

HYDROSTATIC DEPRESSIONS IN EVAPORATORS OF SUGAR PRODUCTION

K. Shtanheiev

Institute of Post-Diploma Training National University of Food Technologies

Key words:

*Sugar industry
Evaporation apparatus
Hydrostatic depression
Heat transfer intensity*

Article history:

Received 10.05.2019
Received in revised form
30.05.2019
Accepted 19.06.2019

Corresponding author:

K. Shtanheiev
E-mail:
shko50@i.ua

ABSTRACT

Evaporation stations of sugar factories are equipped mainly with evaporators with multiple natural circulation of the solution. Nowadays implementation of film evaporators has been initiated at sugar factories. These devices have their own thermal and technological advantages and disadvantages. Therefore, there is need to determine the rational conditions for the use of these types of evaporators.

Maintaining the optimum level of the solution in the evaporators is essential for normal operation of the evaporator with natural circulation. Presence of a certain level in evaporator body leads to a hydrostatic depression - an increase in the boiling point in the lower part of the heat exchange tubes. This leads to change in heat transfer regimes and to decrease in the useful temperature difference at level of the lower tube plate due to hydrostatic depression, which is comparable to the overall temperature pressure.

It is necessary to determine the effect of hydrostatic depression on the intensity of heat transfer (thermal performance) in evaporators with natural circulation and establish rational conditions for their use. The studies were conducted using a numerical experiment with a mathematical model of heat transfer in a vertical heat exchange tube of an evaporator where sugar solution is concentrated. The magnitude of the negative effect of hydrostatic depressions was estimated for various bodies of evaporation station of a sugar factory. It was shown that the most negative impact on the decrease in the overall intensity of heat transfer is exceeding the juice level in the evaporators over the optimum level. Other parameters have less influence, e.g. juice underheating.

Evaporators with natural circulation of the solution are most suitable for equipping the first bodies of the evaporating station or for evaporators operating in the mode of preliminary evaporation. For the latter bodies of the evaporation station, where highly concentrated solutions are concentrated and the negative effect of the hydrostatic depression is significant, it is recommended implementation of evaporators with gravitationally flowing solution film.

ГІДРОСТАТИЧНІ ДЕПРЕСІЇ У ВИПАРНИХ АПАРАТАХ ЦУКРОВОГО ВИРОБНИЦТВА

К. О. Штангесв

Інститут післядипломної освіти Національного університету харчових технологій

Випарні установки цукрових заводів оснащені, переважно, випарними апаратами з багатократною природною циркуляцією розчину. Останнім часом на цукрових заводах в основному почали впроваджувати плівкові випарні апарати. Ці апарати мають свої теплотехнічні й технологічні переваги і недоліки, тому виникає потреба визначити раціональні умови застосування цих видів випарних апаратів.

Підтримання оптимального рівня розчину у випарному апараті є обов'язковим для нормальної роботи з природною циркуляцією. Наявність певного рівня у випарному апараті призводить до виникнення гідростатичної депресії — підвищення температури кипіння в нижній частині теплообмінних труб. Це призводить до зміни режимів теплообміну та зменшення корисної різниці температур на рівні нижньої трубної решітки через гідростатичну депресію, співставної із загальним температурним напором.

У статті визначено вплив гідростатичної депресії на інтенсивність теплообміну (теплову продуктивність) у випарних апаратах з природною циркуляцією та раціональні умови їх застосування. Дослідження проводилися за допомогою чисельного експерименту на математичній моделі теплообміну у вертикальній теплообмінній трубі випарного апарата, що згущує цукровий розчин. Оцінено величину негативного впливу гідростатичних депресій для різних корпусів випарних установок цукрового заводу. Показано, що найбільш негативний вплив на величину зменшення загальної інтенсивності теплообміну має перевищення рівня соку у випарному апараті понад величину оптимального рівня. Інші параметри, такі як недогрів соку, впливають значно менше.

Випарні апарати з природною циркуляцією розчину найбільш доцільні для оснащення перших корпусів випарної установки або випарних апаратів, які працюють у режимі попереднього випаровування. Для останніх корпусів випарної установки, де згущуються висококонцентровані розчини і негативний вплив гідростатичної депресії значний, рекомендується застосування випарних апаратів із гравітаційно стікаючою плівкою розчину.

Ключові слова: *цукрова промисловість, випарні апарати, гідростатична депресія, інтенсивність теплообміну.*

Постановка проблеми. *Випарні установки цукрових заводів оснащені, переважно, випарними апаратами з багатократною природною циркуляцією розчину [1]. Ці апарати, так звані випарні апарати типу Роберта, почали впроваджуватися з другої половини XIX сторіччя. За тривалий час експлуатації в галузі вони довели свою надійність та ефективність.*

Але з 70-х років минулого сторіччя на цукрових заводах в основному почали впроваджувати плівкові випарні апарати. Це випарні апарати з гравітаційно стікаючою плівкою розчину, що згущується. Ці апарати мають свої теплотехнічні й технологічні переваги. Крім того, завдяки в 2—4 рази більшій довжині теплообмінних труб плівкових випарних апаратів з'являється можливість створювати випарні апарати з більшою площею поверхні теплообміну, що має сенс для заводів великої продуктивності.

Але для роботи плівкових випарних апаратів необхідно встановлювати циркуляційні насоси з високою продуктивністю та надійністю. Причому це вартісні насоси, оскільки вони працюють у складних умовах (високі температури, рідина нагріта до температури кипіння). Через це випарні апарати із природною циркуляцією продовжують широко використовуватися в цукровій промисловості. Важливо визначити для них умови найбільш доцільного застосування.

Кипіння рідини у вертикальних трубах є складним тепловим і гідродинамічним процесом (рис. 1). Процес теплообміну в трубах випарного апарата починається із конвективного нагріву однофазної рідини. Недогрів до температури кипіння виникає через збільшення гідростатичного тиску у підтрубному просторі випарного апарата. Рідина, піднімаючись у теплообмінній трубі, нагрівається і при цьому одночасно зменшується статичний тиск. З певної висоти труби починається бульбашкове кипіння недогрітої рідини на поверхні теплообміну (так звана точка закипання), яке поступово переходить у розвинене бульбашкове кипіння. Режим течії переходить з однофазного в двофазний так званий емульсійний — суміш рідини та парових бульбашок. Причому потік поступово прискорюється через зростання об'ємного вмісту пари. Інтенсивність теплообміну при бульбашковому кипінні значно вища, ніж при однофазній течії.

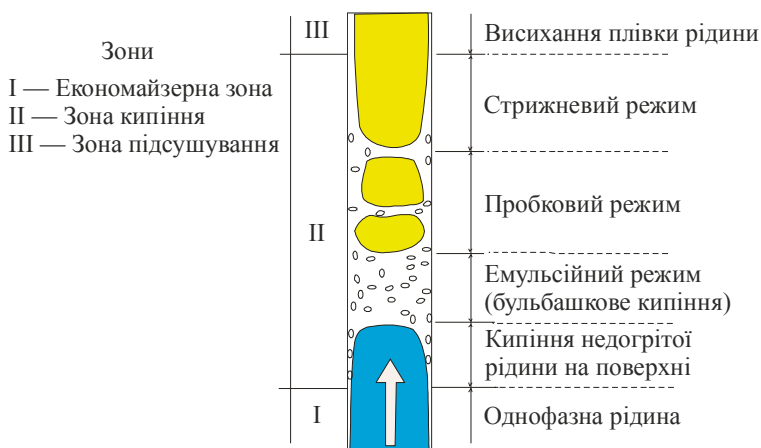


Рис. 1. Принципова схема режимів течії і теплообміну при кипінні рідини у вертикальній трубі

Після цього бульбашки пари об'єднуються між собою і займають майже весь перетин теплообмінної труби. Виникає так званий пробковий або сна-

рядний режим течії. Він характеризується значними пульсаціями швидкості й тиску. Процес теплопередачі підпорядкований закономірностям теплообміну при бульбашковому кипінні. У подальшому, при достатній висоті теплообмінної труби та інтенсивності теплообміну, окремі парові порожнини об'єднуються. Пара рухається по центральній частині труби, а рідина — по верхній труби.

Утворення циркуляційного контуру у випарному апараті відбувається за рахунок того, що в циркуляційній трубі підтримується певний рівень рідини h . Густина розчину рідини в циркуляційній трубі відповідає густині при температурі кипіння і при згущенні цукрових розчинів становить 1000...1330 кг/м³. У теплообмінних трубах рідина кипить, а оскільки густина водяної пари для умов роботи випарних установок цукрових заводів становить 0,35—1,15 кг/м³, густина парорідинної суміші в теплообмінних трубах випарного апарата буде в межах 200...700 кг/м³, тобто в 2...5 разів менша. Відповідно, і рівень парорідинної суміші має настільки ж перевищувати рівень у циркуляційній трубі.

Якщо ж висота теплообмінної труби менша за цей рівень, то парорідинна суміш буде виходити в надтрубний простір. Тут відбувається розділення пари і рідини. Пара видаляється із випарного апарата, а рідина стікає по верхній трубній решітці в циркуляційну трубу, потрапляє в підтрубний простір, де змішується із свіжими порціями рідини і знову входить в теплообмінні труби випарного апарата. Таким чином утворюється циркуляційний контур.

Підвищення рівня розчину у циркуляційній трубі призводить до збільшення рушійної сили циркуляції і швидкість циркуляції зростає. Але при цьому зростає і висота економайзерної зони та середня величина коефіцієнта теплопередачі у випарному апараті зменшується. Водночас при надто малому рівні розчину в циркуляційній трубі рівень парорідинної суміші в теплообмінній трубі буде менший за її висоту, циркуляція рідини припиниться, а верхня частина труби буде оголена і виключена з процесу теплообміну. Отже, підтримання оптимального рівня розчину є обов'язковою умовою нормальної роботи випарного апарата.

При підтриманні у випарному апараті так званого «оптимального рівня» стрижневий режим в умовах випарних апаратів цукрового виробництва не реалізується. Для визначення орієнтовних величин оптимального рівня наведені рекомендації в інструкції щодо ведення теплотехнічного режиму або пропонується, щоб оптимальне відношення $h_{\text{вр}}/h_{\text{тр}}$ чисельно дорівнювало СР киплячого розчину [2].

Визначення коефіцієнтів тепловіддачі при кипінні розчину в теплообмінних трубках випарних апаратів здійснюється за формулою Кічигіна-Тобілевича (1), яка також описує результати досліджень тепловіддачі при кипінні за умови додержання оптимального рівня розчину [3]:

$$\text{Nu} = 3,25 \cdot 10^{-4} \text{Pe}_u^{0,6} \cdot \text{K}_p^{0,7} \cdot \text{Ga}^{0,125} \quad (1)$$

Експериментальні дослідження, за результатами яких знайдено цю залежність, проводилися на установці, що мала циркуляційний контур з трубками діаметром 30 мм і висотою 1,2...4 м. Вони охоплюють діапазон питомих

теплових потоків від 3 000 до 100 000 ккал/(м²·год) при кипінні води і цукрових розчинів концентрацією до 70% СР.

У розмірній формі залежність (1) може бути записана так:

$$Nu = 3,25 \cdot 10^{-4} \left(\frac{q \cdot \delta \cdot c \cdot \rho}{r \cdot \lambda \cdot \rho_n} \right)^{0,6} \cdot \left(\frac{P \cdot \delta}{\sigma} \right)^{0,7} \cdot \left(\frac{g \cdot \delta^2}{v^2} \right)^{0,125}, \quad (2)$$

де P — абсолютний тиск над киплячою рідиною, ата; ρ та ρ_n — питома маса розчину та пари, кг/м³; $\delta = \sqrt{\frac{\sigma}{\gamma - \gamma_n}}$ — визначальний розмір, пропорційний

відривному діаметру парової бульбашки, м.

Наявність певного рівня рідини у випарному апараті призводить до виникнення гідростатичної депресії — підвищення температури кипіння в нижній частині теплообмінних труб. Величина цього рівня може у виробничих умовах складати від 1 до 3 м, відповідно, тиск під нижньою трубною решіткою зростає на 10—40 кПа (0,1—0,4 кгс/см²). При цьому зростає температура кипіння рідини, відбувається перегрівання соку і зменшення в нижній частині теплообмінних труб корисного перепаду температур. Хоча це стосується лише частини висоти теплообмінної труби і має різні значення для корпусів випарної установки, але помітно впливає на продуктивність випарних апаратів. У той же час вивчення цієї проблеми досить складне і в джерелах наводяться лише величини гідростатичної депресії на рівні нижньої трубної решітки.

Ілюстрацією величин гідростатичної депресії можуть бути результати випробувань випарної установки фірмою ВМА на одному з цукрових заводів ФРН, оснащений випарними апаратами з природною циркуляцією [1].

Таблиця. Результати випробувань випарної установки (фірма ВМА)

Номер корпусу ВУ		1	2	3	4	5
Температура кипіння	°С	126,45	120,20	113,12	105,13	94,86
Корисна різниця температур	°С	5,08	5,29	5,83	6,16	7,28
Висота теплообмінних труб	м	4,2	3,2	3,2	3,0	2,7
Підвищення тиску в підтрубному просторі	бар	0,180	0,160	0,188	0,216	0,226
Гідростатична температурна депресія	°С	2,40	2,51	3,55	5,13	7,50
Температура насичення в підтрубному просторі	°С	128,85	122,71	116,67	110,26	102,36
Різниця температур на вході в теплообмінні труби	°С	2,68	2,78	2,28	1,03	-0,22

Як видно з наведених даних, зменшення корисної різниці температур на рівні нижньої трубної решітки через гідростатичну депресію співставне із загальним температурним напором, а для останнього корпусу навіть перевищує його.

Мета дослідження: визначити вплив гідростатичної депресії на інтенсивність теплообміну (теплову продуктивність) у випарних апаратах з природною циркуляцією та встановити раціональні умови їх застосування.

Матеріали і методи. Дослідження проводилися за допомогою чисельного експерименту на математичній моделі теплообміну у вертикальній теплообмінній трубі випарного апарата, що згущує цукровий розчин. Розрахунки виконувалися за допомогою інтервально-ітераційного методу. Розрахункова частина теплообмінної труби поділялася на інтервали, для яких можливо прийняти сталими інтенсивність та умови теплообміну.

Теплообмін на входній ділянці розраховували за формулою, наведеною в [4]:

$$\text{Nu}_x = 1,03 \cdot \left(\frac{1}{\text{Pe}} \cdot \frac{x}{d} \right)^{-(1/3)} \quad (3)$$

Теплообмін при бульбашковому кипінні розраховували за формулою (1). Критерієм переходу від однофазного теплообміну до бульбашкового кипіння була умова $q_{\text{кип}} > q_{\text{конв}}$.

Теплофізичні властивості розчинів (в'язкість, теплопровідність, густина, фізико-хімічна депресія тощо) розраховували за залежностями, наведеними в [5].

Температура кипіння води або конденсації водяної пари однозначно залежить від тиску. Термодинамічно обґрунтованою є лінійна залежність логарифму тиску насиченої пари від оберненої величини її абсолютної температури.

Для діапазону, що відповідає умовам роботи цукрових заводів, більш точною є залежність, яка в діапазоні температур 45...145°C дає середню відносну похибку не більше 0,07%:

$$\ln p = 23,1964 - \frac{3816,44}{t + 227,02}, \quad (4)$$

де p — тиск, Па.

Із формули (4) можливо вивести залежність температури насиченої водяної пари від її тиску:

$$t = \frac{3816,44}{11,703 - \ln(p)} - 227,04, \text{ } ^\circ\text{C}. \quad (5)$$

Теплофізичні властивості води. При визначенні густини води в діапазоні температур 0...150°C із середньою відносною похибкою до 0,03% можна використовувати залежність, яка враховує аномалію густини води в діапазоні температур 0...4°C:

$$\rho = 1000 - 246 \cdot \left[\left(1 - \frac{T}{277,15} \right)^2 \right]^{0,84}. \quad (6)$$

Теплоємність води визначається за формулою:

$$c_p = 1,007 - 0,341 \cdot 10^{-3} \cdot t + 0,339 \cdot 10^{-5} \cdot t^2. \quad (7)$$

Теплопровідність води — за формулою:

$$\lambda = 0,00346 \cdot \rho^{2/3} \cdot \sqrt{5,8 - \frac{1034}{T}}. \quad (8)$$

Відносна похибка розрахунку за цією формулою в діапазоні температур 0...140°C не перевищує 1%, а середня — до 0,2%.

В'язкість води визначається за формулою (9):

$$\mu \cdot 10^7 = \exp\left(\frac{T}{0,190443 \cdot T - 24,0309}\right). \quad (9)$$

У діапазоні температур 0...135°C відносна похибка розрахунку за цією формулою не перевищує 1,3%.

Поверхневий натяг води визначається за формулою (10), Н/м:

$$\sigma \cdot 10^3 = 75,52 + \frac{t}{0,008656 \cdot t - 6,9247}. \quad (10)$$

У діапазоні температур 0...150°C середня відносна похибка розрахунку за цією формулою не перевищує 0,25%.

Теплофізичні властивості цукрових розчинів. Густина водних розчинів цукрози обрховується за формулою:

$$\rho = \frac{\rho_0}{1 - 0,0038513 \cdot CP}. \quad (11)$$

На основі формули В. В. Яновського і П. А. Архангельського дійсна ізобарна питома масова теплоємність розчину може бути розрахована таким чином:

$$c = 4218 + 2,8 \operatorname{tg}|0,01 t| - CP (29,73 - 0,07536 t - 0,0461C), \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}). \quad (12)$$

Для діапазону змін параметрів $t = t_{kp} \dots 130^\circ\text{C}$, $CP = 0 \dots 90\%$ і $C > 55\%$ відносна похибка до 3%.

Динамічна в'язкість цукрових розчинів. Для розчинів концентрацією від 0 до 35—48% CP дорівнює:

$$\mu \cdot 10^3 = 10^{\left[-1,52 + \frac{0,065 + C}{19,147 \cdot T} \left(140845 - \frac{4,4429 \cdot 10^7 \cdot t}{T^2}\right)\right]}. \quad (13)$$

Для розчинів концентрацією від 0 до 35—48% CP до стану насичення:

$$\mu \cdot 10^3 = 10^{\left[-0,7 + \frac{0,025 + C}{19,147 \cdot T} \left(166050 - \frac{1,07044 \cdot 10^8 \cdot t}{T^2}\right)\right]}. \quad (14)$$

Теплопровідність цукрових розчинів:

$$\lambda = \frac{486 + t \cdot (1,55 - 0,005 \cdot t)}{1 + 0,0054 \cdot CP} \cdot 0,001163, \text{ Вт}/(\text{м} \cdot ^\circ\text{C}). \quad (15)$$

Коефіцієнт поверхневого натягу цукрових розчинів:

$$\sigma_c = \sigma_b + \frac{1,67 \cdot CP}{10^4}, \quad (16)$$

де σ_c , σ_b — коефіцієнти поверхневого натягу соку і води відповідно.

Фізико-хімічна депресія цукрових розчинів розраховується за законом Рауля з використанням коефіцієнта активності води у цукровому розчині. В загальному випадку він має вигляд :

$$\Delta_{\text{фх}} = t(P_{i,0}) - t(p_i), \quad (17)$$

$$p_i = P_{i,0} \cdot \gamma_i \cdot x_i, \quad (18)$$

де p_i — парціальний тиск i -го компонент над киплячим розчином, тобто водяної пари над цукровим розчином; $P_{i,0}$ — тиск водяної пари при кипінні чистої рідини (води) при температурі, що дорівнює температурі кипіння розчину; γ_i — коефіцієнт активності води в цукровому розчині; x_i — мольна концентрація компонента (води) в розчині.

Тиск насиченої водяної пари розраховується за формулою (4).

Коефіцієнт активності води (позначається індексом 1) в цукровому розчині визначається за залежністю:

$$\gamma_1 = \exp[-3.12 \cdot (1 - x_1)^{1,738}]. \quad (19)$$

Перерахунок із масової в молярну концентрацію виконується за такими формулами:

- для розчину чистої цукрози:

$$x_1 = \frac{342 \cdot (100 - CP)}{34200 - 324 \cdot CP}; \quad (20)$$

- для розчинів з чистотою Ч < 100%:

$$x_1 = \frac{34200 \cdot (100 - CP)}{18 \cdot CP \cdot \left[1 + \frac{342 \cdot (100 - Ч)}{M_{\text{нц}} \cdot Ч} + \frac{34200}{18} \cdot \frac{100 - CP}{Ч \cdot CP} \right]}; \quad (21)$$

У формулі (21) $M_{\text{нц}}$ — середня молекулярна маса нецукрів у розчині.

За результатами обробки даних фізико-хімічної депресії цукрових розчинів було визначено, що середня величина $M_{\text{нц}} = 148$.

Результати і обговорення. *Перший корпус випарної установки.* На нижній ділянці (від низу теплообмінної труби) має місце теплообмін в умовах ламінарної течії однофазної рідини. Вхідна ділянка має підвищену інтенсивність теплообміну, оскільки граничний шар на поверхні тільки починає формуватися і має малу товщину, але початкові ефекти швидко нівелюються і тепловий потік падає (рис. 2).

Як показують розрахунки, висота зони однофазного теплообміну складає 0,2—0,25 м. Далі, вище по трубі, починається поверхневе кипіння в умовах недогріву рідини до локальної температури кипіння. Інтенсивність тепло-

обміну починає зростати. По ходу підйому розчину його середня температура зростає і перегрів відносно температури кипіння на верхній трубній решітці випарного апарата досягає $1,2^{\circ}\text{C}$. Починається зона розвинутого бульбашкового кипіння.

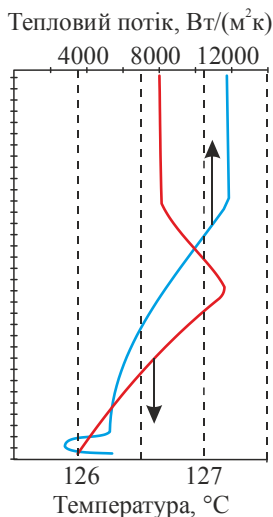


Рис. 2. Характеристики теплообміну для труби першого корпусу

Загальна висота перехідної зони досягає $1,2\text{—}1,3$ м, що становить, практично, четверту частину висоти теплообмінної труби випарного апарата. В цій зоні інтенсивність теплообміну менша через менші значення коефіцієнтів тепловіддачі та нижчі температурні напори. Загальне зменшення інтенсивності теплообміну, порівняно із розвиненим бульбашковим кипінням, складає приблизно 10%.

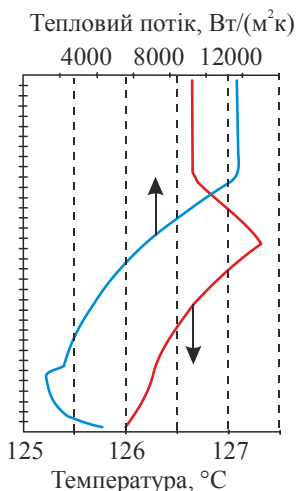


Рис. 3. Вплив підвищення рівня розчину на роботу першого корпусу випарного апарата

Вплив підвищення рівня розчину в апараті. Вважається, що підвищення рівня розчину в апараті забезпечує кращу надійність його роботи, що особливо важливо для першого корпусу випарної установки. При підвищенні рівня в апараті на 0,85 м значно зростають негативні ефекти гідростатичної депресії (рис. 3). Зона теплообміну в умовах однофазної течії зростає до 0,5 м, а зона виходу на розвинене кипіння — вдвічі. Зменшення теплової продуктивності досягає 27%. Тож підвищення рівня понад оптимальну величину негативно впливає на роботу випарного апарата і рівень надійності слід забезпечувати іншими заходами, наприклад, забезпечуючи ритмічну роботу і необхідну кількість соку в збірнику перед випарною установкою.

Величина недогріву соку (рис. 4) відносно мало впливає на інтенсивність теплообміну, хоча зростає величина економайзерної зони, але при цьому зростає і температурний напір. Загальне для всієї теплообмінної труби зменшення інтенсивності теплообміну не перевищує 10% навіть при значних недогрівах соку перед першим корпусом. Але краще нагрівання соку проводити в підігрівачах, де реалізовано кращі умови теплопередачі для однофазного потоку.

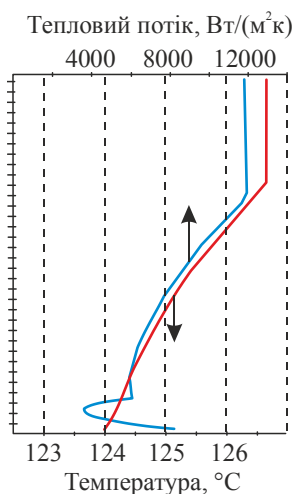


Рис. 4. Вплив недогріву соку для умов першого корпусу

Для другого корпусу випарної установки притаманні аналогічні характеристики з такими змінами: приблизно на 18% нижчі за величину інтенсивності теплообміну і в 2...2,5 рази більші за величину економайзерної зони. Ці зміни цілком відповідають величині збільшення концентрації розчину. Позитивно на роботу другого корпусу випарної установки впливає перегрів соку під трубною решіткою. З урахуванням багатократної циркуляції величина перегріву досягає 0,5—0,6°C порівняно з температурою кипіння на верхній трубній решітці випарного апарата. Але цього перегріву недостатньо, щоб компенсувати зростання локальної температури кипіння на рівні нижньої трубної решітки, яке досягає 3—3,8°C.

У третьому корпусі погіршення умов теплообміну продовжується, оскільки в умовах типових випарних установок концентрація розчину зростає до 45—55% СР. Винятком є робота третього або четвертого корпусу в режимі попереднього випаровування, коли очищений сік подається спочатку на третій (четвертий) корпус випарної установки, а потім надходить у перший корпус.

Негативні наслідки гідростатичної депресії проявляються в останніх корпусах випарної установки, де найбільш високі концентрації розчину і найвищий градієнт температури пари від тиску. Так, для умов п'ятого корпусу випарної установки (СР = 65%) локальна температура кипіння на рівні нижньої трубної решітки зростає на 12—13°C і навіть перевищує загальний температурний напір у випарному апараті (рис. 5). Негативно в цих умовах впливає також фізико-хімічна депресія, яка досягає 4—4,5°C.

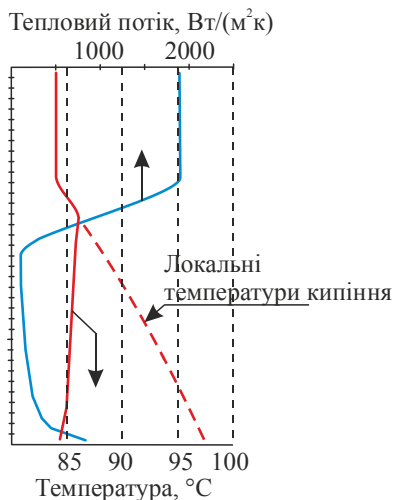


Рис. 5. Характеристики теплообміну для труби п'ятого корпусу

Економайзерна зона зростає до висоти 2 м. Лише на цій висоті починається процес поверхневого кипіння. По всій висоті економайзерної зони має місце режим ламінарної течії з низькими величинами інтенсивності теплообміну. Слід зазначити, що через високу в'язкість розчину, навіть в умовах розвинутого бульбашкового кипіння, інтенсивність теплообміну в 7—8 разів нижча, ніж в умовах роботи першого корпусу випарної установки.

Висновки

1. Шляхом реалізації чисельного експерименту оцінено величину негативного впливу гідростатичних депресій для різних корпусів випарних установок цукрового заводу.

2. Показано, що найбільш негативний вплив на величину зменшення загальної інтенсивності теплообміну має перевищення рівня соку у випарному апараті понад оптимальну величину. Величина недогріву соку для першого корпусу та перегріву для наступних в умовах багатократної циркуляції несуттєво впливає на загальну інтенсивність теплообміну.

3. Випарні апарати з природною циркуляцією розчину найбільш раціональні для оснащення перших корпусів випарної установки або випарних апаратів, які працюють у режимі попереднього випаровування. Для останніх корпусів випарної установки, де згущуються висококонцентровані розчини і негативний вплив гідростатичної депресії значний, рекомендується застосування випарних апаратів із гравітаційно стікаючою плівкою розчину.

Література

1. SugarTechnology. Beet and Cane Sugar Manufacture. P.W van der Poel, H. Schiweck, T. Shwartz ets all. Berlin: Bartens KG, 1998. 1102 s.
2. Тобилевич Н. Ю. Уточнение методики расчета выпарных установок сахарной промышленности. *Сахарная промышленность*. 1972. № 2. С. 20—24.
3. Загородский С. Теплосиловое хозяйство сахарных заводов. М: Лёгкая и пищевая промышленность, 1984. 130с.
4. Жукаускас А. А. Конвективный перенос в теплообменниках. М.: Наука, 1982. 472 с.
5. Штангесв К. О., Василенко С. М. Довідник з теплотехнічних розрахунків в цукровій промисловості. Київ: 2012, ТОВ АЛВІЯ, 138 с.