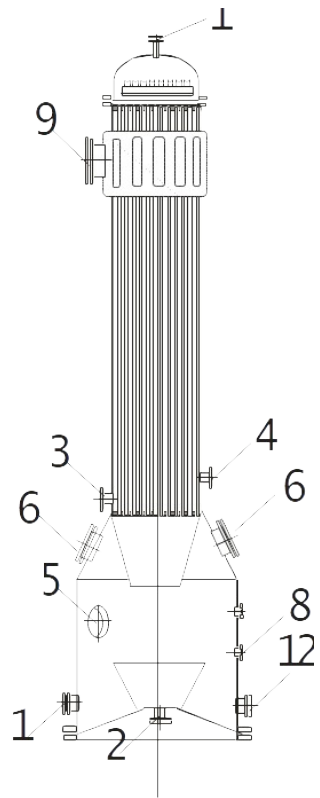


Рис.3 Плівковий випарний апарат

2. Схеми випарних установок для концентрування цукрових розчинів

На підприємствах цукрової промисловості застосовують випарні установки (ВУ), яку укомплектовані випарними апаратами з природною циркуляцією системи Роберта та плівковими випарними апаратами.

Найбільш розповсюдженою є прямотечійна 5^{ти} корпусна ВУ, яка складається з 5 ступенів випаровування, в якій сік для концентрування подається на 1 корпус ВУрис. 4.

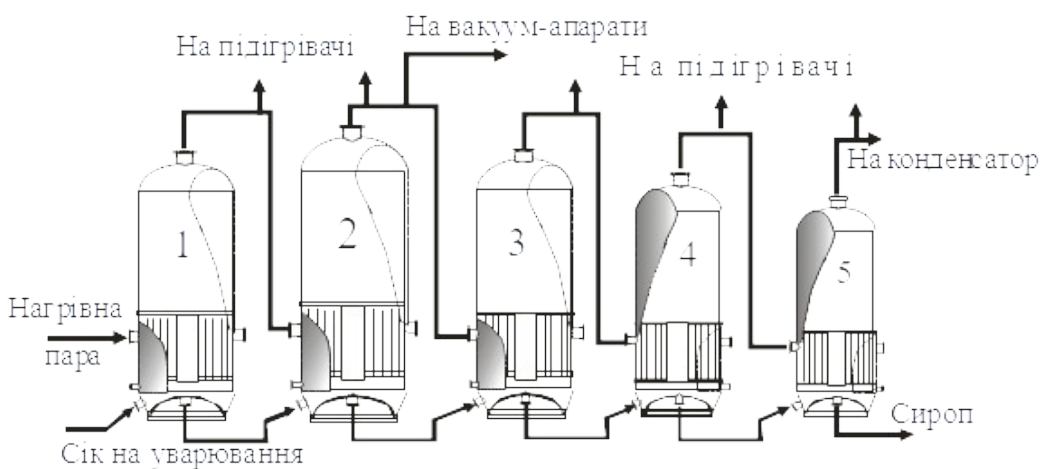


Рис.4 .Прямотечійна п'ятикорпусна випарна установка з випарними апаратами Роберта.

Основним недоліком даної установки є наявність апаратів з природною циркуляцією Роберта на хвостовій частині ВУ, на яких, внаслідок малої густини теплового потоку, підтримують завищений п'езометричний рівень. За даних умов в області розрідження стрімко зростає гідростатична температурна депресія та час перебування. Останнє спричиняє підвищену наяну різницю температур між температурою нагрівної та вторинної пари і, як наслідок, малу температуру вторинної пари.

Досконалішим варіантом випарної установки є установка з плівковими випарними апаратами на хвостовій частину ВУ, а саме 4 та 5 корпусів ВУ. Крім

того, сік подається спочатку на 3о котрус, з якого вторинна пара поступає на вакуум-апарати петрої кристалізації, а потім на перший корпус ВУ., рис.5

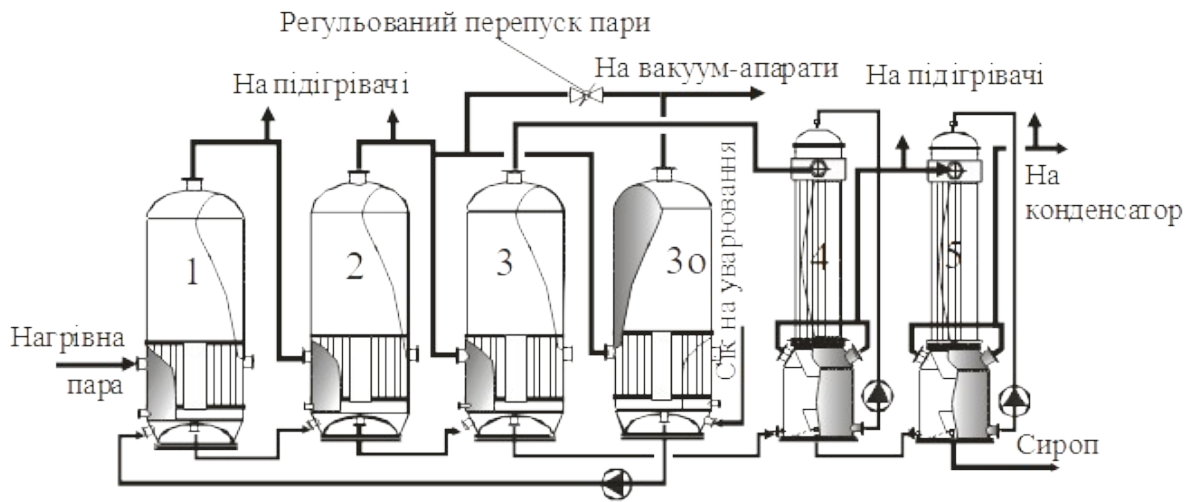


Рис.5 Випарна установка з плівковими випарними апаратами на хвостовій частині ВУ.

Для збільшення кратності випаровування у випадку глибокого використання вторинних енергоресурсів в тепловій схемі заводу вакуум-апарати можуть споживати вторинну пару 4 корпусу ВУ. У цьому випадку сік подається на 4 корпус і лише потім на 1 корпус ВУ., рис. 6.

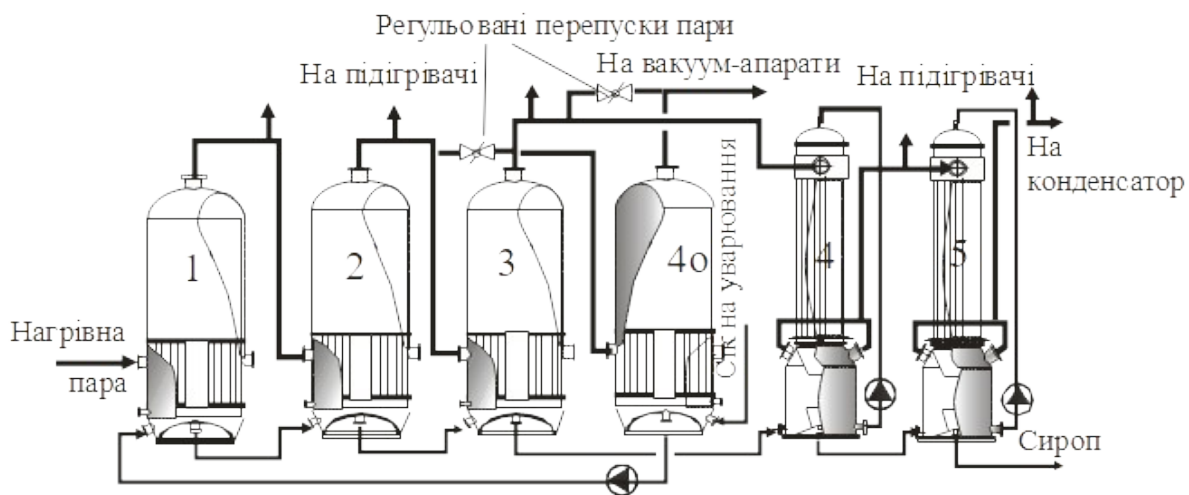


Рис.6 Випарна установка з плівковими випарними апаратами на хвостовій частині ВУ та проміжним подаванням соку на 4 корпус ВУ

Під час концентрування цукрових розчинів велике значення має якість сиропу з ВУ. Основною причиною погіршення якості сиропу є термічне

розкладання цукрози о області високих температур. Для покращення якості сиропу важливе значення має час перебування розчину в області високих температур. Тому рекомендується застосування плівкових випарних апаратів на головній частині ВУ., рис. 7.

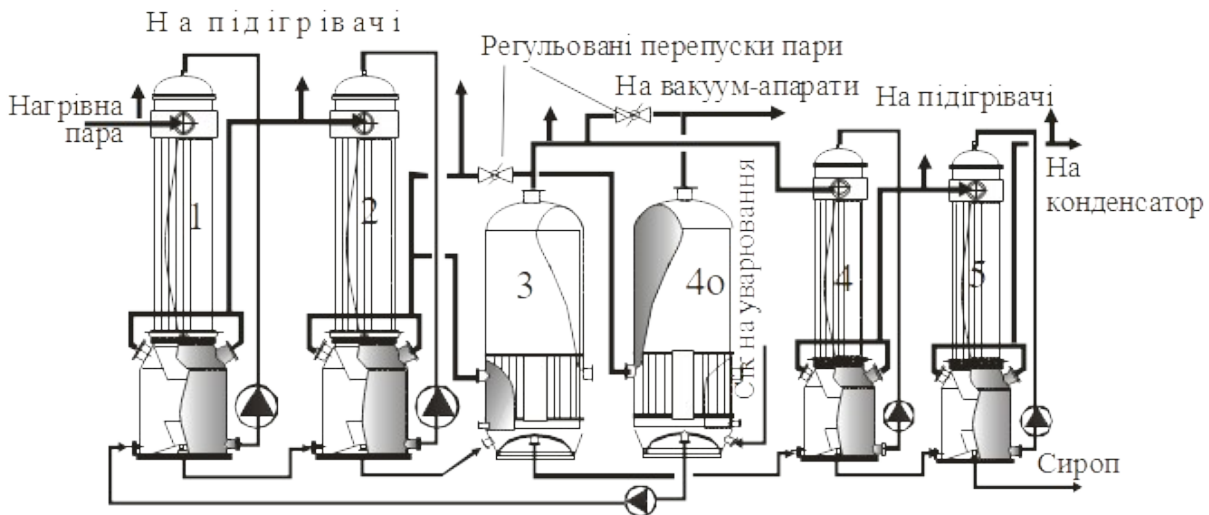


Рис.7 Випарна установка з плівковими випарними апаратами на головній та хвостовій частині ВУ та проміжним подаванням соку на 4 корпус ВУ
Найкращу якість сиропу отримують на випарних установках повністю укомплектованої плівковими випарними апаратами. При цьому, сік може подаватись на 1, 3, або 4 корпуси ВУ.

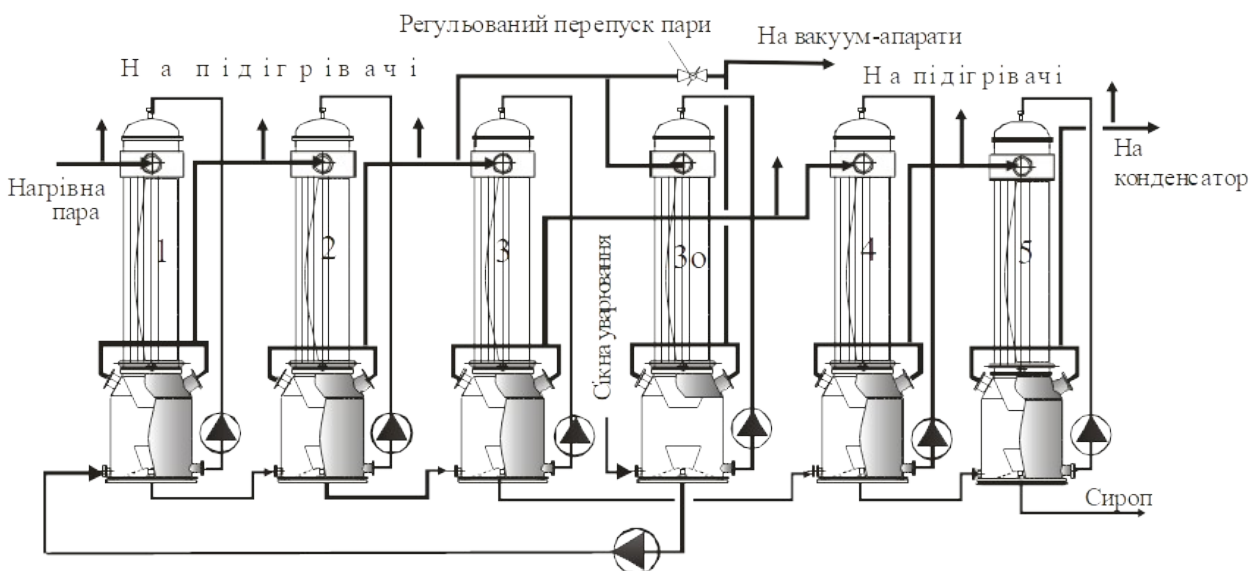


Рис.8 Випарна установка з плівковими випарними апаратами та проміжним подаванням соку на 3 корпус ВУ

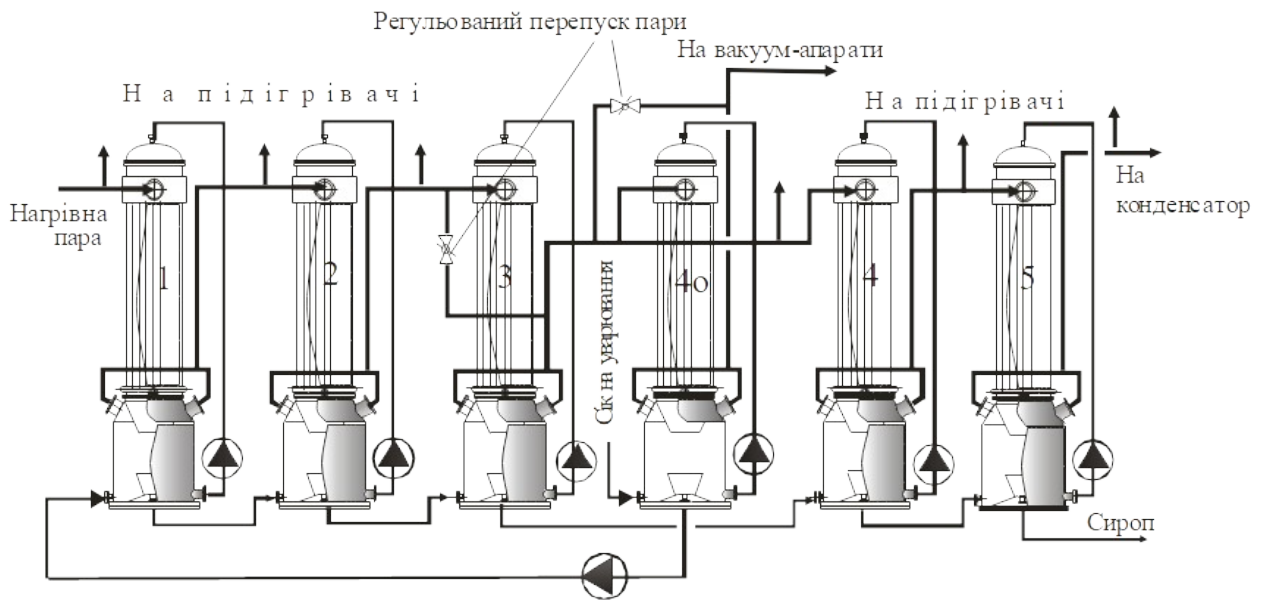


Рис.9. Випарна установка з плівковими випарними апаратами та проміжним подаванням соку на 4 корпус ВУ

3. Інтенсифікація тепловіддачі під час плівкової конденсації на вертикальних трубах з кільцевими канавками

За вертикального розташування труб з кільцевими канавками рис.10 виникає ефект інтенсифікації теплообміну під час конденсації пари.

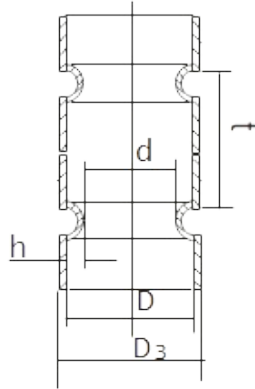


Рис. 10. Елемент труби з накаткою

В результаті експериментальних досліджень було виявлено, що інтенсивність тепловіддачі зростала зі зростанням глибини накатки h та зменшенням її кроку t . Але при $Re_{пл} = G_{конд}/\mu < 400$ зменшення кроку t/h до 8 не викликає ефекту інтенсифікації тепловіддачі, що пов'язано з силовим утриманням рідини в канавках силами поверхневого натягу.

Результати досліджень інтенсивності тепловіддачі під час конденсації на вертикальній трубі з поперечними накатками показані на рис.11.

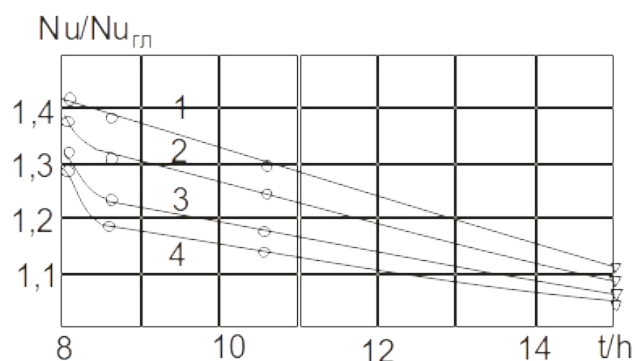


Рис.11. Тепловіддача під час конденсації водяної пари на вертикальних трубах з накаткою

- - $d_3/D_3 = 0,931$; $t/D_3 = 0,283$; $R/D_3 = 0,5$; $R_o/D_3 = 0,095$;
 - ⊙ - $d_3/D_3 = 0,91$; $t/D_3 = 0,37$; $R/D_3 = 0,5$; $R_o/D_3 = 0,093$;
 - △ - $d_3/D_3 = 0,927$; $t/D_3 = 0,53$; $R/D_3 = 1$; $R_o/D_3 = 0,053$;
 - - $d_3/D_3 = 0,913$; $t/D_3 = 0,32$; $R/D_3 = 0,5$; $R_o/D_3 = 0,094$;
- 1 – $Re_{пл} = 1600$; 2 – 800; 3 – 250; 4 – 50.

Як видно з графіків зі збільшенням числа Рейнольдса конденсації інтенсивність тепловіддачі зростає у всьому дослідженому діапазоні зміни конструктивних параметрів. Результати досліджень в діапазоні $Re_{nl}=40\dots3000$ автори (Калінін та ін.. 1990) узагальнили в формі:

$$\frac{Nu}{Nu_{zl}} = \left[1 + \frac{5,4 \cdot 10^3}{\exp\left(1,4 \frac{t}{h}\right)} \right] Re_{nl}^A, \quad (1)$$

де
$$A = \frac{0,127}{\exp\left[\frac{9}{h} \left(\frac{v^2}{g}\right)^{1/3}\right]}.$$

Число Нуссельта для гладкої труби без накатки

$$Nu_{zl} = 0,925 Re_{nl}^{1/3} \left(1 + 0,04 Re_{nl}^{0,2} + 2,23 \cdot 10^{-3} Re_{nl}^{0,8} Pr^{0,6} \right). \quad (2)$$

В числі Нуссельта за геометричний розмір прийняте плівкове число $Nu = \frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3}$.

Інтенсифікатори теплообміну у формі 3-х стрічкової гвинтової накатки не мають переваги у порівнянні з простою накаткою в області $200 < Re_{nl} < 400$, а в області коли $Re_{nl} > 400$ ефект інтенсифікації відсутній.

В області $t/D_3 = 0,248\dots0,437$ при конденсації водяної пари на трубі з 3^x стрічковою гвинтовою накаткою рекомендується наступне рівняння для розрахунку інтенсивності тепловіддачі при конденсації водяної пари :

$$\frac{\alpha}{\alpha_{nl}} = 1 + \left(1,4 - 1,601 \frac{t}{D_3} \right) \left\langle 1 - \exp \left[-18,203 \left(1 - \frac{d_3}{D_3} \right) \right] \right\rangle. \quad (3)$$

Для киплячих розчинів в трубах, або випаровування в плівковому режимі з механічними інтенсифікаторами в трубах експериментальні дані в літературі відсутні. Надані дані по тепловіддачі при кипінні котлової води в трубах жаротрубних котлів.

Таким чином, застосування інтенсифікаторів у формі кільцевих канавок дає збільшення коефіцієнта тепловіддачі від 10 до 40% в режимі плівкової конденсації. Але отримані результати стосуються лише рідин з малою в'язкістю і не можуть бути розширені на течії високов'язких рідин.

4. Моделювання розподілення концентрацій в стікаючих густих плівках під час випаровування з міжфазної поверхні

З фізичних уявлень про процеси дифузії розчиненого компонента з поверхні плівки вглибину під час випаровування розчинника приймаємо, що в процесі випаровування з поверхні висококонцентрованої ламінарної плівки розчину на міжфазній поверхні формується тонкий прошарок з підвищеною, у порівнянні з середньою, концентрацією.

Як тільки починається випаровування, виникає нормальний до між фазної поверхні градієнт концентрації та в'язкості. Внаслідок перерозподілу концентрації виникає перерозподіл в'язкості і, відповідно, спотворення профілю швидкості. З іншого боку, зростає температура кипіння на міжфазній поверхні оскільки концентрація спричиняє зростання фізико-хімічної температурної депресії. Характерною особливістю роботи плівкових випарних апаратів є те, що вони працюють при малій різниці температур між нагрівною та вторинною парою (наявна різниця температур) ($4 - 8$ °C), яка співрозмірна з фізико-хімічною температурною депресією для густих сиропів. Саме цей фактор має визначальний вплив на процеси теплообміну в плівках розчинів з високою концентрацією в процесі пароутворення.

Якщо з поверхні догрітої до температури насичення плівки завдяки підведення теплоти випаровується розчинник, то внаслідок зникнення розчинника утворюється мікропрошарок з підвищеною концентрацією, а розчинений компонент, отримавши концентраційний градієнт, дифундує з поверхні вглибину плівки.

В ламінарній плівці, що стікає по вертикальній теплообмінній поверхні, встановлюється параболічний профіль швидкості.

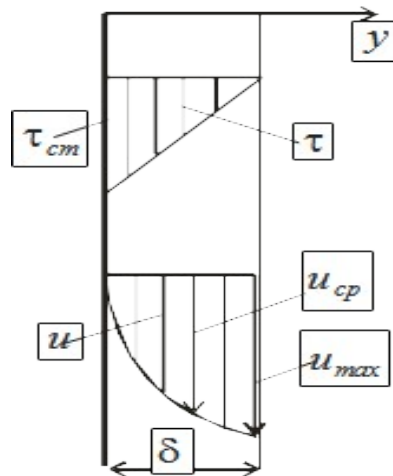


Рис. 12 Схема гравітаційно стікаючої плівки з плоскою міжфазною поверхнею

Профіль швидкості у високов'язкій плівці, яка рухається в ламінарному режимі отримуємо з рівняння руху.

З залежностей для дотичної напруги τ в перетині плівки

$$\begin{aligned} \tau &= -\mu \frac{du}{dy}, \\ \tau &= \tau_{cm} - \rho g y = \rho g (\delta - y), \end{aligned} \quad (4)$$

де y – нормальна до стінки координата, отримаємо

$$\rho g (\delta - y) = -\mu \frac{du}{dy}. \quad (5)$$

Проінтегрувавши отримане рівняння за граничної умови $y=0$; $u=0$, знаходимо профіль швидкості плівці в усталеному режимі руху

$$u = \frac{\rho g}{\mu} \left(y \delta - \frac{y^2}{2} \right), \quad (6)$$

Де δ – товщина плівки, μ – динамічна в'язкість рідини, Па·с.

Середню швидкість отримаємо, інтегруючи отриманий профіль по товщині плівки

$$u_{cp} = \frac{1}{\delta} \int_0^{\delta} u dy = \frac{1}{\delta} \int_0^{\delta} \frac{\rho g}{\mu} \left(y \delta - \frac{y^2}{2} \right) dy = \frac{\rho g}{3\mu} \delta^2.$$

З виразу

$$\frac{G_1}{\rho \pi D} = \Gamma_v = u_{cp} \delta ,$$

отримаємо товщину ламінарної стабілізованої плівки

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma_v \mu}{g \rho}} = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma_v \nu}{g}} , \quad (7)$$

де Γ_v – об'ємна щільність зрошення, $\frac{M^2}{c}$.

Отримане співвідношення відноситься до рівномірного розподілення концентрації і, відповідно, в'язкості в плівці. Якщо має місце нерівномірне розподілення, пов'язане з повільним процесом молекулярної дифузії вглибину плівки під час випаровування, профіль швидкості, а, відповідно, і товщина плівки змінюється.

Оцінимо вплив нерівномірного розподілення концентрації в стікаючій плівці розчину на гідродинамічну структуру плівки. Профіль в'язкості, за умови випаровування з міжфазної поверхні плівки розчину, може бути апроксимовано залежністю

$$\mu = \mu_o + A\eta^n \quad (8)$$

де μ_o , μ_i – мінімальне та максимальне значення в'язкості, відповідно; $A = \mu_i - \mu_o$ – максимальна різниця в'язкостей на стінці та міжфазній поверхні.

Позначимо $B = \frac{\mu_i}{\bar{\mu}}$, та $A = B\bar{\mu} - \mu_o$.

Інтегруючи отримаємо середнє значення динамічної в'язкості

$$\bar{\mu} = \int_0^1 \left[\mu_o + (B\bar{\mu} - \mu_o)\eta^n \right] d\eta = \mu_o + \frac{B\bar{\mu} - \mu_o}{n+1} .$$

Зі знайденого виразу знаходимо мінімальне значення в'язкості на стінці

$$\mu_o = \bar{\mu} \left(\frac{n+1}{n} - \frac{B}{n} \right),$$

а вираз для в'язкості набуває вигляду

$$\mu = \bar{\mu} \left(\frac{n+1}{n} - \frac{B}{n} \right) + \bar{\mu} \left(\frac{n+1}{n} B - \frac{n+1}{n} \right) \eta^n. \quad (9)$$

Профілі в'язкості за різних значень показників степеню n надано на рис. 13

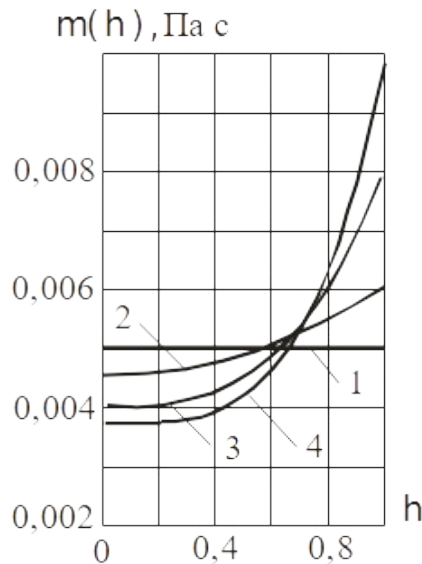


Рис.13. Профілі в'язкості за різних значень показників степеню n .
 2 – $n = 2$, $B = 1,2$; 3 – $n = 3$, $B = 1,6$; 4 – $n = 4$, $B = 2,0$. 1 – $\mu_{cp} = 5000 \times 10^{-6}$ Па с

Позначивши $B_1 = \frac{n+1}{n} - \frac{B}{n}$, $B_2 = \frac{n+1}{n}(B-1)$, рівняння руху набуває вигляду

$$\delta^2 \rho g (1-\eta) = \bar{\mu} (B_1 + B_2 \eta^n) \frac{du}{d\eta}. \quad (10)$$

Інтегрування отриманого виразу за різних значень показника степеню за різних значень показників степеню n за граничної умови $\eta=0$, $u=0$.

Якщо $n = 2$ вираз для профілю швидкості має вигляд:

$$u(\eta) = \frac{\delta^2 \rho g}{B_2 \bar{\mu}} \left\langle \frac{1}{c} \operatorname{arctg} \frac{\eta}{c} - \frac{1}{2} \ln(c^2 + \eta^2) + \frac{1}{2} \ln c^2 \right\rangle, \quad (11)$$

де $B_1 = \frac{3}{2} - \frac{B}{2}$; $B_2 = \frac{3}{2} B - \frac{3}{2}$; $c = \sqrt{\frac{B_1}{B_2}}$.

При $n = 3$, маємо профіль швидкості

$$u(\eta) = \frac{\delta^2 \rho g}{B_2 \bar{\mu}} \left\langle \frac{1}{6a^2} \ln \frac{(a+\eta)^2}{a^2 - a\eta + \eta^2} + \left(\frac{1}{a^2 \sqrt{3}} - \frac{1}{a\sqrt{3}} \right) \operatorname{arctg} \frac{2\eta - a}{a\sqrt{3}} - \frac{1}{6a} \ln \frac{a^2 - a\eta + \eta^2}{(a+\eta)^2} + \dots \right\rangle \quad (12)$$

де $B_1 = \frac{4}{3} - \frac{B}{3}$; $B_2 = \frac{4}{3}B - \frac{4}{3}$; $a = \sqrt[3]{\frac{B_1}{B_2}}$.

При $n = 4$,

$$u(\eta) = \frac{\delta^2 \rho g}{\bar{\mu} B_2} \left\langle \frac{1}{4b^3 \sqrt{2}} \ln \frac{\eta^2 + \eta b \sqrt{2} + b^2}{\eta^2 - \eta b \sqrt{2} + b^2} + \frac{1}{2\sqrt{2}b^3} \operatorname{arctg} \left(\frac{\eta \sqrt{2}}{b} + 1 \right) + \frac{1}{2\sqrt{2}b^3} \operatorname{arctg} \left(\frac{\eta \sqrt{2}}{b} - 1 \right) - \dots \right\rangle \quad (13)$$

де $B_1 = \frac{5}{4} - \frac{B}{4}$; $B_2 = \frac{5}{4}B - \frac{5}{4}$; $b = \sqrt[4]{\frac{B_1}{B_2}}$

Графічна інтерпретація за отриманими співвідношеннями наведена на рис. 14

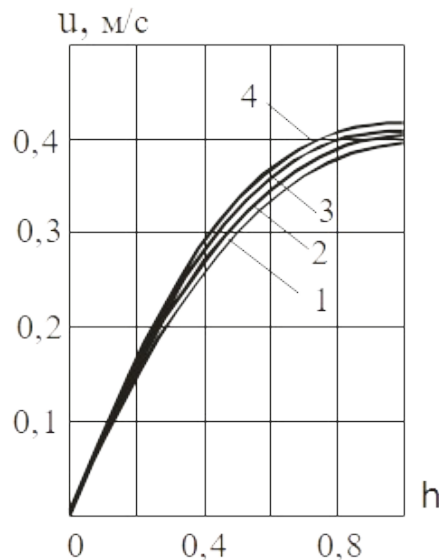


Рис.14. Профілі швидкості в плівці при різних значеннях n .

$J_v = 0,15 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$,

$2 - n = 2, B = 1,2; 3 - n = 3, B = 1,6; 4 - n = 4, B = 2,0. 1 - \mu_{cp} = 5000 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$

Відповідно, залежності товщин плівки, розрахованих за отриманими профілями швидкості за різного (дискретного) значення показника степеню n за співвідношенням

$$\delta = \frac{\Gamma_v}{u_{cp}} = \frac{\Gamma_v}{\int_0^1 u(\eta) d\eta}$$

наведено на рис. 15

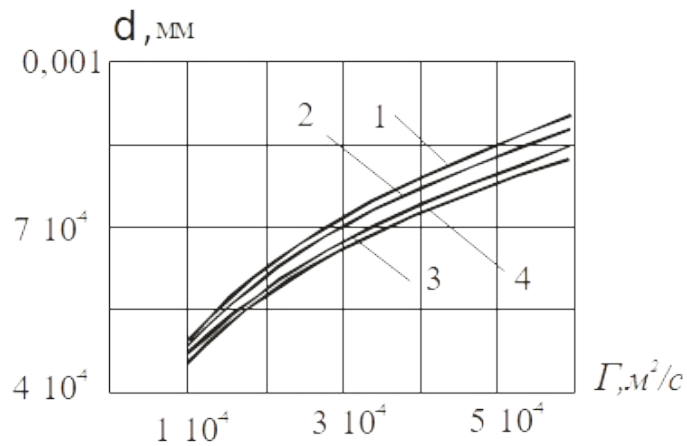


Рис.15. Залежність товщини плівки від щільності зрошення за різного розподілу в'язкості в плівці. 2 – $n = 2$, $B = 1,2$; 3 – $n = 3$, $B = 1,6$; 4 – $n = 4$, $B = 2,0$. 1 – $\mu_{\text{ср}} = 5000 \times 10^{-6}$ Па·с.

Зростання (перерозподіл) в'язкості у напрямку міжфазної поверхні призводить до зменшення товщини плівки у порівнянні з товщиною плівки за рівномірно розподіленою в'язкості.

4. 1. Критична концентрація сиропу

В разі падіння витрати розчину на розподільчий пристрій плівкового випарного апарата відбувається зменшення щільності зрошення поверхні теплообміну. Оскільки в процесі випаровування щільність зрошення по висоті труби невпинно зменшується, досягається критична щільність зрошення за якої сили поверхневого натягу розривають плівку з утворенням сухих п'ятен та переходу на струмковий режим течії плівки (або режим руху у формі ривулет)

На рис. 16 проілюстровано погіршення інтенсивності тепловіддачі в трубі довжиною 9 м діаметром 30 мм, при випаровуванні з плівки води (Ардашев., 1983)

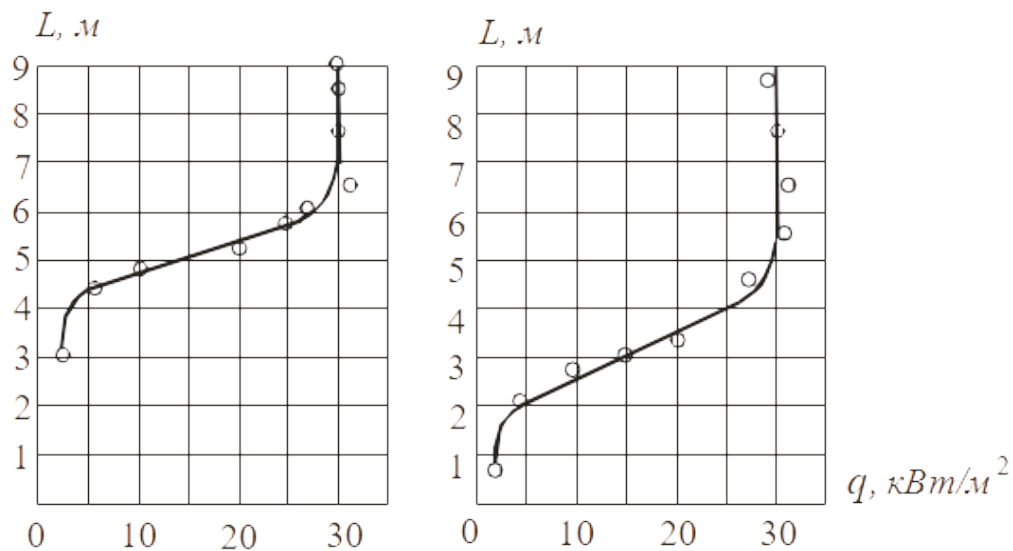


Рис. 16 Розподілення теплового потоку по висоті труби зі стікаючою плівкою води в стані насичення при $t = 100^\circ\text{C}$.
 а – $\Gamma = 0,029 \text{ кг/м с}$; б – $\Gamma = 0,076 \text{ кг/м с.}$, (Дані (Ардашев, 1983).

Потужні плівкові випарні апарати цукрової промисловості поверхнею теплообміну від 1000 до 6000 м^3 мають діаметри корпусів від 2 до 3,4 м а кількість труб – до 4500 шт. За такої кількості труб та діаметрів апаратів існує певна нерівномірність зрошення, тому має місце надлишкова концентрація розчину в частині труб. Для запобігання негативних наслідків переконцентрування застосовується рециркуляція сиропу за умови підтримування щільності зрошення не менше $0,22 \text{ кг/м с}$ (Філоненко, та ін..2014).

Але процеси концентрування (кипіння) розчинів відрізняються від кипіння води. За ламінарного руху та нерозвинутої системи поверхневих хвиль поперечне перемішування плівки незначне, тому, за малого коефіцієнта дифузії, внаслідок поверхневого випаровування розчинника з поверхні плівки на міжфазній поверхні утворюють тонкий густий прошарок розчину, концентрація якого значно перевищує середнє значення.

Крім того, внаслідок фізико-хімічної температурної депресії температура кипіння розчину в тонкому прошарку біля між фазної поверхні перевищує температуру пари над киплячою рідиною.

До того ж, що надзвичайно важливо, в процесі випаровування з поверхні висококонцентрованої плівки темп падіння щільності зрошення значно менше темпу зростання в'язкості.

На рис.17. проілюстровано погіршення тепловіддачі в трубі довжиною 9 м діаметром 30 мм, до плівки цукрового розчину, (Ардашев., 1983)

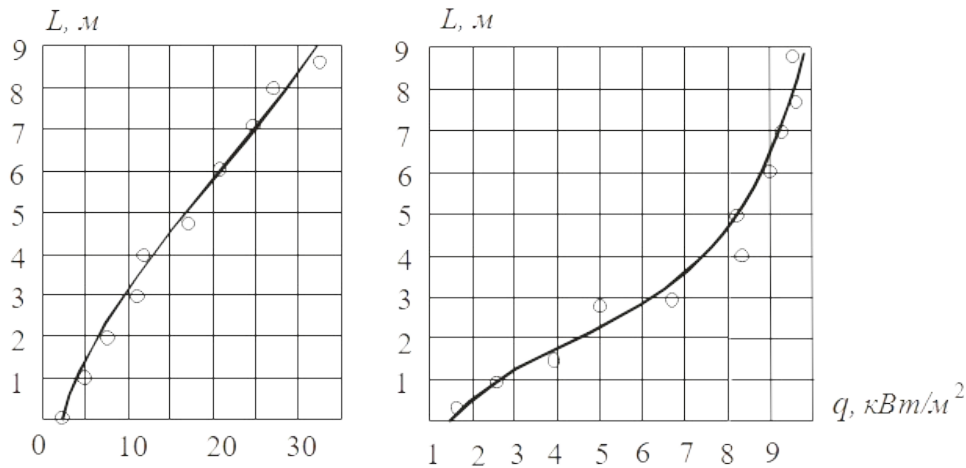


Рис. 17. Розподілення теплового потоку по висоті труби до цукрового сиропу. (Дані (Ардашев., 1983)).

а – $\Gamma_{\text{вх}} = 0,108 \text{ кг/м с}$, $\text{СР}_{\text{вх}} = 35\%$; б – $\Gamma_{\text{вх}} = 0,1 \text{ кг/м с}$, $\text{СР}_{\text{вх}} = 60\%$, $t = 100 \text{ }^\circ\text{C}$,

Якщо в процесі концентрування густих плівок, які стікають по вертикальній теплообмінній поверхні, темп зростання в'язкості перевищує темп падіння щільності зрошення, то товщина плівки в процесі випаровування розчинника повинна зростати, а не падати.

Якщо густина теплового потоку змінюється по довжині труби (у напрямку x) по закону $q(x)$, та в процесі концентрування об'ємна щільність зрошення $\Gamma_v(x)$ по довжині x змінюється (падає) по закону

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

Де Γ_{v0} – вхідна об'ємна щільність зрошення, м²/с;

Залежність ростання концентрації $CP(x)$ по довжині теплообмінного каналу за тих же умов запишеться як

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

Залежність товщини плівки $\delta(x)$ від x в ламінарній плівці запишеться як

$$\delta(x) = \sqrt[3]{\frac{3 \Gamma_v(x) \nu(x)}{g}}$$

З наведеного співвідношення очевидно, що, оскільки товщина плівки залежить від добутку щільності зрошення та в'язкості, зміна товщини плівки по довжині і буде залежати від співвідношення темпів падіння щільності зрошення та зростання в'язкості. Крім того, повинна існувати критична концентрація розчину на певній довжині плівки, за якої добуток щільності зрошення та

в'язкості залишається постійним. У цьому випадку похідна від $\delta(x) = \sqrt[3]{\frac{3 \Gamma_v(x) \nu(x)}{g}}$ по довжині дорівнює нулю, а концентрацію можна розглядати як критичну для заданих умов по щільності зрошення.

Якщо скористатися існуючою залежністю в'язкості від концентрації цукрового розчину, запропонованої Сінатом-Радченко, співвідношення в'язкості цукрового розчину концентрацією до 80 % від концентрації та температури запишеться як

$$\nu(x) = 10^{-9} 10^{F(x)},$$

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

$C = 2,45 \cdot 10^{-3} T - 1,771$; T – температура в °К. Db –чистота (доброякісність) сиропу.

Візьмемо похідну від виразу для товщини плівки та прирівняємо її до нуля

$$\frac{d[\Gamma_v(x)v(x)]}{dx} = 0 .$$

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

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

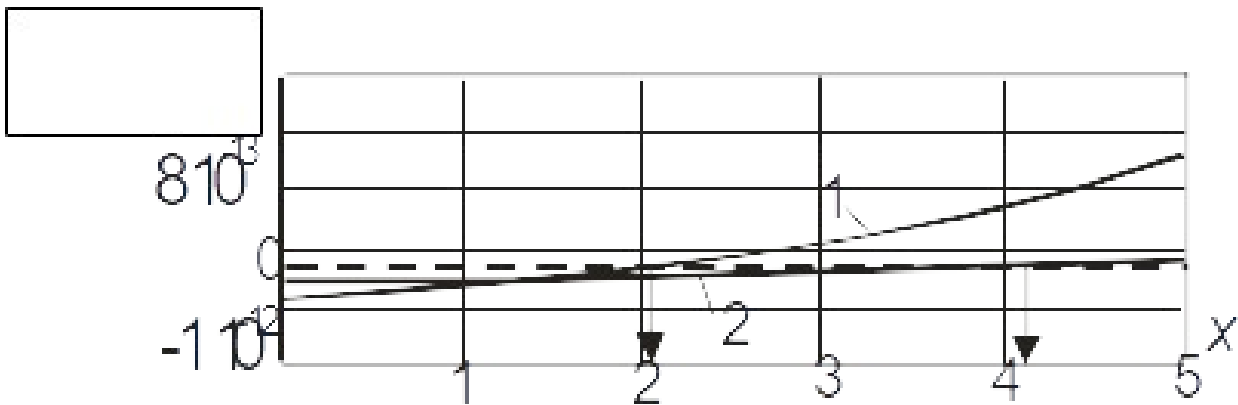


Рис. 18 Залежність $\frac{d(\Gamma_v v)}{dx} = f(x)$. 1 - $q = 8$ кВт/м²; 2 - 4.

Відповідно до результатів , наведених на з рис. 2 , відстань від входу в трубу до координати, на якій відбувається зміна знаку похідної, залежить від густини теплового потоку і дорівнює за даних умов відповідно 4,1 м та 2,05 м для густини теплового потоку 4 та 8 кВт/м², відповідно. Концентрацію знайдемо з виразу

$$CP(x) = \frac{CP_0 \Gamma_{v0}}{\Gamma_{v0} - \frac{q(x)x}{\rho_1 r}} .$$

Як видно з графіків, зміна знаку похідної здійснилася на

різній відстані від входу в трубу, але при однаковій концентрації, яка дорівнює $CP_{кр} = 33,75$ %.

Аналогічно повторимо розрахунки при різних температурах

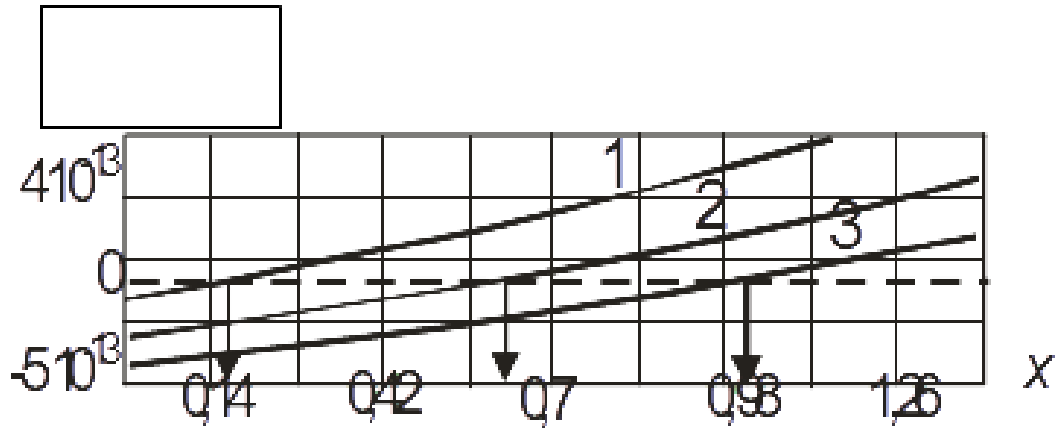


Рис. 19. $\frac{d(\Gamma_v v)}{dx} = f(x)$ за умови $q = 12 \text{ кВт/м}^2$; при 1 - $t = 70 \text{ }^\circ\text{C}$; 2 - 80; 3 - 90.

Наведені криві зміни похідної $\frac{d(\Gamma_v(x)v(x))}{dx}$ по повздовжній координаті при температурах, відповідно 70, 80 та 90 С, та $q = 12 \text{ кВт/м}^2$. Координати, за якої похідна дорівнює нулю становлять, відповідно 0,18, 0,62 та 1,01 м. Відповідні критичні концентрації, за яких починається потовщення плівки в процесі випаровування дорівнюють, відповідно 30,43%, 31,55%, 32,65%.

Таким чином, можна навести криву критичної концентрації цукрового розчину від температури, рис. 20.

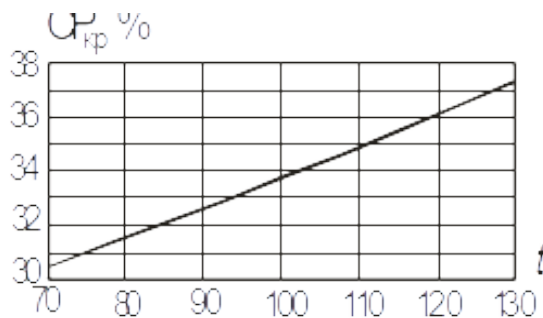


Рис. 20. Критична концентрація для цукрового сиропу (Дб = 92%) залежно від температури.

Реально критична концентрація для цукрового розчину залежить ще від доброякісності сиропу, рис.21

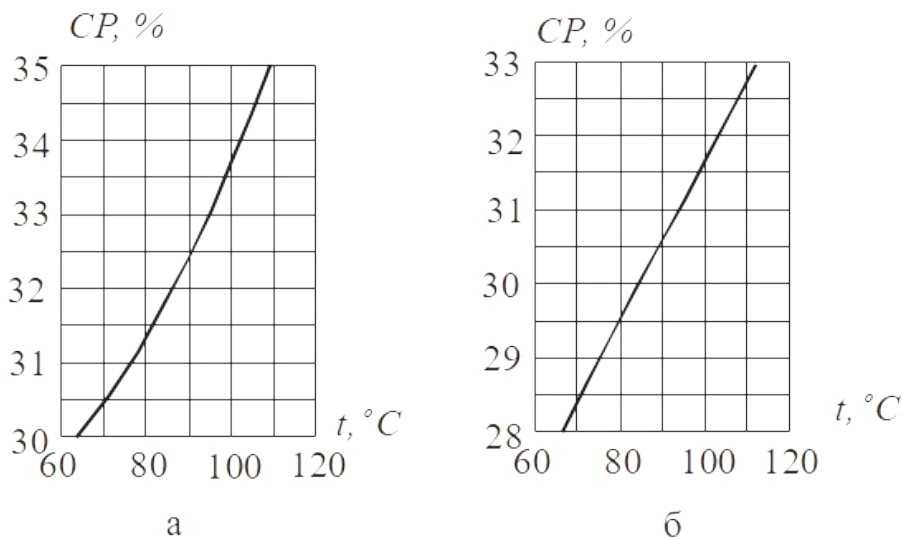


Рис. 21. Критична концентрація, залежність від температури.
 а) цукровий розчин (Дб = 98%); б) цукровий сироп (Дб = 92 %).

Отже, під час концентрування густих цукрових розчинів в плівкових випарних, в яких концентрація сиропу на вході вар'юється від 35 до 75% і вище, по всій довжині труби має місце потовщення плівки. Таким чином, має місце відмінність у механізмі кризового погіршення інтенсивності тепловіддачі в процесі концентрування слабо концентрованих та густих висококонцентрованих розчинів. У першому випадку має місце розривання плівки, утворення струмків та ривулет, а у другому – потовщення плівки без її розривання, а лише утворень напливів.

4.2. Профілі концентрації в плівці за різної густини теплового потоку

Розглянемо механізм перенесення розчиненого компонента з між фазної границі в глибину плівки при випаровуванні розчинника (води) з поверхні плівки. З поверхні плівки випаровується водяна пара зі швидкістю $\frac{q}{r \rho}$, м/с. В результаті зникнення розчинника сухі речовини дифундують всередину плівки, а потік маси дорівнює $J_m = \frac{q}{r} C_i$, кг/м²с, рис.22.

де q – густина теплового потоку, Вт/м²; r – теплота фазового перетворення, Дж/кг; $C(y, x)$ – профіль концентрації.

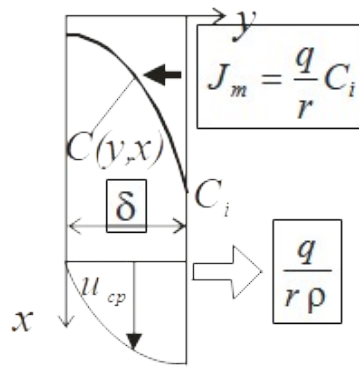


Рис.22. Схема потоків компонентів дифузії в стікаючій плівці з випаровуванням .

На міжфазній границі встановлюється динамічна рівновага між потоком маси, що утворюється в результаті зникнення розчинника, та потоком маси вглибину плівки за рахунок дифузії. Гранична умова при $y = \delta$ виражається як

$$-D_m \frac{\partial C(\delta, x)}{\partial y} = \frac{q}{r\rho} C(\delta, x) \quad , \quad (15)$$

де D_m – коефіцієнт молекулярної дифузії. $C(\delta, x)$ – концентрація на між фазній поверхні плівки;

Співвідношення для розвитку поля концентрації в результаті дифузійного градієнта отримаємо з рівняння конвективної дифузії

$$u \frac{\partial C(x, y)}{\partial x} = D_m \frac{\partial^2 C(x, y)}{\partial y^2} . \quad (16)$$

На поверхні теплообміну, яка непроникна для потоку маси, гранична умова виразиться, як

$$\frac{\partial C(0, x)}{\partial y} = 0 . \quad (17)$$

Для спрощення задачі приймаємо постійною швидкість рідини в перерізі плівки u , а товщину плівки δ – незмінною. За даних спрощень та наведеними вище граничними умовами поставлена задача має точний розв'язок (Ликов., 1962). В залежності від початкових умов, тобто виду функції початкового розподілу концентрації $f_o(y,0)$ буде залежати вираз для функції розподілення концентрації

$$C(x, y) - C_o = 1 - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\mu_n}{\mu_n + \sin \mu_n \cos \mu_n} \cos \mu_n \frac{y}{\delta} \exp\left(-\mu_n^2 \frac{D_m x}{u \delta^2}\right) \frac{2}{\delta} \int_0^{\delta} f_o(y,0) \cos \mu_n \frac{y}{\delta} dy. \quad (18)$$

Якщо процес починається із рівномірно розподіленої концентрації C_o , початкові умови мають вигляд

$$x=0; \quad C(y,0)=C_o,$$

а розв'язок методом Фур'є виглядає як (Ликов., 1962).

$$C(x, y) - C_o = 1 - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2 \sin \mu_n}{\mu_n + \sin \mu_n \cos \mu_n} \cos \mu_n \frac{y}{\delta} \exp\left(-\mu_n^2 \frac{D_m x}{u \delta^2}\right). \quad (19)$$

Характеристичне рівняння для власних чисел μ_n

$$\operatorname{ctg} \mu_n = \frac{\mu_n}{Pe_{mv}},$$

де $Pe_{mv} = \frac{q \delta}{r \rho D_m}$ – масообмінне число Пекле; $\frac{q}{r \rho}$ – швидкість випаровування.

Інтерпретація концентраційного поля в плівки на довільній відстані x зображена на рис. 23. (використано шість перших членів ряду).

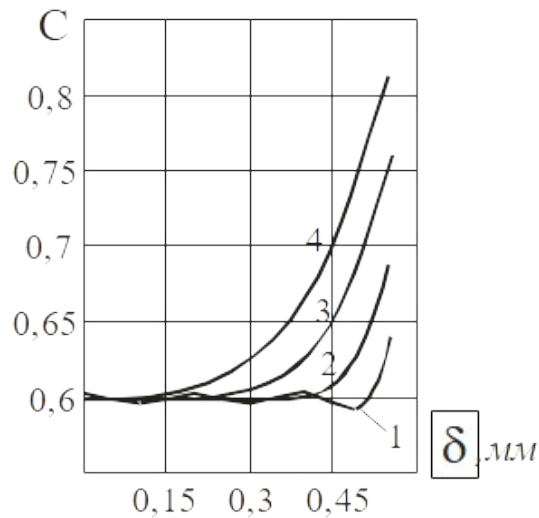


Рис.23. Розподіл концентрації цукрового сиропу в плівці. Початкова концентрація $C_P = 60\%$, ; температура $t = 80$ С; густина теплового потоку $q = 5,14$ кВт/м².

$$\Gamma_v = 0,15 \cdot 10^3 \frac{M^2}{c}; \quad v = 3,92 \cdot 10^{-6}; \quad \rho = 1260; \quad D = 1 \cdot 10^{-9}; \quad r = 2308.$$

$$1 - x = 0,1 \text{ м}; \quad 2 - 0,8; \quad 3 - 2,5; \quad 4 - 5; \quad Pe_{mv} = 1$$

$$\mu_1 = 0,8603; \quad \mu_2 = 3,4256; \quad \mu_3 = 6,4373; \quad \mu_4 = 9,5293; \quad \mu_5 = 12,6453; \quad \mu_6 = 15,7713.$$

На міжфазній границі $C(x, \delta)$, (C_i) визначається при $y = \delta$

$$C(x, \delta) - C_o = 1 - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2 \sin \mu_n \cos \mu_n}{\mu_n + \sin \mu_n \cos \mu_n} \exp\left(-\mu_n^2 \frac{D_m x}{\bar{u} \delta^2}\right). \quad (20)$$

Отримані розв'язки для розрахунків концентраційного поля складні у використанні – кожному значенню густини теплового потоку та товщини плівки потрібен конкретний набір власних чисел μ_n , які дійсні за умови $q = const$.

Поверхня теплообміну випарних апаратах обігривається насиченою водяною парою. Зі зростанням концентрації зростає і температурна депресія, тому густина теплового потоку вздовж поверхні теплообміну зменшується пропорційно корисній різниці температур. Оскільки густина теплового потоку падає, а концентрація розчину на поверхні випаровування плівки зростає, їх добуток в певному діапазоні зміни режимних параметрів може або залишатися постійним, або незначно змінюватися.

З певним наближенням можна прийняти постійним не густину теплового потоку q , а добуток густини теплового потоку на концентрацію $q C_i$, який

пропорційний поперечному потоку маси розчиненого компонента $J_m = \frac{q}{r} C_i$. За даного припущення та припущення гранична умова на між фазній поверхні може бути записана як

$$-D_m \frac{\partial C(\delta, x)}{\partial y} = \frac{q}{r \rho} C(\delta, x) \approx \frac{J_m}{\rho} = const. \quad (21)$$

Розв'язок рівняння конвективної дифузії у такій постановці набуває вигляду (Ликов., 1962)

$$C(\eta, \xi) = C_o + \frac{2 J_m}{\rho D_m} \sqrt{\frac{D_m x}{u}} \left\{ \frac{1}{\sqrt{\pi}} \exp\left(-\frac{(\delta-y)^2 u}{4 D_m x}\right) - \frac{(\delta-y)}{2 \sqrt{D_m \frac{x}{u}}} \operatorname{erfc}\left(\frac{(\delta-y)}{2 \sqrt{D_m \frac{x}{u}}}\right) \right\}, \quad (22)$$

де $\operatorname{erfc}(x) = 1 - \operatorname{erf}(x) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_x^{\infty} \exp(-x^2) dx$ – функція помилок Гаусса.

Інтерпретація отриманих співвідношень наведена на рис.24.

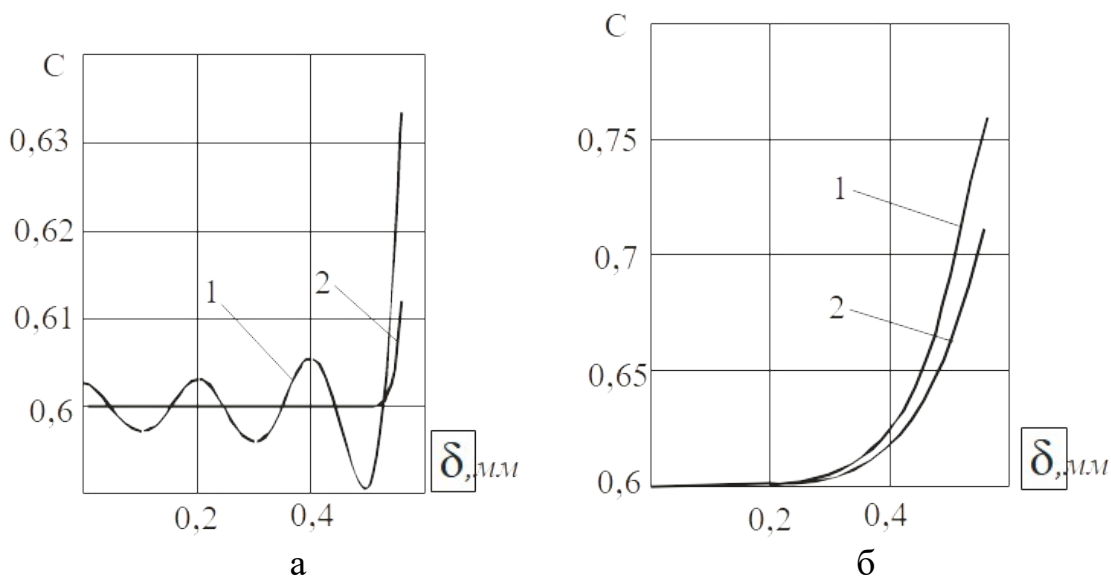


Рис. 24. Результати розрахунку розподілення концентрації в плівки за початкової концентрації 60%.

$$\Gamma_v = 0,15 \cdot 10^3 \frac{M^2}{c}; \quad v = 3,92 \cdot 10^{-6} \frac{M^2}{c}; \quad \rho = 1260 \frac{kg}{M^3}; \quad D_m = 1 \cdot 10^9 \frac{M^2}{c}; \quad r = 2308 \frac{kJ}{kg};$$

$$q = 5,14 \frac{kJ}{M^2}.$$

а. $x = 0,05$ м; 1 – розрахунок за (19), 2 – за (22)

б. $x = 2,5$ м; ; 1 – розрахунок за (19), 2 – за (22)

Розв'язок рівняння конвективної дифузії безрозмірному вигляді має вигляд

$$C(\eta, \xi) = C_o + \frac{2J_m \delta}{\rho D_m} \sqrt{\frac{4\xi}{Pe_m}} \left\{ \frac{1}{\sqrt{\pi}} \exp\left(-\frac{(1-\eta)^2}{\frac{16\xi}{Pe_m}}\right) - \frac{(1-\eta)}{2\sqrt{\frac{4\xi}{Pe_m}}} \operatorname{erfc}\left(\frac{(1-\eta)}{2\sqrt{\frac{4\xi}{Pe_m}}}\right) \right\}, \quad (23)$$

де $Pe_m = \frac{4\Gamma_v}{D_m}$ – дифузійне число Пекле; $\Gamma_v = \frac{G}{\rho \pi d}$, м²/с; G – масова витрата

рідини в трубу, кг/с. $\xi = \frac{x}{\delta}$, $\eta = \frac{y}{\delta}$ – повздовжня та поперечна безрозмірні координати, відповідно.

Проінтегрувавши отримане співвідношення по товщині плівки, отримаємо середню концентрацію $C_{cp}(\xi)$

$$C_{cp}(\xi) = C_o + \frac{J_m \delta}{\rho D_m} \left(\frac{8\xi}{Pe_m} - \frac{4\xi}{Pe_m} + \frac{1}{2} \right) \operatorname{erf}\left(\frac{1}{4} \sqrt{\frac{Pe_m}{\xi}}\right) + \frac{2J_m \delta}{\rho D_m \sqrt{\frac{Pe_m}{\xi}}} \exp\left(-\frac{Pe_m}{16\xi}\right) - \frac{J_m \delta}{2\rho D_m} \quad (24)$$

Підставивши в розв'язок $\eta = 1$, отримаємо концентрацію на міжфазній границі $C_i(\xi)$

$$C_i(\xi) = C_o + \frac{4J_m \delta}{\rho D_m \sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{\xi}{Pe_m}}. \quad (25)$$

Відповідно, вираз для осередненої концентрації розчиненого компонента на міжфазній границі \bar{C}_i отримаємо інтегруванням по довжині концентрацію $C_i(\xi)$

$$\bar{C}_i = \frac{1}{\xi} \int_0^\xi C_i(\xi) d\xi = C_o + \frac{8Pe_m J_m \delta}{3\sqrt{\pi} \rho D_m \xi} \sqrt{\left(\frac{\xi}{Pe_m}\right)^3}. \quad (26)$$

5. Інтенсифікація тепловіддачі до густих висококонцентрованих плівок цукрових розчинів під час випаровування

Температура кипіння внаслідок підведення теплоти на міжфазній поверхні плівки за нерівномірного перерозподілу концентрації підвищиться. Це призводить до зменшення густини теплового потоку та різниці температур. За значного перегріву стінки теплообмінної поверхні можливе поверхневе кипіння, а це викликає перемішування плівки, як наслідок - вирівнювання концентрацій. Якщо перемішування відсутнє виникне ранній режим погіршення тепловіддачі.

Температурне та концентраційне поля розвиваються з різним темпом, оскільки коефіцієнти теплопровідності та дифузії відрізняються на три порядки. Температура міжфазної поверхні ламінарної густої висококонцентрованої плівки відповідає фізико-хімічній температурній депресії, яка визначається концентрацією міжфазній поверхні $C_i(x)$.

Для розрахунку температурного поля в умовах нерівномірності концентрацій необхідна інформація з фізико-хімічної температурної депресії для цукрових розчинів. Температурна депресія розраховується як

$$\Delta t_{fc} = 16,22 \frac{T^2}{r} \Delta t_{100}, \quad (27)$$

де Δt_{100} – депресія за атмосферного тиску. Для цукрових розчинів для концентрацій 37...75 %, Δt_{100} розраховується як

$$\Delta t_{100} = \frac{C_i(x)}{a - bC_i(x)} \quad (28)$$

де $a=0,62655$; $b=0,695$;

Останню залежність апроксимуємо поліномом для зручності розрахунків

$$\Delta t_{100} = (1156,9 - 6322C + 1,3 \cdot 10^4 C^2 - 11920C^3 + 4134C^4).$$

функція температурної депресії на міжфазній поверхні плівки

$$R_{dep}(\xi) = (1156,9 - 6322 C_i(\xi) + 1,3 \cdot 10^4 C_i^2(\xi) - 11920 C_i^3(\xi) + 4134 C_i^4(\xi)) \cdot 16,22 \frac{T^2}{r}, \quad (29)$$

де $C_i(\xi) = C_o + \frac{4 J_m \delta}{\rho D \sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{\xi}{Pe_m}}$, $J_m = \frac{q(\xi)}{r} C_i(\xi)$.

Звідки вираз для температури поверхні плівки з максимальною концентрацією та температурною депресією на міжфазній поверхні

$$t_i(\xi) = t_{sat} + R_{dep}(\xi).$$

Якщо плівка стікає ламінарно без великих хвиль, або напливів, інтенсивність тепловіддачі виражається як

$$\alpha = \frac{\lambda}{\delta} = \frac{\lambda}{\sqrt[3]{\frac{3 \Gamma_v v}{g}}} = \frac{\lambda}{\left(\frac{v^2}{g}\right)^{1/3}} \left(\frac{3}{4} \text{Re}\right)^{-1/3}, \quad (30)$$

де $\text{Re} = \frac{4 \Gamma_v}{v}$ – число Рейнольдса для плівкових течій; $\left(\frac{v^2}{g}\right)^{1/3}$ – плівкове число.

Профіль температури в ламінарній густій висококонцентрованій плівці в режимі періодичного збурення поверхні великими хвилями, або напливами та циклічного вирівнювання температурного поля в періоди між проходженням великих хвиль знайдемо з рівняння конвективної теплопровідності.

Реально при стіканні плівки рідини на певній відстані від початку руху утворюються хвилі, які мають синусоїдальний профіль. Далі відбувається деформація хвиль, які витягуються з тупою передньою частиною і пологою задньою. Зі зростанням відстані формуються великі хвилі збурення, які рухаються по поверхні плівки в режимі «бульдозера». Встановлено, що у великій хвилі утворюється вихор, який переміщує плівку при проходженні великої хвилі і цей режим створює умови інтенсифікації тепловіддачі при стіканні високов'язких висококонцентрованих плівок.

Приймаємо, що перед проходженням великої хвилі профіль швидкості параболічний, а температури – наближений до лінійного, а після – швидкість рівномірно розподілена а температура – викривлена, рис. 25.

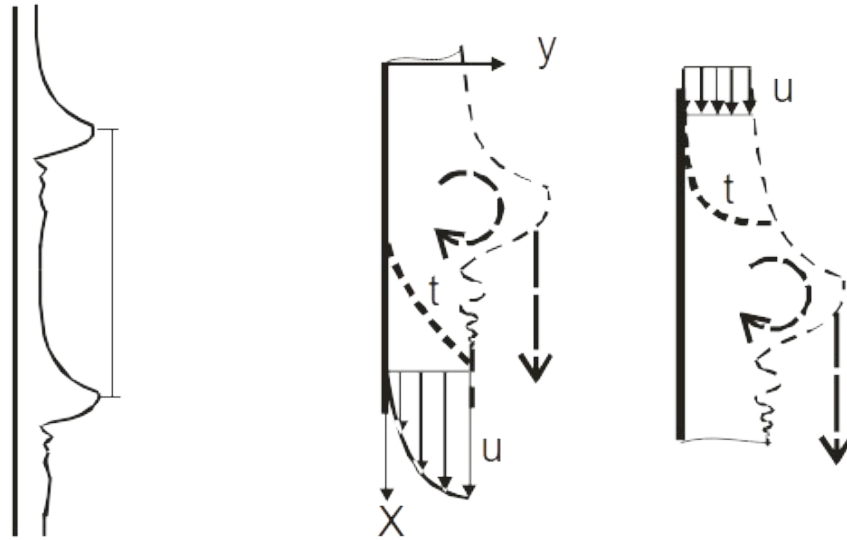


Рис. 25. Схема збурення плівки великою хвилею

Після перемішування плівки великою хвилею, яка прокочується по поверхні плівки профіль швидкості вирівнюється, а далі швидко розвивається до параболічного. Якщо прийняти, що стабілізація швидкості здійснюється на короткій відстані $\xi = \xi_m$ з моменту проходження хвилі, то при $\xi \geq \xi_m$ розподіл швидкості стає параболічним, а рівняння конвективної теплопровідності набуває вигляду

$$\frac{\rho g}{\mu} \left(\delta y - \frac{y^2}{2} \right) \frac{\partial t(x, y)}{\partial x} = a \frac{\partial^2 t(x, y)}{\partial y^2}. \quad (31)$$

У безрозмірному вигляді рівняння (31) має вигляд

$$\frac{g \delta^3}{2 \nu a} (2 \eta - \eta^2) \frac{\partial \theta(\eta, \xi)}{\partial \xi} = \frac{\partial^2 \theta(\eta, \xi)}{\partial \eta^2}, \quad (32)$$

де $\theta(\eta, \xi) = \frac{t(\eta, \xi) - t_o}{t_{cm} - t_o}$; t_o – початкова температура плівки.

Граничні умови

$$\eta = 0, \theta = 1; \quad \eta = 1, \frac{\partial \theta}{\partial \eta} = 0.$$

Точний розв'язок поставленої задачі складний. Скористаємося результатами наближеного розв'язку рівняння (32), згідно якого ліва частина (32) замінюється середнім середньо інтегральним значенням

$$\frac{g \delta^3}{2 \nu a} \int_0^1 (2 \eta - \eta^2) \frac{\partial \theta(\eta, \xi)}{\partial \xi} d\eta = \frac{g \delta^3}{2 \nu a} \frac{2}{3} \frac{\partial \theta_{cp}(\xi)}{\partial \xi} = \frac{Pe}{4} \frac{\partial \theta_{cp}(\xi)}{\partial \xi}.$$

Тоді (32) отримує вигляд

$$\frac{Pe}{4} \frac{\partial \theta_{cp}(\xi)}{\partial \xi} = \frac{\partial^2 \theta(\eta, \xi)}{\partial \eta^2}. \quad (33)$$

Розв'язок (33) наближеним методом Тарга наведено в (Петренко., та ін..2016), а функція розподілення температурного профілю по довжині між двома великими хвилями має вигляд

$$\theta(\eta, \xi) = \left[\frac{40}{7} \exp\left(-\frac{10}{Pe} \xi_m\right) - \frac{25}{7} \right] \exp\left(\frac{320}{7 Pe} (\xi_m - \xi)\right) (\eta^2 - \eta) - \eta + 1 \quad (34)$$

де

$$\xi_m = 0,0223 Pe.$$

Таким чином, за ламінарного режиму руху плівки за вільного стікання температурне поле при періодичному збуренні міжфазної поверхні плівки великими низькочастотними хвилями визначається рівнянням (34). Тоді,

враховуючи, що $\theta(\eta, \xi) = \frac{t(\eta, \xi) - t_i(\xi)}{t_{cm} - t_i(\xi)}$, запишемо

$$t(\eta, \xi) = t_i(\xi) + (t_{cm} - t_i(\xi)) \theta(\eta, \xi), \quad (35)$$

Де $\theta(\eta, \xi)$ – співвідношення (34).

Оскільки висококонцентровані плівки мають аномально високу в'язкість, має місце повільний рух великих хвиль, а також пригнічення інтенсивності центрального вихора. За даних умов не повинно бути глибокого температурного “просідання профілю” після проходження великої хвилі. Тому приймаємо, що гранична крива після проходження вихора обмежена температурною кривою, що відповідає профілю (34) при $\xi = \xi_m$. Розподіл температури в перетині плівки, запишемо наступним чином

$$t(\eta, \xi) = t_{sat} + R_{dep}(\xi) + (t_{cm} - t_{sat})\theta(\eta, \xi) - R_{dep}(\xi)\theta(\eta, \xi),$$

Або після перегрупування

$$t(\eta, \xi) = t_{sat} + (t_{cm} - t_{sat})\theta(\eta, \xi) + R_{dep}(\xi)(1 - \theta(\eta, \xi)). \quad (36)$$

Враховуючи, що густина теплового потоку на стінці визначається як

$q_{cm}(\xi) = -\frac{\lambda}{\delta} \frac{dt(\eta, \xi)}{d\eta} \Big|_{\eta=0}$, після диференціювання (36) отримаємо вираз для густини теплового потоку на теплообмінній поверхні

$$q_{cm}(\xi) = -\frac{\lambda}{\delta} \frac{dt(\eta, \xi)}{d\eta} \Big|_{\eta=0} = \frac{\lambda}{\delta} \left\langle \frac{40}{7} \exp\left(-\frac{10 \xi_m}{Pe}\right) - \frac{25}{7} \right\rangle \exp\left(\frac{320}{7Pe}(\xi_m - \xi)\right) + 1 \cdot [t_{cm} - t_{sat} - R_{dep}(\xi)]. \quad (37)$$

Повздовжня безрозмірна координата ξ відраховується від ξ_m , а вираз для функції температурної депресії на міжфазній поверхні $R_{dep}(\xi)$ з врахуванням (24), для концентрацій до 75% запишемо як

$$R_{dep}(\xi) = \frac{C_o + \frac{4 J_m \delta}{\rho D \sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{\xi - \xi_m}{Pe_m}}}{a - b \left(C_o + \frac{4 J_m \delta}{\rho D \sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{\xi - \xi_m}{Pe_m}} \right)} 16,22 \frac{T^2}{r}. \quad (38)$$

Для концентрацій до 90 % вираз для $R_{dep}(\xi)$ виглядає як

$$R_{dep}(\xi) = \frac{1}{\sigma} \left(1156,9 - 6322 C_i (\xi - \xi_m) + 1,3 \cdot 10^4 C_i^2 (\xi - \xi_m) - 11920 C_i^3 (\xi - \xi_m) + \dots \right) \quad (39)$$

Якщо над поверхнею плівки рухається пара відбувається пригнічення фізико-хімічної температурної депресії, що враховується введенням співмножника

$$H_{dep} = \exp(-1,07 \cdot 10^{-2} \sqrt{We} \sqrt[3]{Pe}) \quad \text{до } R_{dep}(\xi) \quad (\text{Петренко, 2019}).$$

$$We = \frac{u_2^2 \rho d_e}{\sigma} \quad \text{– число Вебера; } u_2 \text{ – швидкість пари; } \sigma \text{ – поверхневий натяг.}$$

Виходячи з вище наведених співвідношень функція падіння температурного напору в результаті фізико-хімічної температурної депресії на поверхні плівки за наявності руху пари над нею, виразиться як $R_{dep}(\xi) H_{dep}$, а вираз для густини теплового потоку на стінці між великими хвилями запишеться як

$$q_{cm}(\xi) = \frac{\lambda}{\delta} \left\langle \left[\frac{40}{7} \exp\left(-\frac{10 \xi_m}{Pe}\right) - \frac{25}{7} \right] \exp\left(\frac{320}{7 Pe} (\xi_m - \xi)\right) + 1 \right\rangle [t_{cm} - t_{sat} - R_{dep}(\xi) H_{dep}] \quad (40)$$

Розрахунки та графіки зміни густини теплового потоку по довжині випаровувального каналу при концентруванні густого цукрового розчину в трубі довжиною 6 м в при наявній різниці температур між стінкою труби в 112 °C та температурою насичення пари в 100 °C (наявна різниця температур 12 C°), вхідній концентрації цукрового розчину 70% та відстані між збурювачами плівки (великі напливи, або штучні пасивні інтенсифікатори у вигляді спіральних навивок) в 30 мм наведені на рис. 2.

Поточна густина теплового потоку по довжині труби розраховується за співвідношенням (40), поверхневої температурної депресії за співвідношенням (38). Середня густина теплового потоку в інтервалі, який обмежено послідовно великими хвилями в межах $\xi_v - \xi_m$ послідовних хвильових циклів розраховується як

$$q_{cm}^{cp.xv} = \frac{1}{\xi_v - \xi_m} \int_{\xi_m}^{\xi_v} q_{cm}(\xi) d\xi \quad (41)28$$

Повздовжні безрозмірні координати ξ_m , ξ_v розраховуються за співвідношенням

$\xi_m = 0,0223 Pe$, а $\xi_v - \xi_m = \frac{L_{xв}}{\delta}$, $L_{xв}$ – відстань між великими хвилями (напливами,

інтенсифікаторами теплообміну). Концентрація сиропу на кожній наступній ділянці розрахунку знаходиться з балансового співвідношення

$$C_{i+1} = C_i \frac{\Gamma_{v_i}}{\Gamma_{v_i} - \frac{q_{cm}^{cp.xv}(\xi_v - \xi_m) \delta}{r \rho_1}} \quad (42)29$$

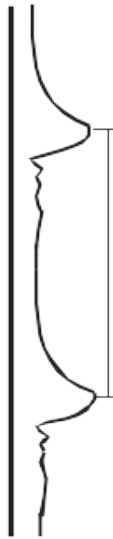


Рис. 26. Відстань між великими хвилями $L_{xв}$.

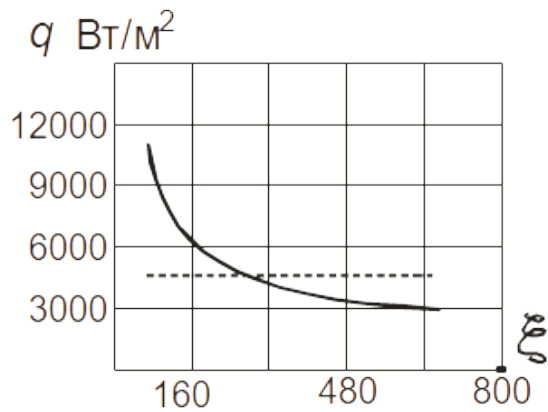


Рис.27. Зміна густини теплового потоку q на відстані 0,3 м ($\xi_v=670$) від входу в трубу між інтенсифікаторами за співвідношеннями (38, 39, 42) при:

- об'ємна щільність зрошення – $0,084 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$;
- початкова концентрація сиропу – 70%
- температура стінки труби – 112 °С;
- температура насичення – 100 °С;
- $\xi_m = 71,25$; $\xi_v = \xi_m + \frac{L_{xv}}{\delta} = 670$; $\delta = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma_v v}{g}} = 0,5 \text{ мм}$

Суцільна лінія – поточна густина теплового потоку; штрихова – середня густина теплового потоку

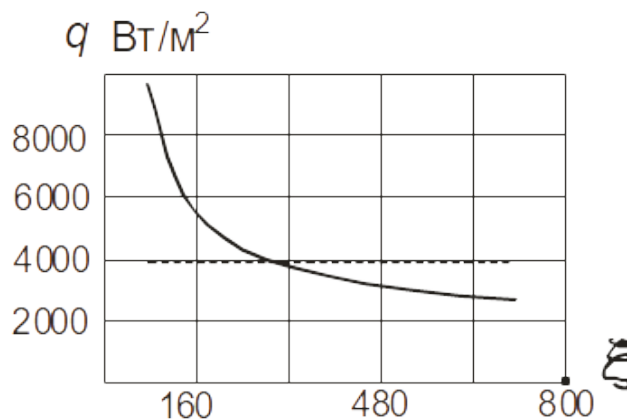


Рис.28. Зміна густини теплового потоку q на відстані 2,4 м ($\xi_v = 670$) від входу в трубу між інтенсифікаторами за співвідношеннями (38, 39, 42) при:

- об'ємна щільність зрошення – $0,0809 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$; початкова концентрація сиропу – 73,1%;
- $\xi_m = 71,25$; $\xi_v = \xi_m + \frac{L_{xv}}{\delta} = 670$; $\delta = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma_v v}{g}} = 0,468 \text{ мм}$

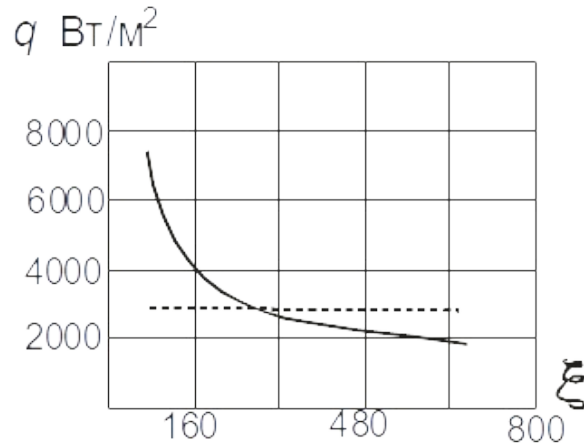


Рис.29. Зміна густини теплового потоку q на відстані 4,2 м ($\xi_v = 670$) від входу в трубу між інтенсифікаторами за співвідношеннями (38, 39, 42) при:

- об'ємна щільність зрошення – $0,0788 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$;
- початкова концентрація сиропу – 74,6%
- $\xi_m = 71,25$; $\xi_v = \xi_m + \frac{L_{xv}}{\delta} = 670$; $\delta = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma_v v}{g}} = 0,4917 \text{ мм}$

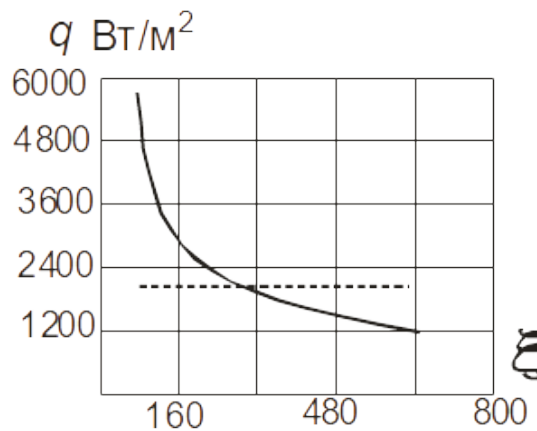


Рис.30. Зміна густини теплового потоку q на відстані 6 м ($\xi_v = 670$) від входу в трубу між інтенсифікаторами за співвідношеннями (38, 39, 42) при:

- об'ємна щільність зрошення – $0,0773 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с}$;
- початкова концентрація сиропу – 76,3%
- $\xi_m = 71,25$; $\xi_v = \xi_m + \frac{L_{xv}}{\delta} = 670$; $\delta = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma_v v}{g}} = 0,512 \text{ мм}$

В реальних умовах при стіканні плівок у вертикальних трубах відстань між розвинутими великими хвилями становить 120 мм. За даних умов характер зміни густини теплового потоку по довжині труби змінюється. Зміна теплового потоку по довжині 9^{ти} метрової труби на відстані 4 до 5 м до плівки цукрового розчину концентрацією 75% наведено на рис. 31 .

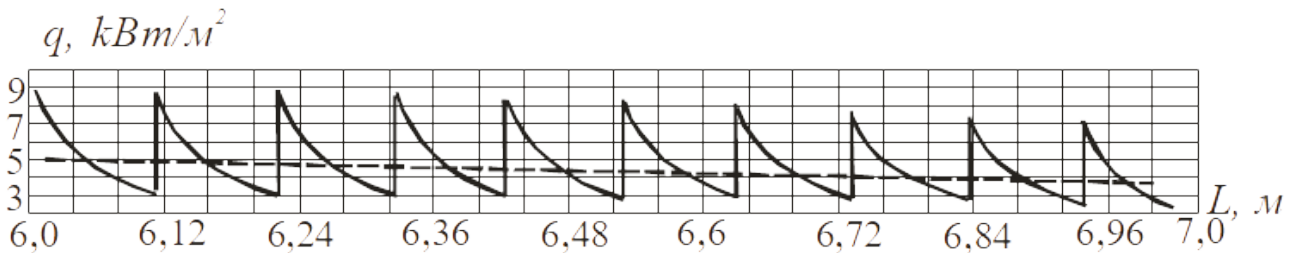


Рис.31. Залежність густини теплового потоку до концентрованої плівки по довжині труби на 1м труби (4 - 5 м).

Параметри потоку на вході на 4 м : швидкість пари – 3,8 м/с; сухі речовини $CP_{\pi} = 75,5 \%$, об'ємна щільність зрошення $\Gamma_v = 0,061 \cdot 10^{-3}$, , $t_{cm} = 117 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $t_{sat} = 100 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

Аналогічний вид має функція розподілення корисної різниці температур, як функції фізико-хімічної депресії, яка визначається, концентрацією на поверхні плівки C_i , рис. 32.

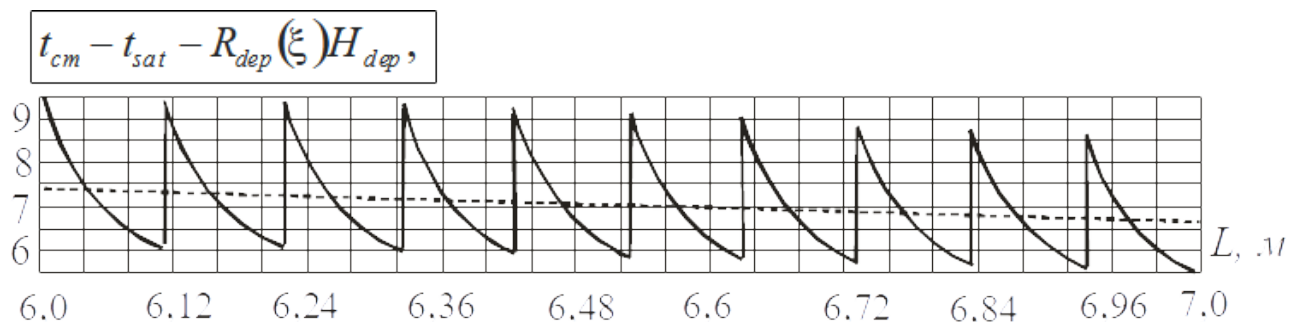


Рис.32. Залежність корисної різниці температур по довжині труби на 1м труби (4 – 5 м).

Параметри потоку на вході на 4 м : швидкість пари – 3,8 м/с; сухі речовини $CP_{\pi} = 75,5 \%$, об'ємна щільність зрошення $\Gamma_v = 0,061 \cdot 10^{-3}$, , $t_{cm} = 117 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $t_{sat} = 100 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

Відповідно надаємо результати розрахунку концентрації на поверхні плівки в межах одного хвильового періоду, рис.33

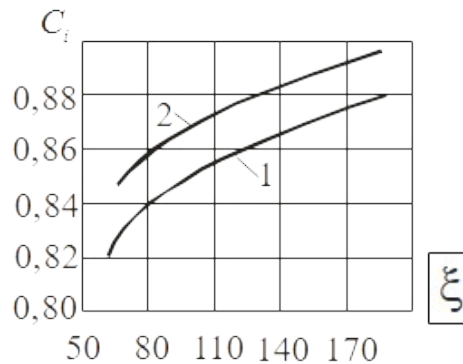


Рис. 33. Залежність концентрації C_i за один хвильовий цикл.
1 – на відстані 4 м; , 2 – 5 м.

Середнє значення корисної різниці температур здійснюється для кожного циклу між великими хвилями

$$\Delta t_{cp.xv} = \frac{1}{\xi_v - \xi_m} \int_{\xi_m}^{\xi_v} (t_w - t_{sat} - R_{dep}(\xi) H_{dep}) d\xi . \quad (30)$$

Залежність зміни середньої товщини плівки, кінематичної в'язкості та середніх сухих речовин по довжині надана на рис 34, 35, 36

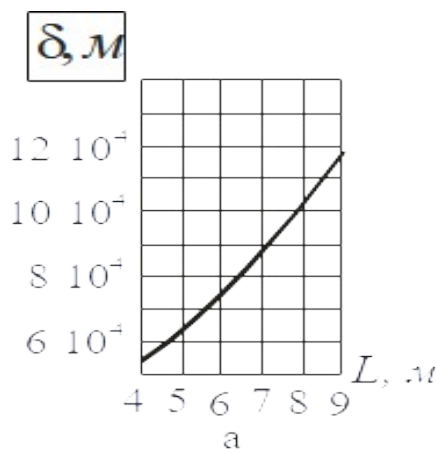


Рис. 34. Зміна товщини плівки δ в кип'ятильній трубі зі стікаючою плівкою високої масової концентрації.

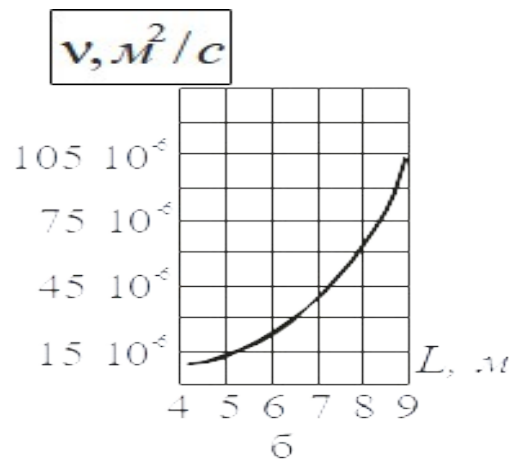


Рис. 35. Зміна кінематичної в'язкості ν в кип'ятильній трубі зі стікаючою плівкою високої масової концентрації.

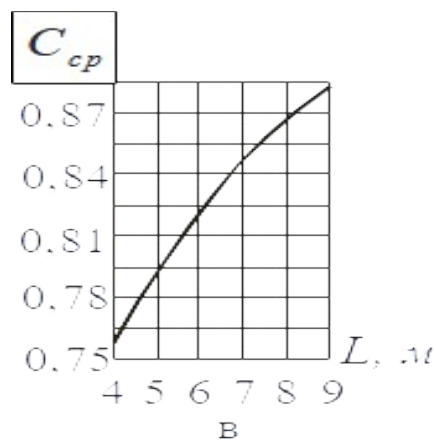


Рис. 36. Зміна масової концентрації C_{cp} в кип'ятильній трубі зі стікаючою плівкою високої масової концентрації.

Для порівняння даних, отриманих експериментальним та розрахунковим шляхом густини теплового потоку по довжині випарувального каналу довжиною 9 м, якому протікає висококонцентрований цукровий розчин в режимі пригнічення тепловіддачі на відстані 4 - 9 м наведені на рис. 37

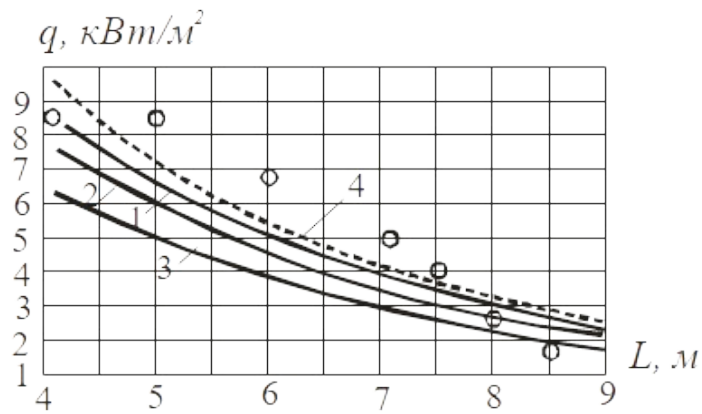


Рис. 37 Результати порівняння даних, отриманих експериментальним та розрахунковим шляхом на ділянці 4 - 9 м при:

-початкова концентрація, та щільність зрошення $CP_{поч} = 75,5 \%$ $\Gamma_u = 0,061 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2 / \text{с}$, $L_{поч} = 4 \text{ м}$.

-швидкість пари на вході – $3,8 \text{ м/с}$, $t_{cm} = 117 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_{sat} = 100 \text{ }^\circ\text{C}$.
Експериментальні дані (Ардашев., 1983)

Лінії:

1 – розрахована за співвідношеннями (38 – 40)

2 – розрахована по середніх на ділянках концентраціях \bar{C} за співвідношеннями

$$q_z = \frac{\lambda}{\delta} (t_{cm} - t_{sat} - R_{dep} H_{dep}) ;$$

$$R_{dep} = (1156,9 - 6322 \{ \bar{C} \} + 1,3 \cdot 10^4 \bar{C}^2 - 11920 \{ \bar{C} \}^3 + 4134 \{ \bar{C} \}^4) \cdot 16,22 \frac{T^2}{r} .$$

3 – розрахована по середній між хвилями концентрації на зовнішній поверхні плівки (без застосування функції пригнічення депресії)

$$q_z = \frac{\lambda}{\delta} (t_{cm} - t_{sat} - R_{dep})$$

4 – розрахована за формулою

$$\frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} = Nu_{baz} K_w K_{boil} K_{Ld} \quad (31)$$

ітераційно-інтервальним методом [Петренко., та ін. 2016] , де

$$K_{Ld} = \left\{ 1 + 0,06 \left(\frac{v}{v_o + v} \right) [1 - \exp(-0,05 L^3)] \right\} \left(\frac{d}{d_o} \right)^{0,35 - 0,06 \left(\frac{d}{d_o} \right)} - \text{поправка на геометричні}$$

розміри труби; $K_{boil} = 1 + c \left(\frac{\Delta t - \Delta t_{min}}{\Delta t_{min}} \right)^n$ – поправка на бульбашкове кипіння;

$$K_w = \sqrt{1 + \left[7,5 \cdot 10^{-6} \text{Re}_2 \left(\frac{\rho_1}{\rho_2} \right)^{0,2} \right]^2} - \text{поправка на швидкість парового ядра над поверхнею}$$

стікаючої плівки; $\Delta t_{min} = \frac{2 \sigma T_{sat}}{r \rho_2 R_m} + \Delta t_{fc}$ – мінімальна різниця температур для товерхні

теплообміну з шорсткістю R_m , за якої починається бульбашкове кипіння в плівці;

$$d_o = 0,02 \text{ м} , \quad v_o = 0,3 \cdot 10^{-6} \frac{\text{м}^2}{\text{с}} .$$

За даними приведенного дослідження можна зробити висновки:

-основою режиму пригнічення тепловіддачі при концентруванні густих плівок – перевищення фізико-хімічної депресії на поверхні плівки, з якої відбувається випаровування розчинника, над середньою. Крім того, має місце потовщення плівки внаслідок аномального зростання в'язкості та стрімкого зменшення теплопровідності в процесі зростання концентрації.

Висновки

1. Після досягнення критичної концентрації, за якої темп зростання в'язкості переважає темп падіння щільності зрошення, процес випаровування води з поверхні плівки супроводжується потовщенням плівки, а не потоншенням, як це властиво водяним плівкам.

2. За відсутності турбулентних пульсацій в густих висококонцентрованих плівках випаровування розчинника з міжфазної поверхні плівки спричиняє утворення значного градієнта масової концентрації на поверхні плівки, оскільки вирівнювання концентрації здійснюється за рахунок повільної молекулярної дифузії.

3. Основною причиною пригнічення теплообміну під час концентрування висококонцентрованої плівки – перевищення фізико-хімічної депресії на поверхні плівки.

4. Основним способом інтенсифікації тепловіддачі під час стікання висококонцентрованих густих плівок під час випаровування є порушення упорядкованої гідродинамічної структури плівки за рахунок руху великих хвиль, або застосування механічних інтенсифікаторів у формі діафрагм, спіралей, або профільованих поверхонь.

Література

1. Э.К.Калинин, Г.А.Дрейцер, С.А.Ярхо. Интенсификация теплообмена в каналах. – М.:Машиностроение, 1990. – 208 с.:ил.
2. Ардашев В.О. Исследование теплообмена при выпаривании гравитационно-стекающей пленки жидкости в вертикальных трубах : автореф. дис. на здобуття наук. ступеня канд. техн. наук : спец. 05.14.04 “Промышленная теплоэнергетика” / В.О.Ардашев. – К., 1983. – 26 с.
3. Филоненко В.Н. Теплогидравлические основы эксплуатации выпарных аппаратов с гравитационно стекающей пленкой / В.Н.Филоненко, Д.Н.Цыганков, А.А. Швецов // Сахар. –2014. – № 4. –С. 2 – 8.
4. Ликов А.В. Теория теплопроводности / А.В.Ликов. – М.: Высшая школа. –1967. – 600 с.
5. Valentyn Petrenko, Yaroslav Zasyadko, Mykola Pryadko. Modeling of heat transfer deterioration regimes when concentrationg solutions in industrial film evaporators / Ukrainian Food Journal. – 2019. – Volume 8. – Issue 2. – p. 329 – 342. (Web of Science)
6. Valentyn Petrenko, Yaroslav Zasyadko. Heat transfer modeling in down-flowing films / – Saarbrucken, Deutschland / Germany : LAP LAMBERT Academic Publising. – ISBN:978-3-330-002.34-0. – 2016. – 49 p.