

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ**  
**НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

**Інститут 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)

«  » лютого 2024 р.

**«До захисту допущено»**

Завідувач кафедри

Валентин ПЕТРЕНКО

(підпис)

(ім'я та прізвище)

«  » лютого 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: Вдосконалення системи нагрівання соків цукрового виробництва на базі теплообмінників з інтенсифікаторами теплообміну

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

Щербак Катерина Вадимівна

(прізвище, ім'я, по батькові повністю)

(підпис)

Керівник Петренко Валентин Петрович

(прізвище, ім'я та по батькові повністю)

(підпис)

Консультант

(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.

(підпис та прізвище здобувача)

Київ – 2024 р.

# НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Навчально-науковий інженерно-технічний інститут ім.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. Валентин ПЕТРЕНКО

"08" листопада 2023 року

## ЗАВДАННЯ

### НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ ЗДОБУВАЧА

**Щербак Катерини Вадимівни**

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Вдосконалення системи нагрівання соків цукрового виробництва на базі теплообмінників з інтенсифікаторами теплообміну

керівник роботи проф., д.т.н. Петренко Валентин Петрович

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

затверджені наказом закладу вищої освіти від "08" 11.2023 року № 918-кв

2. Строк подання здобувачем роботи 06.02.2024 року

3. Вихідні дані до роботи матеріали переддипломної практики

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

Зміст пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити)

Вступ. 1. Основні типи конструктивних інтенсифікаторів теплообміну

2. Інтенсифікація теплообміну застосуванням пластинчастої поверхні

теплообміну. 3. Теплообмінні апарати з профільованими кільцевими каналами.

4. Основні проблеми з питань теплообміну, що мають місце в

теплообмінниках цукрової промисловості. 4.1 Забруднення поверхні



## ЗМІСТ

Перелік умовних позначень .....	4
Анотація .....	5
Abstract .....	6
Вступ .....	7
1. Основні типи конструктивних інтенсифікаторів теплообміну .....	8
2. Інтенсифікація теплообміну застосуванням пластинчастої поверхні теплообміну .....	11
2.1. Порівняння ефективності теплоперенесення від застосування різних типів турбулізаторів .....	17
3. Теплообмінні апарати з профільованими кільцевими каналами .....	23
4. Основні проблеми з питань теплообміну, що мають місце в теплообмінниках цукрової промисловості .....	30
4.1 Забруднення поверхні теплообміну підігрівачів .....	30
4.2 Загазованість нагрівних камер газами, що не конденсуються .....	34
5. Висновки .....	58
6. Література .....	59
7. Додатки .....	60

						<i>00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ</i>		
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розробив</i>		<i>Щербак К. В.</i>			Вдосконалення системи нагрівання соків цукрового виробництва на базі теплообмінників з інтенсифікаторами теплообміну	<i>Літера</i>	<i>Аркуш</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Перевірів</i>		<i>Петренко В.П.</i>					3	111
<i>Н. контр.</i>						<i>НУХТ, зр. ЗТЕ-2-7М</i>		
<i>Затвердив</i>		<i>Петренко В.П.</i>						

## ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

$w$  – швидкість рідини, пари, м/с ;

$\rho$  – густина, кг/м<sup>3</sup>;

$\rho_{см}$  – густина паро-газової суміші, кг/м<sup>3</sup>;

$\mu$  – динамічна в'язкість, Па с.

$C$  – теплоємність, Дж/кг К;

$D, d$  – діаметр, м;

$t$  – температура, відстань між інтенсифікаторами;

$h$  – висота інтенсифікатора (виступу);

$f, \xi$  – коефіцієнт гідравлічного тертя;

$R_\mu$  – універсальна газова постійна.

$Re$  – число Рейнольдса;

$Nu$  – число Нуссельта;

$Pr$  – число Прандтля;

$St$  – число Стентона.

$Nu_D$  – дифузійне число Нуссельта

					00КРМ 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		4

## Анотація

Розглянуто основні типи конструктивних інтенсифікаторів теплообміну в рідинних потоках, виконано порівняння їх теплової ефективності. Виконано аналіз основних експлуатаційних факторів, що призводять до погіршення інтенсивності тепловіддачі в теплообмінних та випарних апаратах цукрової промисловості в процесі їх експлуатації та виділені основні фактори, які мають найбільший вплив на процеси теплоперенесення в теплообмінних апаратах цукрової промисловості.

Виконано аналіз методів боротьби з накипоутворенням на різних станціях нагрівання соків в теплотехнологічній схемі цукрового виробництва. Запропоновано конкретні технічні рішення для зменшення накипоутворення в теплообмінних апаратах цукрового виробництва. Виконано аналіз процесів теплоперенесення під час конденсації вторинної пари з корпусів випарної установки, в якій міститься інертний газовий компонент, який призводить до виникнення потужного дифузійного опору тепло перенесення. Наведені результати інтервально-ітераційних розрахунків теплообміну при конденсації низькопотенціальної пари з незначним вмістом газів з врахуванням термодифузійних процесів в пристінному шарі. Запропоновано методи інтенсифікації тепловіддачі під час конденсації пари з паро-газової суміші з незначною концентрацією газів. Запропоновано конкретні технічні рішення.

**Ключові слова:** конденсація, накипоутворення, теплообмінний апарат цукрового виробництва

					00КРМ 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
						1
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

## Abstract

The main types of constructive intensifiers of heat exchange in liquid flows are considered, and a comparison of their thermal efficiency is made. An analysis of the main operating factors that lead to the deterioration of the intensity of heat transfer in heat exchange and evaporating apparatuses of the sugar industry during their operation was carried out, and the main factors that have the greatest influence on heat transfer processes in heat exchange apparatuses of the sugar industry were highlighted.

An analysis of methods of combating scale formation at various juice heating stations in the heat-technological scheme of sugar production was performed. Specific technical solutions for reducing scale formation in heat exchangers of sugar production are proposed. The analysis of heat transfer processes during the condensation of secondary steam from the casings of the evaporation plant, which contains an inert gas component that leads to the emergence of a powerful diffusion resistance to heat transfer, was performed. The results of interval-iteration calculations of heat exchange during condensation of low-potential steam with a negligible gas content are presented, taking into account thermodiffusion processes in the wall layer. Methods of heat transfer intensification during the condensation of steam from a steam-gas mixture with an insignificant concentration of gases are proposed. Specific technical solutions are proposed

**Key words:** condensation, scale formation, metabolic apparatus of sugar production

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		1

## ВСТУП

Підприємства харчової галузі насичені обладнанням для нагрівання та охолодження рідин. На деяких енергоємних виробництвах, наприклад цукровому, на теплообмінні апарати припадає ледь частка капіталовкладень з усього теплотехнологічного обладнання підприємства. Крім того, на харчових підприємствах поверхня теплообміну виготовляється із дорогих нержавіючих сталей, що спонукає до пошуку методів інтенсифікації теплообміну і зменшення металоємності теплообмінного обладнання.

Надзвичайного значення питання інтенсифікації теплообміну набувають в апаратах холодильних машин, де зростання різниці температур між теплоносіями призводить до падіння термодинамічної ефективності холодильного циклу через незворотні втрати.

На цукрових підприємствах нагрівання соків здійснюється вторинною парою корпусів випарної установки, яка має значний вміст інертних газів, і які створюють додатковий дифузійний опір тепловіддачі при конденсації пари, питання зменшення концентрації газів в нагрівних камерах має особливо важливе значення.

На більшості підприємств харчової галузі має місце проблема накипоутворення. Відкладання накипу причиняє значне падіння коефіцієнтів теплопередачі, що призводить як до встановлення завищених поверхонь теплообмінних та випарних апаратів, так встановлення резервних теплообмінних поверхонь, що суттєво збільшує металоємність обладнання. Тому методи запобігання відкладання накипу є фактором інтенсифікації теплообміну.

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		7

# 1. ОСНОВНІ ТИПИ КОНСТРУКТИВНИХ ІНТЕНСИФІКАТОРІВ ТЕПЛООБМІНУ

Основними типами пасивних інтенсифікаторів (турбулізаторів) є: кільцеві та гвинтові накатки, рис.1; грубозернисте нанесення, рис.2. навивні канали, рис.3., дротяні вставки, рис.4., гофровані труби, рис.5., стрічкові вставки, рис. 6., інтенсифікатори у формі лунок, рис. 7., Інтенсифікатор теплообміну у вигляді заглиблень та виступів, рис.8.

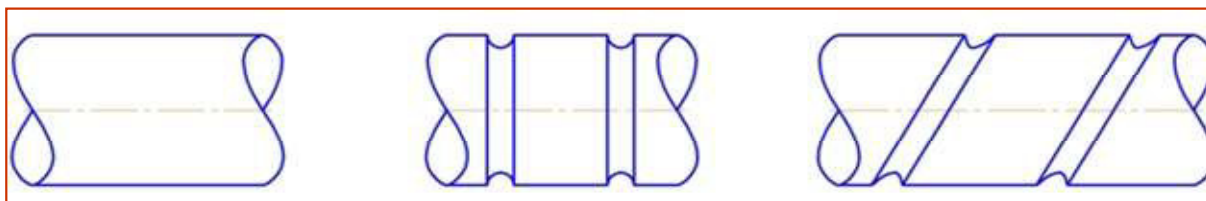


Рис.1.1. Накатки на трубах

А- гладка труба ; Б – накатка кільцева; В – накатка гвинтова.



Рис.1.2. Інтенсифікаторами у формі грубозернистої поверхні.

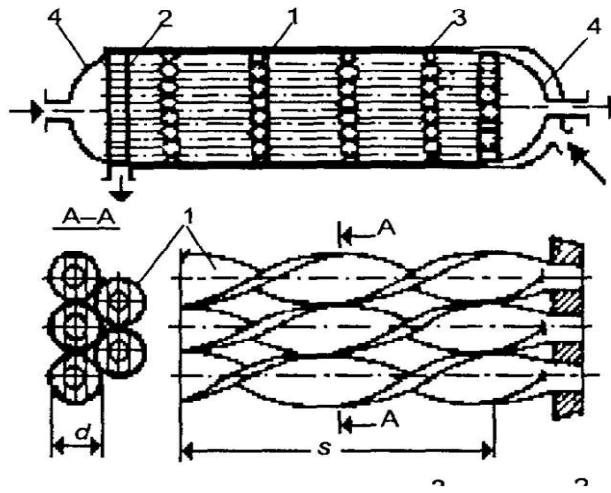


Рис.1.3. Навивні канали.



Рис.1.4. Дротяний інтенсифікатор теплообміну для надв'язких рідин.



Рис. 1.5. Труби гофровані.

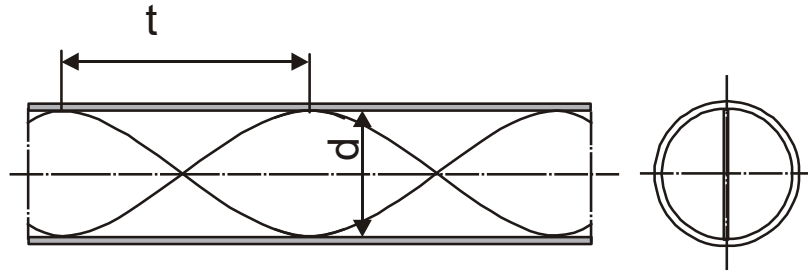
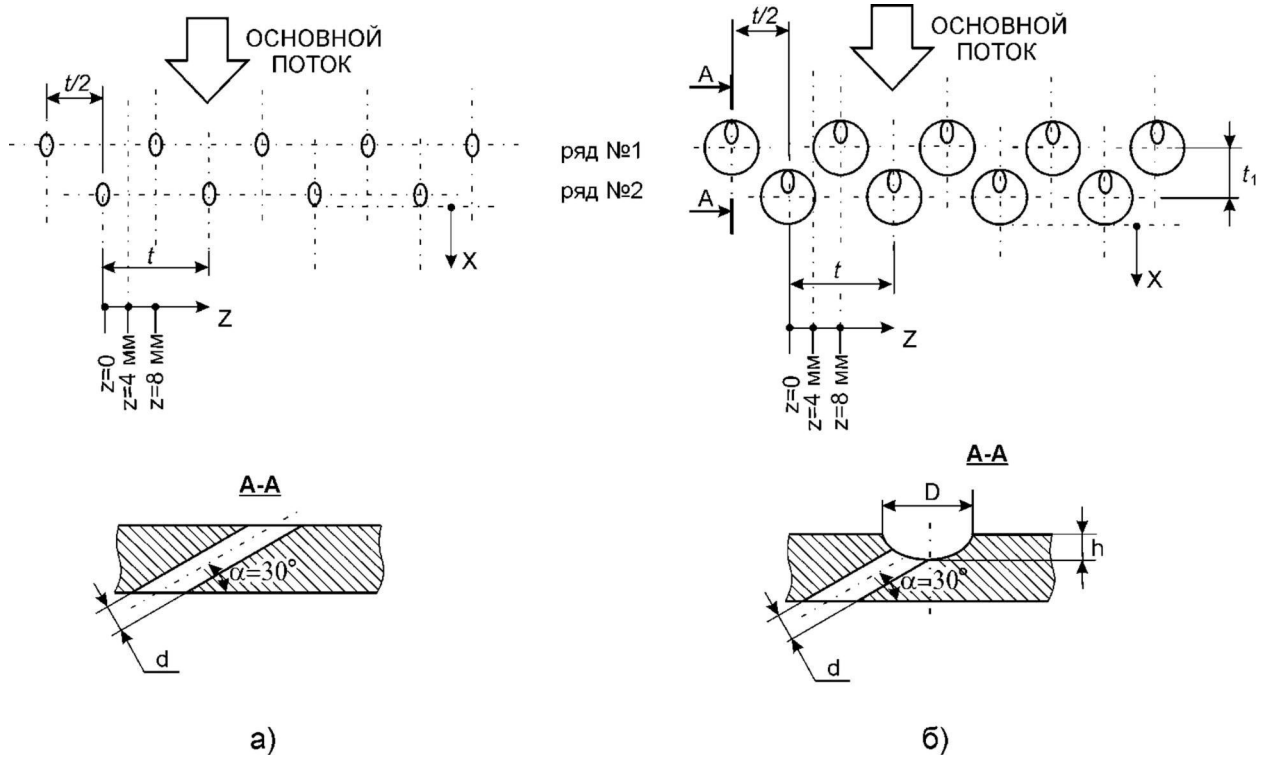


Рис. 1.6. Стрічкові вставки для ламінарних потоків.



а)

б)

Рис.1.7. Лункові інтенсифікатори теплообміну.

• **Углубления-выступы**

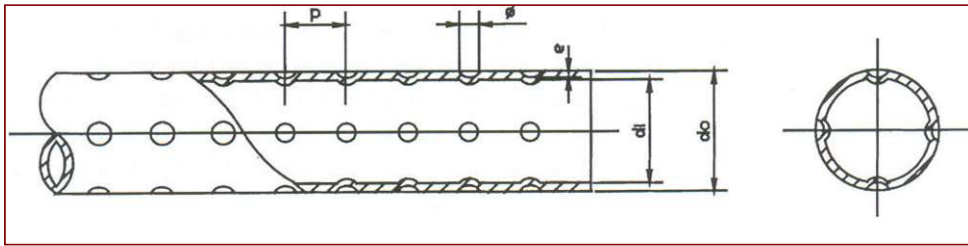


Рис. 1.8. Інтенсифікатор теплообміну у вигляді заглиблень та виступів.

Лункові інтенсифікатори, рис.6, застосовують переважно в газових турбінах для охолодження лопаток турбін повітрям через отвори з лунками.

Для в'язких рідин, що рухаються в ламінарному режимі застосовують стрічкові інтенсифікатори, рис.6, які діють на весь потік, порушуючи упорядковану структуру руху, а не на пристінній прошарок.

Для надв'язких рідин інтенсифікацію тепловіддачі здійснюють за допомогою дротяних вставок, рис.4, які на порядок збільшують коефіцієнт тепловіддачі під час руху надв'язких рідин (мазутів).

## **2. ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ТЕПЛОБМІНУ ЗАСТОСУВАННЯМ ПЛАСТИНЧАСТОЇ ПОВЕРХНІ ТЕПЛОБМІНУ**

Застосування накаток, та діафрагмових елементів з метою інтенсифікації тепловіддачі в теплообмінних трубах ефективно при відсутності відкладання накипу. Якщо відклалася накип виникає проблема очищення труб, яке необхідно виконувати в процесі експлуатації теплової схеми. Ефективне поточне очищення від накипу – механічне очищення за допомогою дротяних щіток (ержик), що неможливо здійснити у разі застосування діафрагм. В разі застосування накаток може бути недостатнє очищення каналів під накаткою,

що зменшує ефективність застосування даного типу інтенсифікаторів м умовах експлуатації цукрових заводів.

Очевидно, що поверхня теплообміну з інтенсифікаторами теплообміну повинна бути розбірною. Даній вимозі відповідає пластинчаста поверхня, що утворена рядом гофрованих пластин, розміщених з певним інтервалом для проходження теплоносіїв.

Профільовані пластини є ефективними елементами компактних пластинчастих теплообмінників. Інтенсивність теплообміну визначається профілем гофр, як і гідравлічний опір. Складний малюнок гофр забезпечує турбулізацію потоку. Гофри мають округлену форму, що інтенсифікує тепловіддачу без суттєвого зростання гідравлічного опору. висока інтенсивність тепловіддачі. Оскільки в пластинчастих теплообмінних апаратах висока інтенсивність тепловіддачі суттєву роль починає відігравати термічний опір стінки пластин, тому пластини мають малу товщину (0,5 – 0,8 мм) і виготовляються із високоякісної нержавіючої сталі.

Пластини класифікують відповідно опору руху теплоносію, який вони створюють – зі значним та помірним гідравлічним опором. Між гідравлічним опором існує пряма залежність – чим більший гідравлічний опір, тим більш висока інтенсивність тепловіддачі.

Конструктивна схема пластинчастого теплообмінного апарата зображена на рис 2.1.

					00КРМ 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		12

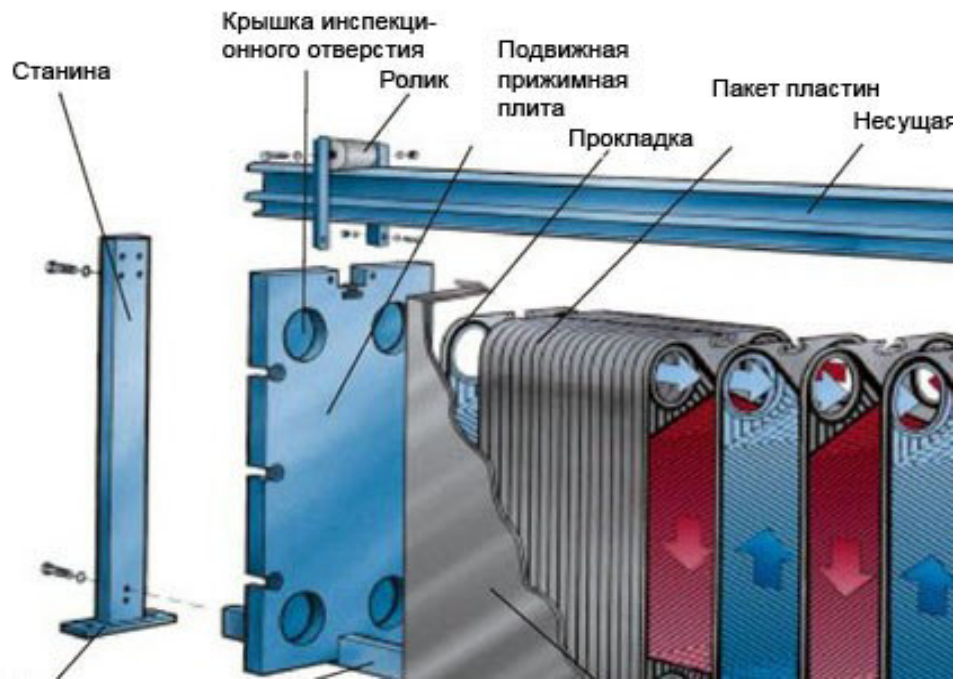


Рис.2.1. Схема пластинчатого теплообменника разборного типа.



Рис. 2.2. Пластинчаті теплообмінні апарати цукрової промисловості.

Існує великий вибір малюнку гофр теплообмінних пластин, рис.2.3.

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		13

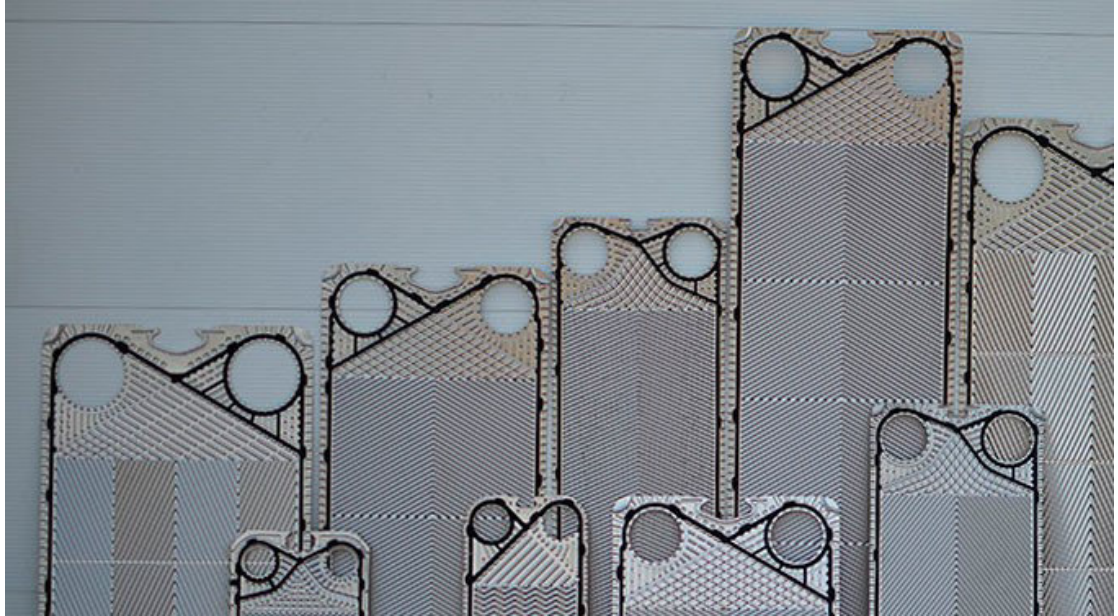


Рис. 2.3. Типи теплообмінних гофрованих пластин

На рис.2.4 зображена гофрована пластина з кутом перетину вершин гофр  $120^\circ$ , які зветься сітчасто-поточні. Під час збирання теплообмінника кожна наступна пластина повертається  $180^\circ$ . Завдяки такому розташуванню здійснюється контакт вершин гофр в окремих точках, рис. 2.4, і утворюється сітка контактів гофр. Рідина під час руху в каналі складної форми здійснює просторово тривимірний рух, завдяки чому відбувається порушення структури потоку, його турбулізація навіть, коли числа Рейнольда значно менше режиму турбулентного руху.

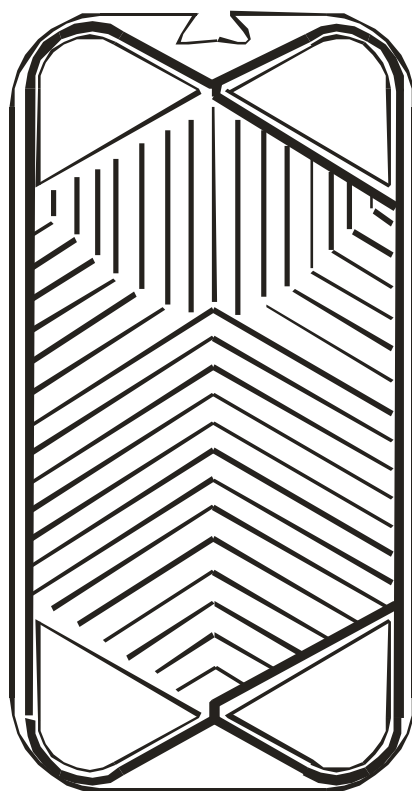


Рис. 2.4. Пластина з гумовим ущільненням. Вершини гофр трикутної форми, кут  $120^\circ$ .

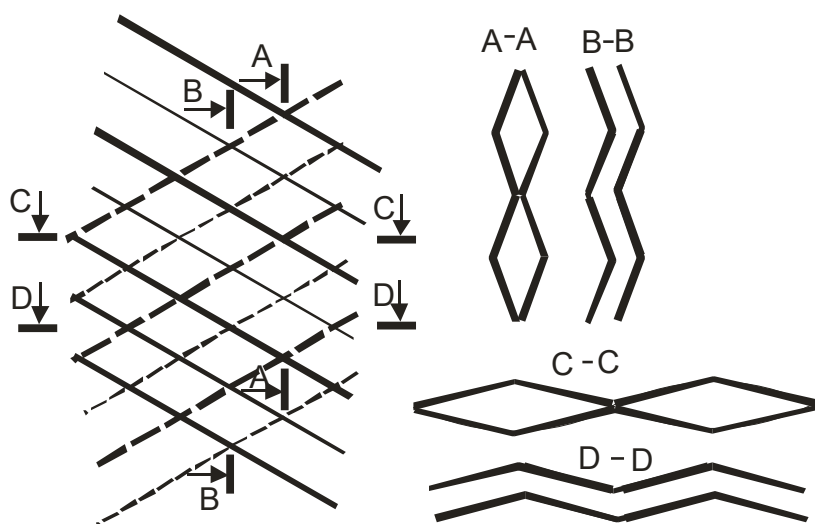


Рис. 2.5. Перетини пласт з кутом при вершин гофр трикутної форми  $120^\circ$ .

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

Для наведеного на рис. 2.5 гофрування у формі «ялинка» під кутом  $120^\circ$ , висотою гофр – 4 мм, кроком – 14 мм інтенсивність тепловіддачі за турбулентного режиму в діапазоні чисел Рейнольдса  $50 < Re < 20000$  розраховується за співвідношеннями :

$$Nu = 0,135 Re^{0,73} Pr^{0,43} \left( \frac{Pr}{Pr_c} \right)^{0,25} . \quad (2.1)$$

Коефіцієнт тертя гідравлічного

$$\xi = 22,4 Re^{-0,25} . \quad (2.2)$$

За ламінарного режиму  $Re < 50$ ,  $PeL/d < 10$  співвідношення для чисел  $Nu$  та  $Eu$  мають вигляд:

$$Nu = 0,63 Re^{0,33} Pr^{0,33} \left( \frac{Pr}{Pr_c} \right)^{0,25} , \quad (2.3)$$

$$Eu = 350000 Re^{-1}; \quad \xi = 486 Re^{-1} . \quad (2.4)$$

В загальному випадку для довільного малюнку гофр коефіцієнт тепловіддачі за турбулентного режиму руху визначається з рівняння:

$$Nu = C Re^{0,73} Pr^{0,43} \left( \frac{Pr}{Pr_c} \right)^{0,25} , \quad (2.5)$$

де  $C$  – коефіцієнт, що залежить від форми гофр. Визначальний розмір в числі Нуссельта та Рейнольдса у формулах (2.1 – 2.5) –  $2\delta$ .

Павлоградхіммаш, Vicarb, Alfa Laval, GEA, випускають ряд типорозмірів гофрованих пластин з різним малюнком гофр.

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		16

## 2.1. Порівняння ефективності теплоперенесення від застосування різних типів турбулізаторів

Порівняємо ефективність нагрівання в'язкої рідини (густого сиропу) з випарної установки цукрового заводу в каналах: 1. в трубах 2. в трубах з кільцевими діафрагмовими турбулізаторами 3. в пластинчастих теплообмінниках з гофрованими пластинами. Порівнюємо нагрівання в теплообміннику, якому густий сироп з випарної установки нагрівається гарячим конденсатом.

Концентрація сиропу – 65%; масова витрата  $G_2 = 70$  т/год. Витрата нагрівного теплоносія (конденсату)  $G_1 = 80$  т/год. Початкова температура сиропу  $t_{2p} 75$ , кінцева –  $t_{2k} 85$  °С. Початкова температура конденсату  $t_{1p} 105$  °С.

Порівняння виконуємо для

1. секційний теплообмінник з гладкими трубами діаметром 33 x 1,5 мм; внутрішній діаметр секції 0,265 мм, число труб в секції – 30 шт .

2 секційний теплообмінник, аналогічний першому, але труби мають діафрагми висотою 1 мм з кроком між діафрагмами – 30 мм.

3 пластинчастий ТО з сітчасто-поточними пластинами.

За даною температурою та концентрації 65% визначаємо теплоємність сиропу  $C_{p2} = 2,92$  кДж/кг К. Теплоємності води  $C_{p1}=4,2$  кДж/кг К. Температура конденсату на виході

$$t_{1k} = t_{1p} - \frac{G_2 C_{p2} (t_{2k} - t_{2p})}{G_1 C_{p1}} = 105 - \frac{70 \cdot 2,92 \cdot (85 - 75)}{80 \cdot 4,2} = 98,9 \text{ °С};$$

$$t_{1c} = \frac{t_{1p} + t_{1k}}{2} = \frac{105 + 98,9}{2} = 102 \text{ °С};$$

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		17

де  $C_{p1}=4,2$  кДж/кг К. теплоємність конденсату;  $C_{p2} = 2,92$  кДж/кг К  
 теплоємність сиропу при середній т-рі  $t_{2c} = \frac{t_{2p} + t_{2k}}{2} = \frac{75 + 85}{2} = 80$  °С.

Температурний напір

$$\Delta t = \frac{\Delta t_b - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_b}{\Delta t_m}} = \frac{(98,9 - 75) - (105 - 85)}{\ln \frac{98,9 - 75}{105 - 85}} = 21,9 \text{ °С.}$$

ТФВ конденсату та сиропу (по середнім температурам та концентрації сиропу):

конденсат:  $\lambda = 0,683$  Вт/м К;  $\nu = 0,29 \cdot 10^{-6}$  м<sup>2</sup>/с;  $Pr = 1,712$ ;  $\rho = 957$  кг/м<sup>3</sup>;

сироп:  $\lambda_s = 0,45$  Вт/м К;  $\nu_s = 4,26 \cdot 10^{-6}$  м<sup>2</sup>/с;  $Pr_s = 35,5$ ;  $\rho_s = 1287$  кг/м<sup>3</sup>  $C_{ps} = 2,92$

Тепловий потік , Q, кВт.

$$Q = G_2 C_{ps} (t_{2k} - t_{2p}) = \frac{70}{3,6} 2,92 (85 - 75) = 568 \text{ кВт}$$

**Для секційного ТО з гладкими трубами діаметром 33 x 1,5 мм; внутрішнім діаметром секції 0,265 мм, числом труб в секції – 30.**

Перетини трубного та міжтрубного просторів

$$f_{mp} = \frac{\pi d^2}{4} n_z = \frac{3,14 \cdot 0,03^2}{4} 30 = 0,0212 \text{ м}^2.$$

$$f_{m.mp} = \frac{\pi}{4} (D^2 - d_z^2 n_z) = \frac{3,14}{4} (0,265^2 - 0,033^2 30) = 0,0295 \text{ м}^2.$$

$$d_e = \frac{4 f_{m.mp}}{\pi (D + d_z n_z)} = \frac{4 \cdot 0,0295}{3,14 (0,265 + 0,033 \cdot 30)} = 0,0294 \text{ м.}$$

Швидкості (конденсату в міжтрубному просторі  $w_1$  та сиропу у трубах  $w_2$ )

$$w_1 = \frac{G_1}{\rho_1 f_{m.mp}} = \frac{80}{3,6 \cdot 957 \cdot 0,0295} = 0,788 \text{ м/с;}$$

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		18

$$w_2 = \frac{G_2}{\rho_s f_{mp}} = \frac{70}{3,6 \cdot 1287 \cdot 0,0212} = 0,713 \text{ м/с.}$$

Числа Рейнольдса для гарячого теплоносія та сиропу

$$Re_1 = \frac{w_1 d_e}{\nu_1} = \frac{0,788 \cdot 0,0294}{0,29 \cdot 10^{-6}} = 80000 ;$$

$$Re_2 = \frac{w_2 d}{\nu_2} = \frac{0,713 \cdot 0,03}{4,26 \cdot 10^{-6}} = 5025 .$$

Інтенсивність тепловіддачі від конденсату  $\alpha_1$ , Вт/м<sup>2</sup>К .

$$\alpha_1 = 0,023 \frac{\lambda}{d_e} Re_1^{0,8} Pr_1^{0,4} = 0,023 \frac{0,683}{0,0294} 80000^{0,8} 1,712^{0,4} = 5540 \text{ Вт/м}^2\text{К.}$$

Інтенсивність тепловіддачі до сиропу  $\alpha_2$ , Вт/м<sup>2</sup>К.

$$\xi = (1,82 \lg Re_2 - 1,64)^{-2} = (1,82 \lg 5025 - 1,64)^{-2} = 0,039 .$$

Коефіцієнт тепловіддачі до сиропу  $\alpha_2$

$$\alpha_2 = \frac{\lambda_s}{d} \left[ \frac{\frac{\xi}{8} (Re_2 - 1000) Pr_s}{1 + 12,7 \sqrt{\frac{\xi}{8} (Pr_s^{0,66} - 1)}} \left[ 1 + \left( \frac{d}{L} \right)^{0,66} \right] \right] = \frac{0,45}{0,03} \left[ \frac{\frac{0,039}{8} (5025 - 1000) 35,5}{1 + 12,7 \sqrt{\frac{0,039}{8} (35,5^{0,66} - 1)}} \left[ 1 + \left( \frac{0,03}{5} \right)^{0,66} \right] \right] = 1110.$$

де  $\xi = (1,82 \lg Re_2 - 1,64)^{-2} = (1,82 \lg 5025 - 1,64)^{-2} = 0,039$  – коефіцієнт гідравлічного опору.

Коефіцієнт теплопередачі,  $K$ , Вт/м<sup>2</sup>К.

$$K = \left( \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_c}{\lambda_c} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1} = \left( \frac{1}{5540} + \frac{0,0015}{17} + \frac{1}{1110} \right)^{-1} = 855 \text{ Вт/м}^2\text{К.}$$

Поверхня теплообміну, що відповідає потрібному тепловому навантаженню

$$F = \frac{Q}{K \Delta t} = \frac{568 \cdot 1000}{855 \cdot 21,9} = 30,3 \text{ м}^2$$

## 2. Секційний ТО з трубами діаметром 33 x 1,5 мм з діафрагмами

Висота діафрагми  $h = 1$  мм з відстанню між діафрагмами  $t = 30$  мм.;  
внутрішній діаметр корпусу 0,265 мм, число труб в секції – 30.

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		19

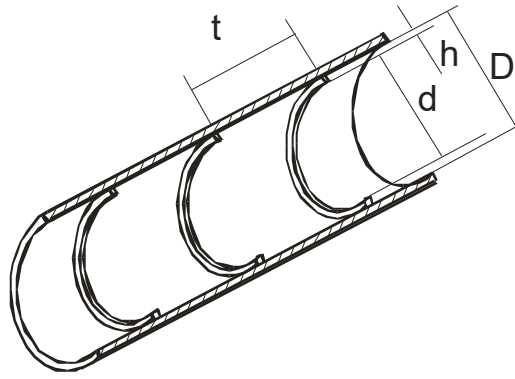


Рис.2.6. Елемент труби з діафрагмами

Коефіцієнт тепловіддачі до сиропу  $a_2$ , Вт/м<sup>2</sup>К.

$$10 < t/h < 40; 0,01 < h/d < 0,04; 0,7 < Pr < 37,5; 6000 < Re < 46000; h^+ > 35$$

$$St = \frac{\frac{f}{2}}{1 + \sqrt{\frac{f}{2}} \left[ 4,5(h^+)^{0,28} Pr^{0,57} - 0,95 \left( \frac{t}{h} \right)^{0,53} \right]}$$

Фактор тертя

$$\sqrt{\frac{f}{2}} = \left( 2,5 \ln \left( \frac{d}{2h} \right) + 0,95 \left( \frac{t}{h} \right)^{0,53} - 3,75 \right)^{-1} = \left( 2,5 \ln \left( \frac{0,03}{2 \cdot 0,001} \right) + 0,95 \left( \frac{0,03}{0,001} \right)^{0,53} - 3,75 \right)^{-1} = 0,1138.$$

Безрозмірна висота діафрагм в трубі

$$h^+ = \frac{hu^*}{\nu} = \left( \frac{h}{D} \right) Re_2 \sqrt{\frac{f}{2}} = \left( \frac{1}{30} \right) 5025 \cdot 0,1138 = 19,06.$$

Число Стентона

$$St = \frac{\frac{f}{2}}{1 + \sqrt{\frac{f}{2} \left[ 4,5(h^+)^{0,28} Pr_s^{0,57} - 0,95 \left( \frac{t}{h} \right)^{0,53} \right]}} = \frac{0,1138^2}{1 + 0,1138 \left[ 4,5 \cdot 19,06^{0,28} 35,5^{0,57} - 0,95 \left( \frac{0,03}{0,001} \right)^{0,53} \right]} = 0,001394$$

Коефіцієнт тепловіддачі  $K$ , Вт/м<sup>2</sup>К.

$$\alpha_2 = St \cdot \rho_s C_{ps} w_2 = 0,001394 \cdot 1287 \cdot 2920 \cdot 0,713 = 3735, \text{ Вт/м}^2\text{К.}$$

Коефіцієнт теплопередачі на чисту поверхню, К, Вт/м<sup>2</sup>К.

$$K = \left( \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_c}{\lambda_c} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1} = \left( \frac{1}{5540} + \frac{0,0015}{17} + \frac{1}{3735} \right)^{-1} = 1864, \text{ Вт/м}^2\text{К.}$$

Поверхня теплообміну  $F = \frac{Q}{K\Delta t} = \frac{568 \cdot 1000}{1864 \cdot 21,9} = 13,9 \text{ м}^2.$

### 3. Пластинчастий ТО з сігчасто-поточними пластинами з кутом між гофрами 120°

Ширина щілини 7 мм. Ширина проточної частини  $a = 0,545$  м. Поверхня теплообміну 1 пластини – 0,6 м<sup>2</sup>. Задаємо число пластин  $n = 17$ , перетин для руху сиропу

$$f_{nl} = a\delta \frac{n-1}{2} = 0,545 \cdot 0,007 \frac{17-1}{2} = 0,0305 \text{ м}^2,$$

Тоді швидкості конденсату та сиропу

$$w_1 = \frac{G_1}{\rho_1 f_{nl}} = \frac{80}{3,6 \cdot 957 \cdot 0,0305} = 0,761 \text{ м/с}; \quad w_2 = \frac{G_2}{\rho_s f_{nl}} = \frac{70}{3,6 \cdot 1287 \cdot 0,0305} = 0,495 \text{ м.}$$

Числа Рейнольдса для конденсату та сиропу відповідно

					00КРМ 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		21

$$\text{Re}_1 = \frac{w_1 2\delta}{\nu_1} = \frac{0,761 \cdot 0,014}{0,29 \cdot 10^{-6}} = 36820 ;$$

$$\text{Re}_2 = \frac{w_2 2\delta}{\nu_2} = \frac{0,495 \cdot 0,014}{4,26 \cdot 10^{-6}} = 1628 .$$

Коефіцієнт тепловіддачі від конденсату  $\alpha_1$ , Вт/м<sup>2</sup>К.

$$\alpha_1 = 0,135 \frac{\lambda}{2\delta} \text{Re}_1^{0,73} \text{Pr}_1^{0,43} = 0,135 \frac{0,683}{0,014} 36820^{0,73} 1,712^{0,43} = 17890 .$$

Коефіцієнт тепловіддачі до сиропу  $\alpha_2$ , Вт/м<sup>2</sup>К.

$$\alpha_2 = 0,135 \frac{\lambda_s}{2\delta} \text{Re}_2^{0,73} \text{Pr}_s^{0,43} = 0,135 \frac{0,45}{0,014} 1628^{0,73} 35,5^{0,43} = 4458$$

Коефіцієнт теплопередачі на чисту поверхню  $K$ , Вт/м<sup>2</sup>К.

$$K = \left( \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_c}{\lambda_c} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1} = \left( \frac{1}{17890} + \frac{0,0008}{17} + \frac{1}{4458} \right)^{-1} = 3050 .$$

$$\text{Поверхня теплообміну } F = \frac{Q}{K\Delta t} = \frac{568 \cdot 1000}{3050 \cdot 21,9} = 8,5 \text{ м}^2 .$$

$$\text{Фактична поверхня 17 пластин } F = 0,6(n - 2) = 0,6(17 - 2) = 9 \text{ м}^2 .$$

Таким чином, з розрахунків видно, що застосовувати інтенсифікатори у формі діафрагм, вважаючи на труднощі з очищенням поверхні поверхні теплообміну, не раціонально. Доцільним рішенням є застосування пластинчастих теплообмінників, які за ефективністю теплопередачі перевищують поверхні з дисковими діафрагмами.

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		22

### 3. ТЕПЛООБМІННІ АПАРАТИ З ПРОФІЛЬОВАНИМИ КІЛЬЦЕВИМИ КАНАЛАМИ

Можлива альтернатива пластинчастим теплообмінникам, які при всіх перевагах мають і певні недоліки. Головне, що велика кількість паралельно існуючих каналів спричиняє нерівномірність витрати потоку по каналам, оскільки забруднення частини каналів суттєво збільшує їх гідравлічний опір. Якщо частина каналів забруднена, а робоча швидкість рідини недостатня для самоочищення теплообмінної поверхні (0,3 ... 0,6 м/с), забруднені канали практично повністю вимикаються з роботи внаслідок зростання гідравлічного опору, а рідина перерозподіляється по каналам і основна маса її рухається по незабрудненим каналам.

Альтернативою пластинчастим можуть бути секційні ТО з кільцевими каналами, з коаксіально розташованими тонкостінними трубами різного діаметру зі штучними інтенсифікаторами теплообміну. Теплообмінні секції можуть бути як одно-, (рис.3.1а) так і двоходовими, (рис.3.1б) з вертикальною, (рис.3.1) або горизонтальною (рис.3.2) компоновкою.

					00КРМ 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		23

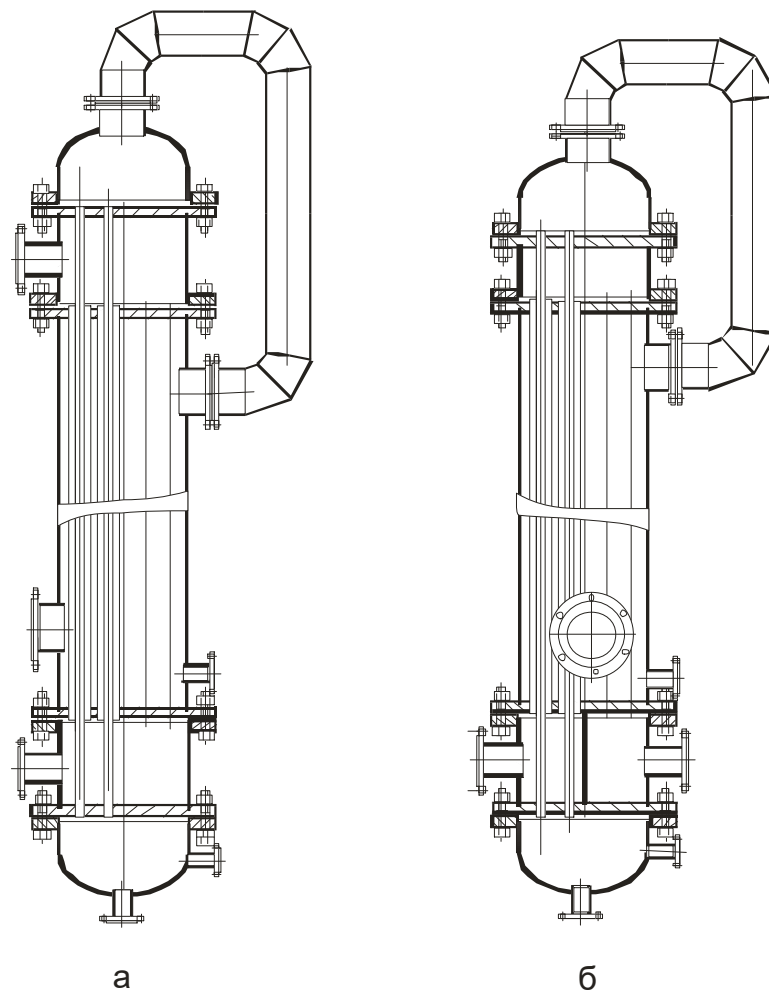


Рис.3.1. Теплообмінні апарати з кільцевими каналами вертикальної компоновки  
 а – одноходові; б – двоходові.

Теплообмінні секції можна використовувати як окремі теплообмінники, або збирати в групи з окремих одноходових, або двоходових елементів. Кожна секція має власну систему вентиляції нагрівної камери.

Горизонтальні ТО компонуються з невеликим нахилом по напрямку руху пари у внутрішніх трубах для запобігання заливання конденсатом. Крім того, для покращення вентиляції внутрішніх труб теплообмінник виготовляють з камерою доконденсації, з якої здійснюється відведення газів, рис.2. Для запобігання провисання довжина труб не повинна перевищувати 3,5 м для горизонтальних ТО. Вертикальні ТО можуть комплектуватися і довгими

трубами з довжиною до 7 м, але з умови зручності експлуатації доцільно застосовувати труби з довжиною не більше 4 – 5 м.

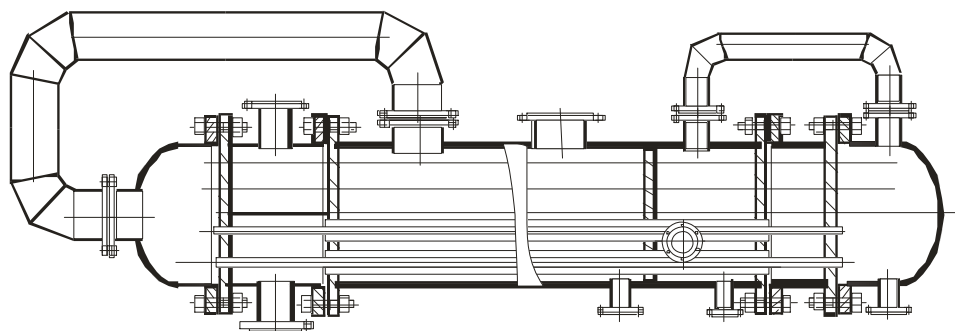


Рис. 3.2. Горизонтальний ТО з кільцевими каналами з камерою до конденсації.

Зовнішні труби кільцевого каналу приєднують (вальцюють) до внутрішніх трубних дошок. Внутрішні труби меншого діаметру закріплюються на зовнішніх трубних дошках сальниковими ущільненнями, (рис. 3.3) і, в разі проведення ремонтних робіт, демонтуються. Сальник гумовий, у стисненому стані утримується за допомогою металевого кільця та напівкруглої скоби (Рис. 3.3).

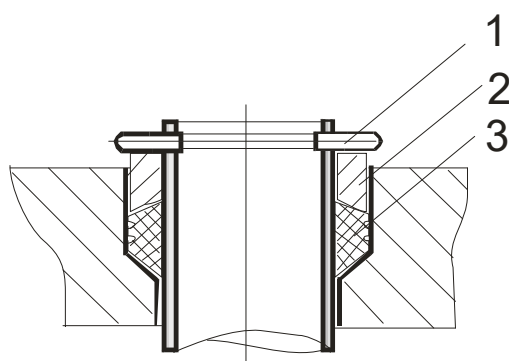


Рис.3.3. Сальник на внутрішній трубі.

1 – металева скоба; 2 – кільце; 3 – ущільнення гумове.

Профільовані канали безпосередньо діють на структуру потоку і характеризуються високою інтенсивністю теплообміну. Так, в підігрівачах типу ТТАУ, внутрішній канал утворено профільованою трубою типу

«конфузор-дифузор» з незначним кутом розкриття. Ці теплообмінники знайшли застосування в індивідуальних теплових пунктах. Профільовані труби виготовлені з профільовані тонкостінні труби (товщина стінки 0,3 мм), оскільки термічний опір стінки труби став спів розмірним з термічним опором тепловіддачі..

На рис. 3.4 наведені варіанти пасивних інтенсифікаторів тепловіддачі, які доцільно застосовувати для слабо турбулентних потоків, оскільки їх дія спрямована на пристінний примежовий прошарок рідини.

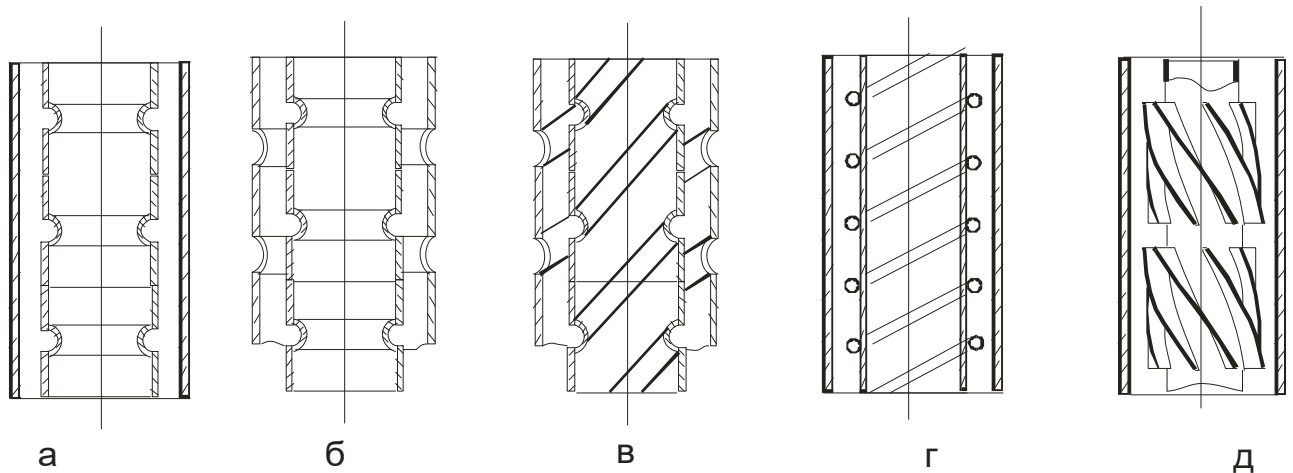


Рис. 3.4. Кільцевий канал з інтенсифікаторами теплообміну.

- а – канал з внутрішньою профільованою трубою, виконаної методом накатки;
- б – канал з внутрішньою та зовнішньою профільованими трубами накаткою. в – канал з внутрішньою та зовнішньою гвинтовою накаткою.
- г – канал з внутрішньою трубою з дротяною навивкою;
- д – канал з внутрішньою трубою, профільованою гвинтовим не суцільним оребренням.

Спіральні навивки (рис.3.4.г) мають завищений гідравлічний опір, і, крім того, ускладнюють процес заміни труб та їх очищення. Для кільцевих каналів отримали розповсюдження варіанти інтенсифікаторів (рис.3.4а,б) та

гвинтоподібної форми (рис.3.4.в). Наявність кільцевих канавок не перешкоджає заміні труб та ущільнень сальників і збільшують жорсткість труб.

Для варіанта (а) рис.3.4 коефіцієнт тепловіддачі до рідини, розраховується за співвідношенням:

$$\frac{Nu}{Nu_o} = 1 + 0,64 \left[ 1 - \exp\left(-35,8 \frac{h}{d_e}\right) \right] \left( 1 - 0,274 \frac{t_H}{d_e} \right), \quad (3.1)$$

де  $t_H$  – крок накатки;  $h$  – глибина накатки;  $d_{ек}$  – еквівалентний діаметр кільцевого каналу.  $Nu_o$  – число Нуссельта для каналу з гладких труб, без інтенсифікатора теплообміну.

Інтенсивність тепловіддачі при конденсації на вертикальних трубах з гвинтовими канавками, рис. 3.4.в., розраховується за співвідношенням:

$$\frac{\alpha}{\alpha_{нл}} = 1 + \left( 1,4 - 1,601 \frac{t}{D} \right) \left( 1 - \exp\left[-18,203 \left( 1 - \frac{D-2h}{D} \right) \right] \right), \quad (3.2)$$

де  $\alpha_{нл} = 0,9253 \sqrt{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\mu q L}} \text{Re}_к^{0,053}$  – коефіцієнт тепловіддачі при конденсації пари на вертикальних гладких трубах.

Для труби діаметром 45 мм з гвинтовою накаткою в 1 мм та кроком 10 мм коефіцієнт тепловіддачі, розрахований за співвідношенням (3.2), перевищує аналогічний показник для гладкої труби у 1,58 рази.

Під час конденсації водяної пари на горизонтальній трубі з поперечними канавками ефект інтенсифікації навіть вище за попередній і розраховується за співвідношенням:

$$\frac{\alpha}{\alpha_{зл}} = 2,469 \left( 1 - \frac{R}{D} \right) \left( 1 - 0,379 \frac{t}{D_3} \right) \exp\left[ 3,65 \left( 1 - \frac{D-2h}{D} \right) \right], \quad (3.3)$$

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		27

де  $\alpha_{zt} = 0,6553 \sqrt{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\mu q D}} N^{-\frac{1}{6}}$  – коефіцієнт тепловіддачі при конденсації пари на пучку горизонтальних гладких труб;  $N$  – середнє число труб у вертикальному ряду;  $R$  радіус закруглення елемента накатки.

З (3.3) на трубі діаметром 45 мм з накаткою в 1 мм та кроком 10 мм коефіцієнт тепловіддачі, перевищує аналогічний показник для гладкої труби у 2,48 рази.

Варіанти розрахунку для порівняння:

1. Вертикальний ТО з гладкими трубами діаметром 45x2 та 32x1 мм.
2. Горизонтальний ТО з трубами діаметром 45x2 та 32x1 мм та поперечною накаткою на внутрішній та зовнішній трубах глибиною 1 мм та кроком накатки 10 мм.
3. Горизонтальний ТО з трубами діаметром 48x2 та 32x1 мм та поперечною накаткою на внутрішній та зовнішній трубах глибиною 2 мм та кроком накатки 10 мм.
4. Горизонтальний ТО з трубами діаметром 48x1 та 32x1 мм та поперечною накаткою на внутрішній та зовнішній трубах глибиною 2 мм та кроком накатки 10 мм.

Таблиця результатів теплового розрахунку теплообмінних апаратів з кільцевими каналами

№	Найменування	Розм	Позн	Варіанти розрахунку			
				1	2	3	4
1	Число труб в секції (в одному ході)	шт	$n_z$	100	100	75	60
2	Швидкість соку в кільцевому каналі	м/с	$w$	1,59	1,59	1,525	1,59

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		28

3	Ширина кільцевої щілини	мм	$\delta$	4,5	4,5	6,0	7,0
4	Коефіцієнт теплопередачі на чисту поверхню	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2\text{К}}$	К	2850	4300	4300	5340

В тепловій схемі цукрового заводу теплообмінники з кільцевими каналами з профільованими трубами можна ставити на станціях нагрівання тепло-технологічної схеми, де необхідно витримувати швидкісний режим для запобігання відкладання накипу. Такими станціями є:

1. станція нагрівання дифузійного соку після дифузійної установи утфільною парою після вакуум-апаратів, де швидкість соку витримується на рівні 2,4 – 2,6 м/с.
2. на станції нагрівання соку перед гарячою дефекацією;
3. на станції нагрівання жомо-пресової води.

Приклад принципової теплової схеми з підігрівачами з кільцевими каналами з інтенсифікаторами теплообміну наведено на рис. 3.5

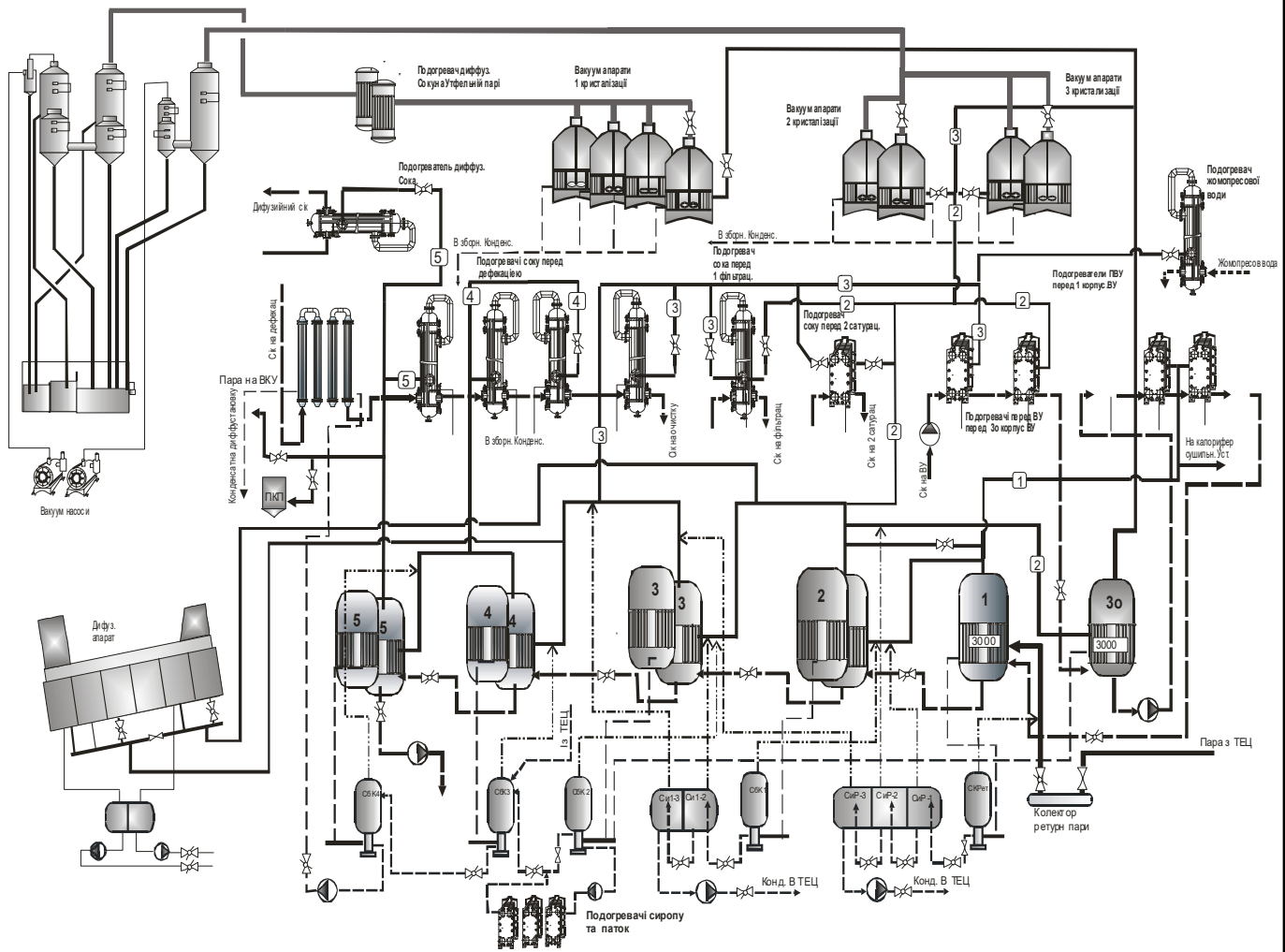


Рис. 3.5. Теплова схема (принципова) з підігрівачами з кільцевими каналами з інтенсифікаторами теплообміну.

## 4. ОСНОВНІ ПРОБЛЕМИ З ПИТАНЬ ТЕПЛОБМІНУ, ЩО МАЮТЬ МІСЦЕ В ТЕПЛОБМІННИКАХ ЦУКРОВОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ

### 4.1 Забруднення поверхні теплообміну підігрівачів.

Харчовій промисловості і, конкретно, в цукровій нагрівання продуктів виробництва (соків, сиропів) супроводжується відкладанням забруднень та накипу в процесі експлуатації. Інтенсивність відкладанням

забруднень залежить від досконалості технологічного процесу, складу добрив, що застосовуються під час вирощування буряків, погодних умов, терміну зберігання сировини перед технологічною обробкою. Наряду з традиційними накипоутворювачами - гіпсом  $\text{CaSO}_4$ , бікарбонатом кальцію  $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$  та магнія  $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$ ; зустрічаються також  $\text{CaCl}_2$ ,  $\text{MgSO}_4$ ,  $\text{CaSiO}_3$ ,  $\text{MgSiO}_3$ , та гідроксилапатит  $\text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_6(\text{OH})_2$ , оксалат кальцію  $\text{Ca}(\text{COO})_2$  та інш. В накипу, що відкладається на теплообмінних трубах, найбільше (до 80%) карбонату кальцію.

При порушенні технологічного режиму (пересатуруванні на 2 сатурації) у розчині підвищується вміст бікарбонату, який розкладається при нагріванні з відкладенням накипу за реакцією



Утворений карбонат кальцію випадає в осад з утворенням накипу на поверхні теплообміну.

#### **Для боротьби з відкладанням накипу застосовують:**

1. Реагентні методи – введення затравок, які не вступають у хімічну реакцію – гіпсу, крейди, алебастру, піску, а також антинакипінів. Застосовують додавання в розчин тринатрійфосфату, який працює на зниження кальцієвих відкладень. Як присадки застосовують комплексопи, куди входять похідні від  $\alpha$ -амінокислот, нітрілтриоцтова кислота, і т.д. Найбільш результативним методом запобігання накипоутворення є фізико-хімічні методи, які змінюють умови відкладання накипу – утворюють шлам, а не відкладаються на стінках.

2. Безреагентні методи – турбулізатори, вібратори та інші механічні пристрої.

3. Електрохімічна обробка виробничих середовищ на основі приелектродних процесів. При проходженні через сік пульсуючого струму рідина піддається інтенсивній дії магнітного поля. Магнітне поле діє на рідину, що містить іони, і призводить до зменшення їх гідратації. Майже всі колоїди соку – пектинові речовини, білки, сапонін, речовини, що пофарбовують сік,

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		31

меланоїди – є гідрофільними речовинами, тому їх гідрофобізація має велике значення. Іони алюмінію, реагуючи з іонами гідроксилу з води, утворюють гідрогель алюмінію, який має велику адсорбційну здатність. Гідроксильні групи гідрогелю інтенсивно адсорбують речовини, які здатні до утворення водневих зв'язків, наприклад, аміни. Матеріал електродів зв'язує нецукри соку і на електродах утворюється відкладення, а не на поверхні теплообміну.

### **Режимні фактори запобігання відкладенню накипу**

Важливим фактором зменшення відкладень є створення на поверхні теплообміну значної дотичної напруги, що досягається високою швидкістю потоку в трубах. В разі нагрівання дифузійного соку, який містить багато колоїдних речовин, у трубчастих теплообмінниках рекомендується підтримувати швидкість соку на рівні 2,4 – 2,7 м/с.

Сік перед гарячим вапнування для запобігання накипу повинен мати швидкість на рівні 1,5 – 2 м/с при поверненні на попереднє вапнування не фільтрованого соку 1 сатурації. Частинки  $\text{CaCO}_3$  подібно абразиву здійснюють самоочищення поверхні теплообміну труб.

В разі використання пластинчастих широко-каналних теплообмінників на станціях нагрівання соку перед гарячим вапнуванням, для запобігання накипу використовують систему реверсного руху соку в каналах теплообмінника, який спрацьовує через 0,5 – 1 хв. за допомогою системи клапанів, рис. 4.1

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		32

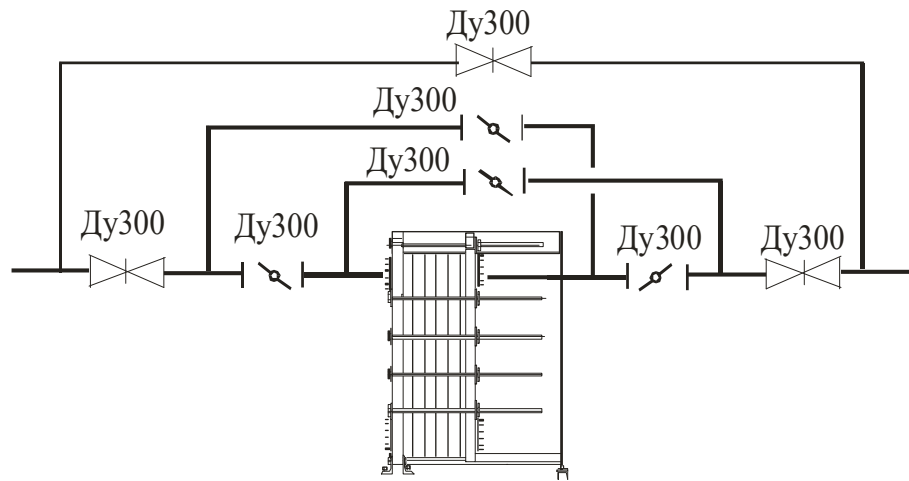


Рис. 4.1. Схема реверсивного руху соку в пластинчастому теплообміннику  
Частота перемикання засувки – 0,5 - 1 хв.

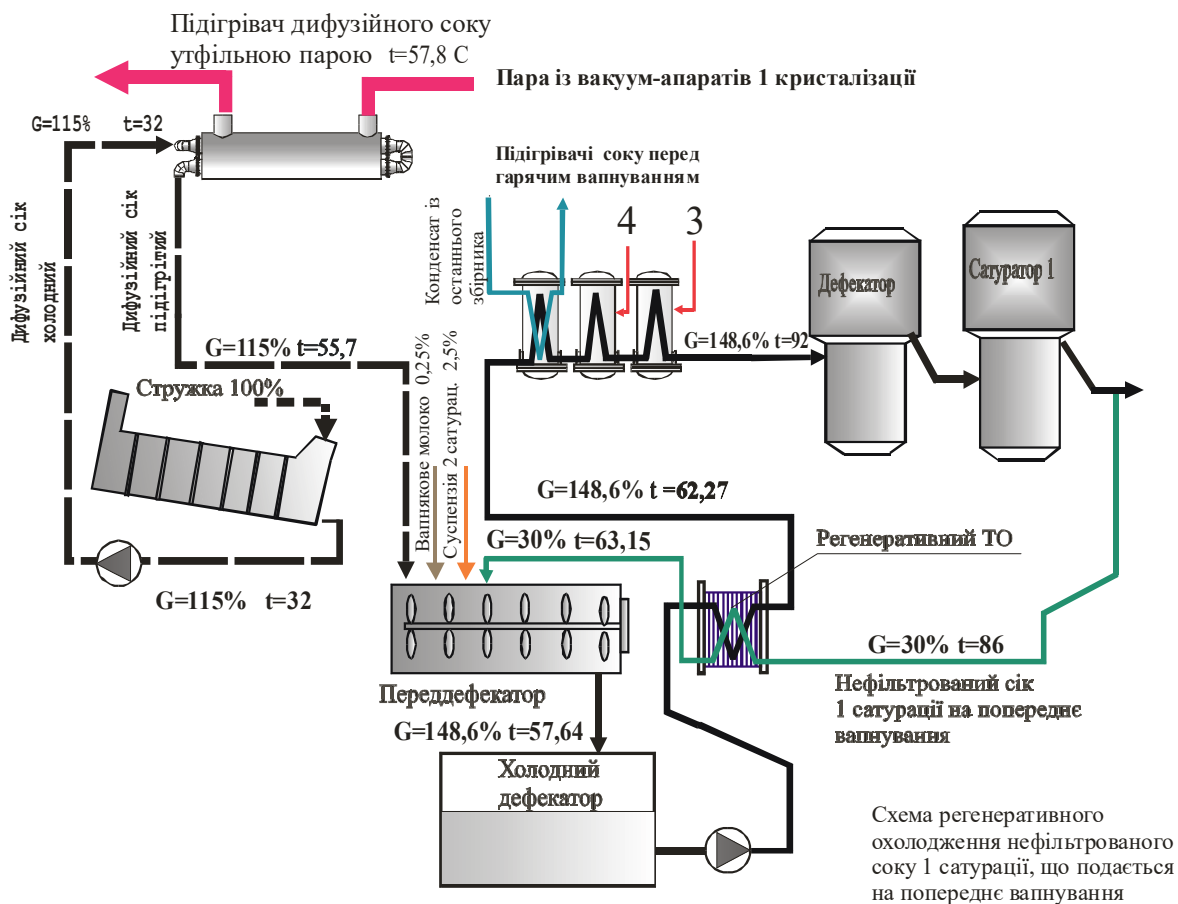


Рис. 4.2. Регенеративний пластинчастий теплообмінник з реверсною системою запобігання забруднень.

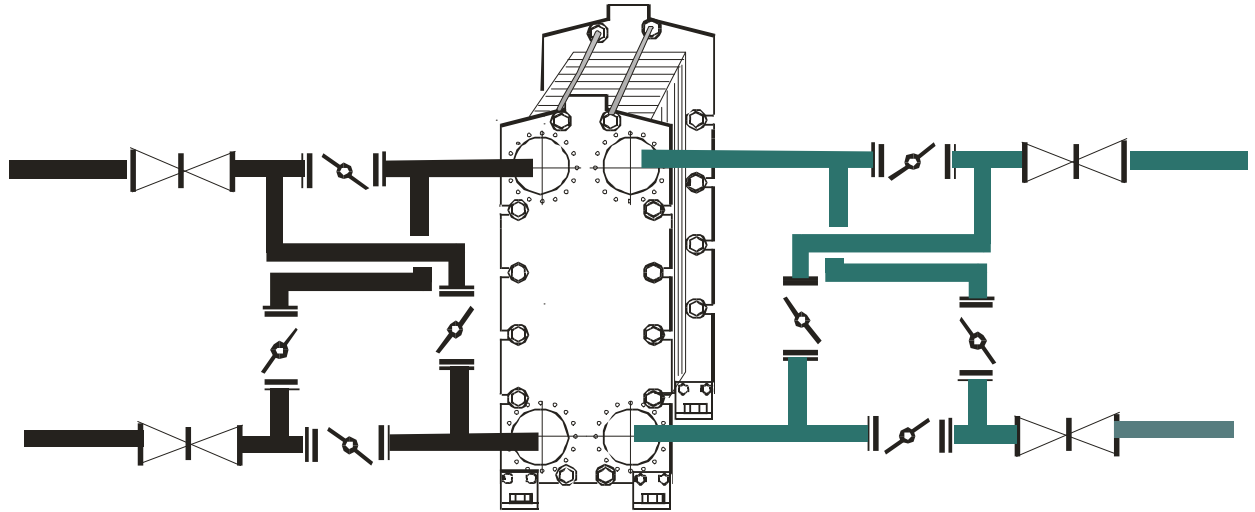


Рис. 4.3. Схема системи регенеративного перемикання напрямків потоків в теплообміннику охолодження не фільтрованого соку 1 сатурації соком з холодного дефектора цукрового заводу.

#### 4.2 Загазованість нагрівних камер газами, що не конденсуються

Під час нагрівання соків вторинною парою хвостових корпусів випарних установок (ВУ) в залежності від якості сировини (буряків) які обробляються в технологічному процесі, під час кип'ятіння сиропів у випарних апаратах виділяються гази, що не конденсуються (переважно аміак).

За наявності інертних газів під час конденсації пари біля плівки конденсату утворюється шар парогазової суміші зі значним вмістом інертного компонента, який створює дифузійний опір. Навіть незначна кількість газів в парі, що поступає на теплообмінник (до 0,5%) призводить до 50% зменшення густини теплового потоку, оскільки дифузійний опір складає основний термічний опір тепловіддачі.

Ця ситуація виникає на підігрівачах соку перед основним вапнуванням, що споживають пару 4, або 5 корпусів ВУ.

Особливо відчутним питання нагрівання соків набувала в багатоходових ре шоферах (10<sup>ти</sup> ходових теплообмінниках) за умови підведення нагрівної пари

у верхній частині теплообмінника та верхньої газової відтяжки. Аналогічна проблема виникає і у випарних апаратах особливо хвостової частини ВУ.

В разі наявності нещільностей у трубопроводах вторинної пари з 4 та 5 корпусів ВУ, які експлуатуються під розрідженням, мають місце незначні присоси повітря в пару які після змішування з аміаком складають загальний об'єм інертних газів, які створюють дифузійний опір тепловіддачі під час конденсації низько потенціальної водяної пари.

При конденсації пари із парогазової суміші в межах міжфазної поверхні концентрується інертний газ, який дифундує у зворотньому до пари напрямку (Стефанів потік), утворюючи примежовий прошарок з підвищеною концентрацією газів, що не конденсуються.

Розподілення парціального тиску водяної пари та газу в межах примежового шару зображено на рис. 4.4.

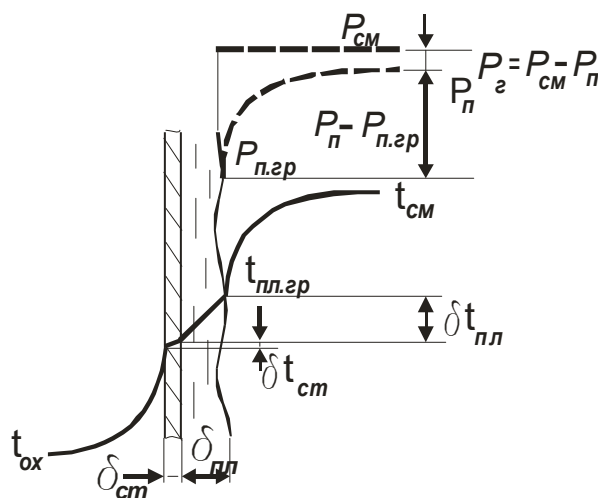


Рис. 4.4. Розподілення парціальних тисків та температур при конденсації із парогазової суміші.

Процеси масообміну в паро-газових сумішах досліджені на модельних установках з поперечним обтіканням парогазовим потоком пучків труб, які моделювали поверхневі конденсатори енергетичних парових турбін. Грунтовно дослідження процесів теплообміну під час конденсації з паро-

газових сумішей виконано та представлено в роботах Бермана Л.Д., Боришанського В.М., Штангєєва К.О.

Узагальнення результатів досліджень масообміну та тепло масообміну надано у формі залежності дифузійного опору масовіддачі від об'ємного витратного газомісту  $\varepsilon_r$  та параметра поперечного потоку  $\Pi_D$  у вигляді

$$\frac{Nu_D}{Nu_{D1}} = C \Pi_D^{-n} \varepsilon_r^{-m} \left( \frac{R_n}{R_r} \right)^{-0,1}, \quad (4.1)$$

де  $P_{cm}$  – тиск суміші;  $P_r$  – парціальний тиск газу в парогазовій суміші;  
 $\varepsilon_r = \frac{P_r}{P_{cm}} = \frac{1}{1 + 1,61 \frac{D_{\pi}}{G_r}}$  – об'ємний витратний газоміст;  $\Pi_D = \frac{P_n - P_{n,гр}}{P_{cm}}$  – параметр

розподілу парціальних тисків водяної пари в потоці  $P_{\pi}$  та на міжфазній границі  $P_{n,гр}$ .  $R_r, R_n$  – газові постійні для газу та пари, відповідно;  $Nu_D = \frac{\beta_p d}{D_p}$

– дифузійне число Нуссельта;  $Nu_{D1}$  – дифузійне число Нуссельта без врахування впливу поперечного потоку маси з аналогії між тепло- та масообміном;  $\beta_p$  – коефіцієнт масовіддачі, віднесений до різниці парціальних тисків;  $D_p = D_{12} \frac{M_n}{R_u T_{cm}}$  – коефіцієнт дифузії для пари, віднесений до градієнта парціального тиску;  $M_{\pi}$  – молекулярна вага пари;  $D_{12}$  – коефіцієнт взаємодифузії пари та газу;  $C, n, m$  – постійні коефіцієнти, які визначаються в результаті узагальнення і обробки експериментальних даних.

Парціальний тиск пари в паро-газовій суміші  $P_n$  визначається через витрати пари  $D_{\pi}$  та газу  $G_r$

$$P_n = \frac{P_{cm}}{1 + \frac{R_r G_r}{R_n D_{\pi}}}, \quad (4.2)$$

або через газоміст

$$P_n = P_{cm}(1 - \varepsilon_r) . \quad (4.3)$$

### Особливості розрахунку густини теплового потоку під час конденсації пари, що містить інертний компонент

Використання рівняння (4.1) вимагає знання параметрів суміші на міжфазній границі. Оскільки газовміст по довжині каналу змінюється під час нагрівання рідин, розрахунок теплового потоку виконують локально методом ітерації за умови рівності теплових потоків зліва та справа міжфазної поверхні плівки конденсату (рис.4.1) як

$$q = \frac{t_{пл.гр} - t_{ох}}{\frac{1}{\alpha_{ох}} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_{пл}}} ; \quad (4.4)$$

$$q = rj = r\beta_p (P_n - P_{пл.гр}), \quad (4.5)$$

де  $\alpha_{ох}$  – коефіцієнт тепловіддачі до охолоджувального середовища від стінки;  $\alpha_{пл}$  – коефіцієнт тепловіддачі при конденсації чистої пари без інертного компонента;  $J$  - масовий потік пари, що конденсується;  $t_{ох}$  – середня температура рідини, що нагрівається на виділеній ділянці;  $P_n$  – парціальний тиск водяної пари в парогазовій суміші;  $P_{пл.гр}$  – парціальний тиск водяної пари на міжфазній поверхні плівки конденсату при температурі поверхні плівки  $t_{пл.гр}$ ;  $\delta_{ст}, \lambda_{ст}$  – товщина та теплопровідність матеріалу стінки теплообмінної поверхні;  $r$  – теплота фазового перетворення.

Коефіцієнт масообміну  $\beta_p$  розраховується з використанням співвідношення (4.1)

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		37

За наявності інертних газів в нагрівній парі робота здатність нагрівних камер, де відбувається конденсація пари, залежить від досконалості системи їх вентиляції.

**Основні способи зменшення впливу інертних газів на інтенсивність тепловіддачі під час конденсації водяної пари в теплообмінних та випарних апаратах цукрової промисловості.**

1. Багатоходові (10<sup>ти</sup> ходові) кожухотрубні теплообмінні апарати для нагрівання соків (решофери)

1.1 Встановлення додаткового патрубку підведення пари в нижній частині нагрівної камери. Газова відтяжка виконується в середній частині, рис.4.3.

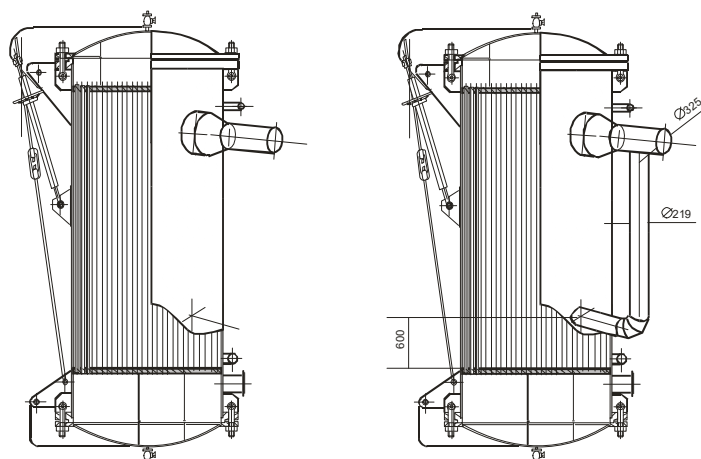


Рис. 4.5. Схема вдосконалення системи вентиляції №1.

1.2. Способи різного розміщення парового патрубка та відтяжок.

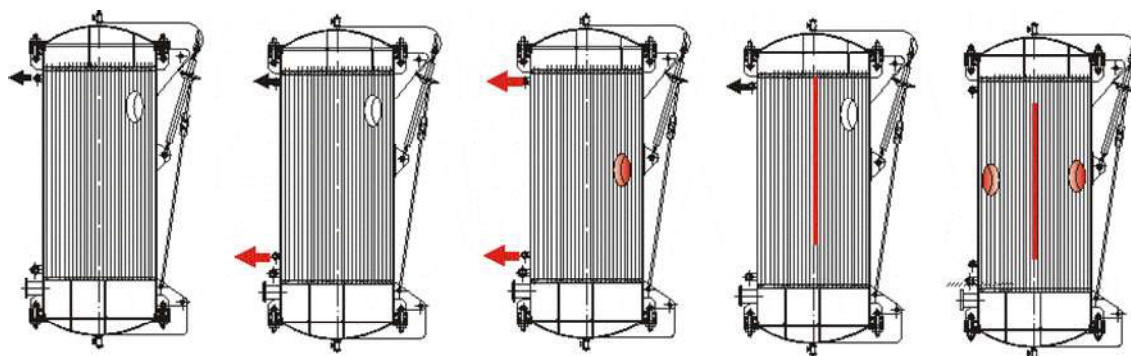


Рис. 4.6. Способи різного розміщення парового патрубку та відтяжок.

- а. – теплообмінний апарат заводського виконання;
- б. – виконання нижньої відтяжки;
- в. – підведення пари в середню частину з двома (верхня та нижня) відтяжками;
- г. – становлення внутрішньої перегородки без зміни розташування парового та газового патрубків;
- д. – встановлення центральної внутрішньої перегородки з протяжкою нагрівної камери.

## 2. Секційні теплообмінні апарати.

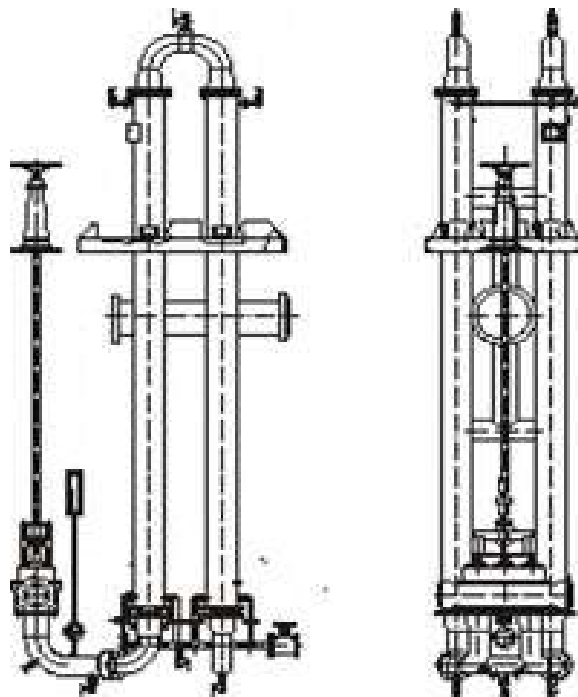


Рис. 4.7. Секційний паро-рідинний теплообмінний апарат.

Вдосконалення системи вентиляції полягає в організації послідовного проходження пари по секція теплообмінного апарата, рис.4.5. У цьому випадку

					00КРМ 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		
						39

найгірші умови теплообміну залишаються лише для останньої секції, а решта – достатньо вентилязовані

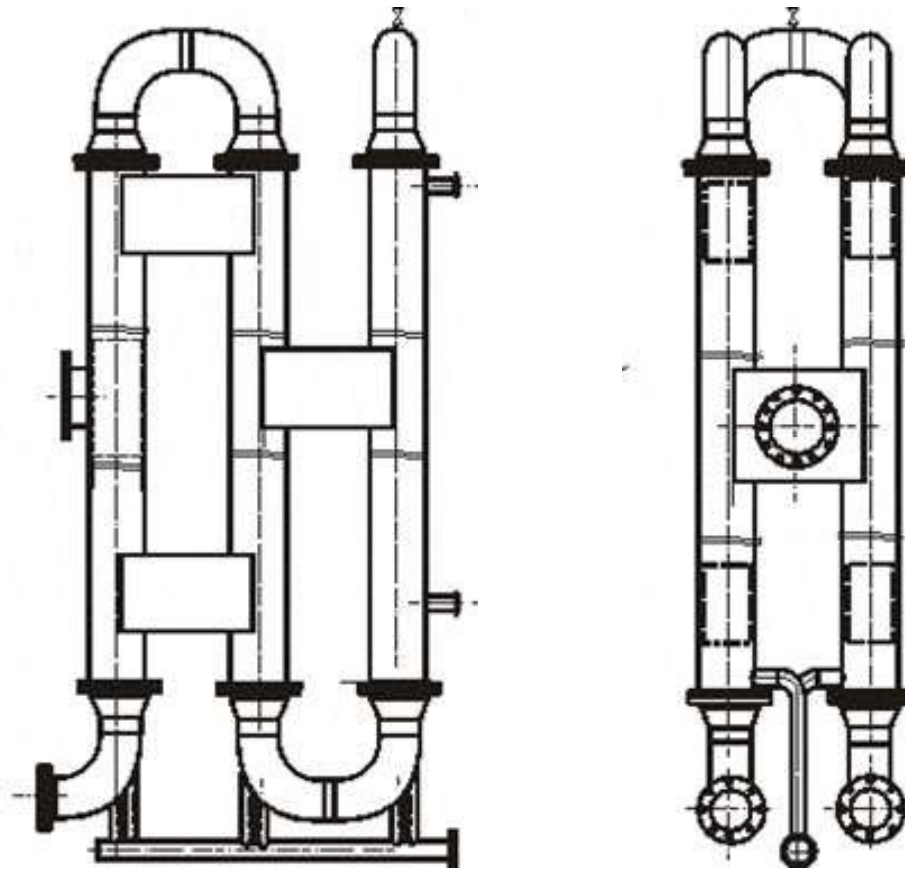


Рис.4.8. Секційний ТО з покращеною вентиляцією камер.

### 3. Пластинчасті теплообмінні апарати.

Спосіб покращення вентиляції полягає у встановленні додаткової малої секції секційного ТО, завдяки чому відбувається протяжка нагрівної камери великого пластинчастого ТО, рис. 4.9.

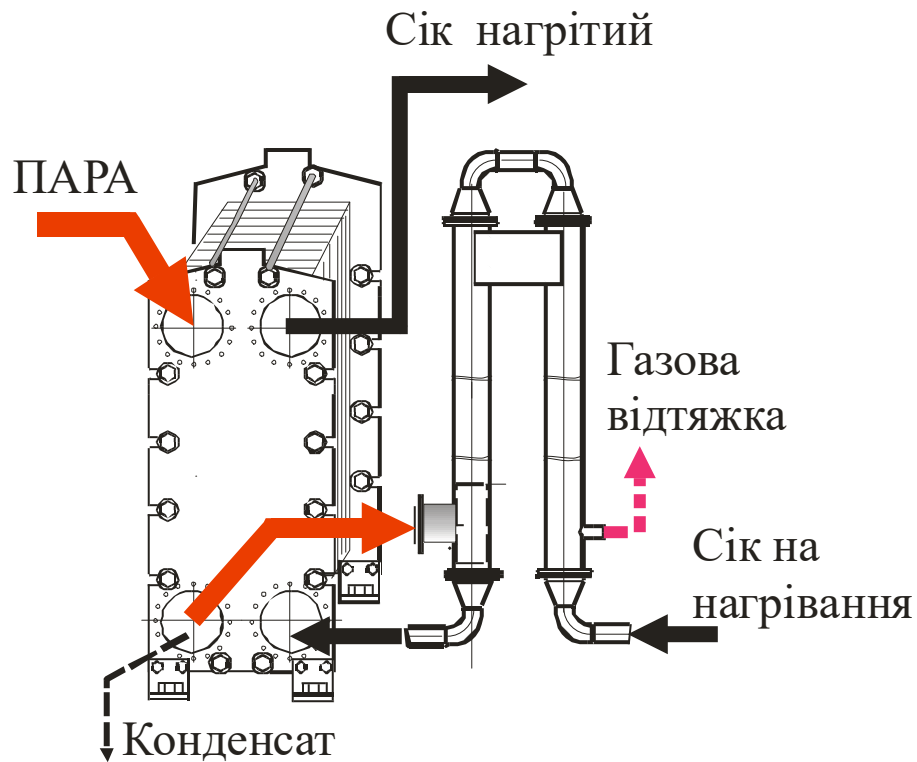


Рис. 4.9. Варіант вдосконалення системи вентиляції нагрівної камери потужних пластинчастих теплообмінників.

#### 4. Теплообмінники з кільцевими каналами.

Теплообмінники з кільцевими каналами сконструйовані так, що самостійний теплообмінник має систему вентиляції зовнішньої камери. В разі встановлення групи теплообмінників їх компонують з послідовною протяжкою нагрівних камер, рис.4.10

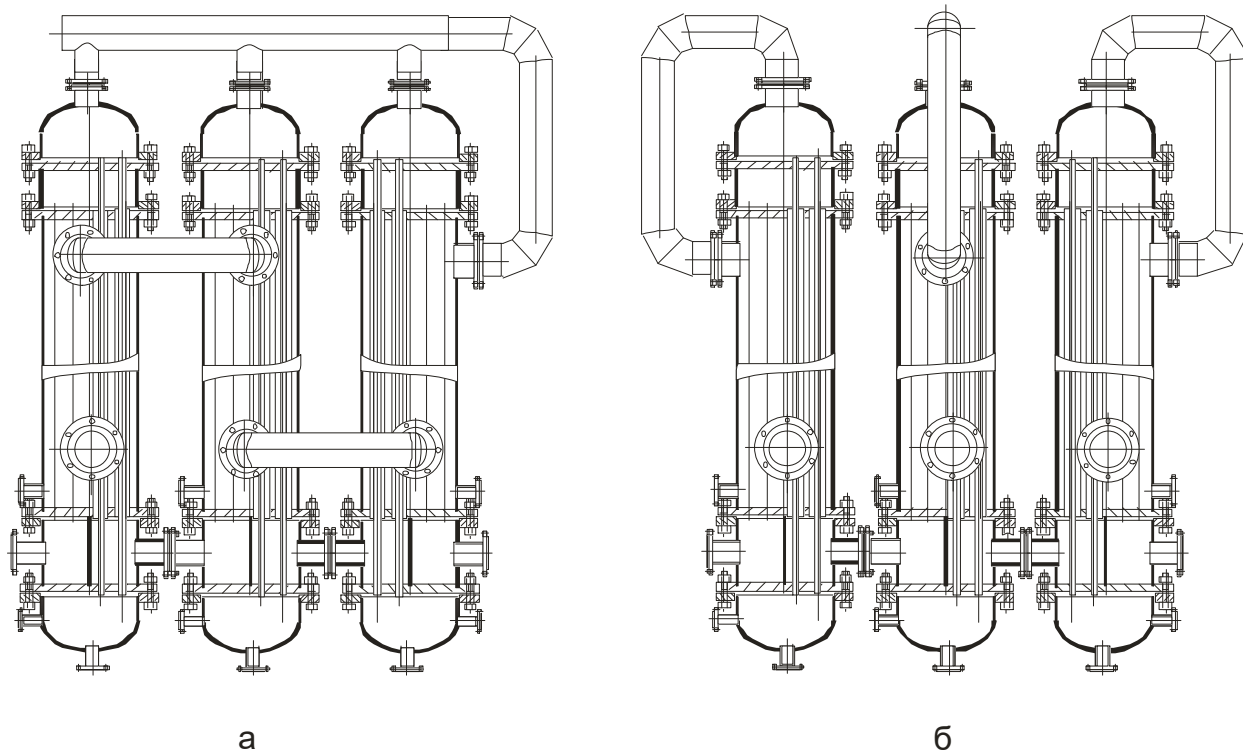


Рис.4.10. Теплообмінники з кільцевими каналами.

- а – з посиленою вентиляцією зовнішнього міжтрубного парового простору;  
 б – з індивідуальною вентиляцією зовнішнього міжтрубного парового простору.

В разі необхідності покращеної вентиляції внутрішніх трубок кільцевих каналі використовується більш складна конструкція теплообмінного апарата з додатковою камерою до конденсації, з якої виконують газову відтяжку, рис. 4.11.

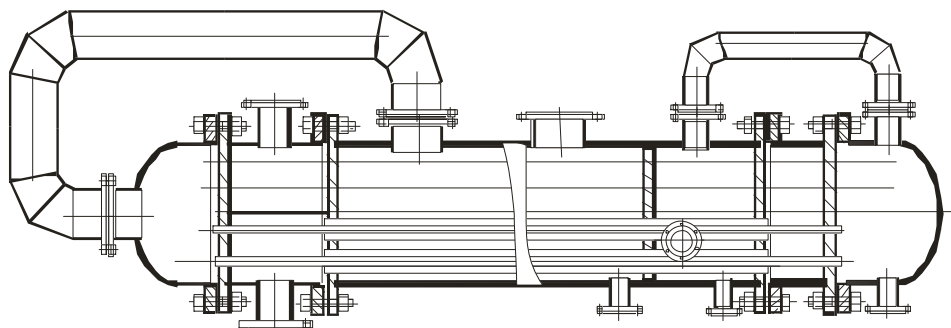


Рис. 4.11. Конструктивне виконання теплообмінника з кільцевими каналами з підсиленою вентиляцією внутрішньої труби.

Найкраща степiнь вентиляцiї награвної камери має місце при застосуваннi значної кiлькостi пролiтної пари. У цьому випадку нагрiвна камера повинна мати значний перетин для проходження пари, що забезпечує незначний опiр проходженню пари без зниження тиску пари, рис.4.12...4.14.

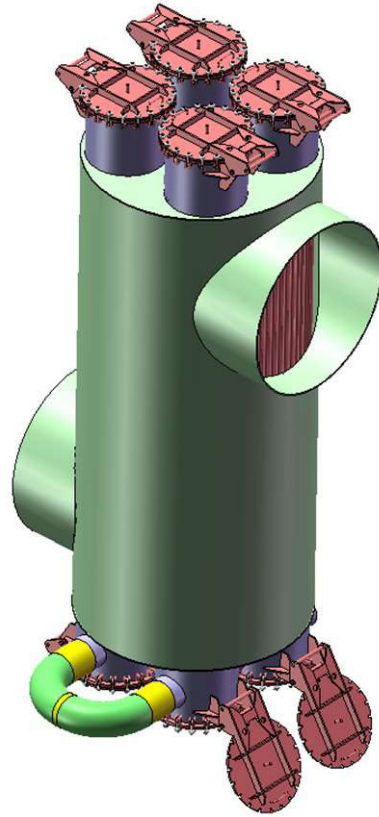


Рис.4.12. Підігрівач 8<sup>ми</sup> ходовий соку на пролiтнiй утфiльнiй парi з двоходовими секцiями.

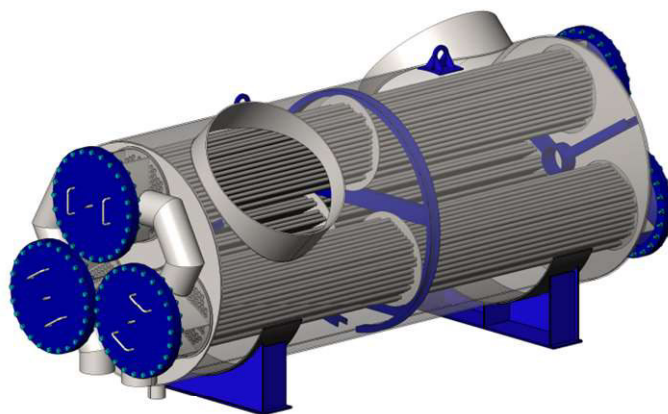


Рис.4.13. Підігрівач 12<sup>ми</sup> ходовий соку на пролiтнiй утфiльнiй парi з двоходовими секцiями.

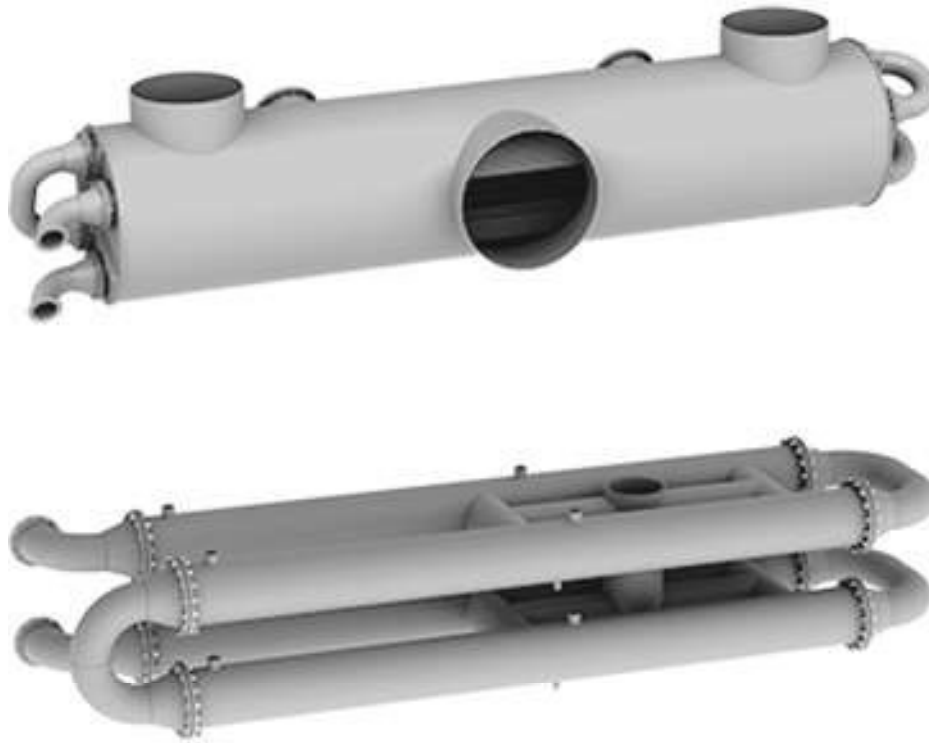


Рис. 4.14. Підігрівач соку на пролітній утфільній парі  
 А) з одноходовими секціями (фірми «Теплоком», «Техінсервіс»)  
 Б) Секційний паро рідинний підігрівач.

Особливого значення проблема вентиляції нагрівних камер набуває у випарних апаратах, оскільки випарні апарати цукрової промисловості мають великі діаметри корпусу (3 – 3,4 м). Найпростіший, мало затратний метод покращення вентиляції парової камери – встановлення додаткових газових відтяжок з протилежного до патрубку подавання пари боку. Крім того, якщо паровий патрубок розташовано у верхній частині камери, газові відтяжки розташовуються в нижній і навпаки.

Найбільш дієвим способом здійснення вентиляції парових камер за наявності газів, що не конденсуються, є реалізація схеми з протяжкою пари через нагрівну камеру на нагрівання соку у підігрівачах Рис 4.16

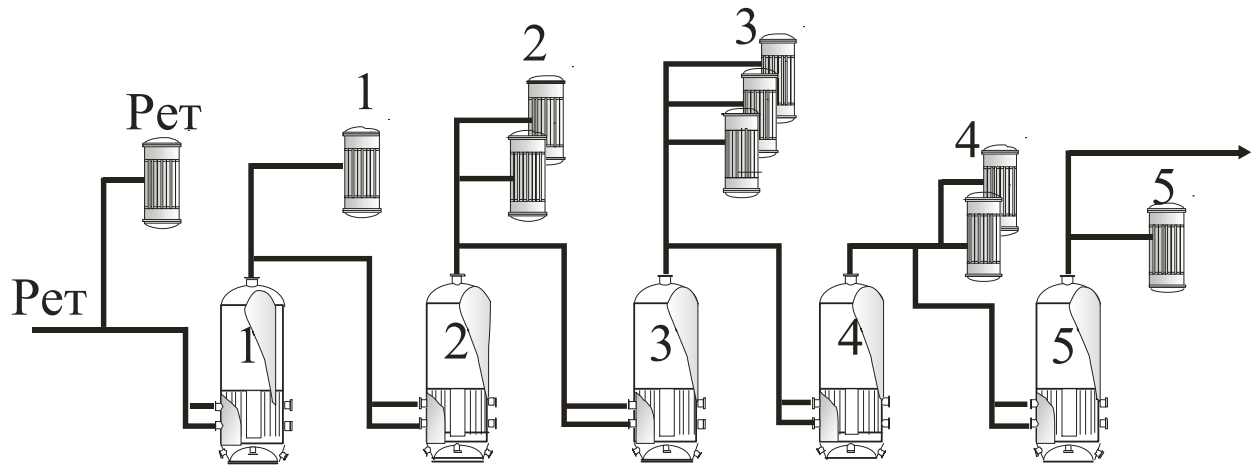


Рис. 4.15. Класична схемі під'єднання підігрівачів до паровідборів з випарної установки.

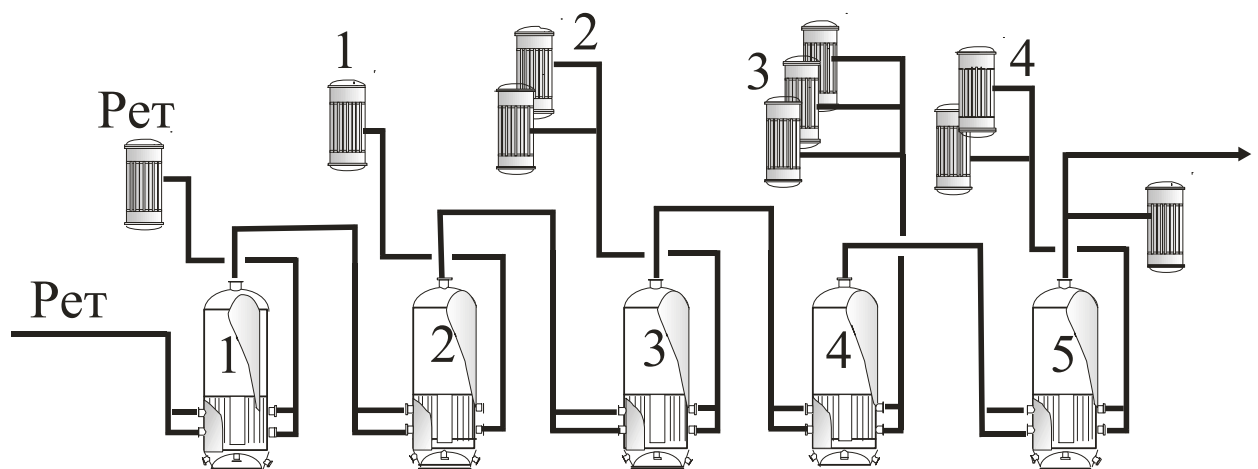


Рис.4.16. Схемі під'єднання підігрівачів до паровідборів з випарної установки з протяжкою нагрівних камер (з покращеною вентиляцією).

**Вплив степеню продування (вентиляції) на тепло-передавальні характеристики теплообмінних апаратів**

Під час конденсації пари в нагрівних камерах теплообмінних апаратів має місце нерівномірність розподілу концентрації інертного газу по теплообмінній поверхні. За даних умов розрахунок густини теплового потоку для розглянутої системи по усередненим характеристикам не видається можливим. За даних умов коректним є по-ділянковий розрахунок з розділенням теплпередавального каналу на ряд дискретних елементів, в межах якого має місце лінійність змін параметрів парогазової суміші.

Виконаємо по-ділянковий інтервально-ітераційний розрахунок теплових характеристик процесу теплопередачі вздовж трубної поверхні горизонтального секційного одноходового теплообмінного апарата ( в рамках однієї теплообмінної секції) з діаметром корпусу 325 мм, з розташованими по шестикутниках 37 труб діаметром 33x1,5 мм , довжиною 5 м із сталі Х18Н10Т, рис.4.17. Газова відтяжка діаметром 50 мм розташована на «холодному» кінці ТО.



Рис.4.17. Конструктивна схема теплообмінного апарата та схема потоків теплоносіїв.

В теплообмінну секцію входить пара з тиском  $P_{см}$  та газовмістом  $\epsilon_{вх}$ .

Якщо попередньо задатись температурою рідини на виході (яку в кінці розрахунку перевіряємо) при відомому газовмісті в нагрівній парі  $\epsilon_{вх}$  загальна кількість сконденсованої пари, а, відповідно, і кількість газу,  $G_T$  що поступає в нагрівну камеру з парою, що витратилася на нагрівання рідини

$$G_{\Gamma} = \frac{1,61\varepsilon_{\text{ВХ}}}{1 - \varepsilon_{\text{ВХ}}} D_{\text{ВХ}} = \frac{1,61\varepsilon_{\text{ВХ}}}{1 - \varepsilon_{\text{ВХ}}} \frac{G_{\text{pid}} C(t_{\text{ВИХ}} - t_{\text{ВХ}})}{r}, \quad (4.6)$$

а парціальний тиск водяної пари на вході в теплообмінник буде

$$P_{\text{п.ВХ}} = \frac{P_{\text{см}}}{1 + 0,622 \frac{G_{\Gamma}}{D_{\text{ВХ}}}}. \quad (4.7)$$

Але на вхід нагрівної камери поступає додатково водяна пара, яка проходить камеру «транзитом» і виходить із газової відтяжки у суміші з газом.

Додаткова кількість газу з парою, що виходить із відтяжки дорівнює

$$G_{\Gamma.д} = \frac{1,61\varepsilon_{\text{ВХ}}}{1 - \varepsilon_{\text{ВХ}}} D_{\text{відт}}. \quad (4.8)$$

Тоді парціальний тиск пари на виході із відтяжки виразиться як

$$P_{\text{п.ВИХ}} = \frac{P_{\text{см}}}{1 + 0,622 \frac{G_{\Gamma} + G_{\Gamma.д}}{D_{\text{відт}}}}. \quad (4.9)$$

Сумарна витрата пари на ТО

$$D = D_{\text{вх}} + D_{\text{відт}}, \quad (4.10)$$

а сумарна кількість, що газу проходить через ТО

$$G = G_{\text{г}} + G_{\text{г.д}}. \quad (4.11)$$

					00КРМ 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
						47
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Функція розподілення парціального тиску водяної пари по довжині каналу нелінійна, тому і функція розподілення температурного напору по довжині теж невідома. За даних умов розрахунків розподілення густини теплового потоку по довжині можна виконати громіздким інтервально-ітераційним способом, поділивши поверхню теплообміну на  $N$  ділянок малої довжини, в рамках якої зміною параметрів теплообміну можна знехтувати.

Для розрахунку інтенсивності масообміну під час конденсації пари з парогазової суміші прийняті наступні апробовані та рекомендовані в РТМ 24.031.05 – 72 рівняння.

В області ламінарної течії парогазової суміші, тобто  $Re_{cm} \leq 1000$

$$\frac{Nu_D}{Nu_{D1}} = 0,82 \Pi_D^{-0,3} \varepsilon_z^{-0,7} \left( \frac{R_n}{R_z} \right)^{-0,1} \quad \text{при} \quad 0,1 \leq \frac{\varepsilon_z}{\Pi_D} \leq 1, \quad (4.12)$$

$$\frac{Nu_D}{Nu_{D1}} = 0,82 \Pi_D^{-0,1} \varepsilon_z^{-0,9} \left( \frac{R_n}{R_z} \right)^{-0,1} \quad \text{при} \quad 1 \leq \frac{\varepsilon_z}{\Pi_D} \leq 10.$$

Для турбулентної течії парогазової суміші, тобто при  $Re_{cm} \geq 1000$

$$\frac{Nu_D}{Nu_{D1}} = 0,65 \Pi_D^{-0,4} \varepsilon_z^{-0,6} \left( \frac{R_n}{R_z} \right)^{-0,1} \quad \text{при} \quad 0,1 \leq \frac{\varepsilon_z}{\Pi_D} \leq 2,3, \quad (4.13)$$

$$\frac{Nu_D}{Nu_{D1}} = 0,78 \Pi_D^{-0,16} \varepsilon_z^{-0,84} \left( \frac{R_n}{R_z} \right)^{-0,1} \quad \text{при} \quad 2,3 \leq \frac{\varepsilon_z}{\Pi_D} \leq 10.$$

В області  $\frac{\varepsilon_z}{\Pi_D} \leq 0,1$  в ламінарному режимі руху парогазової суміші

дифузійне число Нуссельта

$$\frac{Nu_D}{Nu_{D1}} \Pi_D \frac{R_{cm}}{R_n} = \frac{b}{\left[ \left( 1 + \frac{b}{3,35} \right)^{4/3} - b \right]^{0,5}}. \quad (4.14)$$

Параметр  $b$  визначено з умови :

$$\frac{R_n}{R_{cm}} \left( 1 + \frac{\varepsilon_2}{\Pi_D} \right) = \frac{\left( 1 + \frac{b}{3,35} \right)^{4/3}}{b},$$

де  $\frac{R_n}{R_{cm}} = 1 + \varepsilon \left( \frac{R_n}{R_g} - 1 \right).$

Дифузійне число Нусельта  $Nu_{D1}$  з аналогії між тепло- та масообміном

$$Nu_{D1} = 1,55 \left( Re_{cm} Pr_D \frac{d}{L} \right)^{0,333} 0,6 (Re_{cm} d)^{1/7} \left[ 1 + 2,5 \left( \frac{1}{Re_{cm} d} \right) \right] \quad \text{при } Re_{cm} < 2400, \quad (4.15)$$

$$Nu_{D1} = 3,66 + 0,0855 (Re_{cm} - 2320)^{0,666} Pr_D^{0,43} \quad \text{при } 2400 < Re_{cm} < 10000, \quad (4.16)$$

$$Nu_{D1} = 3,66 + 0,023 Re_{cm}^{0,8} Pr_D^{0,4} \quad \text{при } Re_{cm} > 10000, \quad (4.17)$$

де  $Nu_D = \frac{\beta_p d}{D_p}$ ,  $Pr_D = \frac{\nu}{D_{12}}$  – дифузійні числа Нуссельта, Прандтля,

відповідно;  $D_{12} = 1,033 \cdot 10^5 D_o \frac{1}{P_{cm}} \left( \frac{T_{cm}}{T} \right)^{1,8}$  – коефіцієнт взаємодифузії

компонентів суміші;  $D_o$  – коефіцієнт взаємодифузії компонентів суміші при

нормальних умовах;  $D_p = D_{12} \frac{M_n}{R_\mu T_{cm}}$  – коефіцієнт дифузії для пари, віднесений

до градієнта парціального тиску;  $Re_{cm} = \frac{wd\rho_{cm}}{\mu_{cm}}$  – число Рейнольдса для суміші;

$\mu_{cm} = \frac{(1 - \varepsilon_2)\mu_n + 1,61\varepsilon_2\mu_n}{1 + 0,61\varepsilon_2}$  – динамічна в'язкість парогазової суміші;

$\rho_{cm} = \frac{29P_{cm} - 11P_n}{8324T}$  – густина парогазової суміші;  $R_\mu$  – універсальна газова

постійна.

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		49

Парціальний тиск водяної пари на міжфазній поверхні  $P_{п.гр}$  визначено як тиск насичення при температурі міжфазної поверхні  $t_{пл.гр}$ , яку знаходять з рівняння (2) при відомому, або заданому тепловому потоці  $q$

$$t_{пл.гр} = t_{ох} + \frac{q}{\alpha_{ох}} + q \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{q}{\alpha_{пл}}. \quad (4.18)$$

На рис. 4.17, 4.18 наведені результати розрахунку теплового потоку  $q$ , газовмісту  $\varepsilon_r$  та парціального тиску  $P_n$  пари вздовж поверхні теплообміну за умови постійного газовмісту у відтяжці  $\varepsilon_{вих} = 0,5$  (50%), але при змінному вмісті газу в нагрівній парі,  $\varepsilon_{вх} = 0,014 - 0,83\%$ . При цьому, підтримувався постійний газовміст на «холодному кінці» теплообмінного апарата за рахунок зростання вентиляційного потоку (протяжки)  $D_{прот} = \frac{D_{вих}}{D_{вх}}$  через нагрівну камеру, відкриттям вентиля газової відтяжки, швидкість суміші в якій  $u_{від}$  змінювалась відповідно від 0,1 до 3 м/с. Крім того, незмінними для всіх серій розрахунків були: швидкість води в трубах  $w = 1,2$  м/с, температура води на вході  $t_{вх} = 80$  °С, та температура парогазової суміші на вході  $t_{гр} = 99,6$  С.

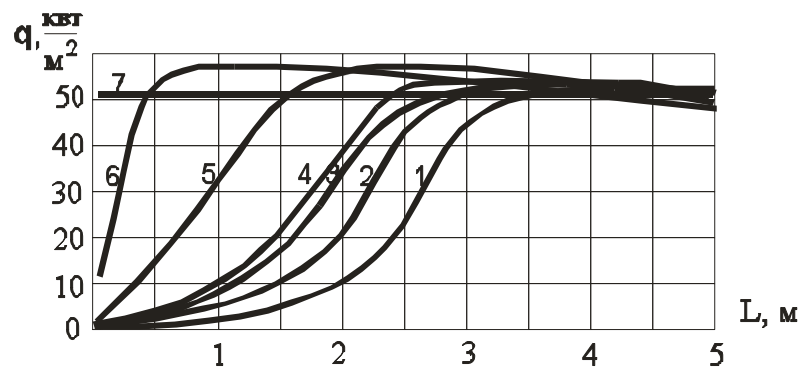


Рис.4.18. Залежність густини теплового потоку по довжині трубного пучку  $q = f(L)$  при постійній концентрації газу і відтяжці  $\varepsilon_{вих} = 0,5$ . та різного

газом вісту газу в нагрівній парі  $\varepsilon_{\text{ВХ}}$ . Крива 7 відповідає середньому тепловому потоку на пучку труб при конденсації чистої пари ( $\varepsilon_{\text{ВХ}} = 0$ ).

- 1 –  $\varepsilon_{\text{ВХ}} = 0,008347$ ;  $u_{\text{Від}} = 3$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,842\%$ ;
- 2 –  $\varepsilon_{\text{ВХ}} = 0,004474$ ;  $u_{\text{Від}} = 2$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,449\%$ ;
- 3 –  $\varepsilon_{\text{ВХ}} = 0,003156$ ;  $u_{\text{Від}} = 1,5$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,317\%$ ;
- 4 –  $\varepsilon_{\text{ВХ}} = 0,001984$ ;  $u_{\text{Від}} = 1,0$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,199\%$ ;
- 5 –  $\varepsilon_{\text{ВХ}} = 0,0008275$ ;  $u_{\text{Від}} = 0,5$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,083\%$ ;
- 6 –  $\varepsilon_{\text{ВХ}} = 0,0001432$ ;  $u_{\text{Від}} = 0,1$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,014\%$ ;

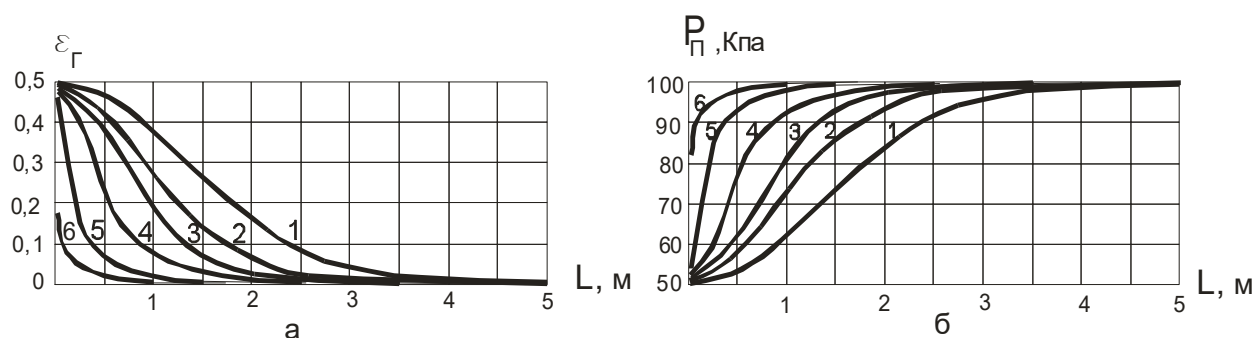


Рис.4.19. а) залежність газовмісту в парі при  $\varepsilon_{\text{Г}} = f(L)$  при ) постійній концентрації газу і відтяжці  $\varepsilon_{\text{Вих}} = 0,5$  та різного газовмісту в нагрівній парі ;

б) залежність  $P_{\text{п}} = f(L)$  при  $\varepsilon_{\text{Вих}} = 0,5$ .

( позначення для кривих 1 – 6 відповідають рис.3)

- 1 –  $\varepsilon_{\text{ВХ}} = 0,008347$ ;  $u_{\text{Від}} = 3$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,842\%$ ;
- 2 –  $\varepsilon_{\text{ВХ}} = 0,004474$ ;  $u_{\text{Від}} = 2$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,449\%$ ;
- 3 –  $\varepsilon_{\text{ВХ}} = 0,003156$ ;  $u_{\text{Від}} = 1,5$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,317\%$ ;
- 4 –  $\varepsilon_{\text{ВХ}} = 0,001984$ ;  $u_{\text{Від}} = 1,0$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,199\%$ ;
- 5 –  $\varepsilon_{\text{ВХ}} = 0,0008275$ ;  $u_{\text{Від}} = 0,5$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,083\%$ ;
- 6 –  $\varepsilon_{\text{ВХ}} = 0,0001432$ ;  $u_{\text{Від}} = 0,1$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,014\%$ ;

На рис. 4.20, 4.21 наведені результати розрахунку  $q$ ,  $\varepsilon_r$  та  $P_n$  вздовж поверхні теплообміну за умови різного вентиляційного потоку через відтяжку, але при постійній масовій витраті газу  $G_r$ , величина якої вибрана відповідно до умов протікання процесу теплопередачі кривої №1 на рис.3. ( $G_r = 2,757 \cdot 10^{-3}$  кг/с).

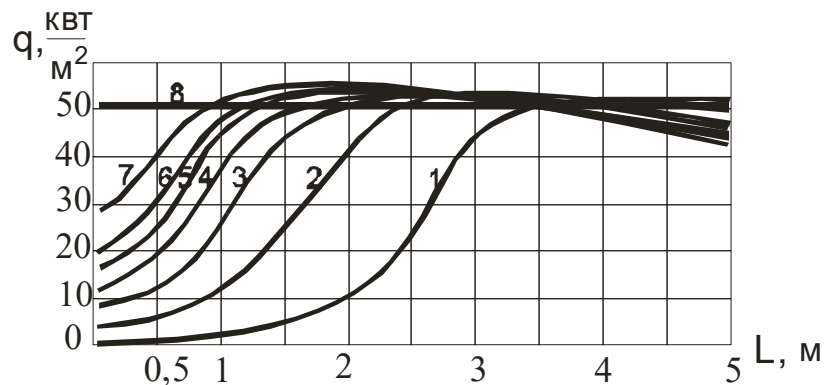


Рис.4.20. Залежність  $q = f(L)$  при постійній витраті газу на вході в ТО та різній продувці нагрівної камери.

( $G_r = 2,757 \cdot 10^{-3}$  кг/с); крива 8 відповідає середньому тепловому потоку на пучку труб при конденсації чистої пари  $\varepsilon_{вх} = 0$ .

Крива 1 відповідає лінії №1 на рис.4.19.

- |   |   |                               |                                 |                         |   |                        |
|---|---|-------------------------------|---------------------------------|-------------------------|---|------------------------|
| 1 | – | $\varepsilon_{вих} = 0,5$ ;   | $\varepsilon_{вх} = 0,008347$ ; | $u_{від} = 3$ м/с;      | ; | $D_{прот} = 0,842\%$ ; |
| 2 | – | $\varepsilon_{вих} = 0,333$ ; | $\varepsilon_{вх} = 0,005683$ ; | $u_{від} = 4,5$ м/с;    |   | $D_{прот} = 1,143\%$ ; |
| 3 | – | $\varepsilon_{вих} = 0,2$ ;   | $\varepsilon_{вх} = 0,00446$ ;  | $u_{від} = 7,5$ м/с;    |   | $D_{прот} = 1,792\%$ ; |
| 4 | – | $\varepsilon_{вих} = 0,143$ ; | $\varepsilon_{вх} = 0,004161$ ; | $u_{від} = 10,5$ м/с;   |   | $D_{прот} = 2,506\%$ ; |
| 5 | – | $\varepsilon_{вих} = 0,111$ ; | $\varepsilon_{вх} = 0,004094$ ; | $u_{від} = 13,504$ м/с  |   | $D_{прот} = 3,288\%$ ; |
| 6 | – | $\varepsilon_{вих} = 0,091$ ; | $\varepsilon_{вх} = 0,003958$ ; | $u_{від} = 16,505$ м/с; |   | $D_{прот} = 3,972\%$ ; |
| 7 | – | $\varepsilon_{вих} = 0,063$ ; | $\varepsilon_{вх} = 0,003772$ ; | $u_{від} = 24,01$ м/с;  |   | $D_{прот} = 5,678\%$ ; |

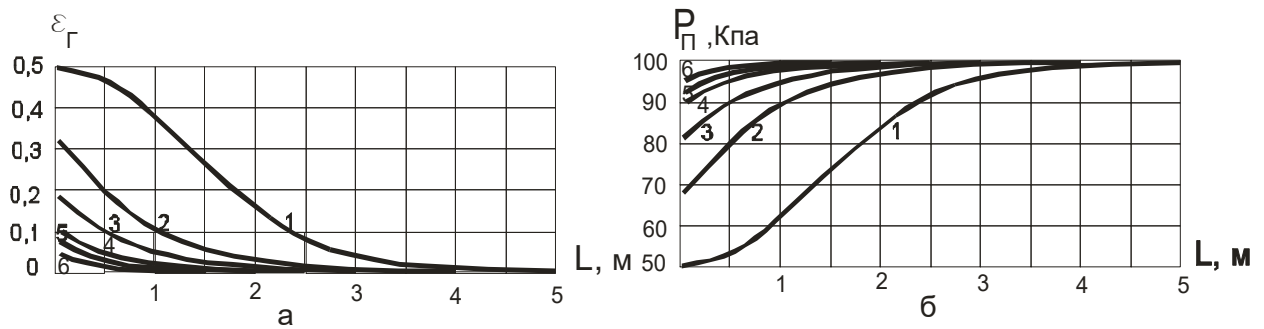


Рис.4.21. Залежність а)  $\varepsilon_{\Gamma} = f(L)$ ; б)  $P_{\Gamma} = f(L)$  при постійній витраті газу на вході в ТО ( $G_{\Gamma} = 2,757 \cdot 10^{-3}$  кг/с). (позначення для кривих 1 – 6 відповідають рис.4.18)

- 1 –  $\varepsilon_{\text{вих}} = 0,5$ ;  $\varepsilon_{\text{вх}} = 0,008347$ ;  $u_{\text{від}} = 3$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,842\%$ ;  
 2 –  $\varepsilon_{\text{вих}} = 0,333$ ;  $\varepsilon_{\text{вх}} = 0,005683$ ;  $u_{\text{від}} = 4,5$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 1,143\%$ ;  
 3 –  $\varepsilon_{\text{вих}} = 0,2$ ;  $\varepsilon_{\text{вх}} = 0,00446$ ;  $u_{\text{від}} = 7,5$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 1,792\%$ ;  
 4 –  $\varepsilon_{\text{вих}} = 0,143$ ;  $\varepsilon_{\text{вх}} = 0,004161$ ;  $u_{\text{від}} = 10,5$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 2,506\%$ ;  
 5 –  $\varepsilon_{\text{вих}} = 0,111$ ;  $\varepsilon_{\text{вх}} = 0,004094$ ;  $u_{\text{від}} = 13,504$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 3,288\%$ ;  
 6 –  $\varepsilon_{\text{вих}} = 0,091$ ;  $\varepsilon_{\text{вх}} = 0,003958$ ;  $u_{\text{від}} = 16,505$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 3,972\%$ ;  
 7 –  $\varepsilon_{\text{вих}} = 0,063$ ;  $\varepsilon_{\text{вх}} = 0,003772$ ;  $u_{\text{від}} = 24,01$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 5,678\%$ ;

Аналогічні криві будуються і для інших значень наявної різниці температур між паром та рідиною на вході в ТО, ( $t_{\Gamma} - t_{\text{вх}}$ ).

Відношення площі під кривою 7 на рис.4.15 та 8 на рис.4.17 (при відсутності інертного компонента в парі) та площі під рештою кривих, що відповідають різній степені загазованості пари на вході, характеризує степінь пригнічення теплоперенесення газом, що не конденсується, оскільки в процесі зміни параметрів потоку решта термічних опорів змінюються мало у порівнянні з дифузійним опором парогазового шару. За даних умов в діапазоні змін режимних параметрів, характерних для діапазона експлуатації теплообмінних апаратів цукрової промисловості отримано співвідношення для спрощеної оцінки впливу інертного компонента в парі на теплообмін в теплообмінних апаратах через інтегральну характеристику – відносне теплове навантаження

$\psi = \frac{\bar{q}}{\bar{q}_o}$ . Відносне теплове навантаження  $\psi = \frac{\bar{q}}{\bar{q}_o}$  це відношення осередненого по

довжині труб теплового потоку при наявності газів в парі  $\bar{q} = \frac{\sum q_i \Delta L}{L}$ , до середнього теплового потоку при конденсації чистої пари  $\bar{q}_o$ .

Аналіз розподілу густини теплового потоку та газовмісту по довжині теплообмінних труб, а також інших графіків при інших наявних різницях температур для горизонтальних теплообмінних пучків труб дозволяє узагальнити дані у формі співвідношення для  $\psi$ , як функція від газовмісту в парі на вході  $\epsilon_{вх}$  та параметра вентиляційного потоку – різниці парціальних тисків пари в суміші, що виводиться через відтяжку,  $P_{п.вих}$ , та тиску пари, що відповідає температурі охолоджувального середовища холодного кінця теплообмінника,  $P_{від}^{min}$ .

Перший параметр характеризує степінь загазованості пари, що поступає на нагрівання рідини на вході в нагрівну камеру, другий ( $P_{п.вих} - P_{від}^{min}$ ) – степінь відкриття газової відтяжки на "холодному кінці теплообмінника", або степінь протяжки пари через нагрівну камеру.

Якщо газовміст на перевищує 1% ( $\epsilon_{вх} < 0,01$ ) (до 1%) а температурний напір на вході знаходиться в межах  $(t_{гр} - t_{вх}) = 15 - 25$  °С, (робочий діапазон для теплообмінних апаратів цукрової промисловості швидкості) швидкість теплоносія в трубах порядку 1,2 – 1,6 м/с за умови протитечійного режиму руху теплоносіїв, отримане співвідношення для функції пригнічення теплообміну інертним компонентом  $\psi$  має вигляд:

$$\psi = 1 - \left( 5,3 - 0,09 \Delta P_{вих}^{1,1} + 0,1 \Delta P_{вих}^{1,2} - 10^{-6} \Delta P_{вих}^4 \right) \epsilon_{вх}^n, \quad (4.19)$$

$$n = 0,495 + 0,0008 \Delta P_{вих}^{1,52}.$$

де  $\Delta P_{вих} = P_{п.вих} - P_{від}^{min}$ , кПа;  $P_{від}^{min}$  – тиск насичення пари у відтяжці при температурі, що на 1 °С більше температури охолоджувального середовища на вході в секцію теплообмінника, кПа;  $P_{п.вих}$  – дійсний тиск насичення пари перед відтяжкою, кПа.

					00КРМ 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		54

Якщо при певному значенні  $\Delta P_{\text{вих}}$  величина  $\psi$  перевищить 1, приймається  $\psi = 1$ .

Графічна інтерпретація функції (4.19) при різних значеннях  $\Delta P_{\text{вих}}$  наведена на рис.4.21

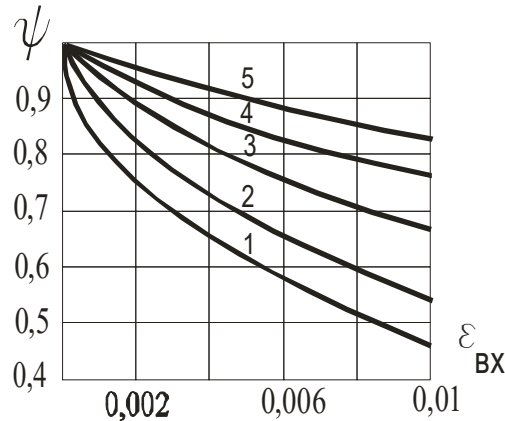


Рис.4.22. Графічне зображення залежності  $\psi = f(\epsilon_{\text{вх}}, \Delta P_{\text{вих}})$  по співвідношенню ( 4.19 ).

1 –  $(P_{\text{п.вих}} - P_{\text{від}}^{\text{мін}}) = 2,5$  кПа; 2 – 19; 3 – 32,4; 4 – 38,1; 5 – 41,3

Мінімальна витрата виходу пари через відтяжку, або мінімальний вентиляційний потік

$$D_{\text{від}}^{\text{мін}} = 0,622 \frac{G_{\Gamma}}{\frac{P_{\text{см}}}{P_{\text{від}}^{\text{мін}}} - 1}, \quad (4.20)$$

з умови, при якій зберігається мінімальний температурний напір у хвостовій частині теплообмінного апарата на рівні 1 °С. Відповідно, мінімальний парціальний тиск пари  $P_{\text{від}}^{\text{мін}}$  у формулі (4.20) визначається, як тиск насичення при температурі  $t_{\text{вх}} + 1$  °С.

Порівняння результатів розрахунку теплового потоку при тиску нагрівної пари (суміші)  $P_{\text{см}} 10^5$  Па. Та температурі рідини на вході 80 °С за різного газовмісту пари та вентиляційного потоку наведено в табл.№1

Табл №1.

Найменування	Познач	Розм	Кратність вентиляційного потоку камери від мінімально допустимого				
			Чиста пара	За мінім. продувки	3 <sup>ох</sup> крат Вентил.	10 крат	20 крат
<b>Газовміст пари , що поступає на теплообмінник <math>\epsilon_{вх} = 0,001</math> (0,1%)</b>							
Коефіц пригніч теплообм.	$\gamma$	-	1,0	0,8265	0,9	0,9652	0,979
Тепловий потік на зовн. Ст..	$q_3$	кВт/ м <sup>2</sup>	47,466	39,232	42,716	45,815	46,47
<b>Газовміст пари , що поступає на теплообмінник <math>\epsilon_{вх} = 0,01</math> (1%)</b>							
Коефіц пригніч теплообм	$\gamma$	-	1,0	0,4577	0,596	0,8118	0,8758
Тепловий потік на зовн. стінку..	$q_3$	кВт/ м <sup>2</sup>	47,466	21,723	28,29	38,535	41,57

Зважаючи на те, що додатковий дифузійний термічний опір тепловіддачі навіть при незначних концентраціях газів значно перевищує термічний опір конденсатної плівки, теплові розрахунки теплообмінників, які споживають низькопотенціальну теплоту пари із хвостових корпусів випарної установки, без врахування реальних умов вентиляції нагрівних камер є дуже наближеними.

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		56

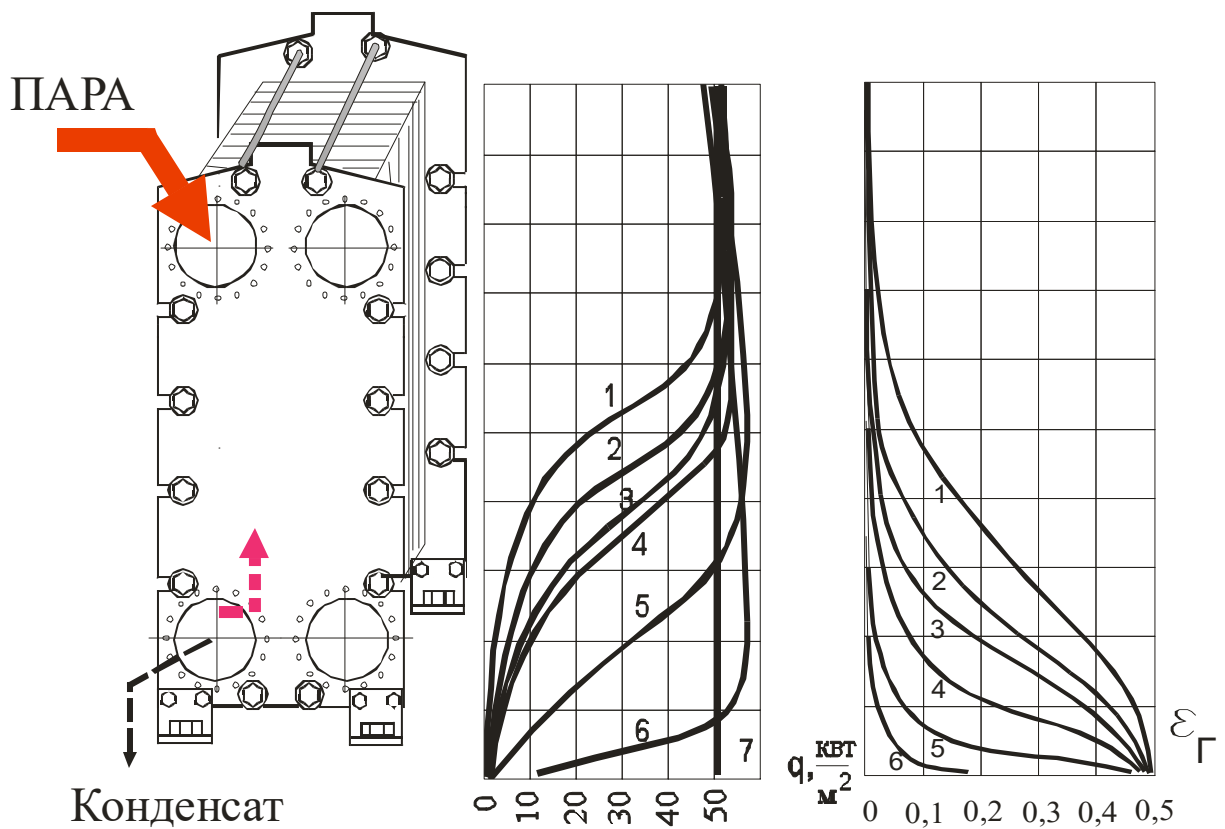


Рис. 4.23. Розподілення густини теплового потоку та газовмісту по висоті теплообмінних пластин при газовмісті і відтяжці  $\varepsilon_{\Gamma, \text{відт}} = 0,5$  (50%).

- 1 –  $\varepsilon_{\text{вх}} = 0,008347$ ;  $u_{\text{від}} = 3$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,842\%$ ;  
 2 –  $\varepsilon_{\text{вх}} = 0,004474$ ;  $u_{\text{від}} = 2$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,449\%$ ;  
 3 –  $\varepsilon_{\text{вх}} = 0,003156$ ;  $u_{\text{від}} = 1,5$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,317\%$ ;  
 4 –  $\varepsilon_{\text{вх}} = 0,001984$ ;  $u_{\text{від}} = 1,0$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,199\%$ ;  
 5 –  $\varepsilon_{\text{вх}} = 0,0008275$ ;  $u_{\text{від}} = 0,5$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,083\%$ ;  
 6 –  $\varepsilon_{\text{вх}} = 0,0001432$ ;  $u_{\text{від}} = 0,1$  м/с;  $D_{\text{прот}} = 0,014\%$ .

## 5. Висновки

1. В цукровій промисловості основними чинниками, які мають переважаючий вплив на теплоперенесення є: а) накипоутворення, б) загазованість нагрівних камер з переважаючим впливом дифузійного опору в термічному опорі тепловіддачі під час конденсації водяної пари.

2. Внаслідок проблем з накипоутворенням в цукровій промисловості можливе застосування лише таких конструктивних інтенсифікаторів, які дозволять здійснювати періодичне механічне очищення поверхні тепловіддачі, або застосовувати на ділянках теплової схеми, де відсутнє випадання кальцієвих відкладень, а саме – на станціях нагрівання сиропів та паток.

3. На ділянках тепло-технологічної схеми, де здійснюється нагрівання соку зі значним вмістом органічних сполук (дифузійний сік) основним інтенсифікуючим тепловіддачу фактором є швидкість потоку в трубах (2,4 – 3 м/с), за якої, внаслідок динамічної дії потоку рідини, практично відсутнє забруднення поверхні. (підігрівач дифузійного соку утфільною парою).

4. В підігрівачах соку перед гарячим вапнуванням, в якому присутні частинки вапна від повернення нефільтрованою соку 1 сатурації, має місце самоочищення поверхні теплообміну за умови підтримування швидкості соку більше за 1,2 м/с.

5. Основним інтенсифікуючим тепловіддачу фактором під час конденсації вторинної пари з корпусів випарної установки є посилена вентиляція нагрівних камер через газову відтяжку, яка повинна розташовуватися з «холодного» кінця теплообмінника, і яка повинна мати достатній діаметр для здійснення посиленої вентиляції.

6. Енергоефективним способом вентиляції нагрівних камер є спосіб, за якого паро-газова суміш з відтяжок направляєється в додаткові споживачі пари, які встановлюються перед основним споживачем в режимі протитечії потоків.

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		58

7. Енергоефективним і найбільш дієвим способом вентиляції нагрівних камер випарних апаратів у складі випарної установки є спосіб, за якого споживачі вторинної пари з  $N^{ro}$  корпусу ВУ споживають пару, яка проходить транзитом нагрівну камеру  $(N+I)^{ro}$  корпусу ВУ.

## 6. Література

1. В.П. Петренко, М.О.Прядко, О. М. Рябчук, М.М.Мирошник. Особливості теплового розрахунку теплообмінних апаратів, що споживають розріджену пару хвостової частини випарної установки.. *Цукор України*, 2017, № 3, (135) с. 6 – 10.

2. В.П. Петренко, М.О. Прядко, В.І. Бурлака, В.Ф. Мокляк. Теплообміні апарати з профільованими кільцевими каналами - альтернатива пластинчастим в цукровій промисловості. *Цукор України* 2013, №1, (85), с. 17– 21.

3. В.П.Петренко, М.О.Прядко. Проблеми при використанні низькопотенціальної теплоти пари хвостової частини випарної установки та шляхи їх подолання. Матеріали Міжнародної науково-технічної конференції цукровиків України “*Перспективи розвитку цукрової промисловості України*”, 2016, Київ., с.102– 105.

4. . ВП. Петренко, В.О. Бойко, В.А Мельник. Про нагрівання дифузійного соку утфельною парою В зб. матеріалів Міжнародної науково-технічної конференції “*Перспективи розвитку цукрової промисловості України*”, 2017, 29 – 30 березня, с. 39 – 43.

5 В.П.Петренко. Інтенсифікація тепломасообміну у теплообмінних апаратах і установках. Реєстраційний номер Курсу лекцій у НМУ № 33.101 – 03.11.2020.

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		59

## 7. Додатки.

Програма розрахунку інтервально-ітераційного розрахунку тепло перенесення під час конденсації водяної пари з паро-газової суміші в пакеті MathCad .

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		60

## Додаток №1

Розрахунок параметрів теплообміну під час конденсації водяної пари з паро-газової суміші по довжині теплообмінної секції в режимі протитечії

Конденсація із паргазової суміші( по Берману)

(за РТМ 24.031.05 - 72)

Горизонтальний пучок труб діаметром 33 x1,5. Х18Н10Т, парогозова суміш у міжтрубн.

$D_{корп} = 325 \times 8$  n = 37 труб просторі; по трубі рухається вода. ( протитечія)

задаємо газоміст на виході із труби та температуру рідини на виході із каналів задається і перев

швидкість води в трубах, м/с, w	w := 1.2	dz := 0.033	$\delta_{ct} := 0.0015$
т-ра води на вході із труби, t2p	toxp := 80	d := 0.03	$\lambda_{ct} := 17$
т-ра парогозової суміші tcm	tcm := 99.63		
вміст газу в парі на виході у газовій відтяжці, $\epsilon v$ ,	N := 5	qmax := 51.3	
швидкість пари - $\omega$			
сер. число труб у вертик. ряду - N			tp := 80

т-ра насичення води ( пари) від тиску( t до 100 C)

$$Tt1(t) := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[ \left( \frac{1000}{273.15 + t} \right) - \left( \frac{1000}{373.15} \right) \right] + 8.2 \cdot \log \left( \frac{373.15}{273.15 + t} \right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$$

$$P(t) := 0.981 \cdot 10^{Tt1(t)} \cdot 10^5 \quad P(t_{cm}) = 1 \times 10^5$$

т-ра насичення води ( пари) від тиску( t більше 100 C)

$$\rho_2(t) := \begin{cases} -5.3326 \cdot 10^{-2} + 4.423 \cdot 10^{-3} \cdot t - 8.826 \cdot 10^{-5} \cdot t^2 + 1.09 \cdot 10^{-6} \cdot t^3 & \text{if } t \leq 100 \\ -1.255 + 0.041 \cdot t - 4.68 \cdot 10^{-4} \cdot t^2 + 2.417 \cdot 10^{-6} \cdot t^3 & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\rho_1(t) := 1004.7 - 0.206 \cdot t - 2.608 \cdot 10^{-3} \cdot t^2$$

$$r(t) := 2503.91 - 2.498 \cdot t + 2.07 \cdot 10^{-3} \cdot t^2 - 1.823 \cdot 10^{-5} \cdot t^3$$

$$\lambda(t) := \begin{cases} 0.603 + 3.986 \cdot 10^{-6} \cdot t + 2.467 \cdot 10^{-5} \cdot t^2 - 1.68 \cdot 10^{-7} \cdot t^3 & \text{if } t \leq 100 \\ 0.61618 + 1.1062 \cdot 10^{-3} \cdot t - 4.375 \cdot 10^{-6} \cdot t^2 & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\nu(t) := \begin{cases} 1.43558 \cdot 10^{-6} - 2.7906 \cdot 10^{-8} \cdot t + 2.492 \cdot 10^{-10} \cdot t^2 - 8.437 \cdot 10^{-13} \cdot t^3 & \text{if } t \leq 100 \\ 0.4451 \cdot 10^{-6} + 1.147 \cdot 10^{-10} \cdot t - 2.585 \cdot 10^{-11} \cdot t^2 + 9.56 \cdot 10^{-14} \cdot t^3 & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$Cp(t) := \begin{cases} 4.2083 - 1.852 \cdot 10^{-3} \cdot t + 2.703 \cdot 10^{-5} \cdot t^2 - 7.29 \cdot 10^{-8} \cdot t^3 & \text{if } t \leq 100 \\ 4.1676 - 8.286 \cdot 10^{-5} \cdot t + 4.643 \cdot 10^{-6} \cdot t^2 + 1.428 \cdot 10^{-8} \cdot t^3 & \text{otherwise} \end{cases}$$

Тиск підставляти в кПа в діапазоні 60 - 140 кПа

$$t(P) := 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6$$

$$Pr(t) := \nu(t) \cdot \rho l(t) \cdot \frac{Cp(t) \cdot 1000}{\lambda(t)}$$

задаємо газовміст на виході із труби та температуру рідини на вході в канали,  
тиск парогазової суміші постійний  $P_{cm}$   $\epsilon\nu := 0.526$

$$P_{cm} := 100000 \quad dv := 0.03 \quad \delta_{ct} := 0.0015 \quad \lambda_{ct} := 17 \quad d := 0.033 \quad nz := 37$$

$$Dk := 0.31 \quad Fzr := \left( \pi \cdot \frac{Dk^2}{4} \right) - nz \cdot \pi \cdot \frac{d^2}{4} \quad \Delta L := 0.1 \quad dcp := \frac{dv + dz}{2}$$

задаємо тепловий потік на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$q := 0.01$$

$$Fzr = 0.044$$

Відношення кількості пари до кількості газу  $Dn/Gg$

$$(DnGg) := \frac{1 - \epsilon\nu}{1.61 \cdot \epsilon\nu}$$

$$DnGg = 0.56$$

Парціальний тиск пари  
в суміші із відтяжки,  
на виході із ділянки

$$P_{nv} := \frac{P_{cm}}{1 + 0.622 \cdot \left( \frac{1}{DnGg} \right)}$$

$$P_p := \frac{P_{nv}}{1000}$$

$$P_{nv} = 4.736 \times 10^4$$

$$P_p = 47.365$$

$$t(P_p) := 33.5 + 1.757 \cdot P_p - 0.026 \cdot P_p^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P_p^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P_p^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P_p^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P_p^6$$

Т-ра, що відповідає парц.тиску  
на виході із ділянки

$$t(P_p) = 79.929 \quad t_{nvix} := t(P_p)$$

$$t_{nvix} = 79.929$$

задаємо швидкість парогазової суміші у відтяжці діаметром  $D_{vid}$

$$D_{vid} := 0.05$$

$$w_{cmvid} := 3.0$$

Густина газ. суміш

$$\rho_{cmvid} := \frac{P_{cm} \cdot 29 - 11 \cdot P_{nv}}{8314 \cdot (t_{cm} + 273)}$$

$$\rho_{cmvid} = 0.768$$

						00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата			62

Витрата газу з відтяжки  $G_g := \left( \pi \cdot \frac{D_{vid}^2}{4} \right) \cdot w_{cmvid} \cdot \frac{\rho_{cmvid}}{1 + D_n G_g}$

Витрата пари з відтяжки  $D_n := G_g \cdot D_n G_g$   $D_{nv} := D_n$   $G_g = 2.9 \times 10^{-3}$

Витрата пари на вході в ділянку  $\Delta L$   $\Delta D := \Delta L \cdot \pi \cdot d_{cp} \cdot n_z \cdot \frac{q}{r(t_{nvix})}$   $D_{vx} := D_n + \Delta D$   $D_n = 1.623 \times 10^{-3}$

Парціальний тиск пари в суміші на вході в ділянку  $\Delta L$   $P_{nvx} := \frac{P_{cm}}{1 + 0.622 \cdot \left( \frac{G_g}{D_{vx}} \right)}$   $\Delta D = 1.586 \times 10^{-6}$   
 $D_{vx} = 1.625 \times 10^{-3}$

Т-ра води на виході із ділянки  $\Delta L$   $to_{xk} := to_{xp} + \frac{q \cdot (\Delta L \cdot 4) \cdot d_{cp}}{w \cdot C_p(to_{xp}) \cdot dv^2 \cdot \rho_1(to_{xp})}$   $P_{nvx} = 4.739 \times 10^4$   
 $to_{xk} = 80$

Т-ра середня води на ділянці  $\Delta L$   $to_{xcp} := \frac{to_{xp} + to_{xk}}{2}$   $to_{xcp} = 80$

$Re_2 := w \cdot \frac{dv}{\nu(to_{xcp})}$   $\alpha_2 := 0.023 \cdot Re_2^{0.8} \cdot Pr(to_{xcp})^{0.4} \cdot \frac{\lambda(to_{xcp})}{dv}$   $\Delta D_{vid} := D_n$

Сер. Т-ра стінки з боку охолоджувального середовища  $t_{ct2} := to_{xcp} + \frac{q \cdot 1000}{\alpha_2}$   $\alpha_2 = 7.015 \times 10^3$   
 $t_{ct2} = 80.001$

Сер.Т-ра стінки з боку конденс. плівки  $t_{ct1} := t_{ct2} + \frac{q \cdot 1000 \cdot \delta_{ct}}{\lambda_{ct}}$   $t_{ct1} = 80.002$

$t(P) := 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.723 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6$

$t\left(\frac{P_{nvx}}{1000}\right) = 79.921$   $t_i := t\left(\frac{P_{nvx}}{1000}\right)$

$\alpha_1 := N^{\frac{-1}{6}} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(t_i)^3 \cdot \rho_1(t_i) \cdot r(t_i) \cdot 9.81}{\nu(t_i) \cdot q \cdot dz}}$   $t_i = 79.921$

Сер. Т-ра зовніш.поверхні плівки конденсату (гранична)  $tn_{gr} := t_{ct1} + \frac{q \cdot 10^3}{\alpha_1}$   $\alpha_1 = 1.916 \times 10^5$   
 $tn_{gr} = 80.002$

Сер. Парціальн. Тиск пари на зовнішн.поверхні плівки конденсату ( граничн)

$T_{t1}(t) := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[ \left( \frac{1000}{273.15 + t} \right) - \left( \frac{1000}{373.15} \right) \right] + 8.2 \cdot \log\left( \frac{373.15}{273.15 + t} \right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$

$P(t) := 0.981 \cdot 10^{T_{t1}(t)} \cdot 10^{-5}$   $P(tn_{gr}) = 4.738 \times 10^4$   $P(tn_{gr}) = 4.738 \times 10^4$

швидкість парогазової суміші у вихідному, вхідній ділянці перерізу теплообмінника та середня швидкість на виділеній ділянці  $\Delta L$

$\rho_{cm} := \frac{P_{cm} \cdot 29 - 11 \cdot P_{nvx}}{8314 \cdot (t_{cm} + 273)}$   $\rho_{cm} = 0.768$

$$\omega_2 := \frac{Dn + Gg}{\rho_{cm} \cdot Fzp} \quad \omega_1 := \frac{Dvx + Gg}{\rho_{cm} \cdot Fzp} \quad \omega_{cp} := \frac{\omega_1 + \omega_2}{2} \quad \omega_1 = 0.134 \quad \omega_2 = 0.134$$

$$\omega_{cp} = 0.134$$

газовміст на вході в ділянку та середній на ділянці

$$\epsilon_1 := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \left(\frac{Dvx}{Gg}\right)} \quad \epsilon_{cp} := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{Dvx + Dn}{2 \cdot Gg}} \quad \epsilon_v = 0.526 \quad \epsilon_1 = 0.526$$

$$\epsilon_{vx} := \epsilon_1 \quad \epsilon_{cp} = 0.526$$

теплофізичні властивості паргазової суміші

$$\mu_n := 12 \cdot 10^{-6} \quad \mu_g := 21 \cdot 10^{-6} \quad \mu_{cm} := \frac{(1 - \epsilon_{cp}) \cdot \mu_n + \mu_g \cdot \epsilon_{cp} \cdot 1.61}{1 + 0.61 \cdot \epsilon_{cp}} \quad \mu_{cm} = 1.777 \times 10^{-5}$$

$$\nu_{cm} := \frac{\mu_{cm}}{\rho_{cm}} \quad \nu_{cm} = 2.314 \times 10^{-5}$$

$$\lambda_n := 0.024 \quad \lambda_g := 0.03 \quad \lambda_{cm} := [\lambda_n \cdot (1 - \epsilon_{cp}) + \lambda_g \cdot \epsilon_{cp}] \quad \lambda_{cm} = 0.027$$

$$C_{pn} := 2000 \quad C_{pg} := 1000 \quad C_{pcm} := C_{pn} \cdot (1 - \epsilon_{cp}) + C_{pg} \cdot \epsilon_{cp} \quad C_{pcm} = 1.474 \times 10^3$$

$$a_{cm} := \frac{\lambda_{cm}}{C_{pcm} \cdot \rho_{cm}} \quad Pr_{cm} := \frac{\nu_{cm}}{a_{cm}} \quad Pr_{cm} = 0.965 \quad a_{cm} = 2.399 \times 10^{-5}$$

Інтенсивність тепловіддачі від парогазов. суміші до плівки (дифузійний опір)

$$dek := 4 \cdot \frac{Fzp}{\pi \cdot (Dk + dz \cdot nz)} \quad Reg := \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{\nu_{cm}} \quad dek = 0.036$$

$$Reg = 211.737$$

$$Gr := 9.8 \cdot \frac{dz^3 \cdot \left(\frac{1}{t_{cm} + 273}\right) \cdot (t_{cm} - t_{ngr})}{\nu_{cm}^2} \quad Pe := \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{a_{cm}} \quad Gr = 3.464 \times 10^4$$

$$T_{cm} := t_{cm} + 273 \quad Do := 0.2165 \cdot 10^{-4} \quad D_{12} := 1.033 \cdot 10^5 \cdot Do \cdot \left(\frac{1}{Pr_{cm}}\right) \cdot \left(\frac{T_{cm}}{273}\right)^{1.8} \quad \mu_R := 8314$$

$$M := 18 \quad D_{12} = 3.915 \times 10^{-5}$$

$$PrD := \frac{\nu_{cm}}{D_{12}} \quad Dp := D_{12} \cdot \frac{M}{\mu_R \cdot T_{cm}} \quad PrD = 0.591$$

$$NuD1 := 1.55 \cdot \left(Reg \cdot PrD \cdot \frac{dz}{\Delta L \cdot 4}\right)^{0.333} \cdot 0.6 \cdot (Reg \cdot dz)^{\frac{1}{7}} \cdot \left[1 + 2.5 \cdot \left(\frac{1}{Reg \cdot dz}\right)\right] \quad Dp = 2.275 \times 10^{-10}$$

$$Reg = 211.737 \quad NuD1 = 3.627$$

$$\beta_p := NuD1 \cdot \frac{Dp}{dek} \quad Rn := 462 \quad Rg := 289 \quad \beta_p = 2.264 \times 10^{-8}$$

Коефіцієнт масоовіддачі

Reg = 211.737

$P_{ni} := P_{cm} \cdot (1 - \epsilon_{cp})$      $\Pi d := \frac{P_{ni} - P(tngr)}{P_{cm}}$      $\epsilon := \epsilon_{cp}$      $\Pi d = 3.503 \times 10^{-4}$  ( $P_{ni} = 4.741 \times 10^{-4}$ )

$P_p := \frac{P_{ni}}{1000}$

$t(P_p) := 33.5 + 1.757 \cdot P_p - 0.026 \cdot P_p^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P_p^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P_p^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P_p^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P_p^6$

$t_{ni} := t(P_p)$

$t(P_p) = 79.954$

$t_{ni} = 79.954$

Коефіцієнт масоовіддачі при Re мен 1000

$0,1 \frac{\epsilon}{\Pi d} 10$

$$NuD := \begin{cases} NuD1 \cdot \left[ 0.82 \cdot \epsilon^{-0.7} \cdot \Pi d^{-0.3} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{if } \left( \frac{\epsilon}{\Pi d} \right) < 1.0 \\ NuD1 \cdot \left[ 0.82 \cdot \epsilon^{-0.9} \cdot \Pi d^{-0.1} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{otherwise} \end{cases}$$

$\epsilon = 0.526$

$\left( \frac{\epsilon}{\Pi d} \right) = 1.501 \times 10^3$

$\Pi d = 3.503 \times 10^{-4}$

$NuD = 11.214$

$\beta_p := NuD \cdot \frac{D_p}{dek}$      $q_m := r(tngr) \cdot \beta_p \cdot (P_{ni} - P(tngr))$

$\beta_p = 6.998 \times 10^{-8}$

$q = 5.658 \times 10^{-3}$

$Rk := \frac{t_{ni} - t_{ct1}}{q}$      $Rdif := \frac{t_{ni} - t_{ngr}}{q}$      $Rfilm := \frac{t_{ngr} - t_{ct1}}{q}$

$\Delta L1 := \Delta L$      $q1 := q$      $P_{n1} := P_{ni}$      $P1gr := P(tngr)$      $tox1 := t_i$      $\Delta L1 = 0.1$

$\epsilon_{c1} := \epsilon_{cp}$      $t_{ngr1} := t_{ngr}$      $Rk = -8.509$      $Rfilm = 9.223 \times 10^{-3}$      $Rdif = -8.518$

$Rk1 := Rk$      $Rfilm1 := Rfilm$      $Rdif1 := Rdif$      $Q_{max} := q_{max} \cdot (\Delta L1 \cdot \pi \cdot dep)$

$\epsilon_{vx1} := \epsilon_1$      $tk1 := toxk$

$Q1 := w \cdot \rho_1(tox_{cp}) \cdot (toxk - t_p) \cdot C_p(tox_{cp}) \cdot \pi \cdot \frac{dv^2}{4}$

$Q1 = 9.896 \times 10^{-5}$

$\psi1 := \frac{Q1}{Q_{max}}$      $Q_{max} = 0.508$

$\psi1 = 1.949 \times 10^{-4}$

Розрахунки ділянки №2

$tox_p := toxk$

$tox_p = 80$

задаємо тепловий потік на виділеній ділянці  $\Delta L$

$\Delta L := 0.2$

$q := 0.01$

кількість (витрата) газу

$Gg = 2.9 \times 10^{-3}$

кількість (витрата) пари на виході із ділянки №2

$$D_n := D_{vx}$$

$$F_{zp} = 0.044$$

$$D_n = 1.625 \times 10^{-3}$$

кількість (витрата) пари на вході в ділянку №2

$$\Delta D := \Delta L \cdot \pi \cdot d_{cp} \cdot n_z \cdot \frac{q}{r(t_{nvix})}$$

$$\Delta D = 3.173 \times 10^{-6}$$

$$D_{vx} := D_n + \Delta D$$

$$D_{vx} = 1.628 \times 10^{-3}$$

$$\varepsilon_1 := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \left(\frac{D_{vx}}{Gg}\right)}$$

$$\varepsilon_{cp} := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{D_{vx} + D_n}{2 \cdot Gg}}$$

$$\varepsilon_{vx} := \varepsilon_1$$

Середн. на ділянці №2 газівміст

$$\varepsilon_{cp} := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{D_{vx} + D_n}{2 \cdot Gg}}$$

$$\varepsilon_{cp} = 0.526$$

Парц. тиск пари Середн. на ділянці №2

$$P_{ni} := P_{cm} \cdot (1 - \varepsilon_{cp})$$

$$P_{ni} = 4.745 \times 10^4$$

Т-ра води на виході із ділянки  $\Delta L$

$$t_{oxk} := t_{oxp} + \frac{q \cdot (\Delta L \cdot 4) \cdot d_{cp}}{w \cdot C_p(t_{oxp}) \cdot dv^2 \cdot \rho_1(t_{oxp})}$$

$$P_{nvx} = 4.739 \times 10^4$$

$$t_{oxk} = 80$$

Т-ра середня води на ділянці  $\Delta L$

$$t_{oxcp} := \frac{t_{oxp} + t_{oxk}}{2}$$

$$t_{oxcp} = 80$$

$$Re_2 := w \cdot \frac{dv}{\nu(t_{oxcp})}$$

$$\alpha_2 := 0.023 \cdot Re_2^{0.8} \cdot Pr(t_{oxcp})^{0.4} \cdot \frac{\lambda(t_{oxcp})}{dv}$$

$$\alpha_2 = 7.015 \times 10^3$$

Сер. Т-ра стінки з боку охолоджувального середовища

$$t_{ct2} := t_{oxcp} + \frac{q \cdot 1000}{\alpha_2}$$

$$t_{ct2} = 80.001$$

Сер. Т-ра стінки з боку конденс. плівки

$$t_{ct1} := t_{ct2} + \frac{q \cdot 1000 \cdot \delta_{ct}}{\lambda_{ct}}$$

$$t_{ct1} = 80.002$$

$$t(P) := 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6$$

$$t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right) = 79.973 \quad t_i := t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right)$$

$$\alpha_1 := N^{-1} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(t_i)^3 \cdot \rho_1(t_i) \cdot r(t_i) \cdot 9.81}{\nu(t_i) \cdot q \cdot d}}$$

$$t_i = 79.973$$

Сер. Т-ра зовніш.поверхні плівки конденсату (гранична)

$$t_{ngr} := t_{ct1} + \frac{q \cdot 10^3}{\alpha_1}$$

$$\alpha_1 = 1.917 \times 10^5$$

Сер. Парціальн. Тиск пари на зовніш.поверхні плівки конденсату ( граничн)

$$t_{ngr} = 80.002$$

$$Tt_1(t) := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[ \left( \frac{1000}{273.15 + t} \right) - \left( \frac{1000}{373.15} \right) \right] + 8.2 \cdot \log\left( \frac{373.15}{273.15 + t} \right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$$

$$P(t) := 0.981 \cdot 10^{Tt_1(t)} \cdot 10^5$$

$$P(t_{ngr}) = 4.738 \times 10^4$$

$$P(t_{ngr}) = 4.738 \times 10^4$$

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

швидкість парогазової суміші у вихідному, вхідній ділянці перерізу теплообмінника та середня швидкість на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$\rho_{cm} := \frac{P_{cm} \cdot 29 - 11 \cdot P_{ni}}{8314 \cdot (t_{cm} + 273)} \quad \rho_{cm} = 0.768$$

$$\omega_2 := \frac{Dn + Gg}{\rho_{cm} \cdot Fzp} \quad \omega_1 := \frac{Dvx + Gg}{\rho_{cm} \cdot Fzp} \quad \omega_{ср} := \frac{\omega_1 + \omega_2}{2} \quad \omega_1 = 0.135 \quad \omega_2 = 0.134$$

$$\omega_{ср} = 0.135$$

теплофізичні властивості парогазової суміші

$$\mu_n := 12 \cdot 10^{-6} \quad \mu_g := 21 \cdot 10^{-6} \quad \mu_{cm} := \frac{(1 - \epsilon_{ср}) \cdot \mu_n + \mu_g \cdot \epsilon_{ср} \cdot 1.61}{1 + 0.61 \cdot \epsilon_{ср}} \quad \mu_{cm} = 1.777 \times 10^{-5}$$

$$\nu_{cm} := \frac{\mu_{cm}}{\rho_{cm}} \quad \nu_{cm} = 2.315 \times 10^{-5}$$

$$\lambda_n := 0.024 \quad \lambda_g := 0.03 \quad \lambda_{cm} := [\lambda_n \cdot (1 - \epsilon_{ср}) + \lambda_g \cdot \epsilon_{ср}] \quad \lambda_{cm} = 0.027$$

$$C_{pn} := 2000 \quad C_{pg} := 1000 \quad C_{pcm} := C_{pn} \cdot (1 - \epsilon_{ср}) + C_{pg} \cdot \epsilon_{ср} \quad C_{pcm} = 1.474 \times 10^3$$

$$\alpha_{cm} := \frac{\lambda_{cm}}{C_{pcm} \cdot \rho_{cm}} \quad Pr_{cm} := \frac{\nu_{cm}}{\alpha_{cm}} \quad Pr_{cm} = 0.965 \quad \alpha_{cm} = 2.399 \times 10^{-5}$$

Інтенсивність тепловіддачі від парогазов. суміші до плівки (дифузійний опір)

$$Reg := \omega_{ср} \cdot \frac{dek}{\nu_{cm}} \quad Pe := \omega_{ср} \cdot \frac{dek}{\alpha_{cm}} \quad Gr := 9.8 \cdot \frac{dz^3 \cdot \left( \frac{1}{t_{cm} + 273} \right) \cdot (t_{cm} - t_{ngr})}{\nu_{cm}^2} \quad dek = 0.036$$

$$Reg = 211.885$$

$$T_{cm} := t_{cm} + 273 \quad Do := 0.2165 \cdot 10^{-4} \quad D_{12} := 1.033 \cdot 10^5 \cdot Do \cdot \left( \frac{1}{P_{cm}} \right) \cdot \left( \frac{T_{cm}}{273} \right)^{1.8} \quad Gr = 3.463 \times 10^4$$

$$PrD := \frac{\nu_{cm}}{D_{12}} \quad Dp := D_{12} \cdot \frac{M}{\mu R \cdot T_{cm}} \quad D_{12} = 3.915 \times 10^{-5}$$

$$PrD = 0.591$$

$$NuD1 := 1.55 \cdot \left( Reg \cdot PrD \cdot \frac{dz}{\Delta L \cdot 3} \right)^{0.333} \cdot 0.6 \cdot (Reg \cdot dz)^{\frac{1}{7}} \cdot \left[ 1 + 2.5 \cdot \left( \frac{1}{Reg \cdot dz} \right) \right] \quad Dp = 2.275 \times 10^{-10}$$

$$Reg = 211.885$$

$$NuD1 = 3.17$$

$$\beta_p := NuD1 \cdot \frac{Dp}{dek} \quad \beta_p = 1.978 \times 10^{-8}$$

$$Reg = 211.885$$

Коефіцієнт масоовіддачі

$$P_{ni} := P_{cm} \cdot (1 - \epsilon_{ср}) \quad \Pi d := \frac{P_{ni} - P(t_{ngr})}{P_{cm}} \quad \epsilon := \epsilon_{ср} \quad \left( \frac{\epsilon}{\Pi d} \right) = 735.457 \quad \epsilon = 0.526$$

$$Pr_p := \frac{P_{ni}}{1000} \quad \Pi d = 7.145 \times 10^{-4}$$

$$t(Pp) := 33.5 + 1.757 \cdot Pp - 0.026 \cdot Pp^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot Pp^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot Pp^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot Pp^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot Pp^6$$

$$t_{ni} := t(Pp)$$

$$P_{ni} = 4.745 \times 10^4 \quad t(Pp) = 79.973$$

$$t_{ni} = 79.973$$

Коефіцієнт масообміну при  $Re$  менше 1000

$$0,1 \frac{\epsilon}{\Pi d} 10$$

$$NuD := \begin{cases} NuD1 \cdot \left[ 0.82 \cdot \epsilon^{-0.7} \cdot \Pi d^{-0.3} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{if } \left( \frac{\epsilon}{\Pi d} \right) < 1.0 \\ NuD1 \cdot \left[ 0.82 \cdot \epsilon^{-0.9} \cdot \Pi d^{-0.1} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$NuD = 9.131$$

$$\beta_p := NuD \cdot \frac{Dp}{dek} \quad q := r(tngr) \cdot \beta_p \cdot (P_{ni} - P(tngr))$$

$$\beta_p = 5.698 \times 10^{-8}$$

$$q = 9.397 \times 10^{-3}$$

$$Rk := \frac{t_{ni} - t_{ct1}}{q} \quad Rdif := \frac{t_{ni} - t_{ngr}}{q} \quad Rfilm := \frac{t_{ngr} - t_{ct1}}{q}$$

$$\Delta L2 := \Delta L \quad q2 := q \quad Pn2 := P_{ni} \quad P2gr := P(tngr) \quad tox2 := t_i$$

$$\Delta L2 = 0.2$$

$$\epsilon c2 := \epsilon_{cp} \quad tngr2 := tngr$$

$$Rk = -3.078 \quad Rfilm = 5.552 \times 10^{-7} \quad Rdif = -3.083$$

$$\Delta Lc2 := \Delta L1 + \Delta L2$$

$$Rk2 := Rk \quad Rfilm2 := Rfilm \quad Rdif2 := Rdif$$

$$\epsilon_{vx2} := \epsilon_1 \quad tk2 := toxk$$

$$Q2 := w \cdot \rho_1(\text{toxcp}) \cdot (toxk - t_p) \cdot C_p(\text{toxcp}) \cdot \left( \pi \cdot \frac{dv^2}{4} \right)$$

$$Q_{max} := q_{max} \cdot (\Delta Lc2 \cdot \pi \cdot dcp)$$

$$\psi2 := \frac{Q2}{Q_{max}}$$

$$Q2 = 2.969 \times 10^{-4}$$

$$\psi2 = 1.949 \times 10^{-4}$$

**Розрахунки ділянки №3**

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		68

$$t_{\text{oxp}} := t_{\text{oxk}}$$

$$t_{\text{oxp}} = 80$$

задаємо тепловий потік на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$\Delta L := 0.2$$

$$q := 0.016$$

кількість (витрата) газу

$$G_g = 2.9 \times 10^{-3}$$

кількість (витрата) пари на виході із ділянки №2

$$D_n := D_{\text{vx}}$$

$$F_{zp} = 0.044$$

$$D_n = 1.628 \times 10^{-3}$$

кількість (витрата) пари на вході в ділянку №2

$$\Delta D := \Delta L \cdot \pi \cdot d_{cp} \cdot n_z \cdot \frac{q}{r(t_{\text{nvix}})}$$

$$\Delta D = 5.076 \times 10^{-6}$$

$$D_{\text{vx}} := D_n + \Delta D$$

$$D_{\text{vx}} = 1.633 \times 10^{-3}$$

Середн. на ділянці №2 газовміст

$$\varepsilon_{cp} := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{D_{\text{vx}} + D_n}{2 \cdot G_g}}$$

$$\varepsilon_1 := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \left(\frac{D_{\text{vx}}}{G_g}\right)}$$

$$\varepsilon_{cp} = 0.525$$

$$\varepsilon_1 = 0.524$$

Парц. тиск пари

Середн. на ділянці №2

$$P_{ni} := P_{cm} \cdot (1 - \varepsilon_{cp})$$

$$P_{ni} = 4.751 \times 10^4$$

Т-ра води на виході із ділянки  $\Delta L$

$$t_{\text{oxk}} := t_{\text{oxp}} + \frac{q \cdot (\Delta L \cdot 4) \cdot d_{cp}}{w \cdot C_p(t_{\text{oxp}}) \cdot dv^2 \cdot \rho_l(t_{\text{oxp}})}$$

$$P_{\text{nvx}} = 4.739 \times 10^4$$

$$t_{\text{oxk}} = 80$$

Т-ра середня води на ділянці  $\Delta L$

$$t_{\text{oxcp}} := \frac{t_{\text{oxp}} + t_{\text{oxk}}}{2}$$

$$t_{\text{oxcp}} = 80$$

$$Re_2 := w \cdot \frac{dv}{\nu(t_{\text{oxcp}})}$$

$$\alpha_2 := 0.023 \cdot Re_2^{0.8} \cdot Pr(t_{\text{oxcp}})^{0.4} \cdot \frac{\lambda(t_{\text{oxcp}})}{dv}$$

$$\alpha_2 = 7.015 \times 10^3$$

Сер. Т-ра стінки з боку охолоджувального середовища

$$t_{ct2} := t_{\text{oxcp}} + \frac{q \cdot 1000}{\alpha_2}$$

$$t_{ct2} = 80.002$$

Сер.Т-ра стінки з боку конденс. плівки

$$t_{ct1} := t_{ct2} + \frac{q \cdot 1000 \cdot \delta_{ct}}{\lambda_{ct}}$$

$$t_{ct1} = 80.004$$

$$t(P) := 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6$$

$$t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right) = 80.007 \quad t_i := t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right)$$

$$\alpha_1 := N^{-1} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(t_i)^3 \cdot \rho_l(t_i) \cdot r(t_i) \cdot 9.81}{\nu(t_i) \cdot q \cdot d}}$$

$$t_i = 80.007$$

Сер. Т-ра зовнішн.поверхні плівки конденсату (гранична)

$$t_{ngr} := t_{ct1} + \frac{q \cdot 10^3}{\alpha_1}$$

$$\alpha_1 = 1.639 \times 10^5$$

Сер. Парціальн. Тиск пари на зовнішн.поверхні плівки конденсату ( граничн)

$$t_{ngr} = 80.004$$

$$T_{t1}(t) := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[ \left( \frac{1000}{273.15 + t} \right) - \left( \frac{1000}{373.15} \right) \right] + 8.2 \cdot \log\left( \frac{373.15}{273.15 + t} \right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$$



$$P_{ni} := P_{cm} \cdot (1 - \varepsilon_{cp}) \quad \Pi d := \frac{P_{ni} - P(tngr)}{P_{cm}} \quad \varepsilon_m := \varepsilon_{cp} \quad P(tngr) = 4.738 \times 10^4$$

$$P_p := \frac{P_{ni}}{1000} \quad P_{ni} = 4.751 \times 10^4 \quad \left( \frac{\varepsilon}{\Pi d} \right) = 398.469$$

$$t(P_p) := 33.5 + 1.757 \cdot P_p - 0.026 \cdot P_p^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P_p^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P_p^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P_p^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P_p^6$$

$$t_{ni} := t(P_p) \quad t(P_p) = 80.007$$

$$\Pi d = 1.317 \times 10^4 \quad t_{ni} = 80.007$$

Коефіцієнт масообміну при  $Re$  менше 1000

$$0,1 \frac{\varepsilon}{\Pi d} 10$$

$$NuD := \begin{cases} NuD1 \cdot \left[ 0.82 \cdot \varepsilon^{-0.7} \cdot \Pi d^{-0.3} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{if } \left( \frac{\varepsilon}{\Pi d} \right) < 1.0 \\ NuD1 \cdot \left[ 0.82 \cdot \varepsilon^{-0.9} \cdot \Pi d^{-0.1} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\varepsilon = 0.525$$

$$\beta_p := NuD \cdot \frac{D_p}{dek} \quad q := r(tngr) \cdot \beta_p \cdot (P_{ni} - P(tngr)) \quad NuD = 8.601$$

$$\beta_p = 5.367 \times 10^{-8}$$

$$Rk := \frac{t_{ni} - t_{ct1}}{q} \quad R_{dif} := \frac{t_{ni} - tngr}{q} \quad R_{film} := \frac{tngr - t_{ct1}}{q} \quad q = 0.016$$

$$\Delta L3 := \Delta L \quad q3 := q \quad P_{n3} := P_{ni} \quad P_{3gr} := P(tngr) \quad t_{ox3} := t_i \quad \Delta L3 = 0.2$$

$$\varepsilon_{c3} := \varepsilon_{cp} \quad tng_{r3} := tngr \quad Rk = 0.178 \quad R_{film} = 5.982 \times 10^{-4} \quad R_{dif} = 0.172$$

$$Rk3 := Rk \quad R_{film3} := R_{film} \quad R_{dif3} := R_{dif} \quad \Delta Lc3 := \Delta Lc2 + \Delta L3$$

$$\varepsilon_{vx3} := \varepsilon_1 \quad tk3 := t_{oxk} \quad Q3 := \left[ w \cdot \rho_1(t_{oxcp}) \cdot (t_{oxk} - t_p) \cdot C_p(t_{oxcp}) \cdot \left( \pi \cdot \frac{dv^2}{4} \right) \right]$$

$$Q_{max} := q_{max} \cdot (\Delta Lc3 \cdot \pi \cdot d_{cp}) \quad \psi3 := \frac{Q3}{Q_{max}} \quad Q3 = 6.136 \times 10^4$$

$$\psi3 = 2.417 \times 10^{-4} \quad \varepsilon_{vx3} = 0.524$$

#### Розрахунки ділянки №4

$$t_{oxp} := t_{oxk} \quad t_{oxp} = 80$$

задаємо тепловий потік на виділеній ділянці  $\Delta L$   $\Delta L := 0.2$   $q := 0.08$

кількість (витрата) газу  $G_g = 2.9 \times 10^{-3}$

кількість (витрата) пари на виході із ділянки №2  $D_n := D_{vx} \quad F_{zp} = 0.044$

$$D_n = 1.633 \times 10^{-3}$$

кількість (витрата) пари на вході в ділянку №2  $\Delta D := \Delta L \cdot \pi \cdot d_{cp} \cdot n_z \cdot \frac{q}{r(t_{nvix})} \quad \Delta D = 2.538 \times 10^{-5}$

$$D_{vx} := D_n + \Delta D \quad D_{vx} = 1.658 \times 10^{-3}$$

Середн. на ділянці №2  
газовіст

$$\epsilon_{cp} := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{Dvx + Dn}{2 \cdot Gg}} \quad \epsilon_{cp} = 0.523$$

Парц. тиск пари  
Середн. на ділянці №2

$$\epsilon_1 := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \left(\frac{Dvx}{Gg}\right)} \quad P_{ni} := P_{cm} \cdot (1 - \epsilon_{cp}) \quad P_{ni} = 4.774 \times 10^4$$

Т-ра води на виході із ділянки  $\Delta L$

$$t_{oxk} := t_{oxp} + \frac{q \cdot (\Delta L \cdot 4)}{w \cdot Cp(t_{oxp}) \cdot dv^2 \cdot \rho_1(t_{oxp})} \quad P_{nvx} = 4.739 \times 10^4$$

Т-ра середня води на ділянці  $\Delta L$

$$t_{oxcp} := \frac{t_{oxp} + t_{oxk}}{2} \quad t_{oxcp} = 80.007$$

$$Re_2 := w \cdot \frac{dv}{\nu(t_{oxcp})}$$

$$\alpha_2 := 0.023 \cdot Re_2^{0.8} \cdot Pr(t_{oxcp})^{0.4} \cdot \frac{\lambda(t_{oxcp})}{dv} \quad \alpha_2 = 7.015 \times 10^3$$

Сер. Т-ра стінки з боку охолоджувального  
середовища

$$t_{ct2} := t_{oxcp} + \frac{q \cdot 1000}{\alpha_2} \quad t_{ct2} = 80.019$$

Сер. Т-ра стінки з боку конденс. плівки

$$t_{ct1} := t_{ct2} + \frac{q \cdot 1000 \cdot \delta_{ct}}{\lambda_{ct}} \quad t_{ct1} = 80.026$$

$$t(P) := 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6$$

$$t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right) = 80.129 \quad t_i := t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right)$$

$$\alpha_1 := N^{\frac{-1}{6}} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(t_i)^3 \cdot \rho_1(t_i) \cdot r(t_i) \cdot 9.81}{\nu(t_i) \cdot q \cdot d}} \quad t_i = 80.129$$

Сер. Т-ра зовнішн.поверхні плівки  
конденсату (гранична)

$$t_{ngr} := t_{ct1} + \frac{q \cdot 10^3}{\alpha_1} \quad \alpha_1 = 9.59 \times 10^4$$

Сер. Парціальн. Тиск пари на зовнішн.поверхні плівки  
конденсату ( граничн)

$$t_{ngr} = 80.027$$

$$T_{t1}(t) := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[ \left( \frac{1000}{273.15 + t} \right) - \left( \frac{1000}{373.15} \right) \right] + 8.2 \cdot \log\left( \frac{373.15}{273.15 + t} \right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$$

$$P(t) := 0.981 \cdot 10^{T_{t1}(t)} \cdot 10^5 \quad P(t_{ngr}) = 4.742 \times 10^4 \quad P(t_{ngr}) = 4.742 \times 10^4$$

швидкість парогазової суміші у вихідному, вхідній ділянці перерізу теплообмінника  
та середня швидкість на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$\rho_{cm} := \frac{P_{cm} \cdot 29 - 11 \cdot P_{ni}}{8314 \cdot (t_{cm} + 273)} \quad \rho_{cm} = 0.767$$

$$\omega_2 := \frac{Dn + Gg}{\rho_{cm} \cdot Fzp}$$

$$\omega_1 := \frac{Dvx + Gg}{\rho_{cm} \cdot Fzp}$$

$$\omega_{cp} := \frac{\omega_1 + \omega_2}{2}$$

$$\omega_1 = 0.136 \quad \omega_2 = 0.135 \quad \omega_{cp} = 0.135$$

теплофізичні властивості паргазової суміші

$$\begin{aligned} \mu_n &:= 12 \cdot 10^{-6} & \mu_g &:= 21 \cdot 10^{-6} & \mu_{cm} &:= \frac{(1 - \epsilon_{cp}) \cdot \mu_n + \mu_g \cdot \epsilon_{cp} \cdot 1.61}{1 + 0.61 \cdot \epsilon_{cp}} & \mu_{cm} &= 1.774 \times 10^{-5} \\ \nu_{cm} &:= \frac{\mu_{cm}}{\rho_{cm}} & & & & & \nu_{cm} &= 2.314 \times 10^{-5} \\ \lambda_n &:= 0.024 & \lambda_g &:= 0.03 & \lambda_{cm} &:= [\lambda_n \cdot (1 - \epsilon_{cp}) + \lambda_g \cdot \epsilon_{cp}] & \lambda_{cm} &= 0.027 \\ C_{pn} &:= 2000 & C_{pg} &:= 1000 & C_{pcm} &:= C_{pn} \cdot (1 - \epsilon_{cp}) + C_{pg} \cdot \epsilon_{cp} & C_{pcm} &= 1.477 \times 10^3 \\ a_{cm} &:= \frac{\lambda_{cm}}{C_{pcm} \cdot \rho_{cm}} & Pr_{cm} &:= \frac{\nu_{cm}}{a_{cm}} & Pr_{cm} &= 0.966 & a_{cm} &= 2.396 \times 10^{-5} \end{aligned}$$

Інтенсивність тепловіддачі від парогазов. суміші до плівки (дифузійний опір)

$$\begin{aligned} Reg &:= \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{\nu_{cm}} & P_s &:= \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{a_{cm}} & Gr &:= 9.8 \cdot \frac{dz^3 \cdot \left(\frac{1}{T_{cm} + 273}\right) \cdot (T_{cm} - T_{ngr})}{\nu_{cm}^2} & dek &= 0.036 \\ & & & & & & Reg &= 213.085 \\ T_{cm} &:= T_{cm} + 273 & Do &:= 0.2165 \cdot 10^{-4} & D_{12} &:= 1.033 \cdot 10^5 \cdot Do \cdot \left(\frac{1}{P_{cm}}\right) \cdot \left(\frac{T_{cm}}{273}\right)^{1.8} & Gr &= 3.459 \times 10^4 \\ PrD &:= \frac{\nu_{cm}}{D_{12}} & Dp &:= D_{12} \cdot \frac{M}{\mu R \cdot T_{cm}} & & & D_{12} &= 3.915 \times 10^{-5} \\ & & & & & & PrD &= 0.591 \\ NuD1 &:= 1.55 \cdot \left(Reg \cdot PrD \cdot \frac{dz}{\Delta L \cdot 3}\right)^{0.333} \cdot 0.6 \cdot (Reg \cdot dz)^{\frac{1}{7}} \cdot \left[1 + 2.5 \cdot \left(\frac{1}{Reg \cdot dz}\right)\right] & & & & & Dp &= 2.275 \times 10^{-10} \\ & & & & & & Reg &= 213.085 \\ & & & & & & NuD1 &= 3.173 \\ & & & & & & Reg &= 213.085 \end{aligned}$$

Коефіцієнт масоовіддачі

$$\begin{aligned} P_{ni} &:= P_{cm} \cdot (1 - \epsilon_{cp}) & \Pi_d &:= \frac{P_{ni} - P(tngr)}{P_{cm}} & \epsilon &:= \epsilon_{cp} & P(tngr) &= 4.742 \times 10^4 \\ P_p &:= \frac{P_{ni}}{1000} & & & & & P_{ni} &= 4.774 \times 10^4 \\ t(P_p) &:= 33.5 + 1.757 \cdot P_p - 0.026 \cdot P_p^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P_p^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P_p^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P_p^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P_p^6 \\ t_{ni} &:= t(P_p) & & & & & t(P_p) &= 80.129 \\ \Pi_d &:= 3.198 \times 10^4 \cdot \hat{t}(t_{ni}) & & & & & \hat{t}(t_{ni}) &= 80.129 \\ \text{Коефіцієнт масоовіддачі при } Re_{mench} &= 2300 & & & & & \left(\frac{\epsilon}{\Pi_d}\right) &= 163.403 \\ \mathbf{0,001} & & \frac{\epsilon}{\Pi_d} &= \mathbf{0,1} & & & & \end{aligned}$$

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

$$NuD := \begin{cases} NuD1 \cdot \left[ 0.82 \cdot \epsilon^{-0.7} \cdot \Pi d^{-0.3} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{if } \left( \frac{\epsilon}{\Pi d} \right) < 1.0 \\ NuD1 \cdot \left[ 0.82 \cdot \epsilon^{-0.9} \cdot \Pi d^{-0.1} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\beta_p := NuD \cdot \frac{Dp}{dek} \quad q := r(tngr) \cdot \beta_p \cdot (Pni - P(tngr))$$

$$NuD = 7.909$$

$$\beta_p = 4.936 \times 10^{-8}$$

$$Rk := \frac{tni - tct1}{q} \quad Rdif := \frac{tni - tngr}{q} \quad Rfilm := \frac{tngr - tct1}{q}$$

$$q = 0.036$$

$$\Delta L4 := \Delta L \quad q4 := q \quad Pn4 := Pni \quad P4gr := P(tngr) \quad tox4 := ti$$

$$\Delta L4 = 0.2$$

$$\epsilon c4 := \epsilon cp \quad tngr4 := tngr \quad Rk = 2.82 \quad Rfilm = 0.023 \quad Rdif = 2.797$$

$$Rk4 := Rk \quad Rfilm4 := Rfilm \quad Rdif4 := Rdif$$

$$\epsilon vx4 := \epsilon 1 \quad tk4 := toxk$$

$$\Delta Lc4 := \Delta Lc3 + \Delta L4$$

$$Q4 := w \cdot \rho 1(toxcp) \cdot (toxk - tp) \cdot Cp(toxcp) \cdot \left( \pi \cdot \frac{dv^2}{4} \right)$$

$$Q4 = 0.051$$

$$Qmax := qmax \cdot (\Delta Lc4 \cdot \pi \cdot dcp)$$

$$\psi 4 := \frac{Q4}{Qmax}$$

$$\psi 4 = 0.014$$

### Розрахунок ділянки №5

$$tox_p := toxk$$

$$tox_p = 80.015$$

задаємо тепловий потік на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$\Delta L := 0.2$$

$$q := 1.17$$

кількість (витрата) газу

$$Gg = 2.9 \times 10^{-3}$$

кількість (витрата) пари на виході  
із ділянки №2

$$Dn := Dvx$$

$$Fzp = 0.044$$

$$Dn = 1.658 \times 10^{-3}$$

кількість (витрата) пари на вході  
в ділянку №2

$$\Delta D := \Delta L \cdot \pi \cdot dcp \cdot nz \cdot \frac{q}{r(tnvix)}$$

$$\Delta D = 3.712 \times 10^{-4}$$

$$Dvx := Dn + \Delta D$$

$$Dvx = 2.03 \times 10^{-3}$$

Середн. на ділянці №2  
газовміст

$$\epsilon cp := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{Dvx + Dn}{2 \cdot Gg}}$$

$$\epsilon cp = 0.494$$

Парц. тиск пари

Середн. на ділянці №2

$$Pni := Pcm \cdot (1 - \epsilon cp)$$

$$\epsilon 1 := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \left( \frac{Dvx}{Gg} \right)}$$

$$Pni = 5.059 \times 10^4$$

Т-ра води на виході із ділянки  $\Delta L$

$$toxk := tox_p + \frac{q \cdot (\Delta L \cdot 4) \cdot dcp}{w \cdot Cp(tox_p) \cdot dv^2 \cdot \rho 1(tox_p)}$$

$$Pnvx = 4.739 \times 10^4$$

$$toxk = 80.021$$

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

Т-ра середня води на ділянці  $\Delta L$   $\underline{t_{oxcp}} := \frac{t_{oxp} + t_{oxk}}{2}$   $t_{oxcp} = 80.018$

$\underline{Re2} := w \cdot \frac{dv}{\nu(t_{oxcp})}$   $\underline{\alpha2} := 0.023 \cdot Re2^{0.8} \cdot Pr(t_{oxcp})^{0.4} \cdot \frac{\lambda(t_{oxcp})}{dv}$   $\alpha2 = 7.015 \times 10^3$

Сер. Т-ра стінки з боку охолоджувального середовища  $\underline{tct2} := t_{oxcp} + \frac{q \cdot 1000}{\alpha2}$   $tct2 = 80.185$

Сер.Т-ра стінки з боку конденс. плівки  $\underline{tct1} := tct2 + \frac{q \cdot 1000 \cdot \delta_{ct}}{\lambda_{ct}}$   $tct1 = 80.288$

$\underline{t(P)} := 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6$

$\underline{t} \left( \frac{P_{ni}}{1000} \right) = 81.582$   $\underline{t_i} := t \left( \frac{P_{ni}}{1000} \right)$   $\underline{\alpha1} := N^{\frac{-1}{6}} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(t_i)^3 \cdot \rho1(t_i) \cdot r(t_i) \cdot 9.81}{\nu(t_i) \cdot q \cdot d}}$   $t_i = 81.582$

Сер. Т-ра зовнішн.поверхні плівки конденсату (гранична)  $\underline{tngr} := tct1 + \frac{q \cdot 10^3}{\alpha1}$   $\alpha1 = 3.946 \times 10^4$

Сер. Парціальн. Тиск пари на зовнішн.поверхні плівки конденсату ( граничн)  $tng = 80.318$

$\underline{Tt1(t)} := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[ \left( \frac{1000}{273.15 + t} \right) - \left( \frac{1000}{373.15} \right) \right] + 8.2 \cdot \log \left( \frac{373.15}{273.15 + t} \right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$

$\underline{P(t)} := 0.981 \cdot 10^{Tt1(t)} \cdot 10^5$   $P(tng) = 4.799 \times 10^4$   $P(tng) = 4.799 \times 10^4$

швидкість паргазової суміші у вихідному, вхідній ділянці перерізу теплообмінника та середня швидкість на виділеній ділянці  $\Delta L$

$\underline{\rho_{cm}} := \frac{P_{cm} \cdot 29 - 11 \cdot P_{ni}}{8314 \cdot (t_{cm} + 273)}$   $\rho_{cm} = 0.756$

$\omega_2 := \frac{Dn + Gg}{\rho_{cm} \cdot Fzp}$   $\omega_1 := \frac{Dvx + Gg}{\rho_{cm} \cdot Fzp}$   $\underline{\omega_{cp}} := \frac{\omega_1 + \omega_2}{2}$   $\omega_1 = 0.149$   $\omega_2 = 0.137$   $\omega_{cp} = 0.143$

теплофізичні властивості паргазової суміші

$\underline{\mu_n} := 12 \cdot 10^{-6}$   $\underline{\mu_g} := 21 \cdot 10^{-6}$   $\underline{\mu_{cm}} := \frac{(1 - \epsilon_{cp}) \cdot \mu_n + \mu_g \cdot \epsilon_{cp} \cdot 1.61}{1 + 0.61 \cdot \epsilon_{cp}}$   $\mu_{cm} = 1.75 \times 10^{-5}$

$\underline{\nu_{cm}} := \frac{\mu_{cm}}{\rho_{cm}}$   $\nu_{cm} = 2.314 \times 10^{-5}$

$\underline{\lambda_n} := 0.024$   $\underline{\lambda_g} := 0.03$   $\underline{\lambda_{cm}} := [\lambda_n \cdot (1 - \epsilon_{cp}) + \lambda_g \cdot \epsilon_{cp}]$   $\lambda_{cm} = 0.027$

$$\begin{aligned} C_{pr} &:= 2000 & C_{pg} &:= 1000 & C_{pcm} &:= C_{pr} \cdot (1 - \varepsilon_p) + C_{pg} \cdot \varepsilon_p & C_{pcm} &= 1.506 \times 10^3 \\ a_{cm} &:= \frac{\lambda_{cm}}{C_{pcm} \cdot \rho_{cm}} & P_{cm} &:= \frac{\nu_{cm}}{a_{cm}} & P_{cm} &= 0.977 & a_{cm} &= 2.367 \times 10^{-5} \end{aligned}$$

Інтенсивність тепловіддачі від парогазов. суміші до плівки (дифузійний опір)

$$\begin{aligned} Reg &:= \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{\nu_{cm}} & Pe &:= \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{a_{cm}} & Gr &:= 9.8 \cdot \frac{dz^3 \cdot \left(\frac{1}{t_{cm} + 273}\right) \cdot (t_{cm} - t_{ngr})}{\nu_{cm}^2} & dek &= 0.036 \\ & & & & & & Reg &= 225.429 \\ T_{cm} &:= t_{cm} + 273 & Do &:= 0.2165 \cdot 10^{-4} & D_{12} &:= 1.033 \cdot 10^5 \cdot Do \cdot \left(\frac{1}{P_{cm}}\right) \cdot \left(\frac{T_{cm}}{273}\right)^{1.8} & Gr &= 3.41 \times 10^4 \\ PrD &:= \frac{\nu_{cm}}{D_{12}} & Dp &:= D_{12} \cdot \frac{M}{\mu_R \cdot T_{cm}} & & & D_{12} &= 3.915 \times 10^{-5} \\ & & & & & & PrD &= 0.591 \end{aligned}$$

Коефіцієнт масовіддачі

$$\begin{aligned} NuD1 &:= 1.55 \cdot \left(Reg \cdot PrD \cdot \frac{dz}{\Delta L \cdot 3}\right)^{0.333} \cdot 0.6 \cdot (Reg \cdot dz)^{\frac{1}{7}} \cdot \left[1 + 2.5 \cdot \left(\frac{1}{Reg \cdot dz}\right)\right] & & & Dp &= 2.275 \times 10^{-10} \\ & & & & Reg &= 225.429 \\ & & & & NuD1 &= 3.212 \\ Pni &:= P_{cm} \cdot (1 - \varepsilon_p) & \Pi d &:= \frac{Pni - P(tngr)}{P_{cm}} & \varepsilon &:= \varepsilon_{cp} & Reg &= 225.429 \\ Pp &:= \frac{Pni}{1000} & & & & & Pni &= 5.059 \times 10^4 \\ t(Pp) &:= 33.5 + 1.757 \cdot Pp - 0.026 \cdot Pp^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot Pp^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot Pp^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot Pp^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot Pp^6 \\ tni &:= t(Pp) & & & \Pi d &= 0.026 & t(Pp) &= 81.582 \\ & & & & & & tni &= 81.582 \end{aligned}$$

Коефіцієнт масовіддачі при **Re менш 10000**

$$0,001 \cdot \frac{\varepsilon}{\Pi d} \cdot 0,1$$

$$\left(\frac{\varepsilon}{\Pi d}\right) = 19$$

$$\begin{aligned} NuD &:= \begin{cases} NuD1 \cdot \left[0.82 \cdot \varepsilon^{-0.7} \cdot \Pi d^{-0.3} \cdot \left(\frac{Rn}{Rg}\right)^{-0.1}\right] & \text{if } \left(\frac{\varepsilon}{\Pi d}\right) < 1.0 \\ NuD1 \cdot \left[0.82 \cdot \varepsilon^{-0.9} \cdot \Pi d^{-0.1} \cdot \left(\frac{Rn}{Rg}\right)^{-0.1}\right] & \text{otherwise} \end{cases} & \varepsilon &= 0.494 \\ \beta_p &:= NuD \cdot \frac{Dp}{dek} & \alpha &:= r(tngr) \cdot \beta_p \cdot (Pni - P(tngr)) & NuD &= 6.828 & \beta_p &= 4.261 \times 10^{-8} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \underline{Rk} &:= \frac{t_{ni} - t_{ct1}}{q} & \underline{Rdif} &:= \frac{t_{ni} - t_{ngr}}{q} & \underline{Rfilm} &:= \frac{t_{ngr} - t_{ct1}}{q} & q &= 0.256 \\ \Delta L5 &:= \Delta L & q5 &:= q & Pn5 &:= Pni & P5gr &:= P(tngr) & tox5 &:= ti & \Delta L5 &= 0.2 \\ \epsilon c5 &:= \epsilon cp & tngr5 &:= tngr & Rk &= 5.06 & Rfilm &= 0.116 & Rdif &= 4.944 \\ & & & & Rk5 &:= Rk & Rfilm5 &:= Rfilm & Rdif5 &:= Rdif \\ & & & & \Delta Lc5 &:= \Delta Lc4 + \Delta L5 \\ \epsilon vx5 &:= \epsilon 1 & tk5 &:= toxk & Q5 &:= w \cdot \rho 1(toxcp) \cdot (toxk - tp) \cdot Cp(toxcp) \cdot \left( \pi \cdot \frac{dv^2}{4} \right) & Q5 &= 0.074 \\ \underline{Qmax} &:= qmax \cdot (\Delta Lc5 \cdot \pi \cdot dcp) & \psi 5 &:= \frac{Q5}{Qmax} & \psi 5 &= 0.016 \end{aligned}$$

### Розрахунки ділянки №6

$$\begin{aligned} \underline{toxp} &:= toxk & toxp &= 80.021 \\ \text{задаємо тепловий потік на виділеній ділянці } \Delta L & \underline{\Delta L} &:= 0.2 & \underline{q} &:= 1.706 \\ \text{кількість (витрата) газу} & Gg &= 2.9 \times 10^{-3} \\ \text{кількість (витрата) пари на виході} & \underline{Dn} &:= Dvx & Fzp &= 0.044 \\ \text{із ділянки №2} & Dn &= 2.03 \times 10^{-3} \\ \text{кількість (витрата) пари на вході} & \underline{\Delta D} &:= \Delta L \cdot \pi \cdot dcp \cdot nz \cdot \frac{q}{r(tnvix)} & \Delta D &= 5.413 \times 10^{-4} \\ \text{в ділянці №2} & Dvx &:= Dn + \Delta D & Dvx &= 2.571 \times 10^{-3} \\ \text{Середн. на ділянці №2} & \underline{\epsilon cp} &:= \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{Dvx + Dn}{2 \cdot Gg}} & \epsilon cp &= 0.439 \\ \text{газвміст} & \underline{\epsilon 1} &:= \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \left( \frac{Dvx}{Gg} \right)} \\ \text{Парц. тиск пари} & \underline{Pni} &:= Pcm \cdot (1 - \epsilon cp) & Pni &= 5.608 \times 10^4 \\ \text{Середн. на ділянці №2} & & & Pnvx &= 4.739 \times 10^4 \\ \text{T-ра води на виході із ділянки } \Delta L & \underline{toxk} &:= toxp + \frac{q \cdot (\Delta L \cdot 4) \cdot dcp}{w \cdot Cp(toxcp) \cdot dv^2 \cdot \rho 1(toxp)} & toxk &= 80.031 \\ \text{T-ра середня води на ділянці } \Delta L & \underline{toxcp} &:= \frac{toxp + toxk}{2} & toxcp &= 80.026 \\ \underline{Re2} &:= w \cdot \frac{dv}{\nu(toxcp)} & \underline{\alpha 2} &:= 0.023 \cdot Re2^{0.8} \cdot Pr(toxcp)^{0.4} \cdot \frac{\lambda(toxcp)}{dv} & \alpha 2 &= 7.016 \times 10^3 \end{aligned}$$

Сер. Т-ра стінки з боку охолоджувального середовища  $t_{ct2} := t_{oxcp} + \frac{q \cdot 1000}{\alpha_2}$   $t_{ct2} = 80.269$

Сер.Т-ра стінки з боку конденс. плівки  $t_{ct1} := t_{ct2} + \frac{q \cdot 1000 \cdot \delta_{ct}}{\lambda_{ct}}$   $t_{ct1} = 80.42$

$t(P) := 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6$

$t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right) = 84.198$   $t_i := t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right)$   $\alpha_1 := N^{\frac{-1}{6}} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(t_i)^3 \cdot \rho_1(t_i) \cdot r(t_i) \cdot 9.81}{\nu(t_i) \cdot q \cdot d}}$   $t_i = 84.198$

Сер. Т-ра зовнішн.поверхні плівки конденсату (гранична)  $t_{ngr} := t_{ct1} + \frac{q \cdot 10^3}{\alpha_1}$   $\alpha_1 = 3.517 \times 10^4$

Сер. Парціальн. Тиск пари на зовнішн.поверхні плівки конденсату ( граничн)  $t_{ngr} = 80.468$

$T_{tl}(t) := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[ \left( \frac{1000}{273.15 + t} \right) - \left( \frac{1000}{373.15} \right) \right] + 8.2 \cdot \log\left( \frac{373.15}{273.15 + t} \right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$

$P(t) := 0.981 \cdot 10^{T_{tl}(t)} \cdot 10^5$   $P(t_{ngr}) = 4.828 \times 10^4$   $P(t_{ngr}) = 4.828 \times 10^4$

швидкість парогазової суміші у вихідному, вхідній ділянці перерізу теплообмінника та середня швидкість на виділеній ділянці  $\Delta L$

$\rho_{cm} := \frac{P_{cm} \cdot 29 - 11 \cdot P_{ni}}{8314 \cdot (t_{cm} + 273)}$   $\rho_{cm} = 0.737$

$\omega_2 := \frac{D_n + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}}$   $\omega_1 := \frac{D_{vx} + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}}$   $\omega_{cp} := \frac{\omega_1 + \omega_2}{2}$   $\omega_1 = 0.169$   $\omega_2 = 0.153$   $\omega_{cp} = 0.161$

теплофізичні властивості парогазової суміші

$\mu_n := 12 \cdot 10^{-6}$   $\mu_g := 21 \cdot 10^{-6}$   $\mu_{cm} := \frac{(1 - \epsilon_{cp}) \cdot \mu_n + \mu_g \cdot \epsilon_{cp} \cdot 1.61}{1 + 0.61 \cdot \epsilon_{cp}}$   $\mu_{cm} = 1.702 \times 10^{-5}$

$\nu_{cm} := \frac{\mu_{cm}}{\rho_{cm}}$   $\nu_{cm} = 2.309 \times 10^{-5}$

$\lambda_n := 0.024$   $\lambda_g := 0.03$   $\lambda_{cm} := [\lambda_n \cdot (1 - \epsilon_{cp}) + \lambda_g \cdot \epsilon_{cp}]$   $\lambda_{cm} = 0.027$

$C_{pn} := 2000$   $C_{pg} := 1000$   $C_{p_{cm}} := C_{pn} \cdot (1 - \epsilon_{cp}) + C_{pg} \cdot \epsilon_{cp}$   $C_{p_{cm}} = 1.561 \times 10^3$

$$\alpha_{cm} := \frac{\lambda_{cm}}{c_{pcm} \cdot \rho_{cm}} \quad \text{Pr}_{cm} := \frac{\nu_{cm}}{\alpha_{cm}} \quad \text{Pr}_{cm} = 0.997 \quad \alpha_{cm} = 2.316 \times 10^{-5}$$

Інтенсивність тепловіддачі від парогазов. суміші до плівки (дифузійний опір)

$$\text{Reg} := \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{\nu_{cm}} \quad \text{Pe} := \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{\alpha_{cm}} \quad \text{Gr} := 9.8 \cdot \frac{dz^3 \cdot \left(\frac{1}{t_{cm} + 273}\right) \cdot (t_{cm} - t_{ngr})}{\nu_{cm}^2} \quad dek = 0.036$$

$$\text{Reg} = 254.116 \quad \text{Gr} = 3.396 \times 10^4$$

$$T_{cm} := t_{cm} + 273 \quad D_o := 0.2165 \cdot 10^{-4} \quad D_{12} := 1.033 \cdot 10^5 \cdot D_o \cdot \left(\frac{1}{\text{Pcm}}\right) \cdot \left(\frac{T_{cm}}{273}\right)^{1.8}$$

$$\text{PrD} := \frac{\nu_{cm}}{D_{12}} \quad \text{Dp} := D_{12} \cdot \frac{M}{\mu R \cdot T_{cm}} \quad D_{12} = 3.915 \times 10^{-5}$$

$$\text{PrD} = 0.59$$

Коефіцієнт масовіддачі

$$\text{NuD1} := 1.55 \cdot \left(\text{Reg} \cdot \text{PrD} \cdot \frac{dz}{\Delta L \cdot 3}\right)^{0.333} \cdot 0.6 \cdot (\text{Reg} \cdot dz)^{\frac{1}{7}} \cdot \left[1 + 2.5 \cdot \left(\frac{1}{\text{Reg} \cdot dz}\right)\right]$$

$$\text{NuD1} = 3.302$$

$$\text{Pni} := \text{Pcm} \cdot (1 - \varepsilon_{cp}) \quad \text{Пid} := \frac{\text{Pni} - P(\text{tngr})}{\text{Pcm}} \quad \varepsilon := \varepsilon_{cp} \quad \text{Reg} = 254.116$$

$$\text{Pr} := \frac{\text{Pni}}{1000} \quad \text{Pni} = 5.608 \times 10^4$$

$$t(\text{Pp}) := 33.5 + 1.757 \cdot \text{Pp} - 0.026 \cdot \text{Pp}^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot \text{Pp}^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot \text{Pp}^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot \text{Pp}^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot \text{Pp}^6$$

$$\text{tni} := t(\text{Pp}) \quad \left(\frac{\varepsilon}{\text{Пid}}\right) = 5.628 \quad \text{Пid} = 0.078 \quad \text{t}(\text{Pp}) = 84.198$$

$$\text{tni} = 84.198$$

Коефіцієнт масоовіддачі при **Re менш 1000**

$$0,001 \cdot \frac{\varepsilon}{\text{Пid}} \cdot 0,1$$

$$\varepsilon = 0.439$$

$$\text{NuD1} = 3.302$$

$$\text{NuD} := \begin{cases} \text{NuD1} \cdot \left[0.82 \cdot \varepsilon^{-0.7} \cdot \text{Пid}^{-0.3} \cdot \left(\frac{\text{Rn}}{\text{Rg}}\right)^{-0.1}\right] & \text{if } \left(\frac{\varepsilon}{\text{Пid}}\right) < 1.0 \\ \text{NuD1} \cdot \left[0.82 \cdot \varepsilon^{-0.9} \cdot \text{Пid}^{-0.1} \cdot \left(\frac{\text{Rn}}{\text{Rg}}\right)^{-0.1}\right] & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\beta_p := \text{NuD} \cdot \frac{Dp}{dek} \quad \alpha_p := r(\text{tngr}) \cdot \beta_p \cdot (\text{Pni} - P(\text{tngr}))$$

$$\text{NuD} = 6.993$$

$$\beta_p = 4.364 \times 10^{-8}$$

$$\begin{aligned} \underline{Rk} &:= \frac{t_{ni} - t_{ct1}}{q} & \underline{Rdif} &:= \frac{t_{ni} - t_{ngr}}{q} & \underline{Rfilm} &:= \frac{t_{ngr} - t_{ct1}}{q} & q &= 0.786 \\ \Delta L6 &:= \Delta L & q6 &:= q & Pn6 &:= P_{ni} & P6gr &:= P(tngr) & tox6 &:= t_i & \Delta L6 &= 0.2 \\ \varepsilon_{с6} &:= \varepsilon_{cp} & t_{ngr6} &:= t_{ngr} & Rk &= 4.809 & Rfilm &= 0.062 & Rdif &= 4.747 \\ & & Rk6 &:= Rk & Rfilm6 &:= Rfilm & Rdif6 &:= Rdif \\ \varepsilon_{vx6} &:= \varepsilon_1 & tk6 &:= toxk & Q6 &:= w \cdot \rho_1(tox_{cp}) \cdot (toxk - t_p) \cdot C_p(tox_{cp}) \cdot \pi \cdot \frac{dv^2}{4} & Q6 &= 0.108 & \varepsilon_{vx6} &= 0.412 \\ \Delta Lc6 &:= \Delta Lc5 + \Delta L6 & Q_{max} &:= q_{max} \cdot (\Delta Lc6 \cdot \pi \cdot dcp) & \psi6 &:= \frac{Q6}{Q_{max}} & \psi6 &= 0.019 \\ & & & & & & Q_{max} &= 5.584 \end{aligned}$$

### Розрахунок ділянки №7

$$\begin{aligned} t_{xpr} &:= toxk & t_{xpr} &= 80.031 \\ \text{задаємо тепловий потік на виділеній ділянці } \Delta L & & \underline{\Delta L} &:= 0.2 & \underline{q} &:= 2.49 \\ \text{кількість (витрата) газу} & & Gg &= 2.9 \times 10^{-3} \\ \text{кількість (витрата) пари на виході} & & \underline{Dn} &:= D_{vx} & Fz_p &= 0.044 \\ \text{із ділянки №2} & & & & Dn &= 2.571 \times 10^{-3} \\ \text{кількість (витрата) пари на вході} & & \underline{\Delta D} &:= \Delta L \cdot \pi \cdot dcp \cdot nz \cdot \frac{q}{r(t_{nvix})} & \Delta D &= 7.9 \times 10^{-4} \\ \text{в ділянку №2} & & \underline{Dvx} &:= Dn + \Delta D & Dvx &= 3.361 \times 10^{-3} \\ \text{Середн. на ділянці №2} & & \underline{\varepsilon_{cp}} &:= \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{Dvx + Dn}{2 \cdot Gg}} & \varepsilon_{cp} &= 0.378 \\ \text{газовміст} & & \underline{\varepsilon_1} &:= \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \left(\frac{Dvx}{Gg}\right)} \\ \text{Парц. тиск пари} & & \underline{P_{ni}} &:= P_{cm} \cdot (1 - \varepsilon_{cp}) & P_{ni} &= 6.221 \times 10^4 \\ \text{Середн. на ділянці №2} & & & & P_{nvx} &= 4.739 \times 10^4 \\ \text{T-ра води на виході із ділянки } \Delta L & & \underline{toxk} &:= toxp + \frac{q \cdot (\Delta L \cdot 4) \cdot dcp}{w \cdot C_p(toxp) \cdot dv^2 \cdot \rho_1(toxp)} & toxk &= 80.045 \\ \text{T-ра середня води на ділянці } \Delta L & & \underline{toxcp} &:= \frac{toxp + toxk}{2} & toxcp &= 80.038 \\ \underline{Re2} &:= w \cdot \frac{dv}{\nu(toxcp)} & \underline{\alpha_2} &:= 0.023 \cdot Re2^{0.8} \cdot Pr(toxcp)^{0.4} \cdot \frac{\lambda(toxcp)}{dv} & \alpha_2 &= 7.016 \times 10^3 \end{aligned}$$

Сер. Т-ра стінки з боку охолоджувального середовища  $t_{ct2} := t_{ocp} + \frac{q \cdot 1000}{\alpha_2}$  tct2 = 80.393

Сер. Т-ра стінки з боку конденс. плівки  $t_{ct1} := t_{ct2} + \frac{q \cdot 1000 \cdot \delta_{ct}}{\lambda_{ct}}$  tct1 = 80.613

$t(P) := 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6$

$t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right) = 86.862$   $t_i := t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right)$   $\alpha_1 := N^{\frac{-1}{6}} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(t_i)^3 \cdot \rho_1(t_i) \cdot r(t_i) \cdot 9.81}{\nu(t_i) \cdot q \cdot d}}$  t<sub>i</sub> = 86.862

Сер. Т-ра зовнішн.поверхні плівки конденсату (гранична)  $t_{ngr} := t_{ct1} + \frac{q \cdot 10^3}{\alpha_1}$   $\alpha_1 = 3.133 \times 10^4$

Сер. Парціальн. Тиск пари на зовнішн.поверхні плівки конденсату ( граничн) t<sub>ngr</sub> = 80.692

$T_{t1}(t) := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[ \left( \frac{1000}{273.15 + t} \right) - \left( \frac{1000}{373.15} \right) \right] + 8.2 \cdot \log\left( \frac{373.15}{273.15 + t} \right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$

$P(t) := 0.981 \cdot 10^{T_{t1}(t)} \cdot 10^5$   $P(t_{ngr}) = 4.872 \times 10^4$  P(t<sub>ngr</sub>) = 4.872 × 10<sup>4</sup>

швидкість парогазової суміші у вихідному, вхідній ділянці перерізу теплообмінника та середня швидкість на виділеній ділянці ΔL

$\rho_{cm} := \frac{P_{cm} \cdot 29 - 11 \cdot P_{ni}}{8314 \cdot (t_{cm} + 273)}$  ρ<sub>cm</sub> = 0.715

$\omega_2 := \frac{D_{n} + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}}$   $\omega_1 := \frac{D_{vx} + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}}$   $\omega_{ср} := \frac{\omega_1 + \omega_2}{2}$  ω<sub>1</sub> = 0.2    ω<sub>2</sub> = 0.175  
ω<sub>ср</sub> = 0.187

теплофізичні властивості парогазової суміші

$\mu_n := 12 \cdot 10^{-6}$   $\mu_g := 21 \cdot 10^{-6}$   $\mu_{cm} := \frac{(1 - \epsilon_{cp}) \cdot \mu_n + \mu_g \cdot \epsilon_{cp} \cdot 1.61}{1 + 0.61 \cdot \epsilon_{cp}}$  μ<sub>cm</sub> = 1.645 × 10<sup>-5</sup>

$\nu_{cm} := \frac{\mu_{cm}}{\rho_{cm}}$  ν<sub>cm</sub> = 2.3 × 10<sup>-5</sup>

$\lambda_n := 0.024$   $\lambda_g := 0.03$   $\lambda_{cm} := [\lambda_n \cdot (1 - \epsilon_{cp}) + \lambda_g \cdot \epsilon_{cp}]$  λ<sub>cm</sub> = 0.026

$C_{pn} := 2000$   $C_{pg} := 1000$   $C_{pcm} := C_{pn} \cdot (1 - \epsilon_{cp}) + C_{pg} \cdot \epsilon_{cp}$  C<sub>pcm</sub> = 1.622 × 10<sup>3</sup>

$\alpha_{cm} := \frac{\lambda_{cm}}{C_{pcm} \cdot \rho_{cm}}$   $P_{rcm} := \frac{\nu_{cm}}{\alpha_{cm}}$  P<sub>rcm</sub> = 1.016    α<sub>cm</sub> = 2.264 × 10<sup>-5</sup>

Інтенсивність тепловіддачі від парогазов. суміші до плівки (дифузійний опір)

$$\text{Reg} := \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{\nu_{cm}} \quad \text{Pe} := \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{acm} \quad \text{Gr} := 9.8 \cdot \frac{dz^3 \cdot \left(\frac{1}{t_{cm} + 273}\right) \cdot (t_{cm} - t_{ngr})}{\nu_{cm}^2} \quad dek = 0.036$$

$$T_{cm} := t_{cm} + 273 \quad D_o := 0.2165 \cdot 10^{-4} \quad D_{12} := 1.033 \cdot 10^5 \cdot D_o \cdot \left(\frac{1}{P_{cm}}\right) \cdot \left(\frac{T_{cm}}{273}\right)^{1.8} \quad \text{Reg} = 296.567$$

$$\text{PrD} := \frac{\nu_{cm}}{D_{12}} \quad D_p := D_{12} \cdot \frac{M}{\mu R \cdot T_{cm}} \quad D_{12} = 3.915 \times 10^{-5} \quad \text{PrD} = 0.587$$

Коефіцієнт масовіддачі

$$\text{NuD1} := 1.55 \cdot \left(\text{Reg} \cdot \text{PrD} \cdot \frac{dz}{\Delta L \cdot 3}\right)^{0.333} \cdot 0.6 \cdot (\text{Reg} \cdot dz)^{\frac{1}{7}} \cdot \left[1 + 2.5 \cdot \left(\frac{1}{\text{Reg} \cdot dz}\right)\right] \quad D_p = 2.275 \times 10^{-10} \quad \text{Reg} = 296.567 \quad \text{NuD1} = 3.433$$

$$P_{ni} := P_{cm} \cdot (1 - \varepsilon_{cp}) \quad \Pi_d := \frac{P_{ni} - P(t_{ngr})}{P_{cm}} \quad \varepsilon := \varepsilon_{cp} \quad \text{Reg} = 296.567$$

$$P_p := \frac{P_{ni}}{1000} \quad P_{ni} = 6.221 \times 10^4$$

$$t(P_p) := 33.5 + 1.757 \cdot P_p - 0.026 \cdot P_p^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P_p^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P_p^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P_p^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P_p^6 \quad t_{ni} = 84.198$$

$$t_{ni} := t(P_p) \quad \Pi_d = 0.135 \quad t(P_p) = 86.862$$

Коефіцієнт масовіддачі при **Re mench 10000**

$$\mathbf{0,001} \quad \frac{\varepsilon}{\Pi_d} \quad \mathbf{0,1}$$

$$\left(\frac{\varepsilon}{\Pi_d}\right) = 2.799$$

$$\varepsilon = 0.378$$

$$\text{NuD} := \begin{cases} \text{NuD1} \cdot \left[0.82 \cdot \varepsilon^{-0.7} \cdot \Pi_d^{-0.3} \cdot \left(\frac{Rn}{Rg}\right)^{-0.1}\right] & \text{if } \left(\frac{\varepsilon}{\Pi_d}\right) < 1.0 \\ \text{NuD1} \cdot \left[0.82 \cdot \varepsilon^{-0.9} \cdot \Pi_d^{-0.1} \cdot \left(\frac{Rn}{Rg}\right)^{-0.1}\right] & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\text{NuD1} = 3.433$$

$$\beta_p := \text{NuD} \cdot \frac{D_p}{dek} \quad q_p := r(t_{ngr}) \cdot \beta_p \cdot (P_{ni} - P(t_{ngr})) \quad \text{NuD} = 7.879 \quad \beta_p = 4.917 \times 10^{-8}$$

$$R_k := \frac{t_{ni} - t_{ct1}}{q} \quad R_{dif} := \frac{t_{ni} - t_{ngr}}{q} \quad R_{film} := \frac{t_{ngr} - t_{ct1}}{q} \quad q = 1.531$$

$$\Delta L7 := \Delta L \quad q7 := q \quad P_{n7} := P_{ni} \quad P_{7gr} := P(t_{ngr}) \quad t_{ox7} := t_i \quad \Delta L7 = 0.2$$

$$\varepsilon_{c7} := \varepsilon_{cp} \quad t_{ngr7} := t_{ngr} \quad R_k = 4.083 \quad R_{film} = 0.052 \quad R_{dif} = 4.031$$

$$Rk7 := Rk \quad Rfilm7 := Rfilm \quad Rdif7 := Rdif$$

$$\begin{aligned} \epsilon_{vx7} &:= \epsilon_1 \quad tk7 := to_{xk} \quad Q7 := w \cdot \rho_1(to_{xcp}) \cdot (to_{xk} - tp) \cdot Cp(to_{xcp}) \cdot \pi \cdot \frac{dv^2}{4} & Q7 = 0.157 \quad \epsilon_{vx7} = 0.349 \\ \Delta Lc7 &:= \Delta Lc6 + \Delta L7 \quad Q_{max} := q_{max} \cdot (\Delta Lc7 \cdot \pi \cdot dcp) & \psi7 := \frac{Q7}{Q_{max}} & \psi7 = 0.024 \end{aligned}$$

### Розрахунки ділянки №8

$$to_{xp} := to_{xk}$$

$$to_{xp} = 80.045$$

задаємо тепловий потік на виділеній ділянці  $\Delta L$   $\Delta L := 0.2$   $q := 3.655$   
 кількість (витрата) газу  $Gg = 2.9 \times 10^{-3}$

кількість (витрата) пари на виході із ділянки №2  $Dn := D_{vx}$   $Fz_p = 0.044$   
 $Dn = 3.361 \times 10^{-3}$

кількість (витрата) пари на вході в ділянку №2  $\Delta D := \Delta L \cdot \pi \cdot dcp \cdot nz \cdot \frac{q}{i(tn_{vix})}$   $\Delta D = 1.16 \times 10^{-3}$   
 $D_{vx} := Dn + \Delta D$   $D_{vx} = 4.521 \times 10^{-3}$

Середн. на ділянці №2 газоміст  $\epsilon_{cp} := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{D_{vx} + Dn}{2 \cdot Gg}}$   $\epsilon_{cp} = 0.314$

Парц. тиск пари Середн. на ділянці №2  $P_{ni} := P_{cm} \cdot (1 - \epsilon_{cp})$   $\epsilon_1 := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \left(\frac{D_{vx}}{Gg}\right)}$   $P_{ni} = 6.863 \times 10^4$

Т-ра води на виході із ділянки  $\Delta L$   $to_{xk} := to_{xp} + \frac{q \cdot (\Delta L \cdot 4) \cdot dcp}{w \cdot Cp(to_{xcp}) \cdot dv^2 \cdot \rho_1(to_{xcp})}$   $P_{nvx} = 4.739 \times 10^4$   
 $to_{xk} = 80.066$

Т-ра середня води на ділянці  $\Delta L$   $to_{xcp} := \frac{to_{xp} + to_{xk}}{2}$   $to_{xcp} = 80.056$

$Re_2 := w \cdot \frac{dv}{\nu(to_{xcp})}$   $\alpha_2 := 0.023 \cdot Re_2^{0.8} \cdot Pr(to_{xcp})^{0.4} \cdot \frac{\lambda(to_{xcp})}{dv}$   $\alpha_2 = 7.017 \times 10^3$

Сер. Т-ра стінки з боку охолоджувального середовища  $tct_2 := to_{xcp} + \frac{q \cdot 1000}{\alpha_2}$   $tct_2 = 80.577$

Сер. Т-ра стінки з боку конденс. плівки  $tct_1 := tct_2 + \frac{q \cdot 1000 \cdot \delta_{ct}}{\lambda_{ct}}$   $tct_1 = 80.899$

$t(P) := 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6$

$$t \left( \frac{P_{ni}}{1000} \right) = 89.416 \quad t_{ti} := t \left( \frac{P_{ni}}{1000} \right) \quad \alpha_{1, \text{gr}} := N^{\frac{-1}{6}} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(t_i)^3 \cdot \rho l(t_i) \cdot r(t_i) \cdot 9.81}{\nu(t_i) \cdot q \cdot d}} \quad t_i = 89.416$$

Сер. Т-ра зовнішн.поверхні плівки конденсату (гранична)

$$t_{ngr} := t_{ct1} + \frac{q \cdot 10^3}{\alpha_1} \quad \alpha_1 = 2.783 \times 10^4$$

Сер. Парціальн. Тиск пари на зовнішн.поверхні плівки конденсату ( граничн)

$$t_{ngr} = 81.031$$

$$T_{t1}(t) := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[ \left( \frac{1000}{273.15 + t} \right) - \left( \frac{1000}{373.15} \right) \right] + 8.2 \cdot \log \left( \frac{373.15}{273.15 + t} \right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$$

$$P(t) := 0.9814 \cdot 10^{T_{t1}(t)} \cdot 10^5 \quad P(t_{ngr}) = 4.941 \times 10^4 \quad P(t_{ngr}) = 4.941 \times 10^4$$

швидкість парогазової суміші у вихідному, вхідній ділянці перерізу теплообмінника та середня швидкість на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$\rho_{cm} := \frac{P_{cm} \cdot 29 - 11 \cdot P_{ni}}{8314 \cdot (t_{cm} + 273)} \quad \rho_{cm} = 0.692$$

$$\omega_2 := \frac{D_n + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}} \quad \omega_1 := \frac{D_{vx} + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}} \quad \omega_{cp} := \frac{\omega_1 + \omega_2}{2} \quad \omega_1 = 0.245 \quad \omega_2 = 0.206 \quad \omega_{cp} = 0.225$$

теплофізичні властивості парогазової суміші

$$\mu_n := 12 \cdot 10^{-6} \quad \mu_g := 21 \cdot 10^{-6} \quad \mu_{cm} := \frac{(1 - \varepsilon_{cp}) \cdot \mu_n + \mu_g \cdot \varepsilon_{cp} \cdot 1.61}{1 + 0.61 \cdot \varepsilon_{cp}} \quad \mu_{cm} = 1.582 \times 10^{-5}$$

$$\nu_{cm} := \frac{\mu_{cm}}{\rho_{cm}} \quad \nu_{cm} = 2.284 \times 10^{-5}$$

$$\lambda_n := 0.024 \quad \lambda_g := 0.03 \quad \lambda_{cm} := [\lambda_n \cdot (1 - \varepsilon_{cp}) + \lambda_g \cdot \varepsilon_{cp}] \quad \lambda_{cm} = 0.026$$

$$C_{pn} := 2000 \quad C_{pg} := 1000 \quad C_{p_{cm}} := C_{pn} \cdot (1 - \varepsilon_{cp}) + C_{pg} \cdot \varepsilon_{cp} \quad C_{p_{cm}} = 1.686 \times 10^3$$

$$a_{cm} := \frac{\lambda_{cm}}{C_{p_{cm}} \cdot \rho_{cm}} \quad Pr_{cm} := \frac{\nu_{cm}}{a_{cm}} \quad Pr_{cm} = 1.03 \quad a_{cm} = 2.217 \times 10^{-5}$$

Інтенсивність тепловіддачі від парогазов. суміші до плівки (дифузійний опір)

$$Re_g := \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{\nu_{cm}} \quad Pe_g := \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{a_{cm}} \quad Gr := 9.8 \cdot \frac{dz^3 \cdot \left( \frac{1}{t_{cm} + 273} \right) \cdot (t_{cm} - t_{ngr})}{\nu_{cm}^2} \quad dek = 0.036$$

$$T_{cm} := t_{cm} + 273 \quad Do := 0.2165 \cdot 10^{-4} \quad D_{12} := 1.033 \cdot 10^5 \cdot Do \cdot \left( \frac{1}{P_{cm}} \right) \cdot \left( \frac{T_{cm}}{273} \right)^{1.8} \quad Gr = 3.369 \times 10^4$$

$$\text{PrD} := \frac{\nu_{cm}}{D_{12}} \quad \text{Dp} := D_{12} \cdot \frac{M}{\mu R \cdot T_{cm}}$$

$$D_{12} = 3.915 \times 10^{-5} \\ \text{PrD} = 0.583$$

Коефіцієнт масообддачі

$$\text{NuD1} := 1.55 \cdot \left( \text{Reg} \cdot \text{PrD} \cdot \frac{dz}{\Delta L \cdot 3} \right)^{0.333} \cdot 0.6 \cdot (\text{Reg} \cdot dz)^{\frac{1}{7}} \cdot \left[ 1 + 2.5 \cdot \left( \frac{1}{\text{Reg} \cdot dz} \right) \right]$$

$$Dp = 2.275 \times 10^{-10} \\ \text{Reg} = 359.715 \\ \text{NuD1} = 3.62$$

$$P(\text{tngr}) = 4.941 \times 10^4$$

$$\text{Reg} = 359.715$$

Коефіцієнт масообддачі

$$\text{NuD1} = 3.62$$

$$\text{Pni} := \text{Pcm} \cdot (1 - \varepsilon_{cp}) \quad \text{Pid} := \frac{Pni - P(\text{tngr})}{\text{Pcm}} \quad \varepsilon_m := \varepsilon_{cp}$$

$$Dp = 2.275 \times 10^{-10} \\ \text{PnReg} = 359.715$$

$$\text{Pp} := \frac{Pni}{1000}$$

$$Pni = 6.863 \times 10^4$$

$$t(\text{Pp}) := 33.5 + 1.757 \cdot \text{Pp} - 0.026 \cdot \text{Pp}^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot \text{Pp}^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot \text{Pp}^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot \text{Pp}^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot \text{Pp}^6$$

$$\text{tni} := t(\text{Pp})$$

$$\text{tni} = 86.862 \quad t(\text{Pp}) = 89.416$$

$$\text{Reg} = 359.715$$

Коефіцієнт масообддачі при **Re mench 10000**

$$0,001 \quad \frac{\varepsilon}{\text{Pid}} \quad 0,1$$

$$Pni = 6.863 \times 10^4$$

$$\text{Pid} = 0.192$$

$$\text{NuD} := \begin{cases} \text{NuD1} \cdot \left[ 0.82 \cdot \varepsilon^{-0.7} \cdot \text{Pid}^{-0.3} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{if } \left( \frac{\varepsilon}{\text{Pid}} \right) < 1.0 \\ \text{NuD1} \cdot \left[ 0.82 \cdot \varepsilon^{-0.9} \cdot \text{Pid}^{-0.1} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\left( \frac{\varepsilon}{\text{Pid}} \right) = 1.632$$

$$\varepsilon = 0.314$$

$$\text{NuD1} = 3.62$$

$$\beta_p := \text{NuD} \cdot \frac{Dp}{\text{dek}} \quad q_s := r(\text{tngr}) \cdot \beta_p \cdot (Pni - P(\text{tngr}))$$

$$\text{NuD} = 9.482$$

$$\beta_p = 5.918 \times 10^{-8}$$

$$\text{Rk} := \frac{\text{tni} - \text{tct1}}{q} \quad \text{Rdif} := \frac{\text{tni} - \text{tngr}}{q} \quad \text{Rfilm} := \frac{\text{tngr} - \text{tct1}}{q}$$

$$q = 2.623$$

$$\Delta L8 := \Delta L \quad q8 := q \quad \text{Pn8} := Pni \quad \text{P8gr} := P(\text{tngr}) \quad \text{tox8} := ti$$

$$\Delta L8 = 0.2$$

$$\varepsilon_{c8} := \varepsilon_{cp} \quad \text{tngr8} := \text{tngr}$$

$$\text{Rk} = 3.247$$

$$\text{Rfilm} = 0.05$$

$$\text{Rdif} = 3.197$$

$$\varepsilon = 0.314$$

$$\text{Rk8} := \text{Rk}$$

$$\text{Rfilm8} := \text{Rfilm}$$

$$\text{Rdif8} := \text{Rdif}$$

$$\varepsilon_{vx8} := \varepsilon_1 \quad \text{tk8} := \text{toxk}$$

$$Q8 := w \cdot \rho_1(\text{toxcp}) \cdot (\text{toxk} - \text{tp}) \cdot C_p(\text{toxcp}) \cdot \pi \cdot \frac{dv^2}{4}$$

$$Q8 = 0.229$$

$$\varepsilon_{vx8} = 0.285$$

$$\Delta L_{c8} := \Delta L_{c7} + \Delta L_8 \quad \underline{Q_{max}} := q_{max} \cdot (\Delta L_{c8} \cdot \pi \cdot d_{cp}) \quad \psi_8 := \frac{Q_8}{Q_{max}} \quad \psi_8 = 0.03$$

### Розрахунки ділянки №9

$$\underline{t_{oxp}} := t_{oxk} \quad t_{oxp} = 80.066$$

задаємо тепловий потік на виділеній ділянці  $\Delta L$   $\underline{\Delta L} := 0.2$   $\underline{q} := 5.17$   
 кількість (витрата) газу  $G_g = 2.9 \times 10^{-3}$

кількість (витрата) пари на виході із ділянки №2  $\underline{D_n} := D_{vx}$   $F_{zp} = 0.044$   
 $D_n = 4.521 \times 10^{-3}$

кількість (витрата) пари на вході в ділянку №2  $\underline{\Delta D} := \Delta L \cdot \pi \cdot d_{cp} \cdot n_z \cdot \frac{q}{r(t_{nvix})}$   $\Delta D = 1.64 \times 10^{-3}$   
 $\underline{D_{vx}} := D_n + \Delta D$   $D_{vx} = 6.161 \times 10^{-3}$

Середн. на ділянці №2 газоміст  $\underline{\epsilon_{cp}} := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{D_{vx} + D_n}{2 \cdot G_g}}$   $\epsilon_{cp} = 0.252$

Парц. тиск пари Середн. на ділянці №2  $\underline{P_{ni}} := P_{cm} \cdot (1 - \epsilon_{cp})$   $\underline{\epsilon_1} := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \left(\frac{D_{vx}}{G_g}\right)}$   $P_{ni} = 7.478 \times 10^4$

Т-ра води на виході із ділянки  $\Delta L$   $\underline{t_{oxk}} := t_{oxp} + \frac{q \cdot (\Delta L \cdot 4) \cdot d_{cp}}{w \cdot C_p(t_{oxp}) \cdot dv^2 \cdot \rho_1(t_{oxp})}$   $P_{nvx} = 4.739 \times 10^4$   
 $t_{oxk} = 80.096$

Т-ра середня води на ділянці  $\Delta L$   $\underline{t_{oxcp}} := \frac{t_{oxp} + t_{oxk}}{2}$   $t_{oxcp} = 80.081$

$\underline{Re_2} := w \cdot \frac{dv}{\nu(t_{oxcp})}$   $\underline{\alpha_2} := 0.023 \cdot Re_2^{0.8} \cdot Pr(t_{oxcp})^{0.4} \cdot \frac{\lambda(t_{oxcp})}{dv}$   $\alpha_2 = 7.018 \times 10^3$

Сер. Т-ра стінки з боку охолоджувального середовища  $\underline{t_{ct2}} := t_{oxcp} + \frac{q \cdot 1000}{\alpha_2}$   $t_{ct2} = 80.818$

Сер.Т-ра стінки з боку конденс. плівки  $\underline{t_{ct1}} := t_{ct2} + \frac{q \cdot 1000 \cdot \delta_{ct}}{\lambda_{ct}}$   $t_{ct1} = 81.274$

$$\underline{t(P)} := 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6$$

$t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right) = 91.681$   $\underline{t_i} := t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right)$   $\underline{\alpha_1} := N \frac{-1}{6} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(t_i)^3 \cdot \rho_1(t_i) \cdot r(t_i) \cdot 9.81}{\nu(t_i) \cdot q \cdot d}}$   $t_i = 91.681$

Сер. Т-ра зовнішн.поверхні плівки  
конденсату (гранична)

$$t_{ngr} := t_{ct1} + \frac{q \cdot 10^3}{\alpha_1}$$

$$\alpha_1 = 2.499 \times 10^4$$

Сер. Парціальн. Тиск пари на зовнішн.поверхні плівки  
конденсату ( граничн)

$$t_{ngr} = 81.481$$

$$T_{t1}(t) := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[ \left( \frac{1000}{273.15 + t} \right) - \left( \frac{1000}{373.15} \right) \right] + 8.2 \cdot \log \left( \frac{373.15}{273.15 + t} \right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$$

$$P(t) := 0.9814 \cdot 10^{T_{t1}(t)} \cdot 10^5$$

$$P(t_{ngr}) = 5.031 \times 10^4$$

$$P(t_{ngr}) = 5.031 \times 10^4$$

швидкість парогазової суміші у вихідному, вхідній ділянці перерізу теплообмінника  
та середня швидкість на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$\rho_{cm} := \frac{P_{cm} \cdot 29 - 11 \cdot P_{ni}}{8314 \cdot (t_{cm} + 273)}$$

$$\rho_{cm} = 0.671$$

$$\omega_2 := \frac{D_n + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}}$$

$$\omega_1 := \frac{D_{vx} + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}}$$

$$\omega_{ср} := \frac{\omega_1 + \omega_2}{2}$$

$$\omega_1 = 0.308 \quad \omega_2 = 0.252$$

$$\omega_{ср} = 0.28$$

теплофізичні властивості парогазової суміші

$$\mu_n := 12 \cdot 10^{-6}$$

$$\mu_g := 21 \cdot 10^{-6}$$

$$\mu_{cm} := \frac{(1 - \epsilon_{ср}) \cdot \mu_n + \mu_g \cdot \epsilon_{ср} \cdot 1.61}{1 + 0.61 \cdot \epsilon_{ср}}$$

$$\mu_{cm} = 1.517 \times 10^{-5}$$

$$\nu_{cm} := \frac{\mu_{cm}}{\rho_{cm}}$$

$$\nu_{cm} = 2.262 \times 10^{-5}$$

$$\lambda_n := 0.024$$

$$\lambda_g := 0.03$$

$$\lambda_{cm} := [\lambda_n \cdot (1 - \epsilon_{ср}) + \lambda_g \cdot \epsilon_{ср}]$$

$$\lambda_{cm} = 0.026$$

$$C_{pn} := 2000$$

$$C_{pg} := 1000$$

$$C_{pcm} := C_{pn} \cdot (1 - \epsilon_{ср}) + C_{pg} \cdot \epsilon_{ср}$$

$$C_{pcm} = 1.748 \times 10^3$$

$$a_{cm} := \frac{\lambda_{cm}}{C_{pcm} \cdot \rho_{cm}}$$

$$Pr_{cm} := \frac{\nu_{cm}}{a_{cm}}$$

$$Pr_{cm} = 1.039$$

$$a_{cm} = 2.177 \times 10^{-5}$$

					00KPM 144 ОП ТЕЕТ00.003.221627.2024.ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		87

Інтенсивність тепловіддачі від парогазов. суміші до плівки (дифузійний опір)

$$\begin{aligned} \text{Reg} &:= \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{\nu_{cm}} & \text{Pe} &:= \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{acm} & \text{Gr} &:= 9.8 \cdot \frac{dz^3 \cdot \left(\frac{1}{t_{cm} + 273}\right) \cdot (t_{cm} - t_{ngr})}{\nu_{cm}^2} & dek &= 0.036 \\ & & & & & & \text{Reg} &= 451.848 \\ & & & & & & \text{Gr} &= 3.353 \times 10^4 \\ T_{cm} &:= t_{cm} + 273 & D_{O_2} &:= 0.2165 \cdot 10^{-4} & D_{12} &:= 1.033 \cdot 10^5 \cdot D_o \cdot \left(\frac{1}{P_{cm}}\right) \cdot \left(\frac{T_{cm}}{273}\right)^{1.8} \\ \text{PrD} &:= \frac{\nu_{cm}}{D_{12}} & \text{Dp} &:= D_{12} \cdot \frac{M}{\mu R \cdot T_{cm}} & D_{12} &= 3.915 \times 10^{-5} \\ & & & & & \text{PrD} &= 0.578 \\ & & & & & \text{Dp} &= 2.275 \times 10^{-10} \\ & & & & & \text{Reg} &= 451.848 \\ \text{NuD1} &:= 1.55 \cdot \left(\text{Reg} \cdot \text{PrD} \cdot \frac{dz}{\Delta L \cdot 3}\right)^{0.333} \cdot 0.6 \cdot (\text{Reg} \cdot dz)^{\frac{1}{7}} \cdot \left[1 + 2.5 \cdot \left(\frac{1}{\text{Reg} \cdot dz}\right)\right] & & & & \text{NuD1} &= 3.879 \\ \text{Pni} &:= P_{cm} \cdot (1 - \varepsilon_{cp}) & \text{IId} &:= \frac{P_{ni} - P(t_{ngr})}{P_{cm}} & \varepsilon_{cp} &:= \varepsilon_{cp} & \text{Reg} &= 451.848 \\ \text{Pp} &:= \frac{P_{ni}}{1000} & & & & & \text{Pni} &= 7.478 \times 10^4 \\ t(\text{Pp}) &:= 33.5 + 1.757 \cdot \text{Pp} - 0.026 \cdot \text{Pp}^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot \text{Pp}^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot \text{Pp}^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot \text{Pp}^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot \text{Pp}^6 \\ & & & & & & t(\text{Pp}) &= 91.681 \\ t_{ni} &:= t(\text{Pp}) & & & & & \text{IId} &= 0.245 & t_{ni} &= 91.681 \end{aligned}$$

Коефіцієнт масовіддачі при **Re менш 10000**  
**0,001**  $\frac{\varepsilon}{\text{IId}}$  **0,1**

$$\begin{aligned} \text{NuD} &:= \begin{cases} \text{NuD1} \cdot \left[0.82 \cdot \varepsilon^{-0.7} \cdot \text{IId}^{-0.3} \cdot \left(\frac{Rn}{Rg}\right)^{-0.1}\right] & \text{if } \left(\frac{\varepsilon}{\text{IId}}\right) < 1.0 \\ \text{NuD1} \cdot \left[0.82 \cdot \varepsilon^{-0.9} \cdot \text{IId}^{-0.1} \cdot \left(\frac{Rn}{Rg}\right)^{-0.1}\right] & \text{otherwise} \end{cases} & \varepsilon &= 0.252 \\ & & & & \text{NuD1} &= 3.879 \\ & & & & \text{Pni} &= 7.478 \times 10^4 \\ \beta_p &:= \text{NuD} \cdot \frac{Dp}{dek} & q_p &:= r(t_{ngr}) \cdot \beta_p \cdot (P_{ni} - P(t_{ngr})) & \varepsilon &= 0.252 \\ & & & & \text{NuD} &= 12.071 \\ \text{Rk} &:= \frac{t_{ni} - t_{ct1}}{q} & \text{Rdif} &:= \frac{t_{ni} - t_{ngr}}{q} & \text{Rfilm} &:= \frac{t_{ngr} - t_{ct1}}{q} \\ \Delta L9 &:= \Delta L & q9 &:= q & Pn9 &:= P_{ni} & P9gr &:= P(t_{ngr}) & tox9 &:= t_i \\ \varepsilon_{c9} &:= \varepsilon_{cp} & t_{ngr9} &:= t_{ngr} & \text{Rk} &= 2.45 & \text{Rfilm} &= 0.049 & \text{Rdif} &= 2.401 & \Delta L9 &= 0.2 \\ & & & & \text{Rk9} &:= \text{Rk} & \text{Rfilm9} &:= \text{Rfilm} & \text{Rdif9} &:= \text{Rdif} \end{aligned}$$

$$\varepsilon_{v9} := \varepsilon_1 \quad t_{k9} := t_{oxk}$$

$$Q_9 := w \cdot \rho_1(t_{oxcp}) \cdot (t_{oxk} - t_p) \cdot C_p(t_{oxcp}) \cdot \pi \cdot \frac{dv^2}{4} \quad Q_9 = 0.332 \quad \varepsilon_{v9} = 0.226$$

$$\Delta L_{c9} := \Delta L_{c8} + \Delta L_9 \quad Q_{max} := q_{max} \cdot (\Delta L_{c9} \cdot \pi \cdot d_{cp}) \quad \psi_9 := \frac{Q_9}{Q_{max}} \quad \psi_9 = 0.044$$

### Розрахунки ділянки №10

$$t_{oxp} := t_{oxk} \quad t_{oxp} = 80.096$$

задаємо тепловий потік на виділеній ділянці  $\Delta L$   $\Delta L := 0.2$   $q := 7.12$   
 кількість (витрата) газу  $G_g = 2.9 \times 10^{-3}$

кількість (витрата) пари на виході із ділянки №2  $D_n := D_{vx}$   $F_{zp} = 0.044$   
 $D_n = 6.161 \times 10^{-3}$

кількість (витрата) пари на вході в ділянку №2  $\Delta D := \Delta L \cdot \pi \cdot d_{cp} \cdot n_z \cdot \frac{q}{r(t_{nvix})}$   $\Delta D = 2.259 \times 10^{-3}$   
 $D_{vx} := D_n + \Delta D$   $D_{vx} = 8.42 \times 10^{-3}$

Середн. на ділянці №2 газоміст  $\varepsilon_{cp} := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{D_{vx} + D_n}{2 \cdot G_g}}$   $\varepsilon_{cp} = 0.198$

Парц. тиск пари Середн. на ділянці №2  $P_{ni} := P_{cm} \cdot (1 - \varepsilon_{cp})$   $\varepsilon_1 := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \left(\frac{D_{vx}}{G_g}\right)}$   $P_{ni} = 8.019 \times 10^4$

Т-ра води на виході із ділянки  $\Delta L$   $t_{oxk} := t_{oxp} + \frac{q \cdot (\Delta L \cdot 4) \cdot d_{cp}}{w \cdot C_p(t_{oxp}) \cdot dv^2 \cdot \rho_1(t_{oxp})}$   $P_{nvx} = 4.739 \times 10^4$   
 $t_{oxk} = 80.137$

Т-ра середня води на ділянці  $\Delta L$   $t_{oxcp} := \frac{t_{oxp} + t_{oxk}}{2}$   $t_{oxcp} = 80.116$

$Re_2 := w \cdot \frac{dv}{\nu(t_{oxcp})}$   $\alpha_2 := 0.023 \cdot Re_2^{0.8} \cdot Pr(t_{oxcp})^{0.4} \cdot \frac{\lambda(t_{oxcp})}{dv}$   $\alpha_2 = 7.019 \times 10^3$

Сер. Т-ра стінки з боку охолоджувального середовища  $t_{ct2} := t_{oxcp} + \frac{q \cdot 1000}{\alpha_2}$   $t_{ct2} = 81.131$

Сер. Т-ра стінки з боку конденс. плівки  $t_{ct1} := t_{ct2} + \frac{q \cdot 1000 \cdot \delta_{ct}}{\lambda_{ct}}$   $t_{ct1} = 81.759$

$t(P) := 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6$

$t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right) = 93.55$   $t_i := t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right)$   $\alpha_1 := N^{\frac{-1}{6}} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(t_i)^3 \cdot \rho_1(t_i) \cdot r(t_i) \cdot 9.81}{\nu(t_i) \cdot q \cdot d}}$   $t_i = 93.55$

Сер. Т-ра зовнішн.поверхні плівки конденсату (гранична)

$$t_{ngr} := t_{ct1} + \frac{q \cdot 10^3}{\alpha_1}$$

$$\alpha_1 = 2.26 \times 10^4$$

Сер. Парціальн. Тиск пари на зовнішн.поверхні плівки конденсату ( граничн)

$$t_{ngr} = 82.074$$

$$T_{tl}(t) := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[ \left( \frac{1000}{273.15 + t} \right) - \left( \frac{1000}{373.15} \right) \right] + 8.2 \cdot \log \left( \frac{373.15}{273.15 + t} \right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$$

$$P(t) := 0.9814 \cdot 10^{T_{tl}(t)} \cdot 10^5$$

$$P(t_{ngr}) = 5.152 \times 10^4$$

$$P(t_{ngr}) = 5.152 \times 10^4$$

швидкість парогазової суміші у вихідному, вхідній ділянці перерізу теплообмінника та середня швидкість на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$\rho_{cm} := \frac{P_{cm} \cdot 29 - 11 \cdot P_{ni}}{8314 \cdot (t_{cm} + 273)}$$

$$\rho_{cm} = 0.651$$

$$\omega_2 := \frac{D_n + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}}$$

$$\omega_1 := \frac{D_{vx} + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}}$$

$$\omega_{cp} := \frac{\omega_1 + \omega_2}{2}$$

$$\omega_1 = 0.396 \quad \omega_2 = 0.317$$

$$\omega_{cp} = 0.357$$

теплофізичні властивості парогазової суміші

$$\mu_n := 12 \cdot 10^{-6}$$

$$\mu_g := 21 \cdot 10^{-6}$$

$$\mu_{cm} := \frac{(1 - \epsilon_{cp}) \cdot \mu_n + \mu_g \cdot \epsilon_{cp} \cdot 1.61}{1 + 0.61 \cdot \epsilon_{cp}}$$

$$\mu_{cm} = 1.456 \times 10^{-5}$$

$$\nu_{cm} := \frac{\mu_{cm}}{\rho_{cm}}$$

$$\nu_{cm} = 2.236 \times 10^{-5}$$

$$\lambda_n := 0.024$$

$$\lambda_g := 0.03$$

$$\lambda_{cm} := [\lambda_n \cdot (1 - \epsilon_{cp}) + \lambda_g \cdot \epsilon_{cp}]$$

$$\lambda_{cm} = 0.025$$

$$C_{pn} := 2000$$

$$C_{pg} := 1000$$

$$C_{pcm} := C_{pn} \cdot (1 - \epsilon_{cp}) + C_{pg} \cdot \epsilon_{cp}$$

$$C_{pcm} = 1.802 \times 10^3$$

$$a_{cm} := \frac{\lambda_{cm}}{C_{pcm} \cdot \rho_{cm}}$$

$$Pr_{cm} := \frac{\nu_{cm}}{a_{cm}}$$

$$Pr_{cm} = 1.042$$

$$a_{cm} = 2.146 \times 10^{-5}$$

Інтенсивність тепловіддачі від парогазов. суміші до плівки (дифузійний опір)

$$Reg := \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{\nu_{cm}}$$

$$Pe := \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{a_{cm}}$$

$$Gr := 9.8 \cdot \frac{dz^3 \cdot \left( \frac{1}{t_{cm} + 273} \right) \cdot (t_{cm} - t_{ngr})}{\nu_{cm}^2}$$

$$dek = 0.036$$

$$Reg = 582$$

$$Gr = 3.32 \times 10^4$$

$$T_{cm} := t_{cm} + 273 \quad Do := 0.2165 \cdot 10^{-4}$$

$$D_{12} := 1.033 \cdot 10^5 \cdot Do \cdot \left( \frac{1}{P_{cm}} \right) \cdot \left( \frac{T_{cm}}{273} \right)^{1.8}$$

$$PrD := \frac{\nu_{cm}}{D_{12}} \quad Dp := D_{12} \cdot \frac{M}{\mu R \cdot T_{cm}}$$

$$D_{12} = 3.915 \times 10^{-5}$$

$$PrD = 0.571$$

Коефіцієнт масовіддачі

$$Dp = 2.275 \times 10^{-10}$$

$$Reg = 582$$

$$NuD1 := 1.55 \cdot \left( Reg \cdot PrD \cdot \frac{dz}{\Delta L \cdot 3} \right)^{0.333} \cdot 0.6 \cdot (Reg \cdot dz)^{\frac{1}{7}} \cdot \left[ 1 + 2.5 \cdot \left( \frac{1}{Reg \cdot dz} \right) \right]$$

$$NuD1 = 4.219$$

$$Pni := Pcm \cdot (1 - \varepsilon_{cp}) \quad \Pi d := \frac{Pni - P(tngr)}{Pcm} \quad \varepsilon := \varepsilon_{cp}$$

$$Reg = 582$$

$$Pp := \frac{Pni}{1000}$$

$$Pni = 8.019 \times 10^4$$

$$t(Pp) := 33.5 + 1.757 \cdot Pp - 0.026 \cdot Pp^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot Pp^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot Pp^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot Pp^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot Pp^6$$

$$t(Pp) = 93.55$$

$$t_{ni} := t(Pp)$$

$$t_{ni} = 93.55$$

Коефіцієнт масовіддачі при **Re mench 10000**

$$\Pi d =$$

$$0,001 \quad \frac{\varepsilon}{\Pi d} \quad 0,1$$

Параметр відсоту  $b$  знаходимо з умови рівності функц  $F1 = F2$

Коефіцієнт масовіддачі при **Re mench 10000**

$$NuD1 = 4.219$$

$$0,001 \quad \frac{\varepsilon}{\Pi d} \quad 0,1$$

$$Pni = 8.019 \times 10^4$$

$$NuD := \begin{cases} NuD1 \cdot \left[ 0.82 \cdot \varepsilon^{-0.7} \cdot \Pi d^{-0.3} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{if } \left( \frac{\varepsilon}{\Pi d} \right) < 1.0 \\ NuD1 \cdot \left[ 0.82 \cdot \varepsilon^{-0.9} \cdot \Pi d^{-0.1} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\left( \frac{\varepsilon}{\Pi d} \right) = 0.691$$

$$\varepsilon = 0.198$$

$$NuD = 14.912$$

$$\beta_p := NuD \cdot \frac{Dp}{dek} \quad q_s := r(tngr) \cdot \beta_p \cdot (Pni - P(tngr))$$

$$Rk := \frac{t_{ni} - t_{ct1}}{q} \quad R_{dif} := \frac{t_{ni} - t_{ngr}}{q} \quad R_{film} := \frac{t_{ngr} - t_{ct1}}{q}$$

$$\beta_p = 9.306 \times 10^{-8}$$

$$\Delta L10 := \Delta L \quad q10 := q \quad Pn10 := Pni \quad P10gr := P(tngr) \quad tox10 := t_i$$

$$\varepsilon_{c10} := \varepsilon_{cp} \quad t_{ngr10} := t_{ngr} \quad Rk = 1.919 \quad R_{film} = 0.051 \quad R_{dif} = 1.868$$

$$q = 6.144$$

$$\Delta L10 = 0.2$$

$$Rk10 := Rk \quad R_{film10} := R_{film} \quad R_{dif10} := R_{dif}$$

$$\varepsilon_{vx10} := \varepsilon_1 \quad tk10 := toxk$$

$$Q10 := w \cdot \rho_1(t_{oxcp}) \cdot (toxk - t_p) \cdot Cp(t_{oxcp}) \cdot \pi \cdot \frac{dv^2}{4}$$

$$Q10 = 0.473 \quad \varepsilon_{vx10} = 0.176$$

$$\Delta Lc10 := \Delta Lc9 + \Delta Lc10$$

$$Q_{max} := q_{max} \cdot (\Delta Lc10 \cdot \pi \cdot d_{cp})$$

$$\psi10 := \frac{Q10}{Q_{max}}$$

$$\psi10 = 0.049$$

### Розрахунки ділянки №11

$$\begin{aligned}
 & \text{toxp} := \text{toxk} & \text{toxp} &= 80.137 \\
 & \text{задаємо тепловий потік на виділеній ділянці } \Delta L & \Delta L &:= 0.2 & q &:= 9.68 \\
 & \text{кількість (витрата) газу} & Gg &= 2.9 \times 10^{-3} \\
 & \text{кількість (витрата) пари на виході} & Dn &:= Dvx & Fzp &= 0.044 \\
 & \text{із ділянки №2} & & & Dn &= 8.42 \times 10^{-3} \\
 & \text{кількість (витрата) пари на вході} & \Delta D &:= \Delta L \cdot \pi \cdot dcp \cdot nz \cdot \frac{q}{r(tnvix)} & \Delta D &= 3.071 \times 10^{-3} \\
 & \text{в ділянці №2} & Dvx &:= Dn + \Delta D & Dvx &= 0.011 \\
 & \text{Середн. на ділянці №2} & \epsilon_{cp} &:= \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{Dvx + Dn}{2 \cdot Gg}} & \epsilon_{cp} &= 0.153 \\
 & \text{газовміст} & \epsilon_1 &:= \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \left(\frac{Dvx}{Gg}\right)} \\
 & \text{Парц. тиск пари} & Pni &:= Pcm \cdot (1 - \epsilon_{cp}) & Pni &= 8.468 \times 10^4 \\
 & \text{Середн. на ділянці №2} & & & & \\
 & \text{T-ра води на виході із ділянки } \Delta L & \text{toxk} &:= \text{toxp} + \frac{q \cdot (\Delta L \cdot 4) \cdot dcp}{w \cdot Cp(\text{toxp}) \cdot dv^2 \cdot \rho_1(\text{toxp})} & Pnvx &= 4.739 \times 10^4 \\
 & & & & \text{toxk} &= 80.192 \\
 & \text{T-ра середня води на ділянці } \Delta L & \text{toxcp} &:= \frac{\text{toxp} + \text{toxk}}{2} & \text{toxcp} &= 80.164 \\
 & & & & & \\
 & \text{Re2} & \text{Re2} &:= w \cdot \frac{dv}{\nu(\text{toxcp})} & \alpha_2 &:= 0.023 \cdot \text{Re2}^{0.8} \cdot \text{Pr}(\text{toxcp})^{0.4} \cdot \frac{\lambda(\text{toxcp})}{dv} \\
 & & & & \alpha_2 &= 7.021 \times 10^3 \\
 & \text{Сер. T-ра стінки з боку охолоджувального} & \text{tct2} &:= \text{toxcp} + \frac{q \cdot 1000}{\alpha_2} & \text{tct2} &= 81.543 \\
 & \text{середовища} & & & & \\
 & \text{Сер. T-ра стінки з боку конденс. плівки} & \text{tct1} &:= \text{tct2} + \frac{q \cdot 1000 \cdot \delta_{ct}}{\lambda_{ct}} & \text{tct1} &= 82.397 \\
 & & & & & \\
 & f(P) & f(P) &:= 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6 \\
 & t\left(\frac{Pni}{1000}\right) = 95.026 & \text{ti} &:= t\left(\frac{Pni}{1000}\right) & \alpha_1 &:= N^{-\frac{1}{6}} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(\text{ti})^3 \cdot \rho_1(\text{ti}) \cdot r(\text{ti}) \cdot 9.81}{\nu(\text{ti}) \cdot q \cdot d}} \\
 & & & & \alpha_1 &= 2.05 \times 10^4 \\
 & \text{Сер. T-ра зовнішн.поверхні плівки} & \text{tngr} &:= \text{tct1} + \frac{q \cdot 10^3}{\alpha_1} & \text{tngr} &= 82.869 \\
 & \text{конденсату (гранична)} & & & & \\
 & \text{Сер. Парціальн. Тиск пари на зовнішн.поверхні плівки} & & & & \\
 & \text{конденсату ( граничн)} & & & & 
 \end{aligned}$$

$$T_{t1}(t) := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[ \left( \frac{1000}{273.15 + t} \right) - \left( \frac{1000}{373.15} \right) \right] + 8.2 \cdot \log \left( \frac{373.15}{273.15 + t} \right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$$

$$P(t) := 0.9814 \cdot 10^{T_{t1}(t)} \cdot 10^5 \quad P(\text{tngr}) = 5.318 \times 10^4 \quad P(\text{tngr}) = 5.318 \times 10$$

швидкість парогазової суміші у вихідному, вхідній ділянці перерізу теплообмінника та середня швидкість на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$\rho_{cm} := \frac{P_{cm} \cdot 29 - 11 \cdot P_{ni}}{8314 \cdot (t_{cm} + 273)} \quad \rho_{cm} = 0.635$$

$$\omega_2 := \frac{D_n + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}} \quad \omega_1 := \frac{D_{vx} + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}} \quad \omega_{ср} := \frac{\omega_1 + \omega_2}{2} \quad \omega_1 = 0.517 \quad \omega_2 = 0.406$$

$$\omega_{ср} = 0.462$$

теплофізичні властивості парогазової суміші

$$\mu_n := 12 \cdot 10^{-6} \quad \mu_g := 21 \cdot 10^{-6} \quad \mu_{cm} := \frac{(1 - \epsilon_{ср}) \cdot \mu_n + \mu_g \cdot \epsilon_{ср} \cdot 1.61}{1 + 0.61 \cdot \epsilon_{ср}} \quad \mu_{cm} = 1.403 \times 10^{-5}$$

$$\nu_{cm} := \frac{\mu_{cm}}{\rho_{cm}} \quad \nu_{cm} = 2.208 \times 10^{-5}$$

$$\lambda_n := 0.024 \quad \lambda_g := 0.03 \quad \lambda_{cm} := [\lambda_n \cdot (1 - \epsilon_{ср}) + \lambda_g \cdot \epsilon_{ср}] \quad \lambda_{cm} = 0.025$$

$$C_{pn} := 2000 \quad C_{pg} := 1000 \quad C_{pcm} := C_{pn} \cdot (1 - \epsilon_{ср}) + C_{pg} \cdot \epsilon_{ср} \quad C_{pcm} = 1.847 \times 10^3$$

$$\alpha_{cm} := \frac{\lambda_{cm}}{C_{pcm} \cdot \rho_{cm}} \quad Pr_{cm} := \frac{\nu_{cm}}{\alpha_{cm}} \quad Pr_{cm} = 1.04 \quad \alpha_{cm} = 2.124 \times 10^{-5}$$

Інтенсивність тепловіддачі від парогазов. суміші до плівки (дифузійний опір)

$$Re_g := \omega_{ср} \cdot \frac{dek}{\nu_{cm}} \quad Re_e := \omega_{ср} \cdot \frac{dek}{\alpha_{cm}} \quad Gr := 9.8 \cdot \frac{dz^3 \cdot \left( \frac{1}{t_{cm} + 273} \right) \cdot (t_{cm} - t_{ngr})}{\nu_{cm}^2} \quad dek = 0.036$$

$$Re_g = 761.995 \quad Gr = 3.249 \times 10^4$$

$$T_{cm} := t_{cm} + 273 \quad Do := 0.2165 \cdot 10^{-4} \quad D_{12} := 1.033 \cdot 10^5 \cdot Do \cdot \left( \frac{1}{P_{cm}} \right) \cdot \left( \frac{T_{cm}}{273} \right)^{1.8}$$

$$PrD := \frac{\nu_{cm}}{D_{12}} \quad Dp := D_{12} \cdot \frac{M}{\mu R \cdot T_{cm}} \quad D_{12} = 3.915 \times 10^{-5}$$

$$PrD = 0.564$$

Коефіцієнт масовіддачі

$$Dp = 2.275 \times 10^{-10}$$

$$Re_g = 761.995$$

$$Nu_{D1} := 1.55 \cdot \left( Re_g \cdot Pr_D \cdot \frac{dz}{\Delta L \cdot 3} \right)^{0.333} \cdot 0.6 \cdot (Re_g \cdot dz)^{\frac{1}{7}} \cdot \left[ 1 + 2.5 \cdot \left( \frac{1}{Re_g \cdot dz} \right) \right]$$

$$Nu_{D1} = 4.646$$

$$P_{ni} := P_{cm} \cdot (1 - \epsilon_{cp}) \quad \Pi_{Id} := \frac{P_{ni} - P(tngr)}{P_{cm}} \quad \epsilon := \epsilon_{cp}$$

$$P_p := \frac{P_{ni}}{1000} \quad Re_g = 761.995 \quad P_{ni} = 8.468 \times 10^4$$

$$t(P_p) := 33.5 + 1.757 \cdot P_p - 0.026 \cdot P_p^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P_p^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P_p^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P_p^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P_p^6$$

$$t_{ni} := t(P_p)$$

$$\Pi_{Id} = 0.315$$

$$t(P_p) = 95.026$$

$$t_{ni} = 95.026$$

Коефіцієнт масообміну при **Re менше 1000**  
**0,001**  $\frac{\epsilon}{\Pi_{Id}}$  **0,1**

$$\left( \frac{\epsilon}{\Pi_{Id}} \right) = 0.486$$

$$Nu_{D1} := \begin{cases} Nu_{D1} \cdot \left[ 0.82 \cdot \epsilon^{-0.7} \cdot \Pi_{Id}^{-0.3} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{if } \left( \frac{\epsilon}{\Pi_{Id}} \right) < 1.0 \\ Nu_{D1} \cdot \left[ 0.82 \cdot \epsilon^{-0.9} \cdot \Pi_{Id}^{-0.1} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\epsilon = 0.153$$

$$Nu_{D1} = 4.646$$

$$P_{ni} = 8.468 \times 10^4$$

$$\beta_p := Nu_D \cdot \frac{D_p}{dek} \quad q := r(tngr) \cdot \beta_p \cdot (P_{ni} - P(tngr))$$

$$\epsilon = 0.153$$

$$Nu_D = 19.113$$

$$Rk := \frac{t_{ni} - t_{ct1}}{q} \quad R_{dif} := \frac{t_{ni} - t_{ngr}}{q} \quad R_{film} := \frac{t_{ngr} - t_{ct1}}{q}$$

$$\beta_p = 1.193 \times 10^{-7}$$

$$\Delta L_{11} := \Delta L \quad q_{11} := q \quad P_{n11} := P_{ni} \quad P_{11gr} := P(tngr) \quad t_{ox11} := t_i$$

$$\epsilon_{c11} := \epsilon_{cp} \quad t_{ngr11} := t_{ngr} \quad Rk = 1.461 \quad R_{film} = 0.055 \quad R_{dif} = 1.406 \quad q = 8.645$$

$$\Delta L_{11} = 0.2$$

$$Rk_{11} := Rk \quad R_{film11} := R_{film} \quad R_{dif11} := R_{dif}$$

$$\epsilon_{vx11} := \epsilon_1 \quad tk_{11} := to_{xk}$$

$$Q_{11} := w \cdot \rho_1(to_{xcp}) \cdot (to_{xk} - t_p) \cdot C_p(to_{xcp}) \cdot \pi \cdot \frac{dv^2}{4}$$

$$Q_{11} = 0.664 \quad \epsilon_{vx11} = 0.136$$

$$\Delta L_{c11} := \Delta L_{c10} + \Delta L_{11}$$

$$Q_{max} := q_{max} \cdot (\Delta L_{c11} \cdot \pi \cdot d_{cp})$$

$$\psi_{11} := \frac{Q_{11}}{Q_{max}}$$

$$\psi_{11} = 0.062$$

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

### Розрахунки ділянки №12

$$\begin{aligned}
 & \text{toxp} := \text{toxk} & \text{toxp} &= 80.192 \\
 & \text{задаємо тепловий потік на виділеній ділянці } \Delta L & \Delta L &:= 0.2 & q &:= 14.9 \\
 & \text{кількість (витрата) газу} & Gg &= 2.9 \times 10^{-3} \\
 & \text{кількість (витрата) пари на виході} & Dn &:= Dvx & Fzp &= 0.044 \\
 & \text{із ділянки №2} & & & Dn &= 0.011 \\
 & \text{кількість (витрата) пари на вході} & \Delta D &:= \Delta L \cdot \pi \cdot dcp \cdot nz \cdot \frac{q}{r(\text{tnvix})} & \Delta D &= 4.727 \times 10^{-3} \\
 & \text{в ділянку №2} & Dvx &:= Dn + \Delta D & Dvx &= 0.016 \\
 & \text{Середн. на ділянці №2} & \epsilon_{cp} &:= \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{Dvx + Dn}{2 \cdot Gg}} & \epsilon_{cp} &= 0.115 \\
 & \text{газовміст} & \epsilon_1 &:= \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \left( \frac{Dvx}{Gg} \right)} \\
 & \text{Парц. тиск пари} & Pni &:= Pcm \cdot (1 - \epsilon_{cp}) & Pni &= 8.849 \times 10^4 \\
 & \text{Середн. на ділянці №2} & & & & \\
 & \text{Т-ра води на виході із ділянки } \Delta L & \text{toxk} &:= \text{toxp} + \frac{q \cdot (\Delta L \cdot 4) \cdot dcp}{w \cdot Cp(\text{toxp}) \cdot dv^2 \cdot \rho 1(\text{toxp})} & Pnvx &= 4.739 \times 10^4 \\
 & & & & \text{toxk} &= 80.277 \\
 & \text{Т-ра середня води на ділянці } \Delta L & \text{toxcp} &:= \frac{\text{toxp} + \text{toxk}}{2} & \text{toxcp} &= 80.235 \\
 & & & & & \\
 & & Re2 &:= w \cdot \frac{dv}{\nu(\text{toxcp})} & \alpha_2 &:= 0.023 \cdot Re2^{0.8} \cdot Pr(\text{toxcp})^{0.4} \cdot \frac{\lambda(\text{toxcp})}{dv} \\
 & & & & \alpha_2 &= 7.023 \times 10^3 \\
 & \text{Сер. Т-ра стінки з боку охолоджувального} & \text{tct2} &:= \text{toxcp} + \frac{q \cdot 1000}{\alpha_2} & \text{tct2} &= 82.356 \\
 & \text{середовища} & & & & \\
 & \text{Сер. Т-ра стінки з боку конденс. плівки} & \text{tct1} &:= \text{tct2} + \frac{q \cdot 1000 \cdot \delta_{ct}}{\lambda_{ct}} & \text{tct1} &= 83.671 \\
 & & & & & \\
 & & t(P) &:= 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6 \\
 & & t\left(\frac{Pni}{1000}\right) &= 96.232 & t_i &:= t\left(\frac{Pni}{1000}\right) \\
 & & \alpha_1 &:= N^{-1} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(ti)^3 \cdot \rho 1(ti) \cdot r(ti) \cdot 9.81}{\nu(ti) \cdot q \cdot d}} & t_i &= 96.232 \\
 & \text{Сер. Т-ра зовнішн.поверхні плівки} & \text{tngr} &:= \text{tct1} + \frac{q \cdot 10^3}{\alpha_1} & \alpha_1 &= 1.782 \times 10^4 \\
 & \text{конденсату (гранична)} & & & & \\
 & \text{Сер. Парціальн. Тиск пари на зовнішн.поверхні плівки} & & & \text{tngr} &= 84.507 \\
 & \text{конденсату ( граничн)} & & & & 
 \end{aligned}$$

$$T_{tl}(t) := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[ \left( \frac{1000}{273.15 + t} \right) - \left( \frac{1000}{373.15} \right) \right] + 8.2 \cdot \log \left( \frac{373.15}{273.15 + t} \right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$$

$$P(t) := 0.9814 \cdot 10^{T_{tl}(t)} \cdot 10^5 \quad P(tngr) = 5.673 \times 10^4 \quad P(tngr) = 5.673 \times 10^4$$

швидкість парогазової суміші у вихідному, вхідній ділянці перерізу теплообмінника та середня швидкість на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$\rho_{cm} := \frac{P_{cm} \cdot 29 - 11 \cdot P_{ni}}{8314 \cdot (t_{cm} + 273)} \quad \rho_{cm} = 0.622$$

$$\omega_2 := \frac{D_n + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}} \quad \omega_1 := \frac{D_{vx} + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}} \quad \omega_{ср} := \frac{\omega_1 + \omega_2}{2} \quad \omega_1 = 0.701 \quad \omega_2 = 0.528$$

$$\omega_{ср} = 0.615$$

теплофізичні властивості парогазової суміші

$$\mu_n := 12 \cdot 10^{-6} \quad \mu_g := 21 \cdot 10^{-6} \quad \mu_{cm} := \frac{(1 - \epsilon_{ср}) \cdot \mu_n + \mu_g \cdot \epsilon_{ср} \cdot 1.61}{1 + 0.61 \cdot \epsilon_{ср}} \quad \mu_{cm} = 1.356 \times 10^{-5}$$

$$\nu_{cm} := \frac{\mu_{cm}}{\rho_{cm}} \quad \nu_{cm} = 2.18 \times 10^{-5}$$

$$\lambda_n := 0.024 \quad \lambda_g := 0.03 \quad \lambda_{cm} := [\lambda_n \cdot (1 - \epsilon_{ср}) + \lambda_g \cdot \epsilon_{ср}] \quad \lambda_{cm} = 0.025$$

$$C_{pn} := 2000 \quad C_{pg} := 1000 \quad C_{pcm} := C_{pn} \cdot (1 - \epsilon_{ср}) + C_{pg} \cdot \epsilon_{ср} \quad C_{pcm} = 1.885 \times 10^3$$

$$\alpha_{cm} := \frac{\lambda_{cm}}{C_{pcm} \cdot \rho_{cm}} \quad Pr_{cm} := \frac{\nu_{cm}}{\alpha_{cm}} \quad Pr_{cm} = 1.035 \quad \alpha_{cm} = 2.106 \times 10^{-5}$$

Інтенсивність тепловіддачі від парогазов. суміші до плівки (дифузійний опір)

$$Reg := \omega_{ср} \cdot \frac{dek}{\nu_{cm}} \quad Pe := \omega_{ср} \cdot \frac{dek}{\alpha_{cm}} \quad Gr := 9.8 \cdot \frac{dz^3 \cdot \left( \frac{1}{t_{cm} + 273} \right) \cdot (t_{cm} - t_{ngr})}{\nu_{cm}^2} \quad dek = 0.036$$

$$Reg = 1.028 \times 10^3 \quad Gr = 3.007 \times 10^4$$

$$T_{cm} := t_{cm} + 273 \quad Do := 0.2165 \cdot 10^{-4} \quad D_{12} := 1.033 \cdot 10^5 \cdot Do \cdot \left( \frac{1}{P_{cm}} \right) \cdot \left( \frac{T_{cm}}{273} \right)^{1.8}$$

$$PrD := \frac{\nu_{cm}}{D_{12}} \quad Dp := D_{12} \cdot \frac{M}{\mu R \cdot T_{cm}} \quad D_{12} = 3.915 \times 10^{-5}$$

$$PrD = 0.557$$

Коефіцієнт масовіддачі

$$NuD1 := 1.55 \cdot \left( Reg \cdot PrD \cdot \frac{dz}{\Delta L \cdot 2} \right)^{0.333} \cdot 0.6 \cdot (Reg \cdot dz)^{\frac{1}{7}} \cdot \left[ 1 + 2.5 \cdot \left( \frac{1}{Reg \cdot dz} \right) \right]$$

$$NuD1 = 5.963$$

$$\underline{P_{ni}} := P_{em} \cdot (1 - \varepsilon_{cp}) \quad \underline{\Pi_{Id}} := \frac{P_{ni} - P(tngr)}{P_{cm}} \quad \underline{\varepsilon} := \varepsilon_{cp} \quad \text{Reg} = 1.028 \times 10^3$$

$$\underline{P_p} := \frac{P_{ni}}{1000} \quad P_{ni} = 8.849 \times 10^4$$

$$t(P_p) := 33.5 + 1.757 \cdot P_p - 0.026 \cdot P_p^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P_p^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P_p^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P_p^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P_p^6$$

$$\underline{t_{ni}} := t(P_p) \quad t(P_p) = 96.232$$

$$\Pi_{Id} = 0.318 \quad t_{ni} = 96.232$$

Коефіцієнт масообміну при  $Re_{mench} = 10000$

$$0,001 \quad \frac{\varepsilon}{\Pi_{Id}} \quad 0,1$$

$$\left( \frac{\varepsilon}{\Pi_{Id}} \right) = 0.362$$

$$\underline{NuD} := \begin{cases} NuD1 \cdot \left[ 0.82 \cdot \varepsilon^{-0.7} \cdot \Pi_{Id}^{-0.3} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{if } \left( \frac{\varepsilon}{\Pi_{Id}} \right) < 1.0 \\ NuD1 \cdot \left[ 0.82 \cdot \varepsilon^{-0.9} \cdot \Pi_{Id}^{-0.1} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\varepsilon = 0.115$$

$$NuD1 = 5.963$$

$$P_{ni} = 8.849 \times 10^4$$

$$\underline{\beta_p} := NuD \cdot \frac{D_p}{dek} \quad \underline{q} := r(tngr) \cdot \beta_p \cdot (P_{ni} - P(tngr))$$

$$\varepsilon = 0.115$$

$$NuD = 29.902$$

$$\underline{Rk} := \frac{t_{ni} - tet1}{q} \quad \underline{Rdif} := \frac{t_{ni} - tngr}{q} \quad \underline{Rfilm} := \frac{tngr - tet1}{q}$$

$$\beta_p = 1.866 \times 10^{-7}$$

$$\Delta L_{12} := \Delta L \quad q_{12} := q \quad P_{n12} := P_{ni} \quad P_{12gr} := P(tngr) \quad to_{x12} := t_i$$

$$q = 13.611$$

$$\varepsilon_{c12} := \varepsilon_{cp} \quad t_{ngr12} := t_{ngr} \quad Rk = 0.923 \quad Rfilm = 0.061 \quad Rdif = 0.861$$

$$\Delta L_{12} = 0.2$$

$$Rk_{12} := Rk \quad Rfilm_{12} := Rfilm \quad Rdif_{12} := Rdif$$

$$\varepsilon_{vx12} := \varepsilon_1 \quad tk_{12} := to_{xk}$$

$$Q_{12} := w \cdot \rho_1(to_{xcp}) \cdot (to_{xk} - tp) \cdot C_p(to_{xcp}) \cdot \pi \cdot \frac{dv^2}{4}$$

$$Q_{12} = 0.959 \quad \varepsilon_{vx12} = 0.1$$

$$\Delta L_{c12} := \Delta L_{c11} + \Delta L_{12} \quad \underline{Q_{max}} := q_{max} \cdot (\Delta L_{c12} \cdot \pi \cdot dek)$$

$$\psi_{12} := \frac{Q_{12}}{Q_{max}} \quad \psi_{12} = 0.082$$

### Розрахунки ділянки №13

$$\underline{to_{xp}} := to_{xk}$$

$$to_{xp} = 80.277$$



швидкість парогазової суміші у вихідному, вхідній ділянці перерізу теплообмінника та середня швидкість на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$\rho_{cm} := \frac{P_{cm} \cdot 29 - 11 \cdot P_{ni}}{8314 \cdot (t_{cm} + 273)} \quad \rho_{cm} = 0.604$$

$$\omega_2 := \frac{Dn + Gg}{\rho_{cm} \cdot Fzp} \quad \omega_1 := \frac{Dvx + Gg}{\rho_{cm} \cdot Fzp} \quad \omega_{ср} := \frac{\omega_1 + \omega_2}{2} \quad \omega_1 = 1.441 \quad \omega_2 = 0.722$$

$$\omega_{ср} = 1.081$$

теплофізичні властивості парогазової суміші

$$\mu_n := 12 \cdot 10^{-6} \quad \mu_g := 21 \cdot 10^{-6} \quad \mu_{cm} := \frac{(1 - \varepsilon_{ср}) \cdot \mu_n + \mu_g \cdot \varepsilon_{ср} \cdot 1.61}{1 + 0.61 \cdot \varepsilon_{ср}} \quad \mu_{cm} = 1.291 \times 10^{-5}$$

$$\nu_{cm} := \frac{\mu_{cm}}{\rho_{cm}} \quad \nu_{cm} = 2.137 \times 10^{-5}$$

$$\lambda_n := 0.024 \quad \lambda_g := 0.03 \quad \lambda_{cm} := [\lambda_n \cdot (1 - \varepsilon_{ср}) + \lambda_g \cdot \varepsilon_{ср}] \quad \lambda_{cm} = 0.024$$

$$C_{pn} := 2000 \quad C_{pg} := 1000 \quad C_{pcm} := C_{pn} \cdot (1 - \varepsilon_{ср}) + C_{pg} \cdot \varepsilon_{ср} \quad C_{pcm} = 1.935 \times 10^3$$

$$\alpha_{cm} := \frac{\lambda_{cm}}{C_{pcm} \cdot \rho_{cm}} \quad Pr_{cm} := \frac{\nu_{cm}}{\alpha_{cm}} \quad Pr_{cm} = 1.024 \quad \alpha_{cm} = 2.087 \times 10^{-5}$$

Інтенсивність тепловіддачі від парогазов. суміші до плівки (дифузійний опір)

$$Reg := \omega_{ср} \cdot \frac{dek}{\nu_{cm}} \quad Pe := \omega_{ср} \cdot \frac{dek}{\alpha_{cm}} \quad Gr := 9.8 \cdot \frac{dz^3 \cdot \left( \frac{1}{t_{cm} + 273} \right) \cdot (t_{cm} - t_{ngr})}{\nu_{cm}^2} \quad dek = 0.036$$

$$Reg = 1.844 \times 10^3 \quad Gr = 2.5 \times 10^4$$

$$T_{cm} := t_{cm} + 273 \quad Do := 0.2165 \cdot 10^{-4} \quad D_{12} := 1.033 \cdot 10^5 \cdot Do \cdot \left( \frac{1}{P_{cm}} \right) \cdot \left( \frac{T_{cm}}{273} \right)^{1.8}$$

$$PrD := \frac{\nu_{cm}}{D_{12}} \quad Dp := D_{12} \cdot \frac{M}{\mu R \cdot T_{cm}} \quad D_{12} = 3.915 \times 10^{-5}$$

$$PrD = 0.546$$

Коефіцієнт масовіддачі

$$NuD1 := 1.55 \cdot \left( Reg \cdot PrD \cdot \frac{dz}{\Delta L \cdot 1} \right)^{0.333} \cdot 0.6 \cdot (Reg \cdot dz)^{\frac{1}{7}} \cdot \left[ 1 + 2.5 \cdot \left( \frac{1}{Reg \cdot dz} \right) \right]$$

$$NuD1 = 7.043$$

$$\begin{aligned}
 P_{ni} &:= P_{cm} \cdot (1 - \varepsilon_{cp}) & \Pi_{d} &:= \frac{P_{ni} - P(tngr)}{P_{cm}} & \varepsilon &:= \varepsilon_{cp} & \text{Reg} &= 1.844 \times 10^3 \\
 P_p &:= \frac{P_{ni}}{1000} & & & & & P_{ni} &= 9.346 \times 10^4 \\
 t(P_p) &:= 33.5 + 1.757 \cdot P_p - 0.026 \cdot P_p^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P_p^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P_p^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P_p^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P_p^6 \\
 t_{ni} &:= t(P_p) & & & & & t(P_p) &= 97.74 \\
 & & & & & & \Pi_d &= 0.296 & t_{ni} &= 97.74
 \end{aligned}$$

Коефіцієнт масовіддачі при  $Re_{mench} = 10000$

$$0,001 \frac{\varepsilon}{\Pi_d} 0,1$$

$$\left( \frac{\varepsilon}{\Pi_d} \right) = 0.221$$

$$\text{NuD} := \begin{cases} \text{NuD1} \cdot \left[ 0.82 \cdot \varepsilon^{-0.7} \cdot \Pi_d^{-0.3} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{if } \left( \frac{\varepsilon}{\Pi_d} \right) < 1.0 \\ \text{NuD1} \cdot \left[ 0.82 \cdot \varepsilon^{-0.9} \cdot \Pi_d^{-0.1} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\begin{aligned}
 \varepsilon &= 0.065 \\
 \text{NuD1} &= 7.043 \\
 P_{ni} &= 9.346 \times 10^4
 \end{aligned}$$

$$\beta_p := \text{NuD} \cdot \frac{D_p}{dek} \quad q := r(tngr) \cdot \beta_p \cdot (P_{ni} - P(tngr))$$

$$\begin{aligned}
 \varepsilon &= 0.065 \\
 \text{NuD} &= 53.571
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Rk &:= \frac{t_{ni} - t_{ct1}}{q} & R_{dif} &:= \frac{t_{ni} - t_{ngr}}{q} & R_{film} &:= \frac{t_{ngr} - t_{ct1}}{q}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta L_{13} &:= \Delta L & q_{13} &:= q & P_{n13} &:= P_{ni} & P_{13gr} &:= P(tngr) & t_{ox13} &:= t_i & \beta_p &= 3.343 \times 10^{-7} \\
 \varepsilon_{c13} &:= \varepsilon_{cp} & t_{ngr13} &:= t_{ngr} & Rk &= 0.52 & R_{film} &= 0.069 & R_{dif} &= 0.45 & q &= 22.634 \\
 & & & & Rk_{13} &:= Rk & R_{film13} &:= R_{film} & R_{dif13} &:= R_{dif} & \Delta L_{13} &= 0.5
 \end{aligned}$$

$$\varepsilon_{vx13} := \varepsilon_1 \quad t_{k13} := t_{oxk} \quad Q_{13} := w \cdot \rho_1(t_{oxcp}) \cdot (t_{oxk} - t_p) \cdot C_p(t_{oxcp}) \cdot \pi \cdot \frac{dv^2}{4} \quad Q_{13} = 2.146 \quad \varepsilon_{vx13} = 0.049$$

$$\Delta L_{c13} := \Delta L_{c12} + \Delta L_{max} \quad Q_{max} := q_{max} \cdot (\Delta L_{c13} \cdot \pi \cdot dep) \quad \psi_{13} := \frac{Q_{13}}{Q_{max}} \quad \psi_{13} = 0.151 \quad t$$

#### Розрахунки ділянки №14

$$t_{oxp} := t_{oxk}$$

$$t_{oxp} = 80.621$$

задаємо тепловий потік на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$\Delta L := 0.5$$

$$q := 37.1$$

кількість (витрата) газу

$$G_g = 2.9 \times 10^{-3}$$

кількість (витрата) пари на виході із ділянки №2  $D_{n2} := D_{vx}$   $F_{zp} = 0.044$   
 $D_n = 0.035$

кількість (витрата) пари на вході в ділянку №2  $\Delta D := \Delta L \cdot \pi \cdot d_{cp} \cdot n_z \cdot \frac{q}{r(t_{vix})}$   $\Delta D = 0.029$   
 $D_{vx2} := D_n + \Delta D$   $D_{vx} = 0.065$

Середн. на ділянці №2 газівміст  $\epsilon_{cp} := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{D_{vx} + D_n}{2 \cdot Gg}}$   $\epsilon_{cp} = 0.035$

Парц. тиск пари Середн. на ділянці №2  $P_{ni} := P_{cm} \cdot (1 - \epsilon_{cp})$   $\epsilon_1 := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \left(\frac{D_{vx}}{Gg}\right)}$   $P_{ni} = 9.652 \times 10^4$

Т-ра води на виході із ділянки  $\Delta L$   $t_{oxk} := t_{oxp} + \frac{q \cdot (\Delta L \cdot 4) \cdot d_{cp}}{w \cdot C_p(t_{oxp}) \cdot dv^2 \cdot \rho_1(t_{oxp})}$   $t_{oxk} = 81.152$

Т-ра середня води на ділянці  $\Delta L$   $t_{oxcp} := \frac{t_{oxp} + t_{oxk}}{2}$   $t_{oxcp} = 80.886$

$Re_2 := w \cdot \frac{dv}{\nu(t_{oxcp})}$   $\alpha_2 := 0.023 \cdot Re_2^{0.8} \cdot Pr(t_{oxcp})^{0.4} \cdot \frac{\lambda(t_{oxcp})}{dv}$   $\alpha_2 = 7.047 \times 10^3$

Сер. Т-ра стінки з боку охолоджувального середовища  $t_{ct2} := t_{oxcp} + \frac{q \cdot 1000}{\alpha_2}$   $t_{ct2} = 86.151$

Сер.Т-ра стінки з боку конденс. плівки  $t_{ct1} := t_{ct2} + \frac{q \cdot 1000 \cdot \delta_{ct}}{\lambda_{ct}}$   $t_{ct1} = 89.425$

$t(P) := 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6$

$t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right) = 98.639$   $t_i := t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right)$   $\alpha_1 := N \cdot \frac{-1}{6} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(t_i)^3 \cdot \rho_1(t_i) \cdot r(t_i) \cdot 9.81}{\nu(t_i) \cdot q \cdot d}}$   $t_i = 98.639$

Сер. Т-ра зовнішн.поверхні плівки конденсату (гранична)  $t_{ngr} := t_{ct1} + \frac{q \cdot 10^3}{\alpha_1}$   $\alpha_1 = 1.325 \times 10^4$   
 $t_{ngr} = 92.225$

Сер. Парціальн. Тиск пари на зовнішн.поверхні плівки конденсату ( граничн)

$T_{t1}(t) := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[\left(\frac{1000}{273.15 + t}\right) - \left(\frac{1000}{373.15}\right)\right] + 8.2 \cdot \log\left(\frac{373.15}{273.15 + t}\right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$

$P(t) := 0.9814 \cdot 10^{T_{t1}(t)} \cdot 10^5$   $P(t_{ngr}) = 7.63 \times 10^4$   $P(t_{ngr}) = 7.63 \times 10^4$

швидкість парогазової суміші у вихідному, вхідній ділянці перерізу теплообмінника та середня швидкість на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$\rho_{cm} := \frac{P_{cm} \cdot 29 - 11 \cdot P_{ni}}{8314 \cdot (t_{cm} + 273)} \quad \rho_{cm} = 0.593$$

$$\omega_2 := \frac{D_n + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}} \quad \omega_1 := \frac{D_{vx} + G_g}{\rho_{cm} \cdot F_{zp}} \quad \omega_{ср} := \frac{\omega_1 + \omega_2}{2} \quad \omega_1 = 2.598 \quad \omega_2 = 1.467$$

$$\omega_{ср} = 2.033$$

#### теплофізичні властивості парогазової суміші

$$\mu_n := 12 \cdot 10^{-6} \quad \mu_g := 21 \cdot 10^{-6} \quad \mu_{cm} := \frac{(1 - \epsilon_{ср}) \cdot \mu_n + \mu_g \cdot \epsilon_{ср} \cdot 1.61}{1 + 0.61 \cdot \epsilon_{ср}} \quad \mu_{cm} = 1.249 \times 10^{-5}$$

$$\nu_{cm} := \frac{\mu_{cm}}{\rho_{cm}} \quad \nu_{cm} = 2.106 \times 10^{-5}$$

$$\lambda_n := 0.024 \quad \lambda_g := 0.03 \quad \lambda_{cm} := [\lambda_n \cdot (1 - \epsilon_{ср}) + \lambda_g \cdot \epsilon_{ср}] \quad \lambda_{cm} = 0.024$$

$$C_{pn} := 2000 \quad C_{pg} := 1000 \quad C_{pcm} := C_{pn} \cdot (1 - \epsilon_{ср}) + C_{pg} \cdot \epsilon_{ср} \quad C_{pcm} = 1.965 \times 10^3$$

$$a_{cm} := \frac{\lambda_{cm}}{C_{pcm} \cdot \rho_{cm}} \quad Pr_{cm} := \frac{\nu_{cm}}{a_{cm}} \quad Pr_{cm} = 1.014 \quad a_{cm} = 2.076 \times 10^{-5}$$

#### Інтенсивність тепловіддачі від парогазов. суміші до плівки (дифузійний опір)

$$Reg := \omega_{ср} \cdot \frac{dek}{\nu_{cm}} \quad Pe := \omega_{ср} \cdot \frac{dek}{a_{cm}} \quad Gr := 9.8 \cdot \frac{dz^3 \cdot \left(\frac{1}{t_{cm} + 273}\right) \cdot (t_{cm} - t_{ngr})}{\nu_{cm}^2} \quad dek = 0.036$$

$$Reg = 3.519 \times 10^3 \quad Gr = 1.579 \times 10^4$$

$$T_{cm} := t_{cm} + 273 \quad Do := 0.2165 \cdot 10^{-4} \quad D_{12} := 1.033 \cdot 10^5 \cdot Do \cdot \left(\frac{1}{P_{cm}}\right) \cdot \left(\frac{T_{cm}}{273}\right)^{1.8}$$

$$PrD := \frac{\nu_{cm}}{D_{12}} \quad Dp := D_{12} \cdot \frac{M}{\mu R \cdot T_{cm}} \quad D_{12} = 3.915 \times 10^{-5}$$

$$PrD = 0.538$$

#### Коефіцієнт масовіддачі

$$Dp = 2.275 \times 10^{-10}$$

$$Reg = 3.519 \times 10^3$$

$$NuD1 := 3.66 + 0.0855 \cdot (Reg - 2320)^{0.666} \cdot PrD^{0.43}$$

$$P_{ni} := P_{cm} \cdot (1 - \epsilon_{ср}) \quad \Pi Id := \frac{P_{ni} - P(t_{ngr})}{P_{cm}} \quad \epsilon_{ср} := \epsilon_{ср} \quad NuD1 = 11.016$$

$$Pp := \frac{P_{ni}}{1000} \quad P_{ni} = 9.652 \times 10^4$$

$$t(Pp) := 33.5 + 1.757 \cdot Pp - 0.026 \cdot Pp^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot Pp^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot Pp^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot Pp^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot Pp^6$$

$$t_{ni} := t(Pp) \quad \Pi Id = 0.202 \quad t(Pp) = 98.639$$

$$t_{ni} = 98.639$$

Коефіцієнт масоовіддачі при  $Re_{mench} = 10000$

$$0,001 \frac{\varepsilon}{\Pi d} 0,1$$

$$NuD := \begin{cases} NuD1 \cdot \left[ 0,82 \cdot \varepsilon^{-0,7} \cdot \Pi d^{-0,3} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0,1} \right] & \text{if } \left( \frac{\varepsilon}{\Pi d} \right) < 1,0 \\ NuD1 \cdot \left[ 0,82 \cdot \varepsilon^{-0,9} \cdot \Pi d^{-0,1} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0,1} \right] & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\left( \frac{\varepsilon}{\Pi d} \right) = 0,172$$

$$NuD1 = 11,016$$

$$\beta_p := NuD \cdot \frac{Dp}{dek} \quad q := r(tngr) \cdot \beta_p \cdot (Pni - P(tngr))$$

$$Pni = 9,652 \times 10^4$$

$$NuD = 146,114$$

$$Rk := \frac{tni - tetl}{q} \quad Rdif := \frac{tni - tngr}{q} \quad Rfilm := \frac{tngr - tetl}{q}$$

$$\Delta L14 := \Delta L \quad q14 := q \quad Pn14 := Pni \quad P14gr := P(tngr) \quad tox14 := ti$$

$$\beta_p = 9,119 \times 10^{-7}$$

$$\varepsilon c14 := \varepsilon cp \quad tngr14 := tngr \quad Rk = 0,22 \quad Rfilm = 0,067 \quad Rdif = 0,153$$

$$q = 41,973$$

$$\Delta L14 = 0,5$$

$$Rk14 := Rk \quad Rfilm14 := Rfilm \quad Rdif14 := Rdif$$

$$PROT := \frac{\Delta Dvid \cdot 100}{Dvx} \quad PROT = 2,51 \quad \varepsilon vx = 0,525$$

$$\varepsilon vx14 := \varepsilon l \quad tk14 := toxk$$

$$Q14 := w \cdot \rho l(toxcp) \cdot (toxk - tp) \cdot Cp(toxcp) \cdot \pi \cdot \frac{dv^2}{4} \quad Q14 = 3,982 \quad \varepsilon vx14 = 0,027$$

$$\Delta Lc14 := \Delta Lc13 + \Delta L14 \quad Qmax := qmax \cdot (\Delta Lc14 \cdot \pi \cdot dep) \quad \psi14 := \frac{Q14}{Qmax} \quad \psi14 = 0,238 \quad tk14 = 81,152$$

### Розрахунки ділянки №15

$$toxp := toxk \quad toxp = 81,152$$

задаємо тепловий потік на виділеній ділянці  $\Delta L$   $\Delta L := 0,5$   $g := 48,9$

кількість (витрата) газу  $Gg = 2,9 \times 10^{-3}$

кількість (витрата) пари на виході із ділянки №2  $Dn := Dvx$   $Fzp = 0,044$   $Dn = 0,065$

кількість (витрата) пари на вході в ділянку №2  $\Delta D := \Delta L \cdot \pi \cdot dep \cdot nz \cdot \frac{q}{r(tnvix)}$   $\Delta D = 0,039$

$$Dvx := Dn + \Delta D \quad Dvx = 0,103$$

Середн. на ділянці №2  
газовміст

$$\varepsilon_{\text{ср}} := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{D_{\text{vx}} + D_{\text{n}}}{2 \cdot G_{\text{g}}}} \quad \varepsilon_{\text{ср}} = 0.021$$

Парц. тиск пари  
Середн. на ділянці №2

$$P_{\text{ni}} := P_{\text{cm}} \cdot (1 - \varepsilon_{\text{ср}}) \quad \varepsilon_1 := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \left(\frac{D_{\text{vx}}}{G_{\text{g}}}\right)} \quad P_{\text{ni}} = 9.79 \times 10^4$$

Т-ра води на виході із ділянки  $\Delta L$

$$t_{\text{oxk}} := t_{\text{oxp}} + \frac{q \cdot (\Delta L \cdot 4) \cdot d_{\text{cp}}}{w \cdot C_{\text{p}}(t_{\text{oxp}}) \cdot dv^2 \cdot \rho_1(t_{\text{oxp}})} \quad t_{\text{oxk}} = 81.852$$

Т-ра середня води на ділянці  $\Delta L$

$$t_{\text{oxср}} := \frac{t_{\text{oxp}} + t_{\text{oxk}}}{2} \quad t_{\text{oxср}} = 81.502$$

$$Re_2 := w \cdot \frac{dv}{\nu(t_{\text{oxср}})}$$

$$\alpha_2 := 0.023 \cdot Re_2^{0.8} \cdot Pr(t_{\text{oxср}})^{0.4} \cdot \frac{\lambda(t_{\text{oxср}})}{dv}$$

$$\alpha_2 = 7.068 \times 10^3$$

Сер. Т-ра стінки з боку охолоджувального  
середовища

$$t_{\text{ct2}} := t_{\text{oxср}} + \frac{q \cdot 1000}{\alpha_2}$$

$$t_{\text{ct2}} = 88.42$$

Сер.Т-ра стінки з боку конденс. плівки

$$t_{\text{ct1}} := t_{\text{ct2}} + \frac{q \cdot 1000 \cdot \delta_{\text{ct}}}{\lambda_{\text{ct}}}$$

$$t_{\text{ct1}} = 92.735$$

$$f(P) := 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6$$

$$t\left(\frac{P_{\text{ni}}}{1000}\right) = 99.037 \quad t_i := t\left(\frac{P_{\text{ni}}}{1000}\right)$$

$$\alpha_1 := N \frac{-1}{6} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(t_i)^3 \cdot \rho_1(t_i) \cdot r(t_i) \cdot 9.81}{\nu(t_i) \cdot q \cdot d}}$$

$$t_i = 99.037$$

Сер. Т-ра зовнішн.поверхні плівки  
конденсату (гранична)

$$t_{\text{ngr}} := t_{\text{ct1}} + \frac{q \cdot 10^3}{\alpha_1}$$

$$\alpha_1 = 1.21 \times 10^4$$

Сер. Парціальн. Тиск пари на зовнішн.поверхні плівки  
конденсату ( граничн)

$$t_{\text{ngr}} = 96.776$$

$$T_{\text{tl}}(t) := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[ \left( \frac{1000}{273.15 + t} \right) - \left( \frac{1000}{373.15} \right) \right] + 8.2 \cdot \log\left( \frac{373.15}{273.15 + t} \right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$$

$$P(t) := 0.9814 \cdot 10^{T_{\text{tl}}(t)} \cdot 10^5 \quad P(t_{\text{ngr}}) = 9.027 \times 10^4$$

$$P(t_{\text{ngr}}) = 9.027 \times 10^4$$

швидкість парогазової суміші у вихідному, вхідній ділянці перерізу теплообмінника  
та середня швидкість на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$\rho_{\text{cm}} := \frac{P_{\text{cm}} \cdot 29 - 11 \cdot P_{\text{ni}}}{8314 \cdot (t_{\text{cm}} + 273)}$$

$$\rho_{\text{cm}} = 0.588$$

$$\omega_2 := \frac{D_{\text{n}} + G_{\text{g}}}{\rho_{\text{cm}} \cdot F_{\text{zp}}}$$

$$\omega_1 := \frac{D_{\text{vx}} + G_{\text{g}}}{\rho_{\text{cm}} \cdot F_{\text{zp}}}$$

$$\omega_{\text{ср}} := \frac{\omega_1 + \omega_2}{2}$$

$$\omega_1 = 4.124 \quad \omega_2 = 2.62$$

$$\omega_{\text{ср}} = 3.372$$

теплофізичні властивості парогазової суміші

$$\begin{aligned} \mu_n &:= 12 \cdot 10^{-6} & \mu_g &:= 21 \cdot 10^{-6} & \mu_{cm} &:= \frac{(1 - \epsilon_{cp}) \cdot \mu_n + \mu_g \cdot \epsilon_{cp} \cdot 1.61}{1 + 0.61 \cdot \epsilon_{cp}} & \mu_{cm} &= 1.23 \times 10^{-5} \\ \nu_{cm} &:= \frac{\mu_{cm}}{\rho_{cm}} & & & & & \nu_{cm} &= 2.09 \times 10^{-5} \\ \lambda_n &:= 0.024 & \lambda_g &:= 0.03 & \lambda_{cm} &:= [\lambda_n \cdot (1 - \epsilon_{cp}) + \lambda_g \cdot \epsilon_{cp}] & \lambda_{cm} &= 0.024 \\ C_{pn} &:= 2000 & C_{pg} &:= 1000 & C_{pcm} &:= C_{pn} \cdot (1 - \epsilon_{cp}) + C_{pg} \cdot \epsilon_{cp} & C_{pcm} &= 1.979 \times 10^3 \\ a_{cm} &:= \frac{\lambda_{cm}}{C_{pcm} \cdot \rho_{cm}} & Pr_{cm} &:= \frac{\nu_{cm}}{a_{cm}} & Pr_{cm} &= 1.009 & a_{cm} &= 2.072 \times 10^{-5} \end{aligned}$$

Інтенсивність тепловіддачі від парогазов. суміші до плівки (дифузійний опір)

$$\begin{aligned} Re_g &:= \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{\nu_{cm}} & Pe &:= \omega_{cp} \cdot \frac{dek}{a_{cm}} & Gr &:= 9.8 \cdot \frac{dz^3 \cdot \left(\frac{1}{t_{cm} + 273}\right) \cdot (t_{cm} - t_{ngr})}{\nu_{cm}^2} & dek &= 0.036 \\ & & & & & & Re_g &= 5.881 \times 10^3 \\ & & & & & & Gr &= 6.173 \times 10^3 \\ T_{cm} &:= t_{cm} + 273 & Do &:= 0.2165 \cdot 10^{-4} & D_{12} &:= 1.033 \cdot 10^5 \cdot Do \cdot \left(\frac{1}{P_{cm}}\right) \cdot \left(\frac{T_{cm}}{273}\right)^{1.8} \\ PrD &:= \frac{\nu_{cm}}{D_{12}} & Dp &:= D_{12} \cdot \frac{M}{\mu R \cdot T_{cm}} & D_{12} &= 3.915 \times 10^{-5} \\ & & & & & & PrD &= 0.534 \end{aligned}$$

Коефіцієнт масовіддачі

$$\begin{aligned} NuD1 &:= 3.66 + 0.0855 \cdot (Re_g - 2320)^{0.666} \cdot PrD^{0.43} & & & & & NuD1 &= 18.798 \\ P_{ni} &:= P_{cm} \cdot (1 - \epsilon_{cp}) & \Pi_d &:= \frac{P_{ni} - P(t_{ngr})}{P_{cm}} & \epsilon_{cp} &:= \epsilon_{cp} & P_{ni} &= 9.79 \times 10^4 \\ Pp &:= \frac{P_{ni}}{1000} & & & & & & \\ t(Pp) &:= 33.5 + 1.757 \cdot Pp - 0.026 \cdot Pp^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot Pp^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot Pp^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot Pp^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot Pp^6 \\ t_{ni} &:= t(Pp) & \Pi_d &= 0.076 & t(Pp) &= 99.037 \\ & & & & & & t_{ni} &= 99.037 \end{aligned}$$

Коефіцієнт масовіддачі при Re менш 10000

$$0,001 \frac{\varepsilon}{\Pi d} 0,1$$

$$\text{NuD} := \begin{cases} \text{NuD1} \cdot \left[ 0.82 \cdot \varepsilon^{-0.7} \cdot \Pi d^{-0.3} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{if } \left( \frac{\varepsilon}{\Pi d} \right) < 1.0 \\ \text{NuD1} \cdot \left[ 0.82 \cdot \varepsilon^{-0.9} \cdot \Pi d^{-0.1} \cdot \left( \frac{Rn}{Rg} \right)^{-0.1} \right] & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\left( \frac{\varepsilon}{\Pi d} \right) = 0.275$$

$$\text{NuD1} = 18.798$$

$$\beta_p := \text{NuD} \cdot \frac{Dp}{dek} \quad q_s := r(\text{tngr}) \cdot \beta_p \cdot (Pni - P(\text{tngr}))$$

$$Pni = 9.79 \times 10^4$$

$$\text{NuD} = 476.003$$

$$Rk := \frac{tni - tet1}{q} \quad Rdif := \frac{tni - \text{tngr}}{q} \quad Rfilm := \frac{\text{tngr} - tet1}{q}$$

$$\Delta L15 := \Delta L \quad q15 := q \quad Pn15 := Pni \quad P15gr := P(\text{tngr}) \quad \text{tox15} := ti$$

$$\beta_p = 2.971 \times 10^{-6}$$

$$\varepsilon c15 := \varepsilon cp \quad \text{tngr15} := \text{tngr} \quad Rk = 0.123 \quad Rfilm = 0.079 \quad Rdif = 0.044$$

$$q = 51.331$$

$$\Delta L14 = 0.5$$

$$Rk15 := Rk \quad Rfilm15 := Rfilm \quad Rdif15 := Rdif$$

$$\text{PROT} := \frac{\Delta Dvid \cdot 100}{Dvx}$$

$$\text{PROT} = 1.569 \quad \varepsilon vx = 0.525$$

$$\varepsilon vx15 := \varepsilon l \quad tk15 := \text{toxk}$$

$$Q15 := w \cdot \rho l(\text{toxcp}) \cdot (\text{toxk} - tp) \cdot Cp(\text{toxcp}) \cdot \pi \cdot \frac{dv^2}{4}$$

$$Q15 = 6.4 \quad \varepsilon vx15 = 0.017$$

$$\Delta Lc15 := \Delta Lc14 + \Delta L15 \quad Qmax := qmax \cdot (\Delta Lc15 \cdot \pi \cdot dep)$$

$$\psi15 := \frac{Q15}{Qmax} \quad \psi15 = 0.332 \quad tk15 = 81.852$$

## Розрахунок ділянки №16

$$\text{toxp} := \text{toxk}$$

$$\text{toxp} = 81.852$$

задаємо тепловий потік на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$\Delta L := 1.2$$

$$q_s := 52$$

кількість (витрата) газу

$$Gg = 2.9 \times 10^{-3}$$

кількість (витрата) пари на виході із ділянки №2

$$Dn := Dvx$$

$$Fzr = 0.044$$

$$Dn = 0.103$$

кількість (витрата) пари на вході в ділянку №2

$$\Delta D := \Delta L \cdot \pi \cdot dep \cdot nz \cdot \frac{q}{r(\text{tnvix})}$$

$$\Delta D = 0.099$$

$$Dvx := Dn + \Delta D$$

$$Dvx = 0.202$$

Середн. на ділянці №2  
газовміст

$$\varepsilon_{cp} := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{Dvx + Dn}{2 \cdot Gg}} \quad \varepsilon_{cp} = 0.012$$

Парц. тиск пари  
Середн. на ділянці №2

$$P_{ni} := P_{cm} \cdot (1 - \varepsilon_{cp}) \quad P_{ni} = 9.884 \times 10^4$$

Т-ра води на виході із ділянки  $\Delta L$

$$t_{oxk} := t_{oxp} + \frac{q \cdot (\Delta L \cdot 4) \cdot d_{cp}}{w \cdot Cp(t_{oxp}) \cdot dv^2 \cdot \rho_1(t_{oxp})} \quad t_{oxk} = 83.639$$

Т-ра середня води на ділянці  $\Delta L$

$$t_{oxcp} := \frac{t_{oxp} + t_{oxk}}{2} \quad t_{oxcp} = 82.746$$

$$Re_2 := w \cdot \frac{dv}{\nu(t_{oxcp})}$$

$$\alpha_2 := 0.023 \cdot Re_2^{0.8} \cdot Pr(t_{oxcp})^{0.4} \cdot \frac{\lambda(t_{oxcp})}{dv}$$

$$\alpha_2 = 7.112 \times 10^3$$

Сер. Т-ра стінки з боку охолоджувального середовища

$$t_{ct2} := t_{oxcp} + \frac{q \cdot 1000}{\alpha_2}$$

$$t_{ct2} = 90.057$$

Сер.Т-ра стінки з боку конденс. плівки

$$t_{ct1} := t_{ct2} + \frac{q \cdot 1000 \cdot \delta_{ct}}{\lambda_{ct}}$$

$$t_{ct1} = 94.645$$

$$f(P) := 33.5 + 1.757 \cdot P - 0.026 \cdot P^2 + 2.725 \cdot 10^{-4} \cdot P^3 - 1.745 \cdot 10^{-6} \cdot P^4 + 6.161 \cdot 10^{-9} \cdot P^5 - 9.177 \cdot 10^{-12} \cdot P^6$$

$$t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right) = 99.303 \quad t_i := t\left(\frac{P_{ni}}{1000}\right)$$

$$\alpha_1 := N \cdot \frac{-1}{6} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(t_i)^3 \cdot \rho_1(t_i) \cdot r(t_i) \cdot 9.81}{\nu(t_i) \cdot q \cdot d}}$$

$$t_i = 99.303$$

Сер. Т-ра зовнішн.поверхні плівки конденсату (гранична)

$$t_{ngr} := t_{ct1} + \frac{q \cdot 10^3}{\alpha_1}$$

$$\alpha_1 = 1.186 \times 10^4$$

Сер. Парціальн. Тиск пари на зовнішн.поверхні плівки конденсату ( граничн)

$$t_{ngr} = 99.028$$

$$T_{t1}(t) := 0.0141966 - 3.142305 \cdot \left[ \left( \frac{1000}{273.15 + t} \right) - \left( \frac{1000}{373.15} \right) \right] + 8.2 \cdot \log\left( \frac{373.15}{273.15 + t} \right) - 0.0024804 \cdot (100 - t)$$

$$P(t) := 0.9814 \cdot 10^{T_{t1}(t)} \cdot 10^5 \quad P(t_{ngr}) = 9.793 \times 10^4$$

$$P(t_{ngr}) = 9.793 \times 10^4$$

швидкість парогазової суміші у вихідному, вхідній ділянці перерізу теплообмінника та середня швидкість на виділеній ділянці  $\Delta L$

$$\rho_{cm} := \frac{P_{cm} \cdot 29 - 11 \cdot P_{ni}}{8314 \cdot (t_{cm} + 273)}$$

$$\rho_{cm} = 0.585$$

$$\omega_2 := \frac{Dn + Gg}{\rho_{cm} \cdot Fzp}$$

$$\omega_1 := \frac{Dvx + Gg}{\rho_{cm} \cdot Fzp}$$

$$\omega_{cp} := \frac{\omega_1 + \omega_2}{2}$$

$$\omega_1 = 8.007 \quad \omega_2 = 4.147$$

$$\omega_{cp} = 6.077$$

$$\alpha_{10} := N^{\frac{-1}{6}} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(t_i)^3 \cdot \rho_1(t_i) \cdot r(t_i) \cdot 9.81}{\nu(t_i) \cdot q \cdot d}} \quad \alpha_1 = 1.186 \times 10^4 \quad \alpha_{10} := \alpha_1$$

$$\alpha_1 := \alpha_{10} \cdot (0.062 \cdot \omega_{cp} + 0.62) \quad \alpha_1 = 1.183 \times 10^4$$

$$K := \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1}\right) + \left(\frac{1}{\alpha_2}\right) + \left(\frac{\delta_{ct}}{\lambda_{ct}}\right)} \quad K = 3.191 \times 10^3$$

$$\Delta t := t_{cm} - t_{oxcp} \quad q := K \cdot \Delta t \cdot 10^{-3} \quad q = 53.875 \quad \Delta t = 16.884$$

$$\Delta L_{16} := \Delta L \quad q_{16} := q \quad P_{n16} := P_{ni} \quad P_{16gr} := P(tngr) \quad t_{ox16} := t_i \quad \beta_p = 2.971 \times 10^{-6}$$

$$\varepsilon_{c16} := \varepsilon_{cp} \quad t_{ngr16} := t_{ngr} \quad R_k = 0.123 \quad R_{film} = 0.079 \quad R_{dif} = 0.044 \quad q = 53.875$$

$$R_{k16} := R_k \quad R_{film16} := R_{film} \quad R_{dif16} := R_{dif} \quad \Delta L_{15} = 0.5$$

$$\varepsilon_{vx16} := \varepsilon_1 \quad t_{k16} := t_{oxk} \quad Q_{16} := w \cdot \rho_1(t_{oxcp}) \cdot (t_{oxk} - t_p) \cdot C_p(t_{oxcp}) \cdot \pi \cdot \frac{dv^2}{4} \quad Q_{16} = 12.57 \quad \varepsilon_{vx16} = 8.819$$

$$\Delta L_{c16} := \Delta L_{c15} + \Delta L_{16} \quad Q_{max} := q_{max} \cdot (\Delta L_{c16} \cdot \pi \cdot dep) \quad t_{k16} = 83.639$$

$$\psi_{16} := \frac{Q_{16}}{Q_{max}} \quad \psi_{16} = 0.495$$

### Вхід пари L = 5

$$T\text{-ра водина виході} \quad t_{oxk} = 83.639 \quad \omega_{vx} := \omega_1 \quad q := 50.0 \quad \omega_1 = 8.007$$

$$\alpha_{10} := N^{\frac{-1}{6}} \cdot 0.655 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda(t_i)^3 \cdot \rho_1(t_i) \cdot r(t_i) \cdot 9.81}{\nu(t_i) \cdot q \cdot d}} \quad \alpha_1 = 1.202 \times 10^4 \quad \alpha_{10} := \alpha_1$$

$$\alpha_1 := \alpha_{10} \cdot (0.062 \cdot \omega_{vx} + 0.62) \quad K := \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1}\right) + \left(\frac{1}{\alpha_2}\right) + \left(\frac{\delta_{ct}}{\lambda_{ct}}\right)} \quad \alpha_1 = 1.342 \times 10^4$$

$$\Delta t := t_{cm} - t_{oxk} \quad q := K \cdot \Delta t \cdot 10^{-3} \quad q = 52.712 \quad \Delta t = 15.991 \quad K = 3.296 \times 10^3$$

$$L := 5 \quad q_{vx} := q \quad \varepsilon_{vx} := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{D_{vx}}{G_g}} \quad P_{cm} = 1 \times 10^5$$

$$P_{nvx} := P_{cm} \cdot (1 - \varepsilon_{vx}) \quad \varepsilon_{vx} = 8.819 \times 10^{-3}$$

$$PROT := \frac{D_{nv} \cdot 100}{D_{vx}} \quad PROT = 0.802 \quad P_{nvx} = 9.912 \times 10^4$$

$$\varepsilon_{vx} := \frac{1}{1 + 1.61 \cdot \frac{D_{vx}}{Gg}} \quad \text{PROT} := \frac{D_{nv} \cdot 100}{D_{vx}} \quad \text{PROT} = 0.802 \quad \varepsilon_{vx} = 8.819 \times 10^{-3}$$

$$D_{vx} = 0.202$$

Результати розрахунку розподілення по довжині тепл.обмінної секції: густини теплового потоку, парціального тиску пари, парц. тиску пари на міжфазній границі, газівміст.

$L :=$	$q(L) :=$	$P_n(L) :=$	$P_{gr}(L) :=$	$\varepsilon_{cp}(L) :=$					
					0.05	q1	Pn1	P1gr	εc1
					0.2	q2	Pn2	P2gr	εc2
					0.4	q3	Pn3	P3gr	εc3
					0.6	q4	Pn4	P4gr	εc4
					0.8	q5	Pn5	P5gr	εc5
					1.0	q6	Pn6	P6gr	εc6
					1.2	q7	Pn7	P7gr	εc7
					1.4	q8	Pn8	P8gr	εc8
					1.6	q9	Pn9	P9gr	εc9
					1.8	q10	Pn10	P10gr	εc10
					2.0	q11	Pn11	P11gr	εc11
					2.2	q12	Pn12	P12gr	εc12
					2.55	q13	Pn13	P13gr	εc13
					3.05	q14	Pn14	P14gr	εc14
					3.55	q15	Pn15	P15gr	εc15
4.4	q16	Pn16	P16gr	εc16					
5	qv <sub>x</sub>	Pnv <sub>x</sub>		εv <sub>x</sub>					

$q$	$=$	$P_n$	$=$	$P_{gr}$	$=$	$\varepsilon_c$				
							q1	Pn1	P1gr	εc1
							q2	Pn2	P2gr	εc2
							q3	Pn3	P3gr	εc3
							q4	Pn4	P4gr	εc4
							q5	Pn5	P5gr	εc5
							q6	Pn6	P6gr	εc6
							q7	Pn7	P7gr	εc7
							q8	Pn8	P8gr	εc8
							q9	Pn9	P9gr	εc9
							q10	Pn10	P10gr	εc10
							q11	Pn11	P11gr	εc11

0	5.658·10 <sup>-3</sup>
1	9.397·10 <sup>-3</sup>
2	0.016
3	0.036
4	0.256
5	0.786
6	1.531
7	2.623
8	4.248
9	6.144
10	8.645
11	13.611

0	4.741·10 <sup>4</sup>
1	4.745·10 <sup>4</sup>
2	4.751·10 <sup>4</sup>
3	4.774·10 <sup>4</sup>
4	5.059·10 <sup>4</sup>
5	5.608·10 <sup>4</sup>
6	6.221·10 <sup>4</sup>
7	6.863·10 <sup>4</sup>
8	7.478·10 <sup>4</sup>
9	8.019·10 <sup>4</sup>
10	8.468·10 <sup>4</sup>

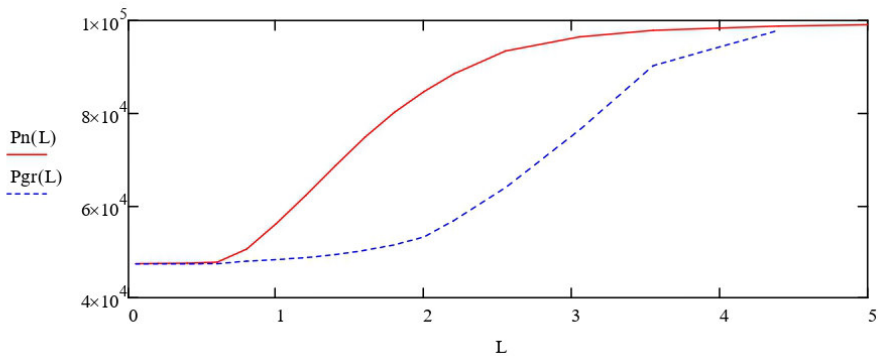
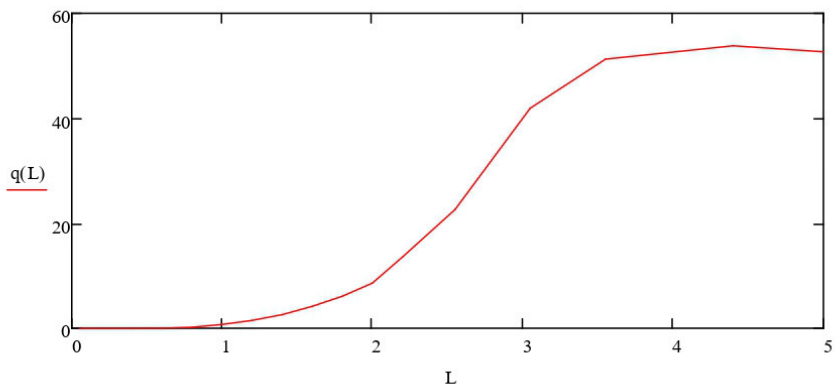
  

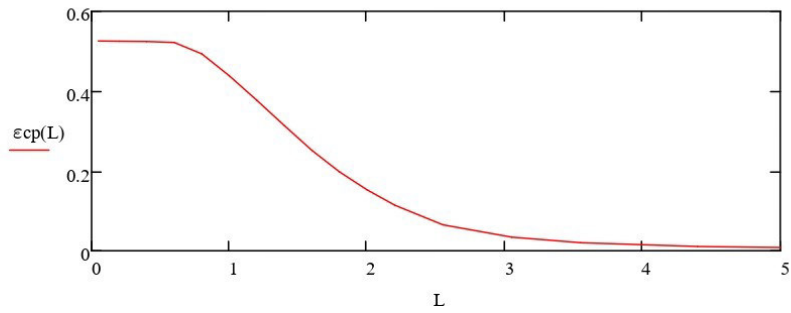
0	4.738·10 <sup>4</sup>
1	4.738·10 <sup>4</sup>
2	4.738·10 <sup>4</sup>
3	4.742·10 <sup>4</sup>
4	4.799·10 <sup>4</sup>
5	4.828·10 <sup>4</sup>
6	4.872·10 <sup>4</sup>
7	4.941·10 <sup>4</sup>
8	5.031·10 <sup>4</sup>
9	5.152·10 <sup>4</sup>
10	5.318·10 <sup>4</sup>

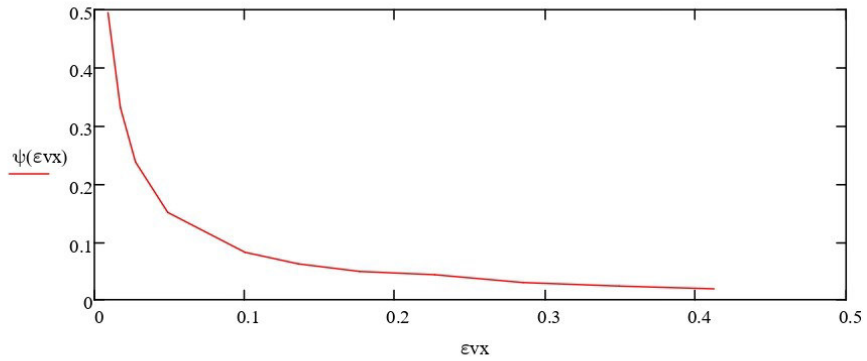
0	0.526
1	0.526
2	0.525
3	0.523
4	0.494
5	0.439
6	0.378
7	0.314
8	0.252
9	0.198
10	0.152

q13	12	22.634	Pn12	11	$8.849 \cdot 10^4$	P12gr	11	$5.673 \cdot 10^4$	$\epsilon_{c12}$	10	0.133
q14	13	41.973	Pn13	12	$9.346 \cdot 10^4$	P13gr	12	$6.388 \cdot 10^4$	$\epsilon_{c13}$	11	0.115
q15	14	51.331	Pn14	13	$9.652 \cdot 10^4$	P14gr	13	$7.63 \cdot 10^4$	$\epsilon_{c14}$	12	0.065
q16	15	...	Pn15	14	$9.79 \cdot 10^4$	P15gr	14	$9.027 \cdot 10^4$	$\epsilon_{c15}$	13	0.035
qv <sub>x</sub>			Pn16	15	...	P16gr	15	$9.793 \cdot 10^4$	$\epsilon_{c16}$	14	0.021
			(Pnv <sub>x</sub> )						( $\epsilon_{vx}$ )	15	...





$\begin{pmatrix} \varepsilon_{vx6} \\ \varepsilon_{vx8} \\ \varepsilon_{vx9} \\ \varepsilon_{vx10} \\ \varepsilon_{vx11} \\ \varepsilon_{vx12} \\ \varepsilon_{vx13} \\ \varepsilon_{vx14} \\ \varepsilon_{vx15} \\ \varepsilon_{vx16} \end{pmatrix}$	$=$	<table border="1"><tr><td></td><td>0</td></tr><tr><td>0</td><td>0.412</td></tr><tr><td>1</td><td>0.285</td></tr><tr><td>2</td><td>0.226</td></tr><tr><td>3</td><td>0.176</td></tr><tr><td>4</td><td>0.136</td></tr><tr><td>5</td><td>0.1</td></tr><tr><td>6</td><td>0.049</td></tr><tr><td>7</td><td>0.027</td></tr><tr><td>8</td><td>0.017</td></tr><tr><td>9</td><td><math>8.819 \cdot 10^{-3}</math></td></tr></table>		0	0	0.412	1	0.285	2	0.226	3	0.176	4	0.136	5	0.1	6	0.049	7	0.027	8	0.017	9	$8.819 \cdot 10^{-3}$	$\begin{pmatrix} \psi_6 \\ \psi_8 \\ \psi_9 \\ \psi_{10} \\ \psi_{11} \\ \psi_{12} \\ \psi_{13} \\ \psi_{14} \\ \psi_{15} \\ \psi_{16} \end{pmatrix}$	$=$	<table border="1"><tr><td></td><td>0</td></tr><tr><td>0</td><td>0.019</td></tr><tr><td>1</td><td>0.03</td></tr><tr><td>2</td><td>0.044</td></tr><tr><td>3</td><td>0.049</td></tr><tr><td>4</td><td>0.062</td></tr><tr><td>5</td><td>0.082</td></tr><tr><td>6</td><td>0.151</td></tr><tr><td>7</td><td>0.238</td></tr><tr><td>8</td><td>0.332</td></tr><tr><td>9</td><td>0.495</td></tr></table>		0	0	0.019	1	0.03	2	0.044	3	0.049	4	0.062	5	0.082	6	0.151	7	0.238	8	0.332	9	0.495	$\varepsilon_{vx} :=$	$\begin{pmatrix} \varepsilon_{vx6} \\ \varepsilon_{vx7} \\ \varepsilon_{vx8} \\ \varepsilon_{vx9} \\ \varepsilon_{vx10} \\ \varepsilon_{vx11} \\ \varepsilon_{vx12} \\ \varepsilon_{vx13} \\ \varepsilon_{vx14} \\ \varepsilon_{vx15} \\ \varepsilon_{vx16} \end{pmatrix}$	$\psi(\varepsilon_{vx}) :=$	$\begin{pmatrix} \psi_6 \\ \psi_7 \\ \psi_8 \\ \psi_9 \\ \psi_{10} \\ \psi_{11} \\ \psi_{12} \\ \psi_{13} \\ \psi_{14} \\ \psi_{15} \\ \psi_{16} \end{pmatrix}$
	0																																																				
0	0.412																																																				
1	0.285																																																				
2	0.226																																																				
3	0.176																																																				
4	0.136																																																				
5	0.1																																																				
6	0.049																																																				
7	0.027																																																				
8	0.017																																																				
9	$8.819 \cdot 10^{-3}$																																																				
	0																																																				
0	0.019																																																				
1	0.03																																																				
2	0.044																																																				
3	0.049																																																				
4	0.062																																																				
5	0.082																																																				
6	0.151																																																				
7	0.238																																																				
8	0.332																																																				
9	0.495																																																				



$\begin{pmatrix} \varepsilon_{vx4} \\ \varepsilon_{vx6} \\ \varepsilon_{vx8} \\ \varepsilon_{vx10} \\ \varepsilon_{vx12} \\ \varepsilon_{vx14} \\ \varepsilon_{vx16} \end{pmatrix}$	$=$	$\begin{pmatrix} 0.521 \\ 0.412 \\ 0.285 \\ 0.176 \\ 0.1 \\ 0.027 \\ 8.819 \times 10^{-3} \end{pmatrix}$	$\begin{pmatrix} \psi_4 \\ \psi_6 \\ \psi_8 \\ \psi_{10} \\ \psi_{12} \\ \psi_{14} \\ \psi_{16} \end{pmatrix}$	$=$	$\begin{pmatrix} 0.014 \\ 0.019 \\ 0.03 \\ 0.049 \\ 0.082 \\ 0.238 \\ 0.495 \end{pmatrix}$
---	-----	--	--	-----	--