

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

Інститут (факультет ) \_\_\_\_\_ *ННІТІ ім. акад. І.С. Гулого*  
Кафедра \_\_\_\_\_ *машин і апаратів харчових та фармацевтичних виробництв*

«До захисту в ЕК»  
Директор інституту(декан факультету)  
\_\_\_\_\_  
(підпис) \_\_\_\_\_ *Сергій Блаженко*  
(прізвище та ініціали)

«До захисту допущено»  
Завідувач кафедри  
\_\_\_\_\_  
(підпис) \_\_\_\_\_ *Олександр Гавва*  
(прізвище та ініціали)

« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 2022 р.

« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 2022 р.

**КВАЛІФІКАЦІЙНА РОБОТА**  
**НА ЗДОБУТТЯ ОСВІТНЬОГО СТУПЕНЯ МАГІСТРА**

зі спеціальності \_\_\_\_\_ *133 Галузеве машинобудування*  
(код та назва спеціальності)

освітньо-професійної програми \_\_\_\_\_ *Інжиніринг харчових виробництв*  
на тему: \_\_\_\_\_ *Обґрунтування конструкції ректифікаційної колони насадкового типу РКА для розділення водно-спиртових розчинів*

Виконав: здобувач 2 курсу, групи 5М

\_\_\_\_\_ *Латиговський Дмитро Олександрович*  
(прізвище, ім'я, по батькові повністю) \_\_\_\_\_ (підпис)

Керівник: \_\_\_\_\_ *Чепелюк Олена Олександрівна*  
(прізвище, ім'я та по батькові повністю) \_\_\_\_\_ (підпис)

Консультанти \_\_\_\_\_ (прізвище та ініціали) \_\_\_\_\_ (підпис)

\_\_\_\_\_ (прізвище та ініціали) \_\_\_\_\_ (підпис)

\_\_\_\_\_ (прізвище та ініціали) \_\_\_\_\_ (підпис)

Рецензент \_\_\_\_\_ (прізвище та ініціали) \_\_\_\_\_ (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 відповідне джерело.

Здобувач \_\_\_\_\_  
(підпис)

Київ – 2022 р.

НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ  
Інститут *ННІТІ ім. акад. І.С. Гулого*  
Кафедра *машин і апаратів харчових та фармацевтичних виробництв*  
Освітній ступінь *магістр*  
Спеціальність *133 «Галузеве машинобудування»*  
(код і назва)  
Освітньо-професійна програма *Інжиніринг харчових виробництв*  
(назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ  
Завідувач кафедри  
*Олександр Гавва*

“ \_\_\_\_\_ ” \_\_\_\_\_ 202 року

## З А В Д А Н Н Я НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ ЗДОБУВАЧА

*Латиговський Дмитро Олександрович*

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи *Обґрунтування конструкції ректифікаційної колони насадкового типу РКА для розділення водно-спиртових розчинів*

керівник роботи *Чепелюк Олена Олександрівна, доцент, к.т.н.*

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

*затверджені наказом закл. вищої осв. від “02” листопада 2021 року № 869-кв*

2. Строк подання здобувачем роботи *01 лютого 2022 р.*

3. Вихідні дані до роботи *технічний паспорт обладнання;  
кресленики обладнання; продукт ректифікації – етанол – вода;  
продуктивність 185 кг/опер.; тиск у ректифікаційній колоні 0,5 атм.*

4. Зміст пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) *анотація, зміст; вступ, порівняльний аналіз технічних рішень поставленої задачі, об'єкт і методика досліджень, результати моделювання; технологічний розрахунок установки, конструктивний розрахунок колони, гідравлічний розрахунок, розрахунок на міцність, вибір конструкційних матеріалів, вимоги до монтажу, ремонту та експлуатації, висновки, список використаної літератури, додатки*

5. Перелік графічного матеріалу

*Колона ректифікаційна (1 лист А1), холодильник (1 лист А1), вузли колони – проміжна частина, середня частина, спіраль ТЕНа (3 листи А1)*

## 6. Консультанти розділів роботи

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв

7. Дата видачі завдання 2 листопада 2021 р.

## КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№	Назва етапів виконання кваліфікаційної роботи	Строк виконання етапів роботи	Примітка
1	<i>Анотація, зміст</i>	<i>15.11.21</i>	<i>Виконано</i>
2	<i>Вступ</i>	<i>20.11.21</i>	<i>Виконано</i>
3	<i>Порівняльний аналіз технічних рішень поставленої задачі</i>	<i>05.12.21</i>	<i>Виконано</i>
4	<i>Об'єкт і методика досліджень</i>	<i>10.12.21</i>	<i>Виконано</i>
5	<i>Результати моделювання</i>	<i>20.12.21</i>	<i>Виконано</i>
6	<i>Технологічний розрахунок установки</i>	<i>10.01.22</i>	<i>Виконано</i>
7	<i>Конструктивний розрахунок колони</i>	<i>15.01.22</i>	<i>Виконано</i>
8	<i>Гідравлічний розрахунок, розрахунок на міцність</i>	<i>18.01.22</i>	<i>Виконано</i>
9	<i>Вибір конструкційних матеріалів</i>	<i>20.01.22</i>	<i>Виконано</i>
10	<i>Вимоги до монтажу, ремонту та експлуатації</i>	<i>24.01.22</i>	<i>Виконано</i>
	<i>Висновки</i>	<i>26.01.22</i>	<i>Виконано</i>
	<i>Список використаної літератури</i>	<i>28.01.22</i>	<i>Виконано</i>
	<i>Графічна частина: 5 аркушів</i>	<i>28.01.22</i>	<i>Виконано</i>
14	<i>Подача МР на кафедрі</i>	<i>01.02.22</i>	<i>Виконано</i>

**Здобувач**

\_\_\_\_\_

(підпис)

**Керівник роботи**

\_\_\_\_\_

(підпис)

*Дмитро Латиговський*

(прізвище та ініціали)

*Олена Челюк*

(прізвище та ініціали)

## Анотація

Мета кваліфікаційної роботи: обґрунтувати раціональну конструкцію ректифікаційної колони насадкового типу РКА для розділення водно-спиртових розчинів.

Об'єкт: процес ректифікації водно-спиртових сумішей в колоні малої продуктивності. Предмети досліджень – рух пари в колоні крізь насадки, вплив конструкції насадок та об'єму колони на ефективність процесу.

В ході виконання роботи промодельовано рух пари суміші етанол-вода в колоні, здійснені необхідні розрахунки для обґрунтування конструкції вибраної установки, виконані креслення основних вузлів апарата.

Встановлено, що на продуктивність процесу ректифікації найбільше впливає об'єм ректифікаційної колони.

Для відділення парів спирту в ректифікаційній колоні малої продуктивності доцільно використовувати насадки типу «п'ятиповерхова дискова багатоотвірна», які мають більшу поверхню контакту, при цьому більш інтенсивно зменшується температура парової суміші.

**Ключові слова:** ректифікаційна колона, насадки, пара, температура, швидкість.

## **Annotation**

The purpose of the qualification work is to substantiate the rational design of the distillation column of the nozzle type RKA for the separation of aqueous-alcoholic solutions.

Object of the research is the process of rectification of water-alcohol mixtures in a low-productivity column. The subjects of research are the movement of steam in the column through the nozzles, the influence of the nozzles design and the column volume on the process efficiency.

In the work the movement of ethanol-water vapor mixture in the column was modeled, the necessary calculations were performed to substantiate the design of the selected equipment, drawings of the main components of the apparatus were made.

The productivity of the rectification process was found to be most affected by the volume of the distillation column.

To separate alcohol vapors in a low-capacity distillation column, it is advisable to use nozzles such as "five-storey multi-hole disc", which have a larger contact surface, while more intensely reducing the temperature of the steam mixture.

**Key words:** distillation column, nozzles, steam, temperature, speed.

## Зміст

ВСТУП.....	9
Розділ 1. ПОРІВНЯЛЬНИЙ АНАЛІЗ ТЕХНІЧНИХ РІШЕНЬ ПОСТАВЛЕНОЇ ЗАДАЧІ.....	11
1.1. Масообмінний апарат для виготовлення спирту-сирцю.....	12
1.2. Ректифікаційна колона РКА насадкового типу для розділення водно-спиртових розчинів. ....	15
Розділ 2. ОБ'ЄКТИ І МЕТОДИ ДОСЛІДЖЕНЬ .....	<b>Ошибка! Закладка не определена.</b>
2.1. Методика імітаційного моделювання <b>Ошибка! Закладка не определена.</b>	
2.2 Види насадок, які використовуються для ректифікації .....	20
Розділ 3. РЕЗУЛЬТАТИ МОДЕЛЮВАННЯ .....	24
Розділ 4. ТЕХНОЛОГІЧНИЙ РОЗРАХУНОК УСТАНОВКИ .....	31
4.1. Матеріальний розрахунок .....	31
4.1.1. Розрахунок витрати дистилляту та кубового залишку: .....	31
4.1.2. Перерахунок масових концентрацій у молярні.... <b>Ошибка! Закладка не определена.2</b>	
4.1.3 Температурний режим роботи колони.....	33
4.1.4 Розрахунок флегмового числа .....	<b>Ошибка! Закладка не определена.34</b>
4.1.5 Середня концентрація рідини та пари в колоні .....	36
4.1.6 Густина пари .....	36
4.1.7 Густина суміші .....	37
4.1.8. Витрата пари, що підіймається по колоні.....	37
4.1.9 Витрата рідини, що стікає по колоні.....	38
4.2. Тепловий розрахунок установки .....	38
4.2.1 Витрата тепла на підігрівання суміші .....	38
4.2.2. Витрата тепла на процес перегонки .....	<b>Ошибка! Закладка не определена.9</b>

4.2.3 Витрата грілової пари на перегонку <i>Відповідальна особа: НУХТ</i>	4.2.4. Теплове навантаження дефлегматора <i>Власник документа</i>	4.2.5 Теплове навантаження холодильника дистилляту <i>НУХТ</i>	Вид документа <i>Пояснювальна записка</i>	Статус документа <i>160188.MP.24.00 ПЗ</i>
Розробник документа <i>Латигобський Д.О.</i>	Назва, додаткова назва <i>ЗМІСТ</i>	Документ затверджено <i>Габва О.М.</i>	Інф. змін.	Дата видання
			Мова <i>UA</i>	Аркуш <i>1/3</i>

4.2.6 Теплове навантаження холодильника кубового залишку.....	41
4.2.7 Витрата охолоджуючої води в дефлегматорі.....	42
4.2.8 Витрата охолоджуючої води в холодильнику дистилляту .....	<b>Ошибка!</b>

### **Закладка не определена.3**

4.2.9 Витрата охолоджуючої води в холодильнику кубового залишку .....	43
---	----

### **Розділ 5. КОНСТРУКТИВНИЙ РОЗРАХУНОК КОЛОНИ ...Ошибка! Закладка не определена.**

5.1. Діаметр колони .....	45
5.2 Висота колони.....	47
5.2.1 Еквівалентна висота насадки .....	47
5.2.2 Знаходження числа теоретичних тарілок .....	49
5.2.3 Висота насадки .....	51
5.2.4 Загальна висота колони .....	51
5.3 Розрахунок діаметрів патрубків .....	52
5.3.1 Патрубок входу пари в колону із куба-кип'ятильника.....	52
5.3.2 Патрубок виходу пари із колони .....	53
5.3.3 Патрубок подачі флегми в колону.....	53
5.3.4 Патрубок виходу кубового залишку .....	53
5.4 Вибір фланців для патрубків.....	54
5.5 Вибір фланців для кришки та до корпусу.....	55
5.6. Вибір кришки, днища .....	55
5.7 Вибір сталюї решітки під насадку .....	56
5.8. Вибір тарілки живлення .....	57
5.9 Вибір перерозподільної тарілки .....	58
5.10 Вибір люків .....	59

### **Розділ 6. ГІДРАВЛІЧНИЙ РОЗРАХУНОК..... 60**

### **Розділ 7. РОЗРАХУНОК НА МІЦНІСТЬ .....**

7.1. Розрахунок товщини стінки оболонки.....	62
7.2. Розрахунок товщини стінки еліптичного днища .....	64
7.3. Визначення маси апарата .....	64

### **8 ВИБІР КОНСТРУКЦІЙНИХ МАТЕРІАЛІВ .....**

68

<i>Зміст</i>	<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i>	<i>Аркуш</i>
--------------	-------------------	---------------------	-------------	--------------

9. ВИМОГИ ДО МОНТАЖУ, РЕМОНТУ, ЕКСПЛУАТАЦІЇ .....	70
9.1. Отримання та встановлення колони на підприємстві. ....	70
9.2. Введення колони в експлуатацію .....	70
9.3. Ремонт.....	71
ВИСНОВКИ.....	72
Список використаної літератури .....	73
Додатки.....	76

## ВСТУП

На сьогодні в Україні спостерігається гострий дефіцит спирту. Це пов'язано з тим, що більшість підприємств простоюють або працюють у «тіні». При цьому спирт використовується у понад 150 різних галузях економіки. Крім цього, додатковий попит на цю продукцію створив вірус COVID- 2019 [1].

Держава суттєво обмежувала діяльність спиртової галузі. Зокрема, майже всі види спирту, крім біоетанолу, можна було виробляти лише на державних підприємствах. У виробництві алкогольних напоїв можна було використовувати лише спирт, вироблений в Україні. Імпортувати, експортувати та здійснювати оптову торгівлю спиртом могли лише державні підприємства спеціально уповноважені Кабміном.

Державні підприємства, які виробляють спирт, держава вважала стратегічними, і тому їх не можна було приватизувати. Всього держава володіла 83 заводами, які виробляють спирт.

Ці обмеження призвели до занепаду галузі та розвитку тіньового виробництва. За останні 10 років виробництво легального харчового спирту скоротилось у 4 рази. Зокрема, це відбувалося через низьку конкурентоспроможність на зовнішніх ринках та зростання тіньового ринку всередині країни. За оцінкою керівника ДП «Укрспирт», який об'єднував 41 завод, ціна на спирт вітчизняних виробників завищена майже вдвічі.

Аудит, який міністерство економіки розпочало на початку листопада 2019, показав що 22 заводи з 83 у незадовільному стані та не відповідають технічним вимогам, 43 заводи вже тривалий час простоюють [2].

У жовтні 2019 Верховна Рада прийняла закон, який скасував перелік підприємств, які заборонені до приватизації. Це зробило можливою приватизацію заводів, що виробляють спирт.

<i>Відповідальна організація</i> <b>НУХТ</b>	<i>Технічне узгодження</i> Чепеляк О.О.	<i>Вид документа</i> <b>Пояснювальна записка</b>		<i>Статус документа</i>	
<i>Власник документа</i> <b>НУХТ</b>	<i>Розробник документа</i> Латигобський Д.О.	<i>Назва, додаткова назва</i> <b>Вступ</b>	<b>160188.MP.24.00 ПЗ</b>		
	<i>Документ затверджено</i> Гавва О.М.		<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> <b>UA</b>

Уряд планує запуснути приватизацію більшості заводів, що виробляють спирт, аби зробити галузь конкурентною та модернізувати виробництво.

З 1 2021 року січня почав діяти закон про демонополізацію спиртової галузі 318-ІХ «Про внесення змін до Закону України «Про державне регулювання виробництва і обігу спирту етилового, коньячного і плодового, алкогольних напоїв, тютюнових виробів та пального» щодо лібералізації діяльності у сфері виробництва і обігу спирту етилового», він дозволяє виробляти спирт та здійснювати оптову торгівлю усім підприємствам, які мають відповідну ліцензію.

Відповідно збільшиться потреба у ректифікаційних апаратах малої потужності, роботу яких потрібно зробити економічно вигідною. Це обумовлює актуальність обраної тематики.

## РОЗДІЛ 1. ПОРІВНЯЛЬНИЙ АНАЛІЗ ТЕХНІЧНИХ РІШЕНЬ ПОСТАВЛЕНОЇ ЗАДАЧІ

У харчовій, хімічній і багатьох інших галузях промисловості часто виникає необхідність розділяти суміші на окремі чисті компоненти або на фракції, збагачені окремими компонентами. В харчовій промисловості характерними прикладами є розділення водно-спиртових розчинів, в хімічній – розділення органічних сполук, осушення, очищення розчинників, тощо. Для розділення складних рідких сумішей на індивідуальні компоненти або окремі збагачені фракції використовують процеси дистиляції і ректифікації.

Ректифікація – процес розділення рідких сумішей на практично чисті компоненти шляхом застосування методу багаторазової (багатоступінчастої) протитечійної дистиляції, проведеної в колонному апараті – ректифікаційній колоні. У виробництвах невеликого масштабу використовуються ректифікаційні установки періодичної дії. Вихідну суміш завантажують в куб, який оснащений системою нагрівання. Суміш підігривають до кипіння, і пари надходять до насадки, якою заповнена колона. Піднімаючись колонною вгору, пари збагачуються низькокиплячим компонентом, який охолоджується в холодильниках і розділяється на флегму і дистилят. Застосування ректифікації дозволяє одержувати речовини високого ступеня чистоти.

Для розділення водно-спиртових розчинів на ринку існує велика кількість технічних рішень, нижче наведено опис масообмінного апарату для виготовлення спирту-сирцю та ректифікаційної колони РКА насадкового типу для розділення водно-спиртових розчинів, що є темою дипломної роботи.

<i>Відповідальна організація</i> <b>НУХТ</b>	<i>Технічне узгодження</i> Чепеляк О.О.	<i>Вид документа</i> <b>Пояснювальна записка</b>		<i>Статус документа</i>			
<i>Власник документа</i>  <b>НУХТ</b>	<i>Розробник документа</i> Латигівський Д.О.	<i>Назва, додаткова назва</i>  <b>Розділ 1. Порівняльний аналіз технічних рішень поставленої задачі</b>	<b>160188.MP.24.00 ПЗ</b>				
	<i>Документ затверджено</i> Гавва О.М.		<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> <b>UA</b>	<i>Аркуш</i> <b>1/8</b>	

### 1.1. Масообмінний апарат для виготовлення спирту сирцю.

Масообмінний апарат зображений на рис.1.1, використовується для виготовлення спирту-сирцю, він оснащений різними типами тарілок, що контактують з продуктом ректифікації. Запропонована конфігурація тарілок забезпечує велику питому поверхню, високий коефіцієнт масопередачі, високі техніко-економічні показники.

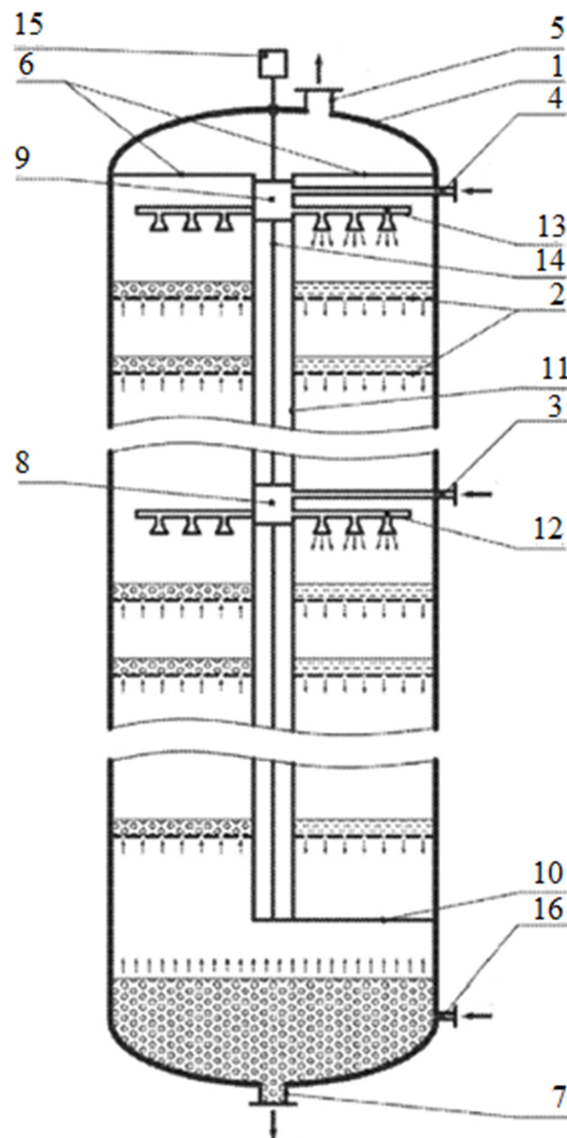


Рис 1.1. Схема масообмінного апарату

1. Корпус;
2. Масообмінні тарілки;
3. Труба подачі вихідної суміші;
4. Труба подачі флегми;
5. Патрубок виводу парової суміші;
6. Перегородки;
7. Патрубок виводу рідкої суміші;
8. Розподільчий пристрій верхній;
9. Розподільчий пристрій нижній;
10. Регулятор парової фази;
11. Коаксіальна обичайка;
12. Патрубки вихідної суміші;
13. Патрубки подачі флегми;
14. Вал;
15. Привід валу;
16. Патрубок подачі пари.

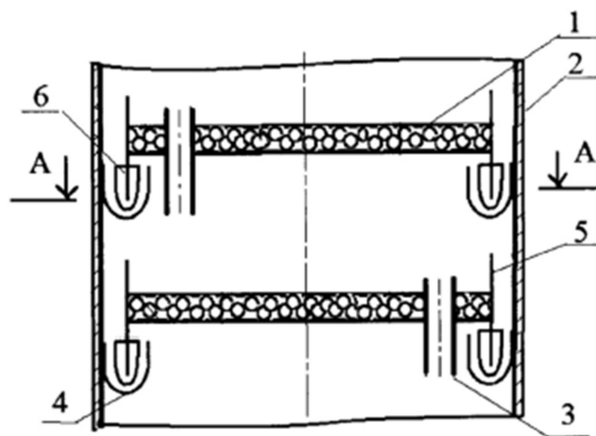


Рис. 1.2. Схема установки тарілок в масообмінному апараті

1. Перфоровані диски;
2. Корпус;
3. Переливні патрубки;
4. Кільцеві жолоби;
5. Кільця;
6. Поплавки.

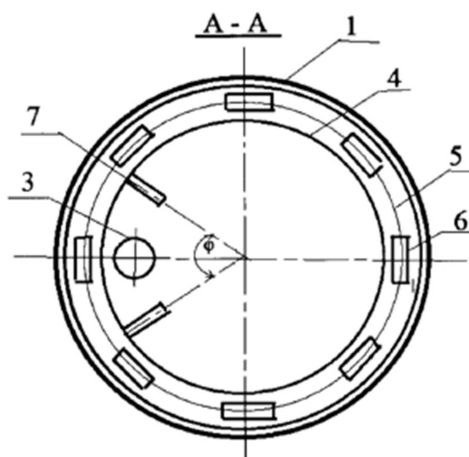


Рис. 1.3. Горизонтальний переріз А-А у зоні установки тарілок

1. Перфоровані диски;
2. Корпус;
3. Переливні патрубки;
4. Кільцеві жолоби;
5. Кільця;
6. Поплавки;
7. Обмежувальна пластина.

#### Принцип дії установки:

За допомогою труби подачі вихідної суміші 3, вихідна суміш подається у розподільчий пристрій нижній 8, потім через патрубки вихідної суміші 12, вихідна суміш потрапляє на масообмінні тарілки 2. За допомогою труби подачі флегми 4, флегма подається у розподільчий пристрій верхній 9, потім через патрубки подачі флегми 13, флегма потрапляє на масообмінні тарілки 2. Через патрубків виводу парової суміші 5, парова суміш виводиться з колони. Через патрубків виводу рідкої суміші 7, рідка суміш виводиться з колони. Вал 14, приводиться у дію за допомогою приводу валу 15. Пара у колону подається за допомогою патрубка подачі пари 16.

#### Переваги:

- Велика питома поверхня масообмінну;
- Інтенсивний процес масопередачі;

Недоліками цього способу є складність налагодження роботи клапанів подачі та відводу робочих сумішей.

### 1.2. Ректифікаційна колона РКА насадкового типу для розділення водно-спиртових розчинів.

Ректифікаційна колона РКА насадкового типу використовується для розділення водно-спиртових розчинів, та утворення азеотропних сумішей. Такі колони є досить популярними на хімічних та фармацевтичних виробництвах, оскільки є ефективними, простими у виготовленні, нескладними у експлуатації.

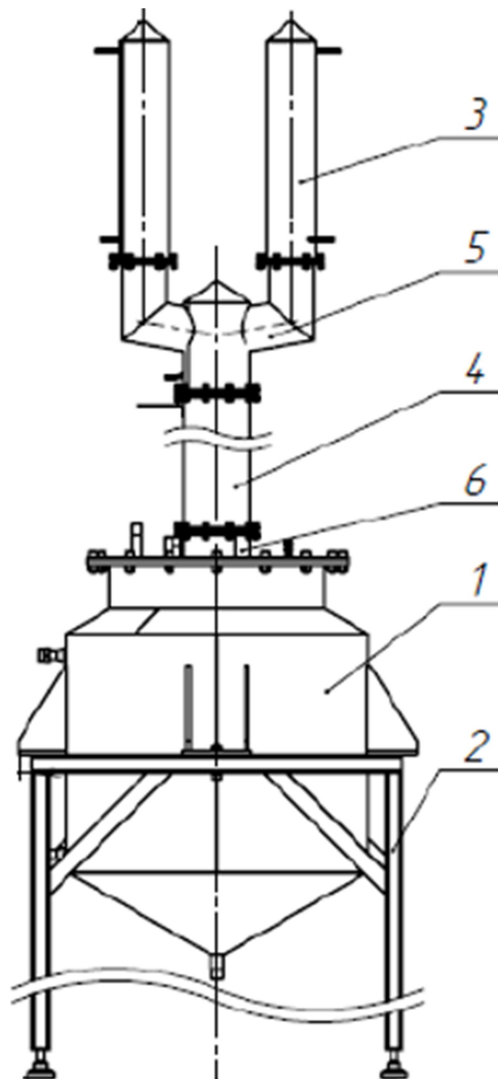


Рис. 1.4. Ректифікаційна колона РКА насадкового типу для розділення водно-спиртових розчинів.

1. Тен для нагрівання суміші;
2. Опора;
3. Холодильники;
4. Колона з насадками;
- 5 Перерозподільна частина;
- 6 Середня частина.

#### Принцип дії ректифікаційної колони:

Суміш у ректифікаційній колоні нагрівається за допомогою змійовика Рис. 1.5, що розташований у ТЕНі для нагрівання суміші 1. Гріючим агентом є мастило.

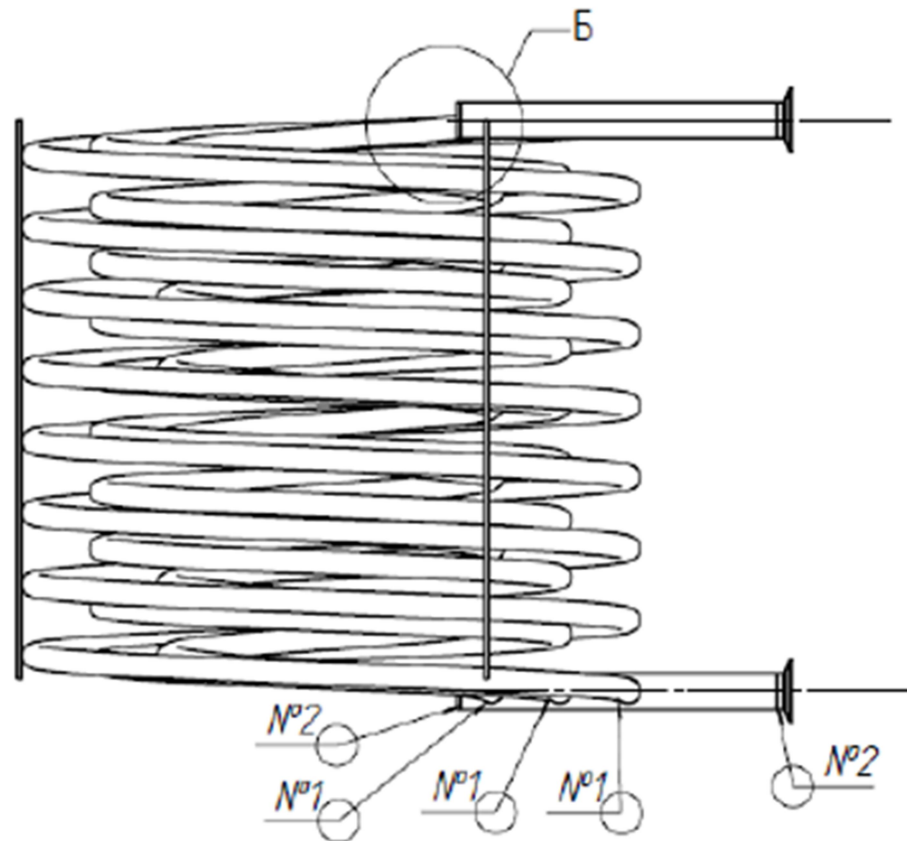


Рис. 1.5. Змійовик

Парорідинна суміш піднімається вгору по колонні з насадками 4, до перерозподільної частини 5.

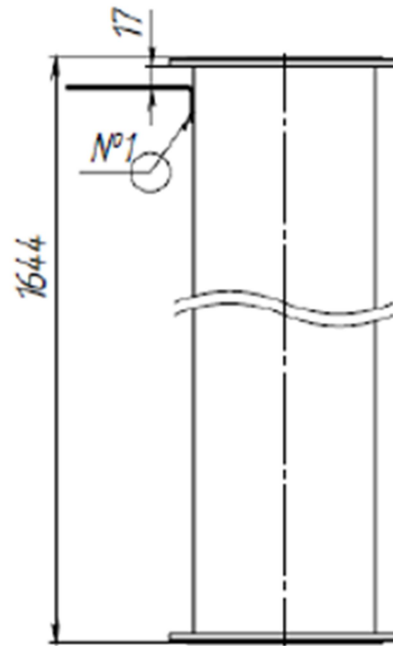


Рис. 1.6. Колона з насадками

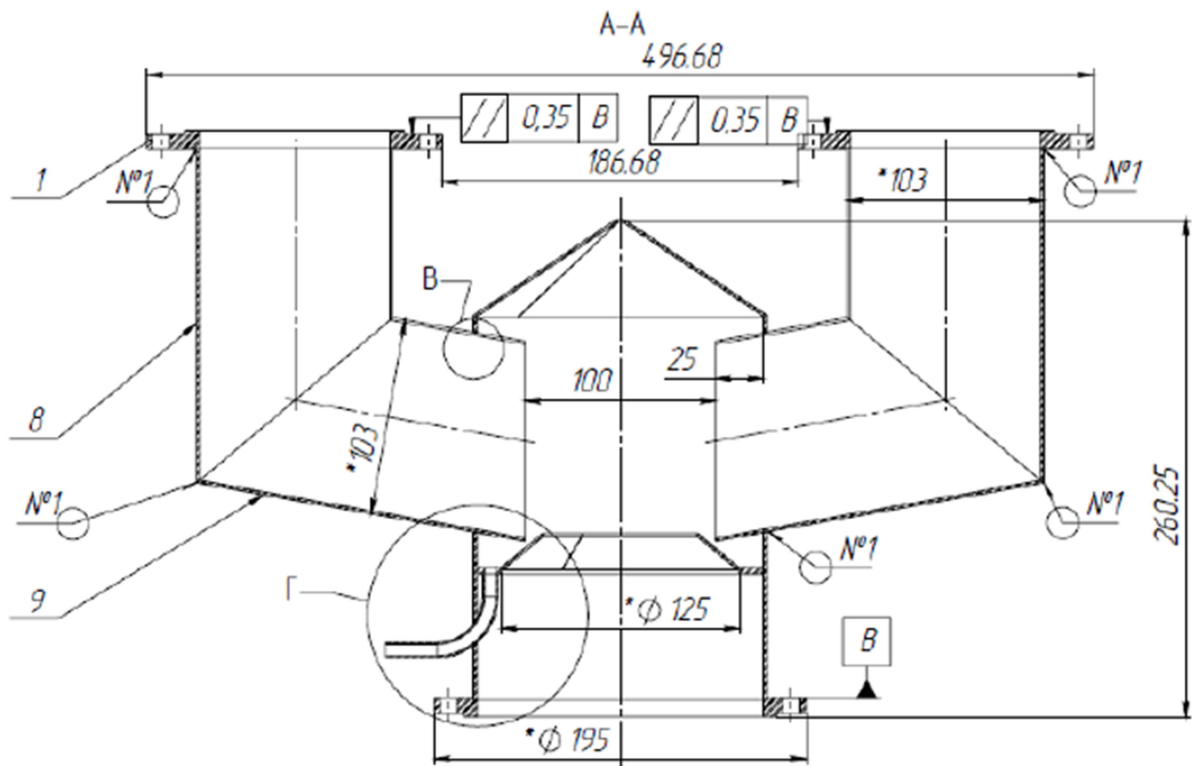


Рис. 1.7. Перерозподільна частина.

Після розподілення у перерозподільній частині 4, пара піднімається вгору до холодильників 3.

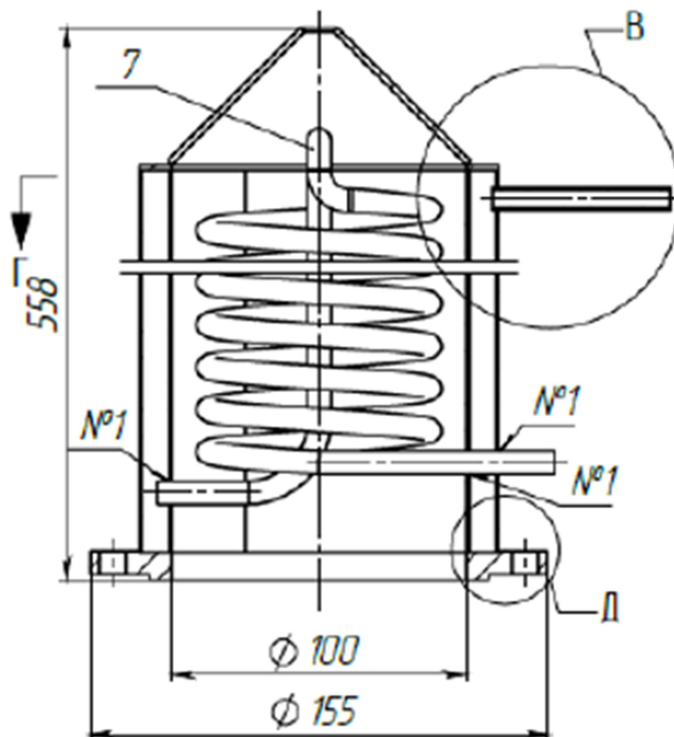


Рис. 1.8. Холодильник

Після конденсації, конденсат у вигляді флегми повертається у колону з насадками 4 на повторну перегонку, а вихідна суміш відводиться з апарату. Охолоджуючим агентом є вода.

Переваги:

- Дешевизна конструкції;
- Легкість в експлуатації;
- Компактність у розташованні.

Недоліки:

- Невелика площа контакту.

## РОЗДІЛ 2. ОБ'ЄКТИ І МЕТОДИ ДОСЛІДЖЕННЯ

Мета магістерської роботи – провести дослідження ректифікаційної колони насадкового типу РКА для розділення водно-спиртових розчинів, промодельовати рух пари суміші етанол-вода в колоні, зробити необхідні розрахунки для обґрунтування конструкції вибраної установки, надати креслення основних вузлів апарата.

*Об'єктом досліджень є процес ректифікації водно-спиртових сумішей в колоні малої продуктивності. Предмети досліджень – рух пари в колоні крізь насадки, вплив конструкції насадок та об'єму колони на ефективність процесу.*

### 2.1. Методика імітаційного моделювання

Для моделювання руху пари та її властивостей в середині колони було обрано програмне забезпечення SolidWorks, що має вбудований додаток Flow Simulation.

Програмний продукт SolidWorks є найпоширенішим інструментом, який використовують для автоматизованого проектування (САПР) і 3D моделювання. Створення 3D деталей і подальше їх об'єднання у зборки дає можливість проєктанту уникнути помилок, які часто виникають при кресленні проєкцій виробів вручну.

Програма для проведення тривимірного проектування під назвою SolidWorks в процесі роботи використовує звичний багатьом користувачам інтерфейс Windows.

SOLIDWORKS Flow Simulation – додаток обчислення гідродинаміки (CFD), повністю вбудований в SOLIDWORKS. Він дає можливість швидко і просто моделювати ефекти потоку, теплообміну і гідродинамічних сил, які критично важливі для успішного проектування.

<i>Відповідальна організація</i> <b>НУХТ</b>	<i>Технічне узгодження</i> <i>Чепеляк О.О.</i>	<i>Вид документа</i> <i>Пояснювальна записка</i>		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i> <b>НУХТ</b>	<i>Розробник документа</i> <i>Латигівський Д.О.</i>	<i>Назва, додаткова назва</i> <b>Розділ 2. Об'єкти і методи досліджень</b>	<b>160188.MP.24.02 ПЗ</b>			
	<i>Документ затверджено</i> <i>Гавва О.М.</i>		<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> <b>UA</b>	<i>Аркуш</i> <b>1/5</b>

SOLIDWORKS Flow Simulation дозволяє моделювати потоки рідини і газу, імітуючи реальні умови, запускати сценарії "що, якщо" і ефективно аналізувати наслідки потоку рідини, теплообміну і пов'язаних сил, що діють на компоненти і проходять через них. Також можна швидко порівнювати результати моделювання різних варіантів проекту, щоб оптимізувати прийняття рішень і виробляти більш ефективні вироби. Основними етапами розробки комп'ютерної моделі в SolidWorks Flow Simulation є:

1. Створення 3D-моделі в SolidWorks або іншій САПР.
2. Створення проекту дослідження.
3. Створення підобластей течії.
4. Вибір матеріалу для конструкції та заглушок.
5. Задання граничних умов моделювання.
6. Постановка цілей проекту.
7. Запуск та проведення розрахунку.
8. Перегляд і аналіз результатів.

Для дослідження процесів, що відбуваються в колоні, у програмі SolidWorks було створено твердотільні моделі, у яких безпосередньо і відбувається рух парової суміші.

## 2.2. Види насадок, які використовуються для ректифікації

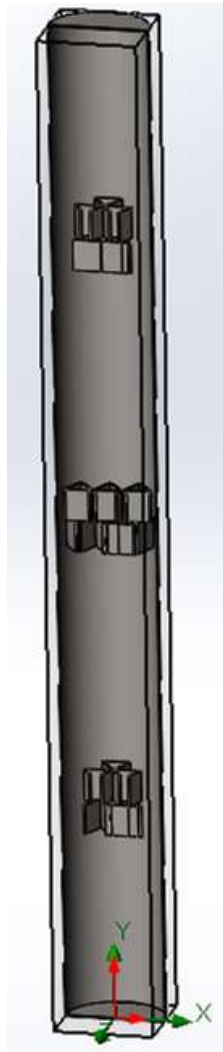
Насадка першого типу – «Трикутник Серпинського» – являє собою зігнуті на згинальному станку трикутники, що зварені між собою.

Переваги:

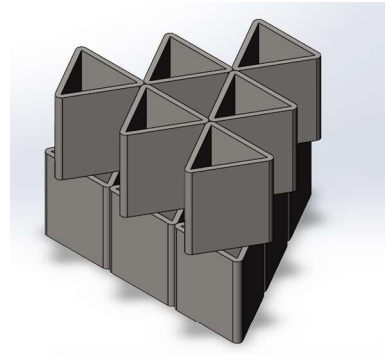
- простота виготовлення;
- дешевизна виготовлення.

Недоліки:

- мала площа контакту з паровою сумішшю.

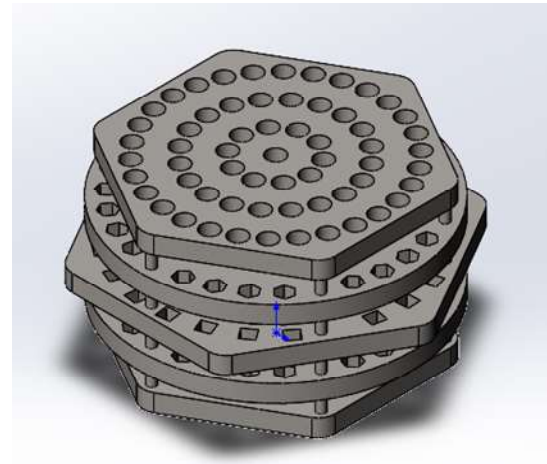
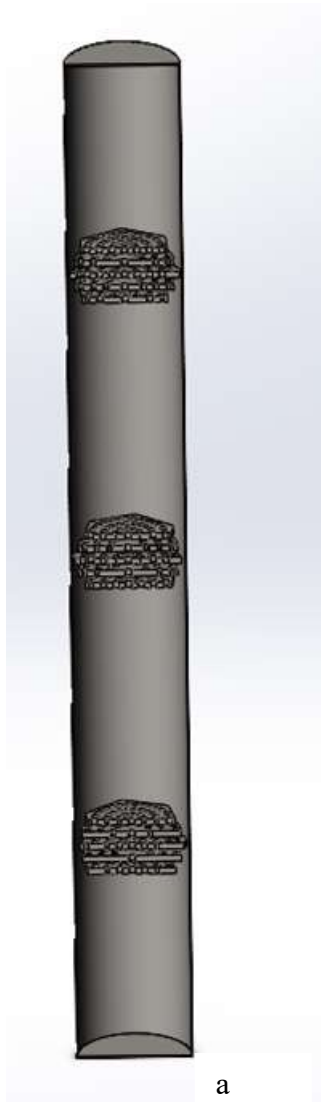


а



б

Рис. 2.1. Модель з першим типом насадки:  
а – колона з розміщеними насадками, б – насадка типу «Трикутник  
Серпинського».



б

Рис. 2.2. Модель з другим типом насадки:

а – колона з розміщеними насадками, б – насадка типу «п'ятиповерхова  
дискова багатоотвірна»

Насадка другого типу, являє собою набір з п'яти перфорованих дисків, які розташовані на штифтах та зварені паралельно.

Переваги:

- Велика площа контакту з парорідинною сумішшю.

Недолік:

- вартісний процес виготовлення.

На початку моделювання в просторі SolidWorks було задано речовину – пара.

Призначенням частини апарата, яка розглядається, є ефективно відділити пари спирту і води, тому важливо перевірити розподіл температур за заданих умов, проаналізувати швидкості пари, а також виконати аналіз напружено-деформованого стану обладнання, оскільки умови його роботи є досить складними – високі тиски і температури.

Розглядаємо так звану «внутрішню задачу» – стан рідини в об’ємі колони.

Кожному елементу конструкції вибираємо матеріал, який в подальшому буде впливати на розрахунок, як гідродинамічний, тепловий, так і міцнісний, а саме AISI Тип 304 корозійностійка сталь. Для створених заглушок обираємо «ізолятор», так як вони не беруть участі в процесі теплового оброблення.

### РОЗДІЛ 3. ОБ'ЄКТИ І МЕТОДИ ДОСЛІДЖЕННЯ

Ключовим параметром при моделюванні руху є аналіз зміни швидкостей і температури пари.

Вхідні параметри:

$T_{\text{вх. пар.}} = 73 \text{ } ^\circ\text{C}$  – температура пари на вході в колону;

$P_{\text{п.}} = 51325 \text{ Па}$  – тиск навколишнього середовища;

$Q_{\text{п.}} = 0,106 \text{ кг/с}$  – масова витрата продукту на виході;

Нижче приведено залежності, які було отримано під час моделювання, для насадок двох розглянутих типів.

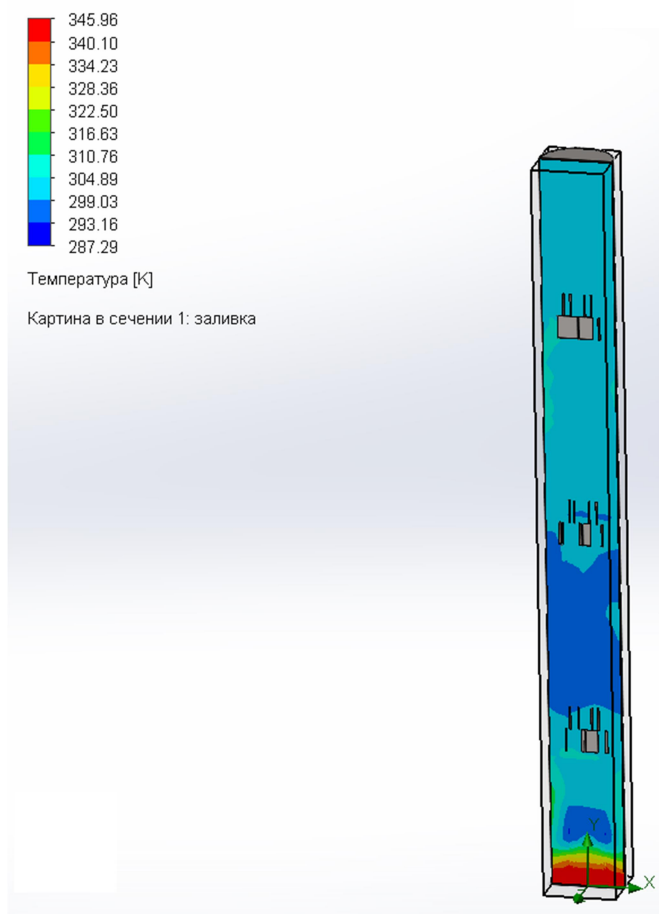


Рис. 3.1. Розподіл температури в колоні при використанні насадок типу 1.

Відповідальна організація <b>НУХТ</b>	Технічне узгодження Чепеляк О.О.	Вид документа Пояснювальна записка	Статус документа			
Власник документа <b>НУХТ</b>	Розробник документа Латигавський Д.О.	Назва, додаткова назва <b>Розділ 3. Результати моделювання</b>	<b>160188.MP.24.03 ПЗ</b>			
	Документ затверджено Гавва О.М.		Інд. змін.	Дата видання	Мова <b>UA</b>	Аркуш 1/7

На полі температури (рис.3.1) видно, що на самому початку процесу ректифікації температура найбільше знижується після проходження крізь першу насадку в колонні, саме ця насадка поглинає найбільше тепла, потім температура розповсюджується по колонні рівномірно.

Найбільший тиск виникає знизу колони (рис.3.2), це зумовлено більшою швидкістю руху молекул, за рахунок більш високої температури на початку колони. Потім поступово по мірі руху догори тиск знижується, та в середині процесу вирівнюється і залишається незмінним до кінця процесу ректифікації.

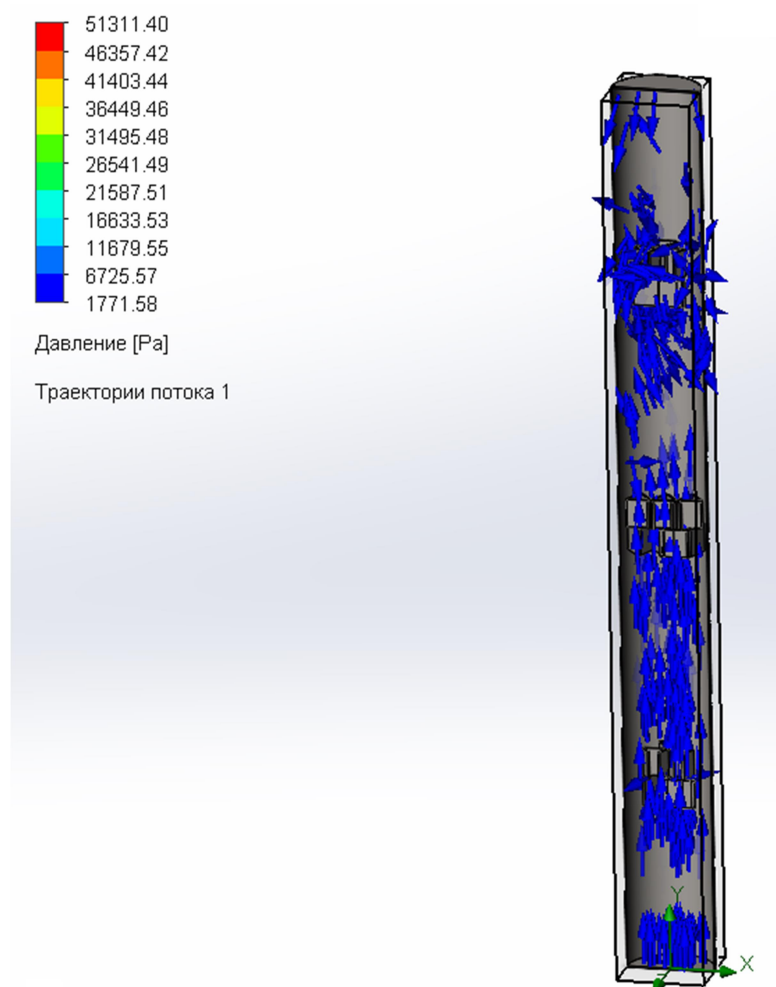


Рис. 3.2. Розподіл тиску і траєкторії потоку при використанні насадок типу 1

Показник масової концентрації конденсату (рис. 3.3) змінюється нерівномірно, а за принципом розміщення насадок, найбільше концентруючись в місцях їх розташування.

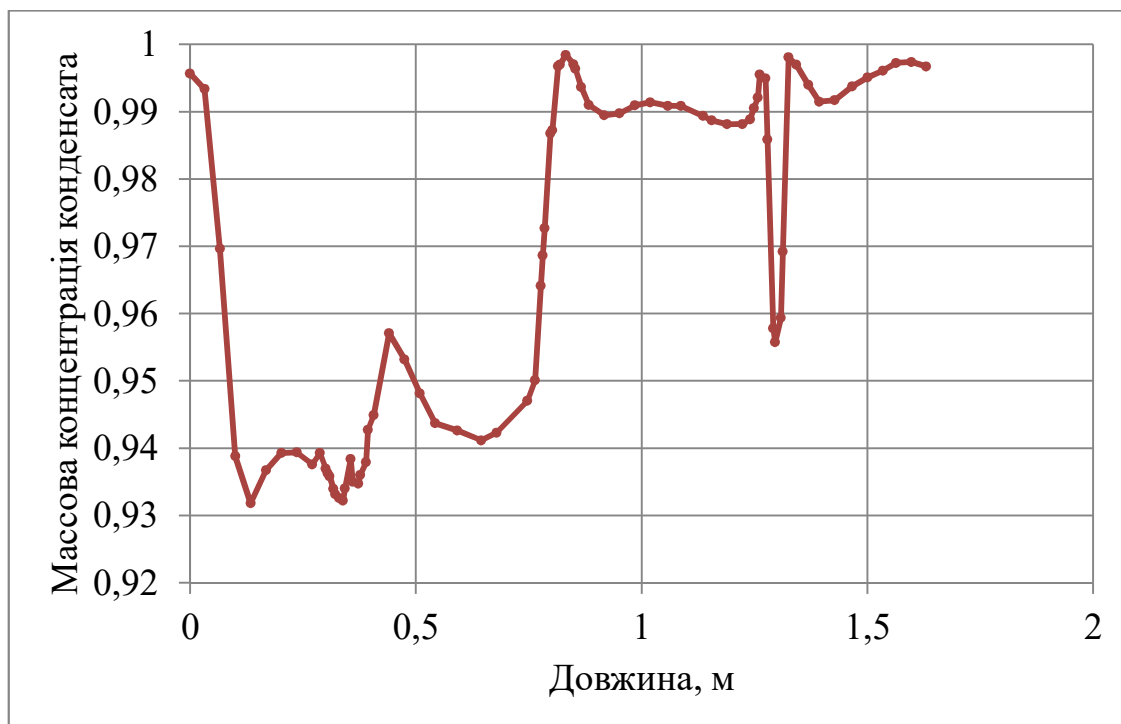


Рис. 3.3. Графік залежності масової концентрації конденсату по довжині колони з використанням насадки першого типу.

Чим рівень насадок знаходиться вище від дна, тим більше конденсату на них утворюється (рис.3.4). Це зумовлено зміною швидкості руху пари по колоні.

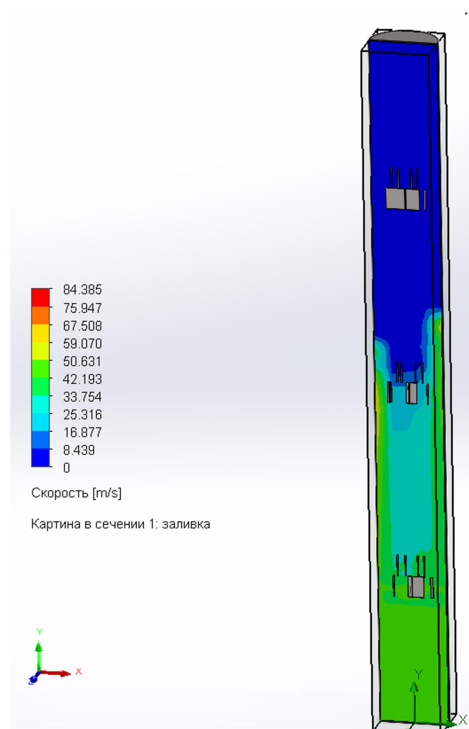


Рис. 3.4. Розподіл швидкості в колоні з використанням насадки першого типу.

Розподіл еквівалентних напружень, обчислених за формулою Мізеса (рис.3.5), свідчить, що матеріал AISI 304 з якого виготовлена колона, не перевищує показників міцності для безпечної роботи колони при заданих умовах, тому його використання є доцільним при конструюванні колон для ректифікації водно-спиртових розчинів.

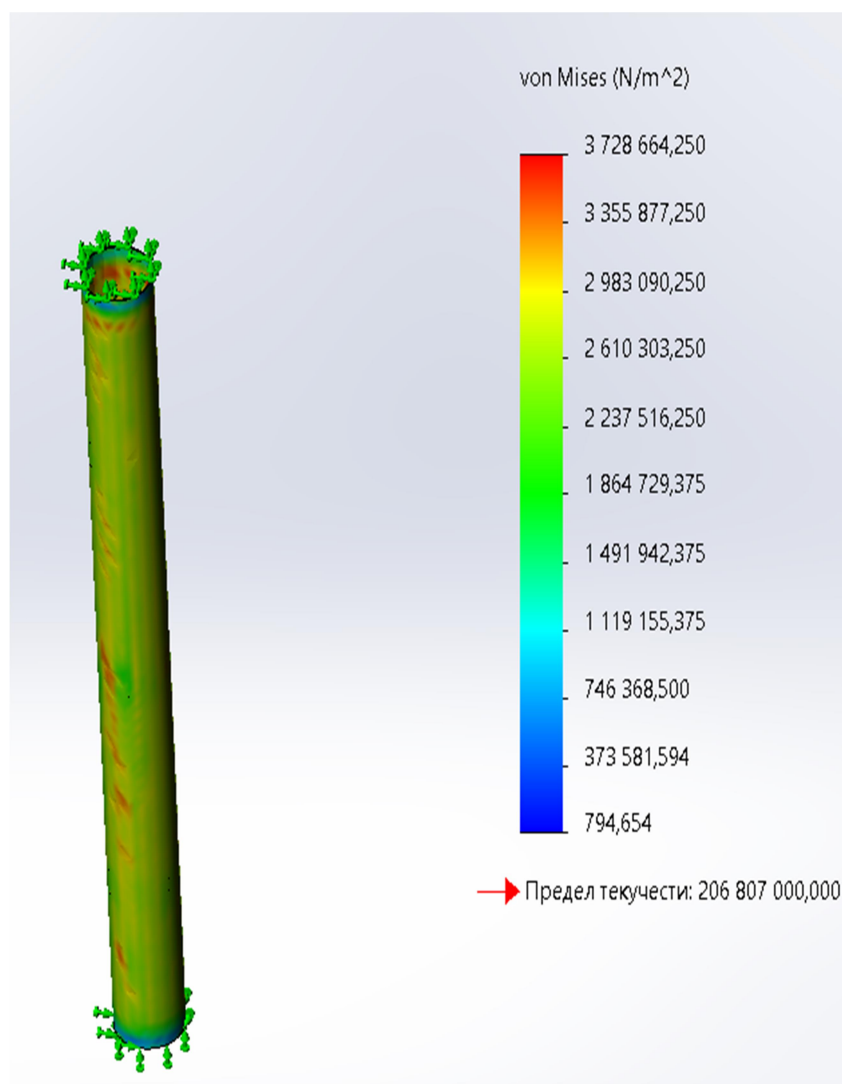


Рис. 3.5. Графік границі текучості

На полі температури (рис.3.6) видно, що по всій колоні, в якій розміщені насадки другого типу – «п'ятиповерхова дискова багатоотвірна» - температура розповсюджується рівномірно, проте відбувається зниження після проходження третьої насадки, це зумовлено зниженням швидкості руху пари за рахунок опору, що чинять насадки.

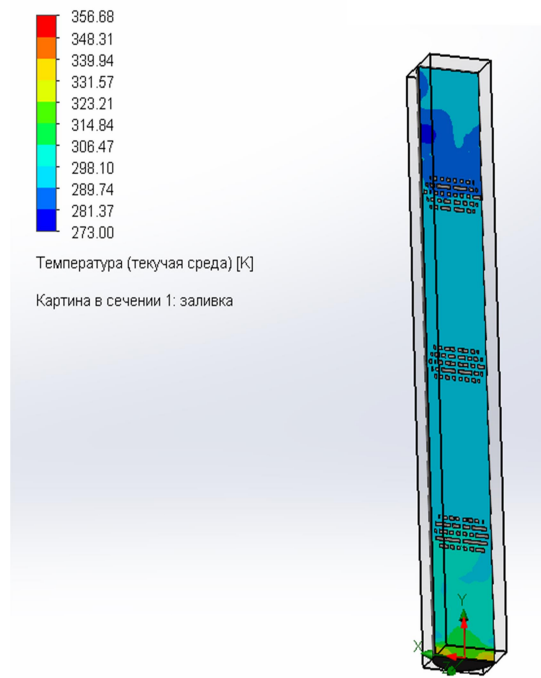


Рис. 3.6. Поле температур в колоні з другим типом насадки

Найбільша завихреність спостерігається на початку колони (рис. 3.7), оскільки там найвища швидкість, потім завихреність знижується зі зменшенням швидкості руху пари.

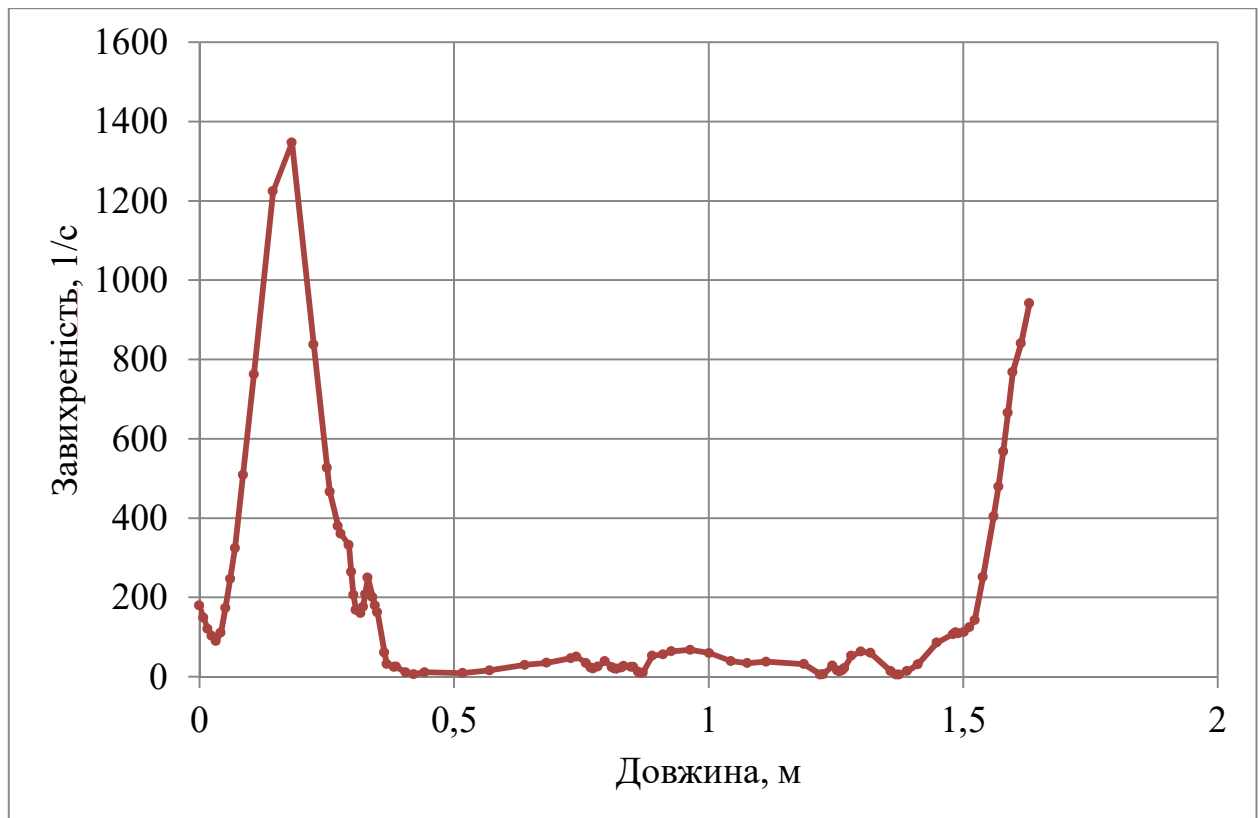


Рис. 3.7. Графік завихреності пари з використанням насадки другого типу.

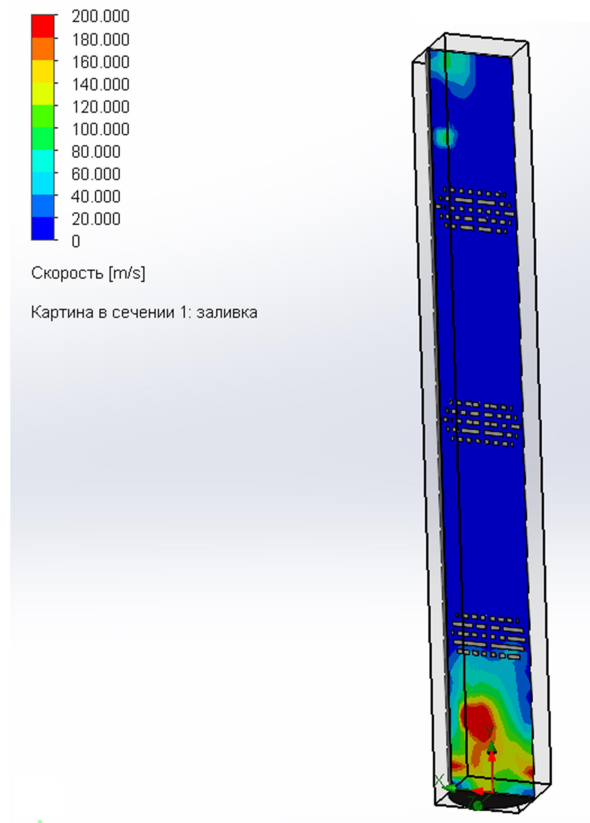


Рис. 3.8. Швидкість пари в колоні з насадками другого типу

Узагальнена залежність зміни температури пари по довжині колони наведена на рис. 3.9.

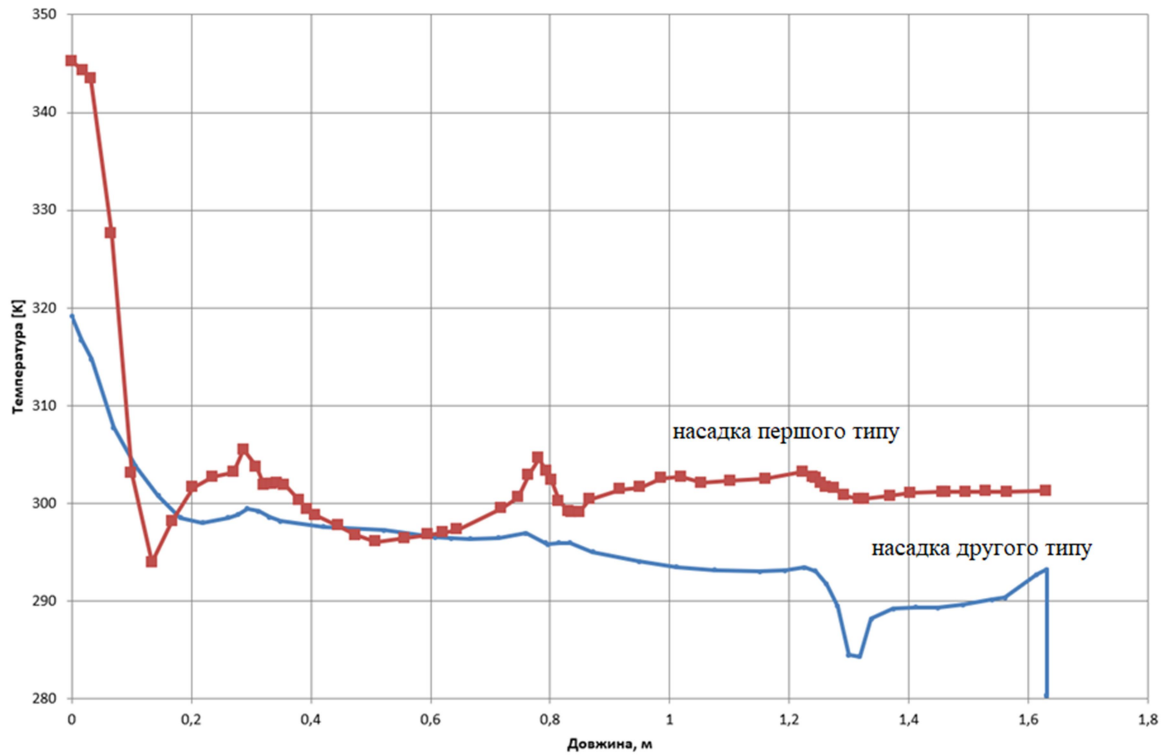


Рис. 3.9. Порівняльний графік зміни температур по довжині колони.

Температура різко знижується в перші 200 мм по довжині колони, це зумовлено початковими умовами, потім процес зниження відбувається плавніше до самого кінця колони. Також на графіку бачимо місця, де температура підвищується, це місця розташування насадок, температура там підвищується за рахунок зменшення простору, що в свою чергу призводить до збільшення швидкості руху пари, що призводить до дисипації енергії і викликає підвищення температури.

### **Висновки**

- Насадка першого типу є непоганим вибором, оскільки має гарну пропускну здатність пари, за рахунок чого в місцях її розташування не буде виникати додаткових напружень, що може бути небезпечним для цілісності усієї конструкції.

- Насадка першого типу є дешевою у виготовленні та легкою у експлуатації, за рахунок чого зменшується вартість усієї конструкції та вартість обслуговування апарату.

## РОЗДІЛ 4. ТЕХНОЛОГІЧНИЙ РОЗРАХУНОК УСТАНОВКИ

### 4.1. Матеріальний розрахунок

#### 4.1.1. Розрахунок витрати дистилляту та кубового залишку:

Витрати дистилляту та кубового залишку знаходимо із рівняння матеріального балансу:

$$G_F = G_P + G_W \quad (4.1)$$

$$G_F \cdot \bar{x}_F = G_P \cdot \bar{x}_P + G_W \cdot \bar{x}_W \quad (4.2)$$

де  $G_F$ ,  $G_P$ ,  $G_W$  – масова витрата вихідної суміші, дистилляту та кубового залишку, відповідно, кг/опер;

$X_f$ ,  $X_p$ ,  $X_w$  – масова частка низькокиплячого компонента (метилового спирту) у вихідній суміші, дистилляті та кубовому залишку, відповідно. х х х , ,

Підставляючи рівняння (4.1) в (4.2), знаходимо:

$$G_P = G_F \frac{\bar{x}_F - \bar{x}_W}{\bar{x}_P - \bar{x}_W} = 185 \frac{0,5 - 0,05}{0,95 - 0,05} = 92,5 \text{ кг/опер,}$$

$$\frac{92,5}{3600 \cdot 3} = 0,0085 \text{ кг/с.}$$

або

$$G_W = G_F - G_P = 185 - 92,5 = 92,5 \text{ кг /опер,}$$

$$\frac{G_W}{3600 \cdot \tau} = \frac{92,5}{3600 \cdot 3} = 0,0085 \text{ кг/с,}$$

або

$$G_F = \frac{185}{3600 \cdot 3} = 0,017 \text{ кг/с,}$$

Відповідальна організація <b>НУХТ</b>	Технічне узгодження Чепеляк О.О.	Вид документа <b>Пояснювальна записка</b>	Статус документа			
Власник документа <b>НУХТ</b>	Розробник документа Латигавський Д.О.	Назва, додаткова назва <b>Розділ 4. Технологічний розрахунок установки</b>	<b>160188.MP.24.04 ПЗ</b>			
	Документ затверджено Гавва О.М.		Інд. змін.	Дата видання	Мова <b>UA</b>	Аркуш 1/14

де  $\tau$  – тривалість операції перегонки;  $\tau = 3$  год.

#### 4.1.2. Перерахунок масових концентрацій у молярні

Так як у законах фазової рівноваги наведені молярні концентрації, а склади сумішей задані в масових відсотках, то для подальших розрахунків їх необхідно навести до однієї розмірності.

Молярні концентрації вихідної суміші  $x_F$ , дистилляту  $x_P$  та кубового залишку  $x_W$  знаходимо за формулою [9]:

$$x_a = \frac{\frac{\bar{x}_a}{M_a}}{\frac{\bar{x}_a}{M_a} + \frac{1 - \bar{x}_a}{M_b}}, \quad (4.3.)$$

де  $x_a$  – молярна концентрація легколеткого компонента в суміші;

$\bar{x}_a$  – масова концентрація (масовий процент легколеткого компонента  $a$  в суміші;

$M_a, M_b$  – молярні маси компонентів суміші.

$M_b = M_{cn} = 46$  кг/кмоль;  $M_a = 18$  кг/кмоль.

$$\text{Тоді } x_F = \frac{\frac{\bar{x}_F}{M_{cn}}}{\frac{\bar{x}_F}{M_{cn}} + \frac{100 - \bar{x}_F}{M_b}} = \frac{\frac{50}{46}}{\frac{50}{46} + \frac{100 - 50}{18}} = 0,281 = 28,1\% \text{ моль,}$$

$$x_P = \frac{\frac{\bar{x}_P}{M_{cn}}}{\frac{\bar{x}_P}{M_{cn}} + \frac{100 - \bar{x}_P}{M_b}} = \frac{\frac{95}{46}}{\frac{95}{46} + \frac{100 - 95}{18}} = 0,881 = 88,1\% \text{ моль,}$$

$$x_W = \frac{\frac{\bar{x}_W}{M_{cn}}}{\frac{\bar{x}_W}{M_{cn}} + \frac{100 - \bar{x}_W}{M_b}} = \frac{\frac{5}{46}}{\frac{5}{46} + \frac{100 - 5}{18}} = 0,02 = 2\% \text{ моль.}$$

Температурний режим визначаємо графічним способом за допомогою ізобарної діаграми, яку будуємо в координатах  $t - x, y$  (рис. 4.1).

$t$  – температура суміші;

$x, y$  – концентрації низькокиплячого компонента в рідині та рівноважній з нею паровій фазі (мол.%), які знайдені [8] та наведені в таблиці 4.1.

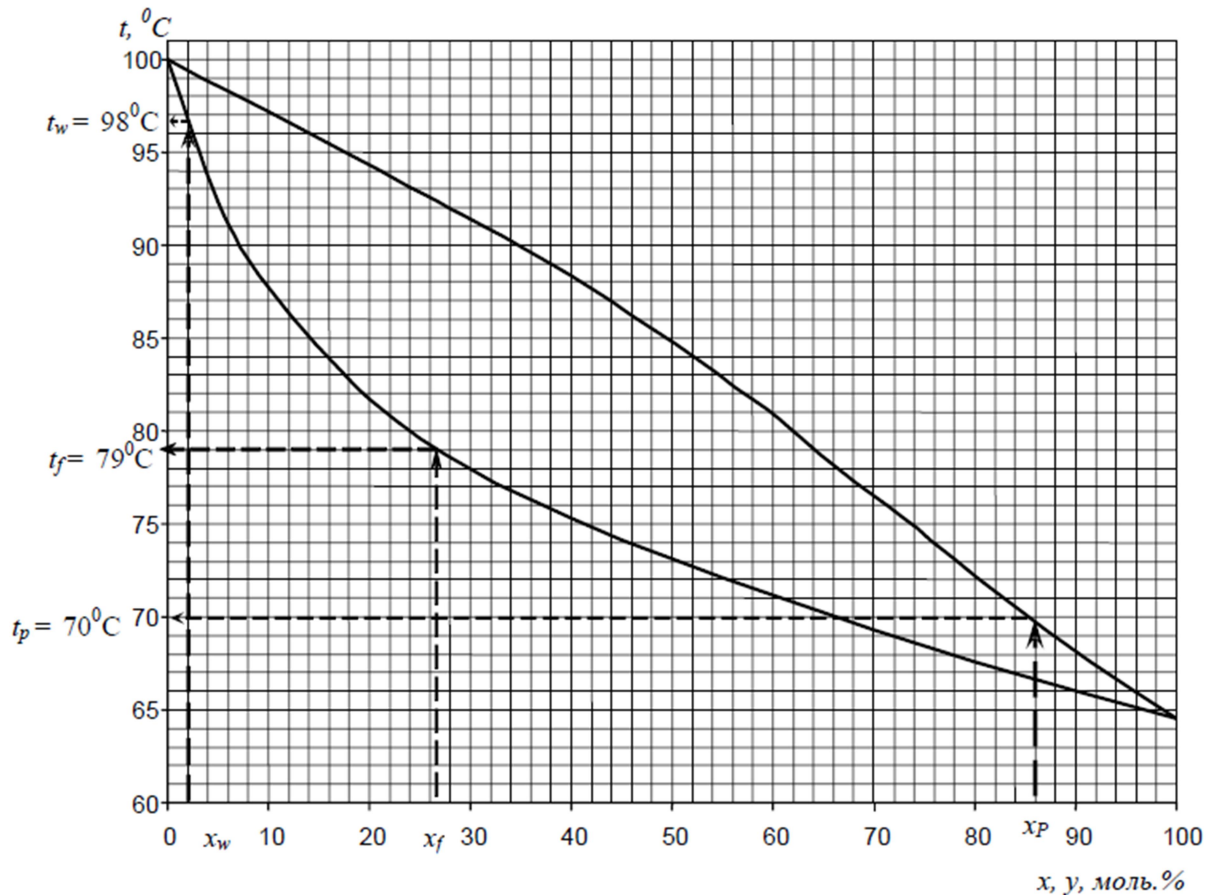


Рис. 4.1. Ізобарна діаграма  $t-x, y$  суміші метиловий спирт–вода

Таблиця 4.1

Рівноважний склад системи етанол–вода

$x$	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
$y$	0	26,8	41,8	57,9	66,5	72,9	77,9	82,5	87	91,5	55,8	100
$t, ^\circ\text{C}$	100	92,3	87,7	81,7	78	75,3	73,1	71,2	69,3	67,6	66	64,5

За заданим складом компонентів знаходимо:

температуру кипіння вихідної суміші:

$$t_F = 790\text{C при } x_F = 28,1\%;$$

температуру кипіння кубового залишку:

$$t_W = 980\text{C при } x_W = 2\%;$$

температуру дистиляту:

$$t_P = 700\text{ }^\circ\text{C при } x_P = 88,1\%.$$

#### 4.1.4 Розрахунок флегмового числа

Процеси періодичної ректифікації можуть здійснюватись при постійному флегмовому числі  $R$  або при постійному складі дистиляту.

В першому випадку в ході протікання процесу дистилят збагачується низькокиплячим компонентом і його відбирають у вигляді фракцій.

Досягти постійного складу дистиляту можна шляхом збільшення в часі подачі флегми.

Приймаємо роботу періодично діючої ректифікаційної установки з постійним складом дистиляту. Флегмове число при цьому постійно збільшується і найбільше його значення буде в кінцевий момент перегонки, коли склад рідини в кубі досягає заданої величини  $x_w$ :

$$R = \beta \cdot R_{\min(k)}, \quad (4.4.)$$

де  $\beta$  – коефіцієнт надлишку флегми;

$$\beta = (1,4 \div 5); \text{ приймаємо } \beta = 3.$$

$R_{\min(k)}$  – мінімальне флегмове число, яке розраховується згідно з виразом

$$R_{\min(k)} = \frac{x_P - y_W^*}{y_W^* - x_W}, \quad (4.5.)$$

$y_w$  де – молярна частка низькокиплячого компонента в парі, рівноважному з кубовим залишком складу  $x_w$ .

Знаходимо за рис. 4.1 або рис. 4.2.

При  $x_w = 2\%$ ,  $y_w = 10\% = 0,1$ .

$$R_{\min(k)} = \frac{0,88 - 0,1}{0,1 - 0,02} = 9,75.$$

Робоче флегмове число, за яким визначають число теоретичних ступенів зміни концентрації, дорівнює:

$$R = 4 \cdot 9,75 = 39.$$

Середнє значення мінімального флегмового числа для всього процесу визначається за формулою [10]:

$$R_{\min} = \frac{x_P \lg \frac{x_F}{x_W} + \alpha'(1 - x_P) \frac{1 - x_F}{1 - x_W}}{0,435(\alpha' - 1)(x_F - x_W)}, \quad (4.6.)$$

де  $\alpha'$  – середня відносна леткість по колоні.

$$\alpha' = \frac{\sum \frac{P_{нк}}{P_{вк}}}{n},$$

де  $P_{нк}$ ,  $P_{вк}$  – тиск насиченої пари, відповідно, низькокиплячого та висококиплячого компонентів в інтервалі їх температур кипіння, мм рт.ст;  
 $n$  – кількість значень температур.

Тиск насиченої пари компонентів наведений в таблиці 4.2

Тоді:

$$\alpha' = \frac{2,32 + 2,29 + 2,26 + 2,23}{4} = 2,27,$$

$$R_{\min} = \frac{0,881 \lg \frac{0,281}{0,02} + 2,274(1 - 0,881) \frac{1 - 0,281}{1 - 0,02}}{0,435(3,86 - 1)(0,273 - 0,046)} = 8,36.$$

Таблиця 4.2

Тиск насиченої пари етилового спирту та води

Рідина	Тиск, мм рт.ст.			
	$t=70^{\circ}\text{C}$	$t=80^{\circ}\text{C}$	$t=90^{\circ}\text{C}$	$t=100^{\circ}\text{C}$
Етиловий спирт	927	1341	1897	2621
Вода	234	355	526	760
$\frac{P_{м.с}}{P_{г}}$	3,96	3,77	3,69	3,74

Середнє розрахункове флегмове число:

$$R_{cp} \cdot \beta = R_{\min} = 4 \cdot 8,363 = 33,452.$$

## 4.1.5 Середня концентрація рідини та пари в колоні

Середній склад рідини в мольних частках:

$$x_{cp} = 0,5(x_p + \frac{x_F + x_W}{2}) = 0,5(0,081 + \frac{0,281 + 0,02}{2}) = 0,516.$$

Середній склад пари знаходимо з рівняння робочої лінії [4]:

$$y_{cp} = \frac{R_{cp}}{R_{cp} + 1} x_{cp} + \frac{x_p}{R_{cp} + 1} = \frac{33,45}{33,45 + 1} 0,516 + \frac{0,881}{33,45 + 1} = 0,527. \quad (4.7.)$$

## 4.1.6 Густина пари

Знаходимо з виразу:

$$\rho_n = \frac{M_{cp}}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T_{cp}} \cdot \frac{P}{P_0} \text{ кг/м}^3, \quad (4.8.)$$

де  $M_{cp}$  – середня мольна маса пари:

$$M_{cp} = M_{cn} \cdot y_{cp} + M_6(1 - y_{cp}) = 46 \cdot 0,527 + 18(1 - 0,527) = 32,79 \text{ кг/кмоль};$$

 $T_{cp}$  – середня температура пари.Знаходимо  $t_{cp}$  за рис. 4.1 залежно від  $y_{cp}$ :

при  $y_{cp} = 0,527$ ;  $t_{cp} = 74^{\circ}$ ,

$T_0$  – абсолютна температура, К;

$P_0$  – атмосферний тиск, Па;

$P$  – тиск в колоні, Па.

$$\text{Тоді } \rho_n = \frac{32,79}{22,4} \cdot \frac{273}{273 + 74} \cdot \frac{1 \cdot 10^5}{0,5 \cdot 10^5} = 2,304 \text{ кг/м}^3.$$

#### 4.1.7 Густина суміші

Густину суміші знаходимо з виразу [9]:

$$\frac{1}{\rho_p} = \frac{x_{cp}}{\rho_{m.c}} + \frac{1 - x_{cp}}{\rho_v}, \quad (4.9.)$$

де  $\rho_{m.c}$ ,  $\rho_v$  – густина етилового спирту та води при  $t_{cp}=74^{\circ}$ ;

$\rho_{m.c} = 738 \text{ кг/м}^3$ ;

$\rho_v = 975,4 \text{ кг/м}^3$  [9].

Тоді

$$\frac{1}{\rho_p} + \frac{0,516}{738} = \frac{1 - 0,516}{975,4}.$$

Звідки  $\rho_p = 836,544 \text{ кг/м}^3$ .

#### 4.1.8. Витрата пари, що підіймається по колоні

Знаходимо з виразу:

$$V_n = \frac{G_p(R_{cp} + 1) \cdot T_{cp} \cdot P_0}{\rho_n \cdot T_0 \cdot 3600 \cdot \tau \cdot P}, \quad (4.10.)$$

де  $\tau$  – тривалість операції;  $\tau = 3$  години.

Тоді:

$$V_n = \frac{92,5(33,452+1) \cdot (273+74) \cdot 101325}{2,304 \cdot 273 \cdot 3600 \cdot 4 \cdot 50662} = 0,244 \text{ м}^3/\text{с}. \quad (4.11.)$$

Масова витрата пари:

$$G_n = \frac{V_n}{\rho_n} = \frac{0,244}{2,304} = 0,106 \text{ кг/с}.$$

#### 4.1.9 Витрата рідини, що стікає по колоні

Знаходимо з виразу (4.10)

$$L = \frac{G_p \cdot R_{cp}}{3660 \cdot \tau} = \frac{92,5 \cdot 33,45}{3600 \cdot 3} = 0,287 \text{ кг/с}.$$

## 4.2. Тепловий розрахунок установки

### 4.2.1 Витрата тепла на підігрівання суміші

Приймаємо початкову температуру суміші  $t_n = 20$  °С.

Тоді:

$$Q_{нагр.} = G_F \cdot C_F (t_F - t_n) + Q_{втр.} \text{ кДж/опер.} \quad (4.12.)$$

де  $C_F$  – теплоємність вихідної суміші при середній температурі  $t_{Fcp}$ :

$$t_{Fcp} = \frac{t_n + t_F}{2} = \frac{20 + 79}{2} = 49,5^{\circ}C, \quad (4.13.)$$

$$C_F = \bar{x}_F \cdot C_{mc} + (1 - \bar{x}_F) \cdot C_e \text{ кДж/кг}\cdot\text{К},$$

де  $C_{ec}$  – теплоємність метилового спирту [9],  $C_{ec} = 2,4$  кДж/кг·К  
 $C_e$  – теплоємність води [9];  $C_e = 4,18$  кДж/кг·К;  
 $x_F$  – масова частка НК (етилового спирту) в суміші;  $\bar{x}_F = 0,5$ .

$$C_F = 0,5 \cdot 2,4 + 1 \cdot (1 - 0,5) \cdot 4,18 = 3,29 \text{ кДж/кг}.$$

Теплові втрати  $Q_{втр}$  приймаємо 3÷5% від  $Q_{нагр}$ .

Тоді:

$$Q_{нагр} = [92,5 \cdot 3,29 (79 - 20)] = 0,4808 \cdot 10^6 \text{ кДж/опер.}$$

#### 4.2.2. Витрата тепла на процес перегонки

$$Q_{пер} = G_p (R_{cp} + 1) \cdot [r_p + C_{cp} (t_{cp} - t_F)] + Q_{втр} \text{ кДж/опер.}, \quad (4.14.)$$

де  $R_{cp}$  – середнє флегмове число для всього процесу,  $R_{cp} = 33,452$ ;

$r_p$  – питома теплота пароутворення дистилляту.

$$r_p = \bar{x}_p \cdot r_{mc} + (1 - \bar{x}_p) \cdot r_e \text{ кДж/кг}, \quad (4.15.)$$

де  $r_{mc}$ ,  $r_e$  – питома теплота пароутворення метилового спирту та води при

$$t_p = 700^{\circ}C;$$

$$r_{ec} = 853 \text{ кДж/кг};$$

$$r_e = 2320 \text{ кДж/кг};$$

$$r_p = 0,95 \cdot 853 + (1 - 0,95) \cdot 2320 = 926,35 \text{ кДж/кг};$$

$C_{cp}$  – середня теплоємність дистилляту;

$$C_{cp} = C_{ec} \cdot X_p + C_p (1 - X_p) \text{ кДж/кг К};$$

$C_{ec}$ ,  $C_e$  – теплоємність етилового спирту та води при  $t_p = 700^{\circ}C$ ;

$$C_{ec} = 2,9 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К};$$

$C_g = 4,19 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К}$  [9];

$C_{cp} = 2,9 \cdot 0,95 + 4,19 (1-0,95) = 2,965 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К}$ ;

$t_{cp}$  – середня температура пари, яка підіймається із куба в колону, і змінюється від  $t_F$  на початку процесу до  $t_W$  у кінці:

$$t_{cp} = \frac{t_F + t_W}{2} = \frac{79 + 98}{2} = 88,5^\circ \text{C},$$

де  $t_W$  – температура кипіння рідини в кубі;  $t_W = 92^\circ \text{C}$ ;

$Q_{втр}$  – теплові втрати; приймаємо  $= Q_{втр}^3 \div 5\%$  від  $Q_{нагр}$ ;

$Q_{пер} = 92,5 \cdot (33,452+1)[926,35+2,96(88,5-79)]+0,014 \cdot 10^6 = 3,056 \cdot 10^6 \text{ кДж/опер.}$

#### 4.2.3. Витрата гріючої пари на перегонку

Знаходимо з виразу [8]:

$$G_{г.п.} = \frac{Q}{I_{г.п.} - I_{к.}} \text{ кг/опер.}, \quad (4.16.)$$

де  $Q$  – загальна витрата тепла кДж/опер.;

$Q = Q_{нагр} + Q_{пер} = 0,4808 \cdot 10^6 + 0,014 \cdot 10^6 = 0,4948 \cdot 10^6 \text{ кДж/опер.};$

$I_{г.п.}$   $I_{к.}$  – тепловміст гріючої пари та конденсату при

$t_{г.п.} = t_W + (15 \div 20^\circ) = 98 + 20 = 116^\circ \text{C};$

$I_{г.п.} = 2710 \text{ кДж/кг}; I_{к.} = 480 \text{ кДж/кг}$  [9].

Тоді

$$G_{г.п.} = \frac{0,4948 \cdot 10^6}{2710 + 480} = 155,11 \text{ кг/опер.},$$

або

$$G_{г.п.} = \frac{155,11}{3600 \cdot 3} = 0,014 \text{ кг/с.}$$

#### 4.2.4. Теплове навантаження дефлегматора

При повній конденсації пари, яка виходить із колони, кількість тепла, що забирає охолоджуюча вода:

$$Q_{\delta} = G_p (R_{cp} + 1) \cdot r_p, \text{ кДж/опер.}, \quad (4.17.)$$

де  $r_p = 926,35$  кДж/кг; (п. 4.2.2).

Тоді  $Q_{\delta} = 92,5 (33,452+1) \cdot 926,35 = 2,952 \cdot 106$  кДж/опер.

#### 4.2.5 Теплове навантаження холодильника дистилляту

Кількість тепла, що забирає охолоджуюча вода:

$$Q_p = G_p \cdot C_p (t_p - t_{pk}), \text{ кДж/опер.}, \quad (4.18.)$$

де  $C_p$  – теплоємність дистилляту при:

$$t_{pcp} = \frac{t_p + t_{pk}}{2} = \frac{70+23}{2} = 46,5^{\circ} \text{C}, \quad (4.19.)$$

$$C_p = \bar{x}_p \cdot C_{m.c.} + (1 - \bar{x}_p) \cdot C_{\varepsilon}.$$

Теплоємності компонентів при  $t_{cp} = 46,50\text{C}$ .

$C_{m.c.} = 2,4$  кДж/кг·К;

$C_{\varepsilon} = 4,18$  кДж/кг·К [9];

$C_p = 0,95 \cdot 2,4 + (1-0,95) \cdot 4,18 = 2,489$  кДж/кг·К;

$t_{pk}$  = кінцева температура дистилляту; приймаємо  $t_{pk} = 25^{\circ}\text{C}$ .

Тоді  $Q_p = 92,5 \cdot 2,489 \cdot (70-23) = 10820$  кДж/опер.

#### 4.2.6 Теплове навантаження холодильника кубового залишку

Кількість тепла, що забирає охолоджуюча вода:

$$Q_w = G_w \cdot C_w (t_w - t_{wk}) \text{ кДж/опер.}, \quad (4.20.)$$

де  $C_w$  – теплоємність кубового залишку при:

$$t_{wcp} = \frac{t_w + t_{wk}}{2} = \frac{98+25}{2} = 61,5^{\circ} \text{C},$$

$$C_W = \overline{x_W} \cdot C_{m.c.} + (1 - \overline{x_W}) \cdot C_g, \text{ кДж/кг}\cdot\text{К}. \quad (4.21.)$$

Теплоємності компонентів при  $t_{Wcp} = 61,50 \text{ }^\circ\text{C}$ .

$$C_{ec} = 2,67 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К};$$

$$C_g = 4,18 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К} [9];$$

$$C_W = 0,05 \cdot 2,67 + (1 - 0,05) \cdot 4,18 = 4,104 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К};$$

$t_{Wk}$  – кінцева температура кубового залишку, приймаємо  $t_{Wk} = 23 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Тоді:

$$Q_W = 92,5 \cdot 410(98 - 23) = 28470 \text{ кДж/опер}$$

#### 4.2.7 Витрата охолоджуючої води в дефлегматорі

Знаходимо із теплового балансу дефлегматора, за охолоджуючою водою:

$$Q_\partial = Q_g \text{ або } Q_\partial = G_{e1} \cdot C_g (t_{ek} - t_{en}). \quad (4.22.)$$

Звідки витрата води:

$$G_{e1} = \frac{Q_\partial}{C_g (t_{ek} - t_{en})} \text{ кг/опер.},$$

де  $C_g$  – теплоємність води;  $C_g = 4,18 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К}$ ;

$t_{ek} - t_{en}$  – кінцева та початкова температури охолоджуючої води;

Приймаємо  $t_{ek} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $t_{en} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Тоді:

$$G_{e1} = \frac{2,952 \cdot 10^6}{4,18(45 - 20)} = 28250 \text{ кг/опер.},$$

або

$$V_{e1} = \frac{G_{e1}}{\tau \cdot \rho_e} = \frac{28250}{3600 \cdot 3 \cdot 996} = 0,002 \text{ м}^3/\text{с},$$

де  $\rho_e$  – густина води при  $t_{\text{ср}} = \frac{45 + 20}{2} = 32,5^{\circ} \text{C}$ ,  $\rho_e = 996 \text{ кг/м}^3$  [9].

#### 4.2.8 Витрата охолоджуючої води в холодильнику дистилляту

Знаходимо із теплового балансу:

$$Q_P = G_{e2} \cdot C_e (t_{\text{ек}} - t_{\text{ен}}) \cdot \text{кДж/опер.} \quad (4.23.)$$

Звідки:

$$G_{e2} = \frac{Q_P}{C_e (t_{\text{ек}} - t_{\text{ен}})} = \frac{10820}{4,18(45 - 20)} = 103,54 \text{ кг/опер.},$$

або

$$V_{e2} = \frac{G_{e2}}{\tau \cdot \rho_e} = \frac{103,541}{3600 \cdot 3 \cdot 996} = 9,626 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3/\text{с}.$$

#### 4.2.9 Витрата охолоджуючої води в холодильнику кубового залишку

Знаходимо із теплового балансу:

$$Q_W = G_{e3} \cdot C_e (t_{\text{ек}} - t_{\text{ен}}), \text{ кДж/опер.} \quad (4.24.)$$

Звідки:

$$G_{e3} = \frac{Q_W}{C_e(t_{вк} - t_{вн})} = \frac{28470}{4,18(45 - 20)} = 272,44 \text{ кг/опер.},$$

або

$$V_{e3} = \frac{G_{e3}}{\tau \cdot \rho_e} = \frac{272,44}{3600 \cdot 3 \cdot 996} = 2,533 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с}.$$

## РОЗДІЛ 5. КОНСТРУКТИВНИЙ РОЗРАХУНОК КОЛОНИ

### 5.1. Діаметр колони

Знаходимо з виразу [4]

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_n}{\pi \cdot \omega}} \text{ м}, \quad (5.1.)$$

де  $V_n$  – об'ємна витрата пари,  $V_n = 2,51 \text{ м}^3/\text{с}$  (п. 3.1.8);

Фіктивна швидкість пари, яка розраховується за рівнянням [9]:

$$\lg \left[ \frac{\omega_3^2 \cdot \sigma \cdot \rho_n \cdot \mu_p^{0,16}}{g \cdot V_e^3 \cdot \rho_p} \right] = -0,125 - 1,75 \left( \frac{L}{G} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot \left( \frac{\rho_n}{\rho_p} \right)^{\frac{1}{8}}, \quad (5.2.)$$

де  $\omega_3$  – швидкість захлинання насадки;

$\sigma$  та  $V_e$  – питома поверхня та вільний об'єм насадки, для кілець Рашига розміром  $35 \times 35 \times 4 \text{ мм}$   $\sigma = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ,  $V_e = 0,78 \text{ м}^3/\text{м}^3$  [9];

$\rho_n$  – густина пари;  $\rho_n = 2,304 \text{ кг}/\text{м}^3$  (п. 3.1.6);

$\rho_p$  – густина рідини;  $\rho_p = 836,544 \text{ кг}/\text{м}^3$  (п. 3.1.7);

$\mu_p$  – в'язкість рідини  $\text{мПа} \cdot \text{с}$ ;

$$\lg \mu_p = x_{\text{cp}} \cdot \lg \mu_{\text{cn}} + (1 - x_{\text{cp}}) \lg \mu_e; \quad (5.3.)$$

Відповідальна організація <b>НУХТ</b>	Технічне узгодження Чепеляк О.О.	Вид документа Пояснювальна записка	Статус документа			
Власник документа <b>НУХТ</b>	Розробник документа Латигівський Д.О.	Назва, додаткова назва <b>Розділ 5. Конструктивний розрахунок колони</b>	<b>160188.MP.24.05 ПЗ</b>			
	Документ затверджено Гавва О.М.		Інд. змін.	Дата видання	Мова <b>UA</b>	Аркуш 1/15

$x_{cp}$  – середня концентрація низькокиплячого компонента у рідині,

$x_{cp} = 0,516$  (мольні доли) (п.3.1.5);

$\mu_{cp}, \mu_v$  – в'язкість компонентів при  $t_{cp} = 74$  °С;

$\mu_{cp} = 0,453$   $\mu \cdot \text{Па} \cdot \text{с}$ ;  $\mu_v = 0,275$   $\mu \cdot \text{Па} \cdot \text{с}$  [9];

$lg \mu_p = 0,516 lg 0,453 + (1-0,453) lg 0,275$

Звідки:  $\mu_p = 0,273$   $\mu \cdot \text{Па} \cdot \text{с}$ ;

$L$  та  $G_n$  – витрати рідини та пари по колоні, кг/с;

$L = 0,287$ ;  $G_n = 0,106$  (п.3.1.8, 3.1.9).

Тоді:

$$lg \left[ \frac{\omega_3^2 \cdot 140 \cdot 2,304 \cdot 0,273^{0,16}}{9,8 \cdot 0,244^3 \cdot 836,44} \right] = -0,125 - 1,75 \left( \frac{0,287}{0,106} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot \left( \frac{2,304}{836,5} \right)^{\frac{1}{8}},$$

$$lg(\omega_3^2 \cdot 0,022) = -1,199,$$

Звідки:

$$\omega_3 = 3,5 \text{ м/с.}$$

Робоча швидкість  $\omega = (0,75 \div 0,9) \omega_3$  [9];

або  $\omega = 0,9 \cdot 3,5 = 3,15$  м/с.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,244}{3,14 \cdot 3,15}} = 0,314 \text{ м.}$$

Отриманий розмір округлюємо до найближчого стандартного:

$$D = 150 \text{ мм [5].}$$

Дійсна швидкість газу:

$$\omega = 2,29 \left( \frac{0,314}{0,15} \right)^2 = 10,035 \text{ м/с.}$$

## 5.2 Висота колони

Загальну висоту колони знаходимо з виразу [4]:

$$H = H_{нас} + h_1 + h_2, \quad (5.4.)$$

де  $H_{нас}$  – висота насадкової частини колони, м;

$$H_{нас} = h_e \cdot nt; [4]$$

$h_e$  – еквівалентна висота насадки, м;

$nt$  – теоретичне число тарілок, яке визначається графічною побудовою (рис. 5.1);

$h_1$  – відстань від верхнього шару насадки до кришки;  $h_1 \approx D = 0,15$  м;

$h_2$  – відстань від нижнього шару насадки до дна, м;

$h_2 \approx (1,1 \div 1,5) D$ ,  $h_2 = 0,21$  м.

### 5.2.1 Еквівалентна висота насадки

Еквівалентну висоту насадки знаходимо з виразу [5]:

$$\frac{h_e}{d_e} = 5,2 \cdot \text{Re}_n^{0,2} \left( \frac{G}{L} \right)^{0,35} \left( \frac{\rho_p}{\rho_n} \right)^{0,2} \lg \frac{L}{m \cdot G}, \quad (5.5.)$$

$$1 - m \frac{G}{L}$$

де  $d_e$  – еквівалентний діаметр насадки, м;

$$d_e = \frac{4 \cdot V_e}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,5}{140} = 0,014 \text{ м};$$

$Re_n$  – критерій Рейнольдса для потоку пари:

$$Re_n = \frac{4 \cdot \omega \cdot \rho_n}{\sigma \cdot \mu_n}, \quad (5.6.)$$

де  $\omega$  – дійсна швидкість пари;

$\omega = 10,035$  м/с;  $\rho_n$  – густина пари;

$\rho_n = 2,304$  кг/м<sup>3</sup>;

$\sigma$  – питома поверхня насадки;  $\sigma = 140$  м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;

$\mu_n$  – в'язкість пари, Па·с. Знаходимо з виразу:

$$\frac{M_n}{\mu_n} = \frac{y_{cp} \cdot M_{cn}}{\mu_{cn}} + \frac{(1 - y_{cp}) \cdot M_e}{\mu_e}, \quad (5.7.)$$

де  $M_n$  – мольна маса пари;

$M_n = M_p = 32,793$  кг/кмоль;  $y_{cp}$  – середній склад пари;

$y_{cp} = 0,527$  (мольні долі);

$\mu_{cn}, \mu_e$  – динамічні коефіцієнти в'язкості компонентів парової суміші при

$t_{cp} = 74$  °С.  $\mu_{cn} = 0,001 \cdot 10^{-3}$  Па·с [11];  $\mu_e = 0,008 \cdot 10^{-3}$  Па·с [9].

Тоді:

$$\frac{32,793}{\mu_n} = \frac{17,282}{0,001} + \frac{(1-0,527) \cdot 18}{0,008}.$$

Звідки  $\mu_n = 1,787 \cdot 10^{-3}$  Па·с;

$$Re_n = \frac{4 \cdot 10,035 \cdot 2,304}{140 \cdot 1,787 \cdot 10^{-3}} = 369,664,$$

$G, L$  – витрати пари та рідини по колоні, відповідно, кг/с;

$\rho_r$  – густина рідини;

$\rho_r = 836,544$  кг/м<sup>3</sup>;  $m$  – середній тангенс кута нахилу дотичної до рівноважної лінії (рис. 5.1).

$$m = \frac{\sum mi}{n},$$

де  $n$  – число відрізків.

Виконавши необхідні розрахунки, знаходимо  $m=0,95$ . Підставивши в рівняння (5.4) величини, одержимо:

$$\frac{h_e}{0,014} = 5,2 \cdot 370^{0,2} \left( \frac{0,106}{0,287} \right)^{0,35} \left( \frac{836,5}{2,304} \right)^{0,2} \lg \frac{0,287}{0,95 \cdot 0,106} \cdot \frac{1}{1 - 0,95 \frac{0,106}{0,287}}.$$

Звідки  $h_e = 1,644$  м.

### 5.2.2 Знаходження числа теоретичних тарілок

За даними таблиці 3.1 будуємо криву рівноваги в координатах  $y-x$  (рис. 5.1), проводимо лінію рівних концентрацій (діагональ) і наносимо на неї точку «а» з координатою  $x_p=0,948$  % на основі допущення, що  $x_p = y_p$  [4].

Рівняння робочої лінії колони має вигляд (3.7):

$$y = Ax + B,$$

$$A = \frac{R}{R + 1}, \quad B = \frac{x_p}{R + 1},$$

де  $B$  – відрізок, який відтинає робоча лінія на осі  $y$ ;

$R$  – флегмове число, визначене для кінцевого моменту перегонки,  $R = 9,36$ .

Тоді:

$$B = \frac{0,95}{33,45+1} = 0,028 \text{ м.}$$

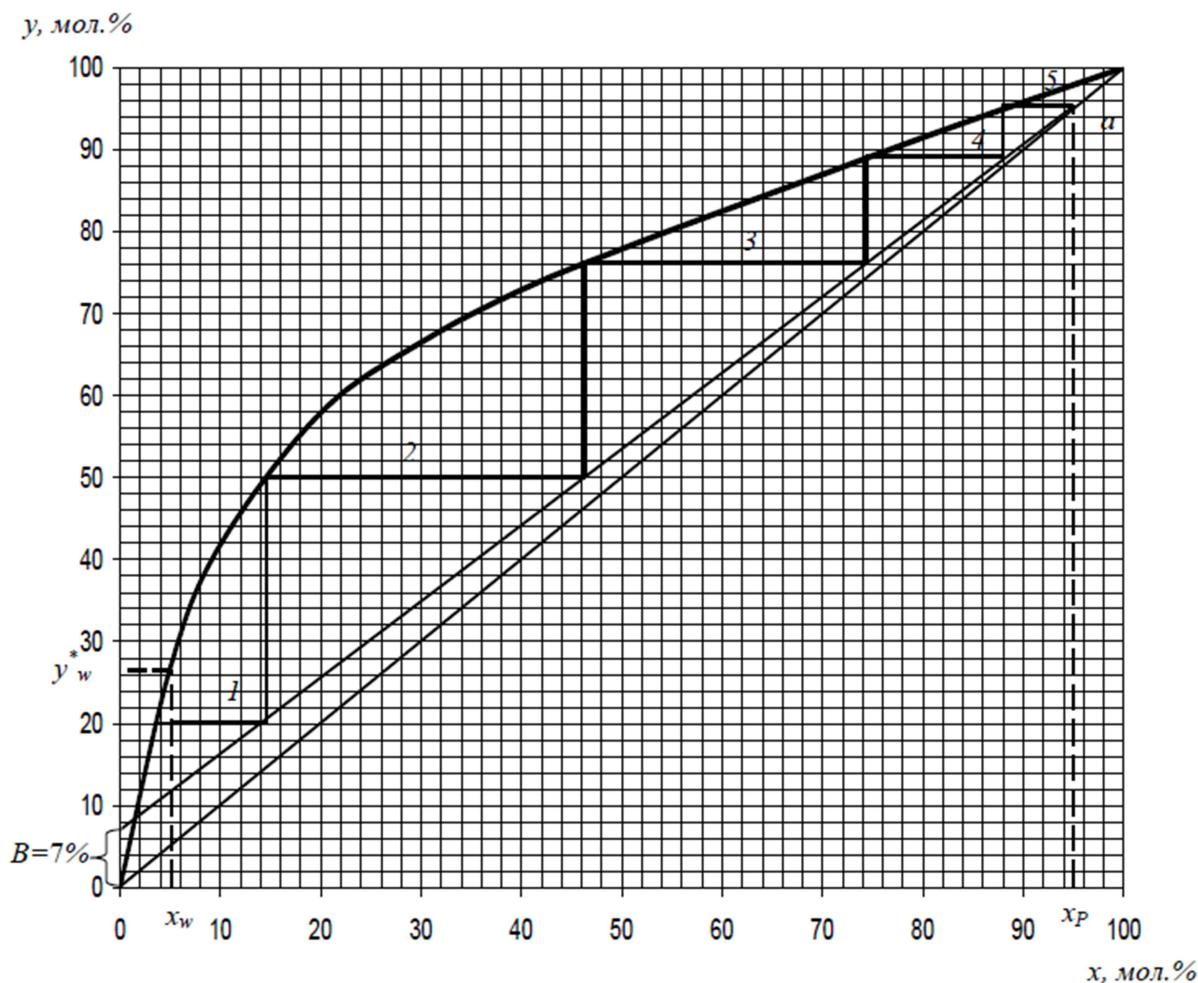


Рис. 5.1. Графічне визначення теоретичного числа ступенів

Відкладаємо відрізок  $B = 0,089$  на ось ординат ( $y$ ) і з'єднуємо його кінець з точкою «а» – одержимо лінію робочих концентрацій (робочу лінію).

Починаючи з точки  $a$ , будемо ломану лінію між кривою рівноваги та робочою лінією в межах від  $xP$  до  $xW$ . Число горизонтальних відрізків дорівнює числу теоретичних ступенів зміни концентрацій – теоретичних тарілок  $nt$ .

Таким чином,  $nt = 5$ .

### 5.2.3 Висота насадки

Висота суцільного шару насадки складає:

$$H_{нас} = h_e \cdot n_m = 1,644 \cdot 5 = 8,22 \text{ м.}$$

Для забезпечення змочуваності насадки, її розбиваємо на шари за співвідношенням [5]:

$$\frac{H_{нас}}{D} \leq (2 \div 4) \text{ м.}$$

Тоді висота одного шару насадки складе:

$$h_n = 150 \cdot 3 = 0,45 \text{ м.}$$

де  $D$  – діаметр колони.

Кількість шарів:

$$n_{ш} = \frac{H_{нас}}{h_n} = \frac{8,32}{4,16} = 2. \text{ Приймаємо } 3.$$

Висоту перерозподільної зони між шарами насадки приймаємо  $h = 0,3 \div 0,5$  м [4,8].

Висота насадкової частини колони:  $H_{нас} = 100$  мм.

### 5.2.4 Загальна висота колони

З урахуванням висоти насадки, перерозподільної зони і відстані до кришки та дна, знаходимо:

$$H = 1,644 \text{ м.}$$

### 5.3 Розрахунок діаметрів патрубків

Для підводу-виводу матеріальних потоків приймаємо фланцеве з'єднання, діаметр патрубків для яких розраховуємо за виразом [4]:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \omega}} \text{ м,} \quad (5.8.)$$

де  $V$  – об'ємна витрата потоку, м<sup>3</sup>/с;

$\omega$  – швидкість потоку в патрубку, м/с, приймаємо для рідин

$\omega=1-3$  м/с, для пари  $\omega = 8 \div 30$  м/с [4].

#### 5.3.1 Патрубок входу пари в колону із куба-кип'ятильника

Витрата пари  $V_n = 0,244$  м<sup>3</sup>/с.

Приймаємо швидкість пари в патрубку  $\omega_{пар}=25$  м/с.

Тоді:

$$d_{ex.пар} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,244}{3,14 \cdot 25}} = 0,112 \text{ м.}$$

Приймаємо за ГОСТ [6] діаметр патрубка  $d_y=100$  мм.

### 5.3.2 Патрубок виходу пари із колони

Так, як витрата пари по висоті колони постійна, то діаметр патрубка для виходу пари приймаємо такого ж діаметру, що і входу:  $d_{вих.пар}=100$  мм.

### 5.3.3 Патрубок подачі флегми в колону

Витрата флегми:  $G\phi = L = 0,287$  кг/с.

Приймаємо швидкість флегми в патрубку  $\omega\phi = 1,5$  м/с.

Густина флегми:

$$\frac{1}{\rho_{cp}} = \frac{\bar{x}_p}{\rho_{сп}} + \frac{1-\bar{x}_p}{\rho_в} = \frac{0,95}{743} + \frac{1-0,9}{970}.$$

Звідки  $\rho_{cp} = 723,6$  кг/м<sup>3</sup>;

де  $\rho_{сп}$ ,  $\rho_в$  – густина метилового спирту та води,

при  $t\phi = t_p = 740$ С  $\rho_{сп} = 743$  кг/м<sup>3</sup>,  $\rho_в = 975,4$  кг/м<sup>3</sup>;

$x_P$  – масова частка метилового спирту в дистилаті.

Тоді:

$$d_\phi = \sqrt{\frac{4 \cdot L}{\pi \cdot \omega \cdot \rho_{cp}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,244}{3,14 \cdot 1,5 \cdot 743}} = 0,018 \text{ м.}$$

Приймаємо за ГОСТ діаметр  $d\phi = 20$  мм.

### 5.3.4 Патрубок виходу кубового залишку

Витрата кубового залишку  $GW = 0,085$  кг/с.

Приймаємо швидкість кубового залишку в патрубку  $\omega W = 1,5$  м/с.

Густина кубового залишку:

$$\frac{1}{\rho_w} = \frac{\bar{x}_w}{\rho_{сп}} + \frac{1 - \bar{x}_w}{\rho_в} = \frac{0,05}{720} + \frac{1 - 0,05}{959,8}$$

Звідки  $\rho_w = 944,287$  кг/м<sup>3</sup>,

де  $\rho_{сп}$ ,  $\rho_в$  – густина метилового спирту та води,

при  $t_w = 98$  °С  $\rho_{сп} = 720$  кг/м<sup>3</sup>,  $\rho_в = 959,8$  кг/м<sup>3</sup> [9];

$x_w$  – масова частка метилового спирту в кубовому залишку.

Тоді:

$$d_W = \sqrt{\frac{4 \cdot G_w}{\pi \cdot \omega \cdot \rho_w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0085}{3,14 \cdot 1,5 \cdot 944,2}} = 2,756 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Приймаємо за ГОСТ діаметр патрубку  $d_W = 20$  мм.

#### 5.4 Вибір фланців для патрубків

Для приєднання колони до трубопроводів приймаємо фланцеве з'єднання. Фланці плоскі, приварні за ГОСТ 1235-68, тип I [6]. Ескіз фланця наведений на рис. 5.2, а розміри в таблиці 5.1.

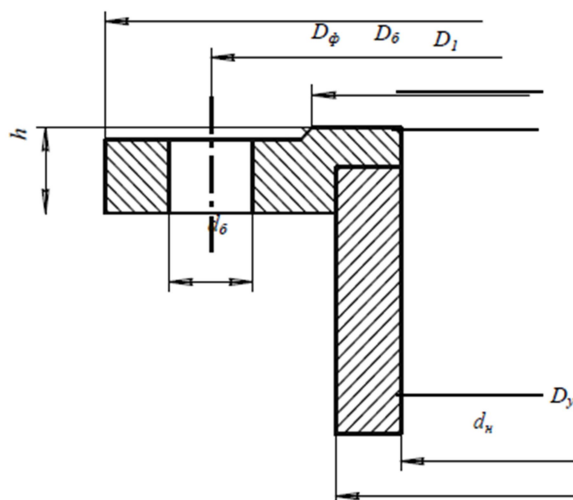


Рис. 5.2 Фланець для з'єднання апарата з трубопроводами (тип I)

Таблиця 5.1

## Розміри фланців до патрубків

$\rho_y$ , МПа	Розміри, мм							Z, шт	Маса, кг
	$D_y$	$d_n$	$D_l$	$D_6$	$D_\phi$	$d_6$	$h$		
0,25	350	377	415	445	485	M20	18	10	10
0,25	45	55	85	105	135	M12	10	3	1,02
0,25	15	10	45	60	85	M10	10	3	0,40

**5.5 Вибір фланців для кришки та до корпусу**

Кришку апарата приймаємо знімною на фланцевому сполученні. Фланці приймаємо за ГОСТ [6] для обичайок та днищ на діаметр  $D = 350$  мм. Ескіз фланця та його розміри наведені на рис. 5.3 та в таблиці 5.2.

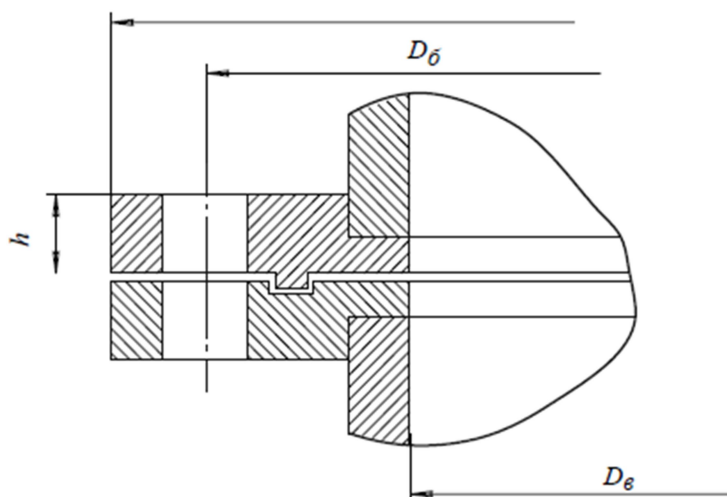


Рис. 5.3 Фланці сталевих апаратів для обичайок і днищ (кришок)

Таблиця 5.2

## Розміри фланців апарата

$\rho_y$ , МПа	Розміри, мм					Z, шт	Маса, кг
	$D_8$	$D_6$	$D_\phi$	$h$	$d_6$		
0,3	350	250	150	38	M20	40	55,3

**5.6. Вибір кришки, днища**

Складовою частиною корпусу колони є днище (кришка), приєднане до обичайки і виготовлене з того ж матеріалу. Найбільш раціональною формою з точки зору сприйняття тиску є еліптична [6]. Днище приймаємо приварним, а кришку знімною.

Ескіз еліптичного днища (кришки) наведений на рис. 5.4, а розміри в таблиці 5.3.

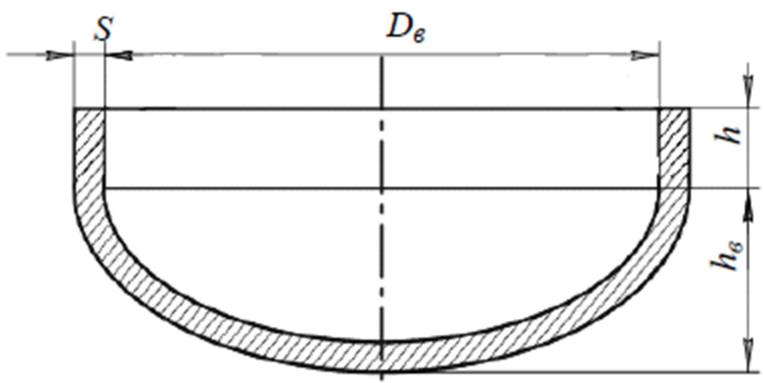


Рис. 5.4. Днище 1200x6 - ВМст3 сп ГОСТ 6533-68

Таблиця 5.3

Розміри днища (кришки)

Розміри, мм				F, м <sup>2</sup>	V, м <sup>3</sup>	Маса, кг
D <sub>ε</sub>	h	h <sub>ε</sub>	S			
350	65	295	5	1,7	0,250	65

5.7 Вибір сталюї решітки під насадку

Для насадки із кілець Рашига розміром 35x35x4 мм приймаємо колосникову решітку, тип I, ескіз якої наведений на рис. 5.5, а розміри в таблиці 5.4.

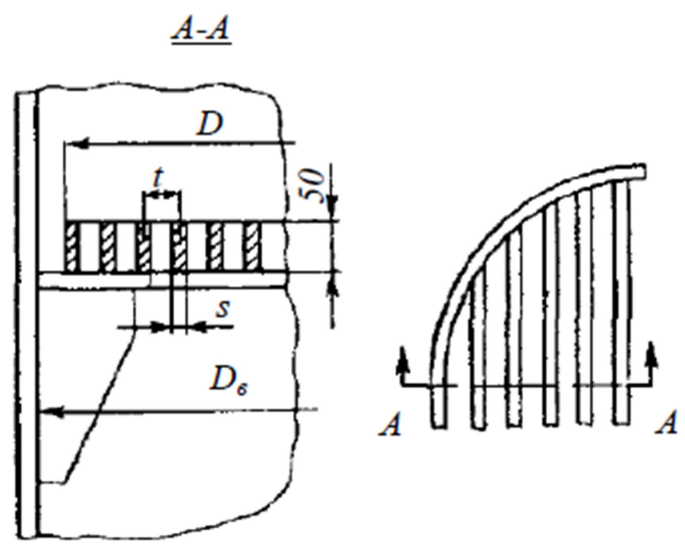


Рис. 5.5 Решітка під насадку I-1200-35 МН4095-6

Таблиця 5.4.

## Розміри решітки під насадку

Розміри, мм				Маса, кг	Число секцій
$D_в$	$D$	$t$	$S$		
350	250	20	4	150	3

## 5.8. Вибір тарілки живлення

Для рівномірного розподілу рідини по поверхні насадки приймаємо тарілку ТСН-III [5,6] яку встановлюємо в верхній частині апарата. Ескіз тарілки наведений на рис. 5.6, а її розміри в таблиці 5.5.

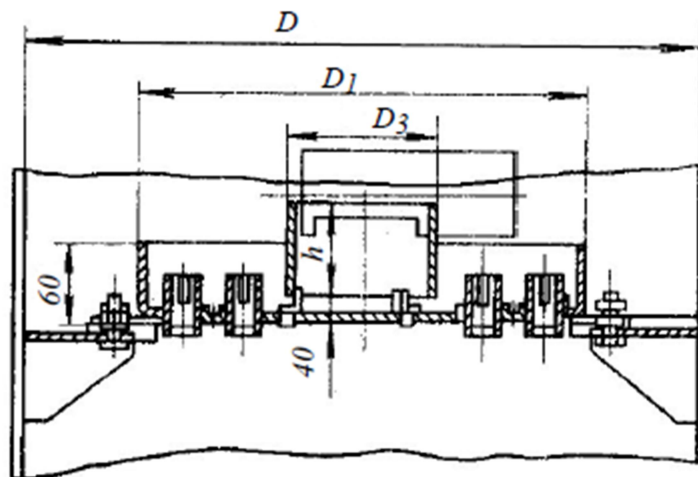


Рис. 5.6. Тарілка ТСН-III ОСТ 26-705-73

Таблиця 5.5.

## Розміри розподільної тарілки ТСН-III

Розміри тарілки, мм				Розміри патрубків, мм			$n$ , шт.	$F_{в2}$ , м <sup>2</sup>	$F_{р2}$ , м <sup>2</sup>	Маса, кг
$D$	$D_1$	$D_2$	$D_3$	$h$	$d$	$\ell$				
350	250	260	130	80	20	30	50	0,001	0,35	15,5

### 5.9 Вибір перерозподільної тарілки

Так, як по всій висоті насадки рівномірного розподілу рідини по перерізу колони не досягається із-за пристіночного ефекту, то після кожного шару насадки встановлюємо перерозподільні тарілки ТСН-II [5,6].

Ескіз тарілки наведений на рис. 5.7, а її розміри в таблиці 5.6.

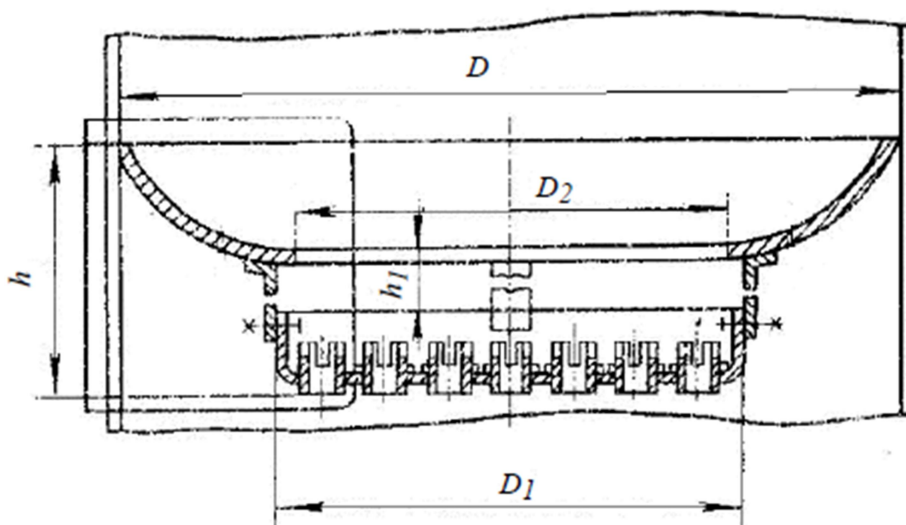


Рис. 5.7. Тарілка ТСН-II ОСТ 26-705-73

Таблиця 5.6

Розміри перерозподільної тарілки ТСН-II

Розміри тарілки, мм					Розміри патрубку, мм		n, шт.	$F_{e,2}$ м <sup>2</sup>	$F_{p,2}$ м <sup>2</sup>	Маса, кг
$D_e$	$D_1$	$D_2$	$h$	$h_1$	$d$	$l$				
350	250	260	80	70	20	30	5	0,001	0,35	15,5

### 5.10 Вибір люків

Для монтажу, ремонту, огляду тарілок, решіток, вивантаження насадки приймаємо люки діаметром 300 мм, тип ІХ, робочий тиск  $P_y = 0,25$  МПа [6]. Ескіз люка наведений на рис. 5.8, а його розміри в таблиці 5.7.

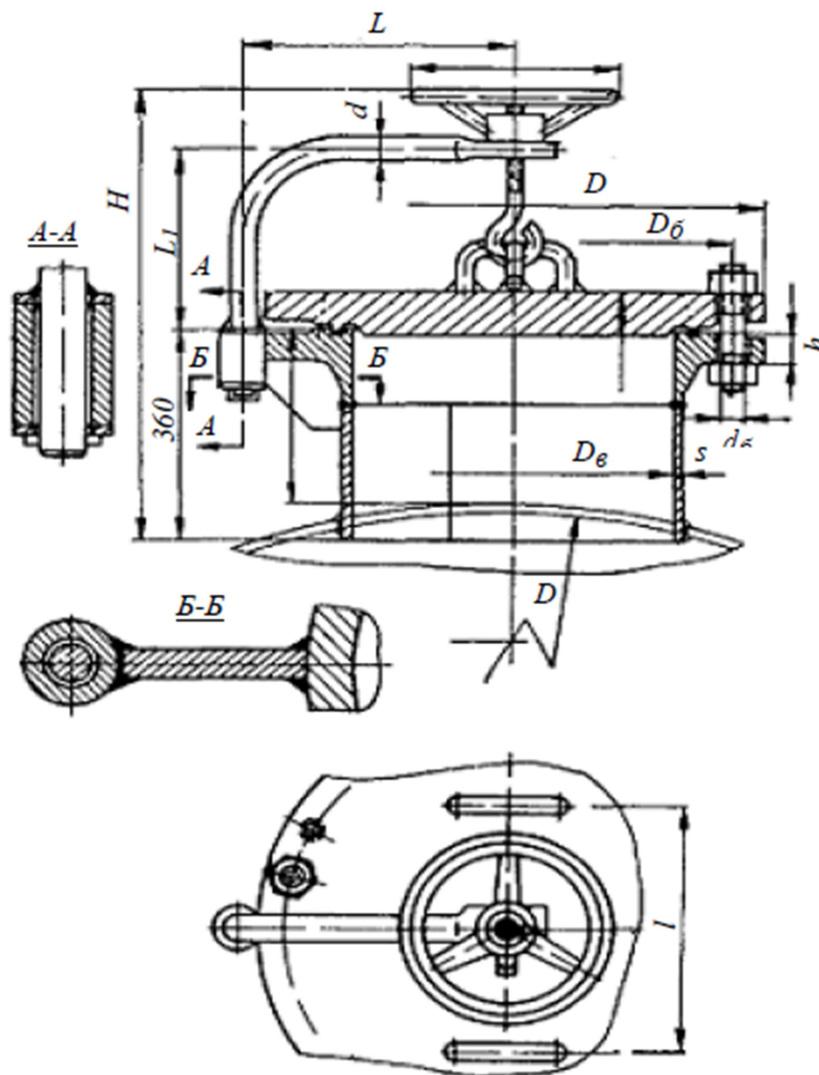


Рис. 5.8 Люк ІХ-2,5-500-ОН26-01-65

Таблиця 5.7

Розміри люків

Розміри, мм												Z, шт.	Маса, кг
$D_\epsilon$	$S$	$D$	$D_\phi$	$D_\delta$	$h$	$h_1$	$d$	$\ell$	$H$	$L$	$d_\delta$		
300	10	900	630	450	40	35	20	250	560	120	M36	15	300

## РОЗДІЛ 6. ГІДРАВЛІЧНИЙ РОЗРАХУНОК

Для руху пари із куба через колону необхідно забезпечити деякий надлишковий тиск, який повинен перевищувати опір насадки.

При роботі колони в режимі нижче точки інверсії для визначення опору зрошуваної насадки використовують рівняння [8]:

$$\Delta P_{зр} = (1 + KU) \cdot \Delta P_c, \text{ Па}, \quad (6.1.)$$

де  $\Delta P_c$  – опір сухої насадки, Па;

$K$  – дослідний коефіцієнт, для неупорядкований насадок  $K=0,06$  [8];

$U$  – об'ємна густина зрошення,  $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$ .

Опір сухої насадки:

$$\Delta P_c = \lambda \frac{H_{нас}}{d_e} \cdot \frac{\rho_n \cdot \omega^2}{2} \text{ Па}, \quad (6.2.)$$

де  $\lambda$  – коефіцієнт опору, який для неупорядкованої насадки складає при  $Re > 40$  [8]:

$$\lambda = \frac{16}{Re^{0,2}} = \frac{16}{369,7^{0,2}} = 4,9 \text{ ,}$$

Відповідальна організація <b>НУХТ</b>	Технічне узгодження Чепеляк О.О.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа			
Власник документа <b>НУХТ</b>	Розробник документа Латигівський Д.О.	Назва, додаткова назва <b>Розділ 6. Гідравлічний розрахунок</b>		<b>160188.MP.24.06 ПЗ</b>			
	Документ затверджено Гавва О.М.	Інд. змін.	Дата видання	Мова <b>UA</b>	Аркуш 1/2		

де  $d_e$  – еквівалентний діаметр насадки;

$d_e = 0,014$  м;  $\rho_n$  – густина пари;  $\rho_n = 2,304$  кг/м<sup>3</sup>;

$\omega$  – дійсна швидкість пари через насадку, м/с.

$$\omega = \frac{\omega_0}{V_\varepsilon} = \frac{3,5}{0,78} = 4,487 \text{ м/с,}$$

де  $\omega_0$  – фіктивна швидкість пари, м/с;

$V_\varepsilon$  – вільний об'єм насадки;  $V_\varepsilon = 0,78$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> [9];

Тоді:

$$\Delta P_c = 4,904 \cdot \frac{8,22}{0,014} \cdot \frac{2,304 \cdot 4,487^2}{2} = 6678 \text{ Па.}$$

Об'ємна густина зрошення:

$$U = \frac{L}{\rho_p \cdot S}, \quad (6.3.)$$

де  $L$  – витрата рідини;  $L = 0,287$  кг/с;

$\rho_p$  – густина;  $\rho_p = 836,544$  кг/м<sup>3</sup>;

$S$  – площа поперечного перерізу колони;

$S = 0,785 \cdot D^2 = 0,785 \cdot 1502 = 0,018$  м<sup>2</sup>.

Тоді:

$$U = \frac{0,287 \cdot 3600}{836,544 \cdot 0,018} = 68,62 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год.}$$

Таким чином, для подолання гідравлічного опору колони мінімальний тиск пари повинен складати:

$$\Delta P = (1 + 0,06 \cdot 68,62) \cdot 6678 = 2,818 \cdot 10^5 \text{ Па.}$$

## РОЗДІЛ 7. РОЗРАХУНОК НА МІЦНІСТЬ

### 7.1. Розрахунок товщини стінки оболонки

Товщину стінки оболонки знаходимо за виразом [6]:

$$S = S' + C \text{ мм}, \quad (7.1.)$$

де –  $S'$  номінальна розрахункова товщина стінки;

$$S' = \frac{P_p \cdot D}{2[\sigma] \cdot \varphi} \text{ м}, \quad (7.2.)$$

де  $P_p$  – розрахунковий тиск у нижній частині оболонки з урахуванням гідростатичного тиску при випробуваннях, МПа.

$$P_p = P_0 + \rho q H \text{ МПа},$$

де  $P_0$  – надмірний тиск у колоні;  $P_0 = 0$  МПа;

$\rho$  – густина води при  $t=200$ ;  $\rho = 998$  кг/м<sup>3</sup>;

$\sigma$  – допустиме напруження матеріалу стінки на розрив;

$[\sigma] = 156$  МПа/м<sup>2</sup>.

$H$  – висота оболонки;  $H = 11,86$  м.

Тоді:

$$P_p = \frac{998 \cdot 2 \cdot 9,8 \cdot 1,6}{10^6} = 0,01 \text{ МПа};$$

$v$  – коефіцієнт міцності зварювального шва, який залежить від типу шва.

Приймаємо двохсторонній шов, для якого  $v = 0,95$  [6].

Відповідальна організація <b>НУХТ</b>	Технічне узгодження Чепеляк О.О.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа			
Власник документа <b>НУХТ</b>	Розробник документа Латигавський Д.О.	Назва, додаткова назва	<b>160188.MP.24.07 ПЗ</b>				
	Документ затверджено Гавва О.М.	<b>Розділ 7. Розрахунок на міцність</b>					
		Інд. змін.	Дата видання	Мова <b>UA</b>	Аркуш 1/6		

Перевіримо відношення визначальних параметрів [6]:

$$\frac{\sigma}{P_p} \cdot \varphi = \frac{156}{0,01} \cdot 0,95 = 14820 > 25.$$

Тоді

$$S' = \frac{0,01 \cdot 0,150}{2 \cdot 156 \cdot 0,95} = 0,000051 \text{ м};$$

$C$  – величина сумарної прибавки [6].

$$C = C_k + C_e + C_d, \quad (7.3.)$$

де  $C_k$  – прибавка на корозію або інший вид хімічної дії робочого середовища на матеріал. Приймаємо  $C_k = 0,1$  мм/рік, при терміні служби апарата 10 років  $C_k = 1$  мм;

$C_e$  – прибавка на ерозію. Так як у колоні відсутній рух агресивних часток з великою швидкістю, то  $C_e = 0$ ;

$C_d$  – додаткова прибавка на округлення товщини стінки до стандартного сортаменту, мм.

Рекомендована мінімальна товщина стінки залежно від діаметра оболонки наведена в таблиці 7.1 [5].

Таблиця 7.1.

$D$ , мм	<400	<400 до 1000	>1000 до 2000	>2000 до 4000
$S$ , мм	2	3	4	6

Тоді

$$S = 0,000051 + 0,001 + 0,003 = 3 \text{ мм},$$

де  $C_d = 0,003$  м. Допустимий тиск в оболонці [6]:

$$P_d = \frac{2[\sigma] \cdot \varphi (S - C_k)}{D + (S - C_k)} = \frac{2 \cdot 156 \cdot 0,95 \cdot (0,003 - 0,001)}{0,150 + (0,003 - 0,001)} = 3,9 \text{ МН},$$

## 7.2. Розрахунок товщини стінки еліптичного днища

Номінальна розрахункова товщина стінки днища [6]:

$$S = \frac{P_p \cdot D_\epsilon}{2[\sigma] \cdot \varphi_\partial} \text{ м,} \quad (7.4.)$$

де  $\varphi_\partial$  – коефіцієнт ослаблення днища отвором, діаметр якого для виходу кубової рідини  $d_y = 20$  мм.

$$\varphi = \frac{D_\epsilon - d_y}{D_\epsilon} = \frac{150-20}{150} = 0,867 .$$

Розрахунковий тиск на днище:  $P_p = 0,01$  МПа.

Тоді:

$$S' = \frac{0,01 \cdot 0,150}{2 \cdot 156 \cdot 0,867} = 0,000005 \text{ м.}$$

Товщина стінки днища:

$$S = 0,000005 + 0,001 + 0,00251 = 0,003 \text{ м} = 3 \text{ мм}$$

де  $S_k = 1$  мм,  $S_\partial = 2,51$  мм.

## 7.3. Визначення маси апарата

Для розрахунку навантаження на опору необхідно знайти масу апарата:

$$M_a = m_o + m_n + m_e + m_l + m_\phi + m_\partial + m_p + m_T, \quad (7.5.)$$

де  $m_o$  – маса оболонки;

$m_n$  – маса насадки;

$m_e$  – маса води при гідровипробуванні;

$m_l$  – маса люків;

$m_\phi$  – маса фланців;

$m_\partial$  – маса днища та кришки;

$m_p$  – маса решіток під насадку;

$m_T$  – маса тарілок.

Маса оболонки:

$$m_o = \pi D \cdot S \cdot H \cdot \rho_{ст} = 3,14 \cdot 0,150 \cdot 0,003 \cdot 1,644 \cdot 7800 = 18 \text{ кг},$$

де  $S$  – товщина стінки оболонки, м;  $H$  – висота оболонки, м;

$$H = 1,644 \text{ м};$$

$\rho_{ст}$  – густина сталі,  $\text{кг/м}^3$ ,  $\rho_{ст} = 7800 \text{ кг/м}^3$ .

Маса насадки:

$$m_n = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H_n \cdot M = \frac{3,14 \cdot 0,15^2}{4} \cdot 1,644 \cdot 505 = 14,6 \text{ кг},$$

де  $H_n$  – висота насадки,

$$H_n = 1,644 \text{ м};$$

$M$  – маса  $1 \text{ м}^3$  насадки;  $M = 505 \text{ кг/м}^3$  [9];

Маса води при гідровипробуванні:

$$m_{\epsilon} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H \cdot \rho_{\epsilon} = \frac{3,14 \cdot 0,15^2}{4} \cdot 1,644 \cdot 1000 = 29 \text{ кг}.$$

Маса люків:

$$m_l = n \cdot G_l = 4 \cdot 2 = 8 \text{ кг},$$

де  $n$  – кількість люків (приймаємо 2 люки на 1 шар насадки),

$$n = 2n_{ш} = 2 \cdot 2 = 4;$$

$G_l$  – маса одного люка;  $G_l = 2 \text{ кг}$  [6].

Маса фланців:

$$m_{\phi} = 2 \cdot 54,3 + 2 \cdot 10,5 + 1,04 + 0,45 = 120 \text{ кг}.$$

Маса днища та кришки:

$$m_{\delta} = 2 \cdot 78,9 = 110,8 \text{ кг}.$$

Маса решіток під насадку:

$$m_p = 2 \cdot 95 = 180 \text{ кг.}$$

Маса тарілок:

$$m_T = 23,6 + 37,1 = 60,7 \text{ кг.}$$

Тоді:

$$M = 1394,3 + 5057 + 13408,8 + 1756 + 131 + 157,8 + 352 + 60,7 = 22317,6 \text{ кг.}$$

Навантаження на опору:

$$Q = M \cdot g = 22317,6 \cdot 9,81 = 0,19 \text{ МН.}$$

Приймаємо опору для вертикальних апаратів циліндричну, тип I, ОСГ 26-467-78 [6], ескіз якої наведений на рис. 7.1, а розміри в таблиці 7.2.

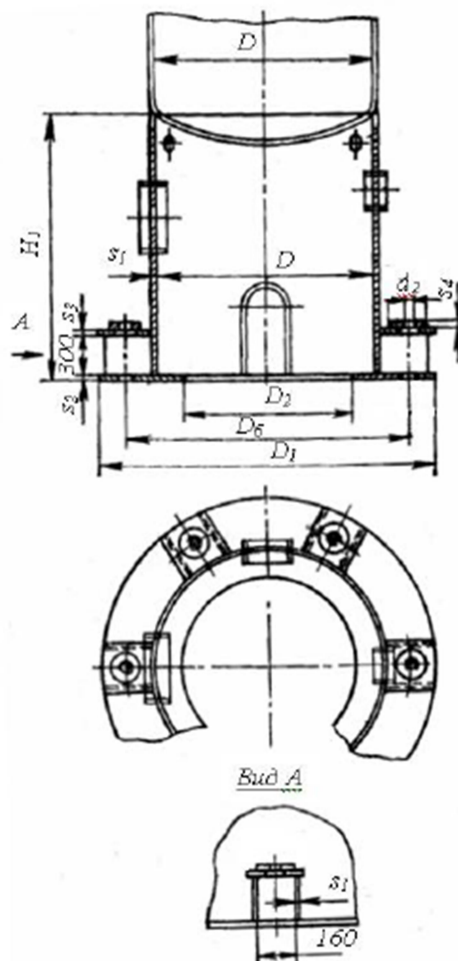


Рис. 7.1. Опора

Таблиця 7.2

## Розміри опори

Допустиме навантаження, $Q$ , МН	Розміри, мм.										Z, шт.
	$H$	$D_1$	$D_2$	$D_6$	$s_1$	$s_2$	$s_3$	$s_4$	$d_2$	$d_6$	
0,32	1500	1480	1150	1360	8	20	20	20	35	M30	6

$$V_{e3} = \frac{G_{e3}}{\tau \cdot \rho_e} = \frac{272,44}{3600 \cdot 3 \cdot 996} = 2,533 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с}.$$

**Висновки:**

В результаті технологічного та конструктивного розрахунків одержані такі розміри насадкової ректифікаційної колони:

Висота насадки  $H_{нас.} = 100$  м;

Загальна висота  $H = 1,644$  м;

Діаметр  $D = 150$  мм.

Продуктивність за дистиллятом – 98,5 кг/опер.

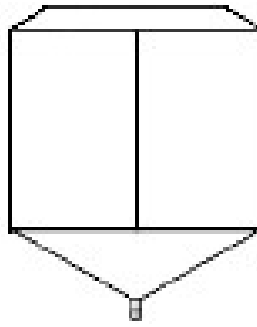
Температура всередині колони – 94 °С.

Ємність – 0,24 м<sup>3</sup>.

Насадка в колоні має 3 шари висотою 100 мм кожний.

## РОЗДІЛ 8. ВИБІР КОНСТРУКЦІЙНИХ МАТЕРІАЛІВ

Корпус тону



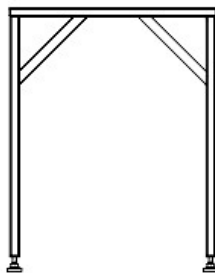
Лист 3 мм. AISI 304.

Змійовик



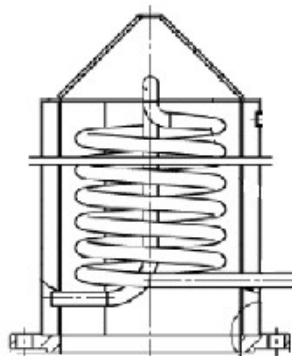
Труба 30x2 AISI 304.

Опора



Труба 25x25 AISI 304.

Холодильник

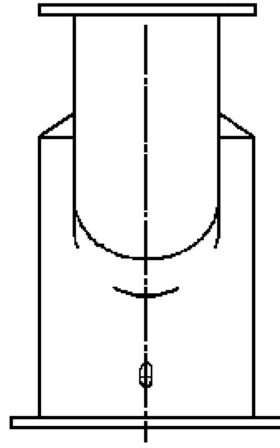


Труба 30x2 AISI 304.

Лист 3 мм. AISI 304.

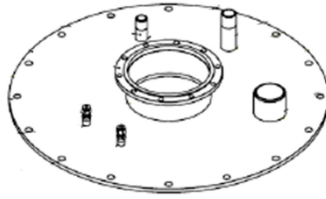
<i>Відповідальна організація</i> <b>НУХТ</b>	<i>Технічне узгодження</i> Чепелюк О.О.	<i>Вид документа</i> <b>Пояснювальна записка</b>	<i>Статус документа</i>			
<i>Власник документа</i> <b>НУХТ</b>	<i>Розробник документа</i> Латигавський Д.О.	<i>Назва, додаткова назва</i> <b>Розділ 8. Вибір конструкційних матеріалів</b>	<b>160188.MP.24.06 ПЗ</b>			
	<i>Документ затверджено</i> Гавва О.М.		<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> <b>UA</b>	<i>Аркуш</i> 1/2

Перерозподільна  
частина



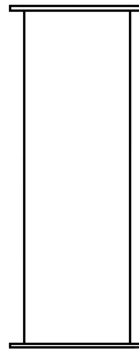
Лист 3 мм. AISI 304

Фланець  
середньої  
частини



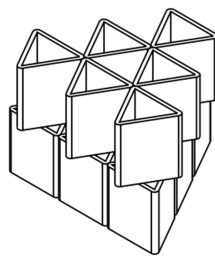
Лист 10 мм. AISI 304

Колона з  
насадками



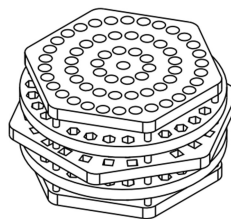
Лист 3 мм. AISI 304

Насадка  
першого типу



Лист 2 мм. AISI 304

Насадка другого  
типу



Лист 2 мм. AISI 304

Круг 20 мм. AISI 304

## РОЗДІЛ 9. ВИМОГИ ДО МОНТАЖУ, РЕМОНТУ, ЕКСПЛУАТАЦІЇ

### 9.1. Отримання та встановлення колони на підприємстві

Після того як Ректифікаційну колону РКА насадкового типу для розділення водно-спиртових розчинів було доставлено на підприємство, необхідно перевірити цілісність упаковки та перевірити супроводжуючі документи, а саме рахунки та документи сертифікації відповідності.

Наступним етапом буде розпаковка, необхідно повністю зняти картонну коробку і плівку, що захищає установку від пошкоджень під час транспортування.

Після розпаковування, не підключаючи до мережі, необхідно перевірити працездатність усіх кнопок та керуючих пристроїв, цілісність корпусу та цілісність різьб.

Далі колону необхідно встановити на рівну поверхню, поверхню необхідно перевірити за допомогою рівня, для уникнення перехилів, що можуть вплинути на процес ректифікації.

### 9.2. Введення колони в експлуатацію

Використовуючи інструкцію або допомогу спеціалістів до колони необхідно підключити всі виходи та входи для подачі та відводу всіх відповідних сумішей. Залити мастило в ТЕН, та воду в холодильники. Насадки вже встановлені в колоні.

Колону перед запуском можна перевірити використовуючи воду, це дасть змогу впевнитись у відсутності тріщин, та у правильності роботи клапанів подачі та відводу.

Після перевірки колони, в колону можна заливати суміш, яку необхідно ректифікувати.

<i>Відповідальна організація</i> <b>НУХТ</b>	<i>Технічне узгодження</i> Чепеляк О.О.	<i>Вид документа</i> <b>Пояснювальна записка</b>		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i> <b>НУХТ</b>	<i>Розробник документа</i> Латигівський Д.О.	<i>Назва, додаткова назва</i> <b>Розділ 9. Вимоги до монтажу, ремонту, експлуатації</b>	<b>160188.MP.24.09 ПЗ</b>			
	<i>Документ затверджено</i> Гавва О.М.		<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> <b>UA</b>	<i>Аркуш</i> <b>1/2</b>

### 9.3. Ремонт

Одним з найбільш часто пристроїв, що виходять з ладу є клапани, для їх ремонту необхідно залучати спеціалістів, або повністю проводити їх заміну. Враховуючи нескладність конструкції, усі деталі є досить взаємозамінними, тому при поломці найбільш раціональним рішенням буде провести діагностику та замінити їх на нові.

## ВИСНОВКИ

- В ході роботи було встановлено, що на продуктивність процесу ректифікації найбільше впливає об'єм ректифікаційної колони.
- Розроблено два види насадок та промодельовано рух пари через них у ректифікаційній колоні, з подальшим встановленням залежностей фізичних властивостей від конструкції.
- Рекомендовано використовувати насадки другого типу – «п'ятиповерхова дискова багатоотвірна», оскільки вони мають більшу поверхню контакту, при цьому більш інтенсивно зменшується температура парової суміші й відділення парів води відбуватиметься більш ефективно.

<i>Відповідальна організація</i> <b>НУХТ</b>	<i>Технічне узгодження</i> <i>Чепелюк О.О.</i>	<i>Вид документа</i> <b>Пояснювальна записка</b>		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i>  <b>НУХТ</b>	<i>Розробник документа</i> <i>Латигавський Д.О.</i>	<i>Назва, додаткова назва</i>  <b>Висновки</b>	<b>160188.МР.24.00 ПЗ</b>			
	<i>Документ затверджено</i> <i>Гавва О.М.</i>		<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> <b>UA</b>	<i>Аркуш</i> <b>1/1</b>

## СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Калунянц К.А. Оборудование микробиологических производств / К.А. Калунянц, Л.И.Голгер, В.Е. Балашов. – М.: Агропромиздат, 1987. – 397с.
2. Процеси і апарати харчових виробництв. Курсове проектування: Навч. посіб. / За ред. проф. І.Ф. Малежика. — К.: НУХТ, 2012. — 543 с.
3. Технологическое оборудование предприятий бродильной промышленности / В.И. Попов, И.Т. Кретов, В.Н. Стабников, К.П. Андреев. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1972. - 591 с.
4. Технологія спирту / В.О. Маринченко, В.А. Домарецький, П.Л. Шиян та ін. – Вінниця: «Поділля-2000», 2003. – 496 с.
5. Стабников В. Н. Перегонка и ректификация этилового спирта / В.Н. Стабников. – М.: Пищевая промышленность, 1969. – 459 с.
6. Цыганков П.С. Руководство по ректификации спирта / П.С. Цыганков, С.П. Цыганков. – М.: Пищепромиздат, 2001. – 400 с.
7. Цыганков П. С. Виділення спирту із бражки та його очистка / П.С. Цыганков, С.П. Цыганков. – К.: Глобус, 2000. – 120 с.
8. Иванов А.И. Оборудование спиртового производства / А.И. Иванов, В.Н. Зотов— М.: Пищевая промышленность, 1981. — 208 с.
9. Оборудование спиртовых заводов / С.П. Колосов, В.Л. Яровенко, В.Н. Стабников, Б.А. Устинников. – М.: Пищевая промышленность, 1975. — 295 с.
10. Кретов И.Т. Технологическое оборудование предприятий бродильной промышленности: Учебник / И.Т. Кретов, С.Т. Антипов. — Воронеж: Издательство государственного университета, 1997. — 624 с.

<i>Відповідальна організація</i> <b>НУХТ</b>	<i>Технічне узгодження</i> <i>Чепеляк О.О.</i>	<i>Вид документа</i> <i>Пояснювальна записка</i>		<i>Статус документа</i>			
<i>Власник документа</i> <b>НУХТ</b>	<i>Розробник документа</i> <i>Латигівський Д.О.</i>	<i>Назва, додаткова назва</i> <b>Список використаної літератури</b>	<b>160188.МР.24.00 ПЗ</b>				
	<i>Документ затверджено</i> <i>Гавва О.М.</i>		<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> <b>UA</b>	<i>Аркуш</i> <b>1/3</b>	

11. Кретов И.Т. Инженерные расчеты технологического оборудования предприятий бродильной промышленности / И.Т. Кретов, С.Т. Антипов, С.В. Шахов. – М.: КолосС, 2004. — 391 с.
12. Никитина С.Ю. Схемотехника и методики расчётов брагоректификационных установок: Монография / С.Ю. Никитина. — Воронеж: Воронежский ГАСУ, 2013. — 208 с.
13. Технологическое оборудование предприятий бродильной промышленности / Сосюра Е.А., Кирпичева Л.С., Веревкина Т.Л. и др. — Ставрополь: Изд-во СтГАУ «АГРУС», 2009. — 104 с.
14. Процеси і апарати харчових виробництв : Підручник / за ред. проф. І. Ф. Малєжика. — К.: НУХТ, 2003. — 400 с.
15. Технологическое оборудование предприятий бродильной промышленности / В.И. Попов, И.Т. Кретов, В.Н. Стабников и др. – М. Легкая и пищевая промышленность. 1983г. 464 с.
16. ДБН В.2.5.28-06. Інженерне обладнання будинків і споруд. Природне і штучне освітлення. К., 2006. – 76с.
17. Cheremisinoff, N. P. (2000). Handbook of Chemical Processing Equipment. Woburn:Butterworth-Heinemann.
18. Elementary Principles of Chemical Processes .3rd Ed, John Wiley & Sons, Inc.Geankoplis, C. J. (2014).
19. Transport Processes & Separation Processes. Edinburgh:PEARSON.Gorak, A. (2014).
20. Distillation: Equipment and Processes. Oxford: Academic Press.Green, D. W. (2008).
21. Perry's Chemical Engineer Handbook. McGraw-Hill.Henley, E. J. (2011).
22. Separation Process Principles. John Wiley & Sons, Inc.J.A, D. (1979).
23. Multistage separation processes. CRC Press.Khoury, F. M. (2013).
24. Advanced DistillationTechnologies: Design Control and Applications. WILEY.Levenspiel, O. 1999.

25. Chemical Reaction Engineering. 3rd. Ed, John Wiley & Sons, Inc. Ludwig, E. E. 1995.

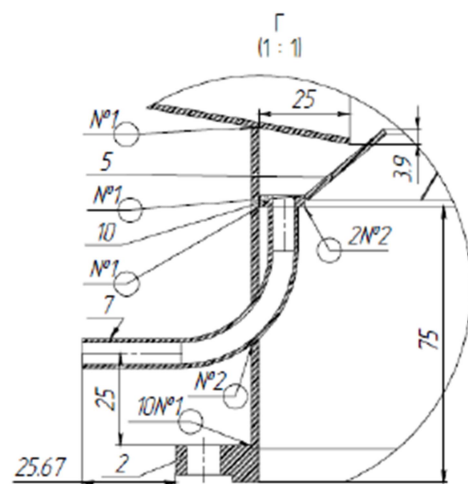
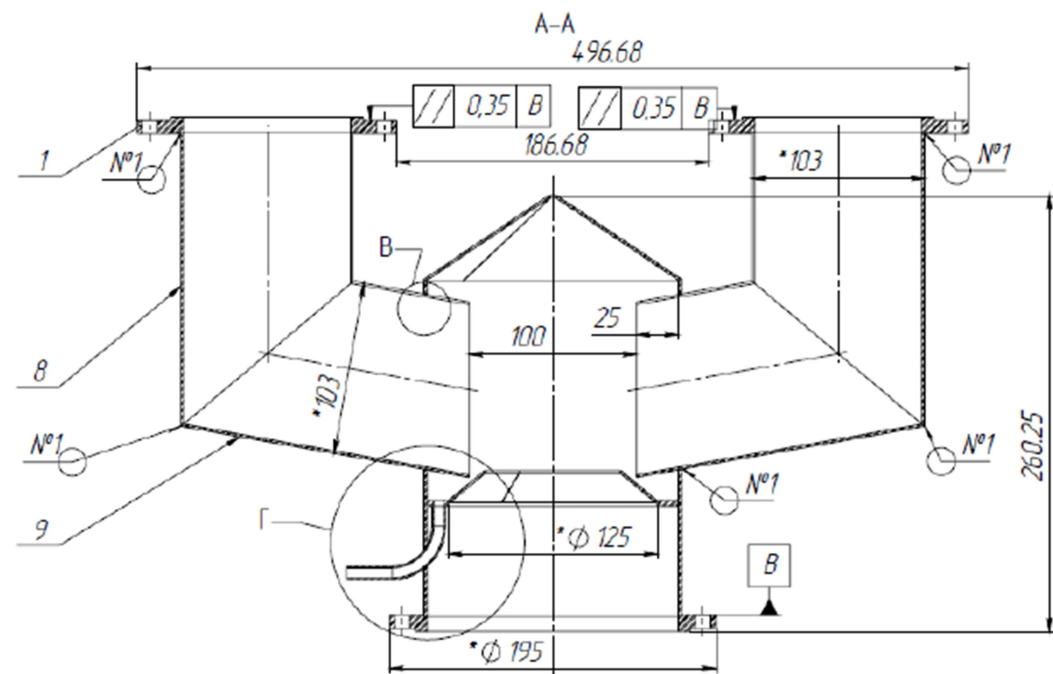
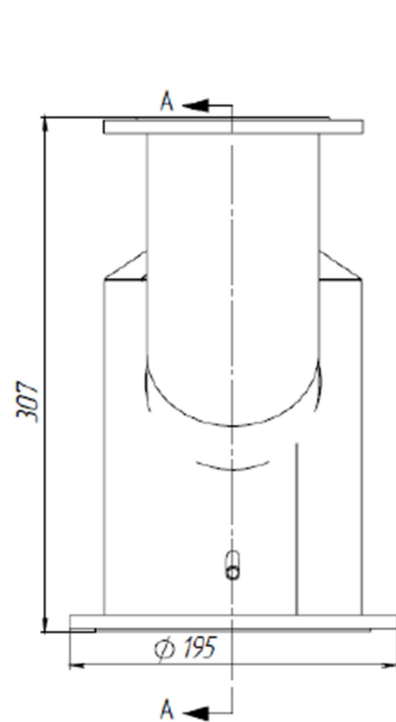
26. Applied Process Design. Vol.2, 3rd. Ed, Gulf Publishing Company. Rebsdatt, S. (2016).

27. Chemical Engineering Design. Vol 6, 3rd Ed, Elsevier ButterworthHeinemann

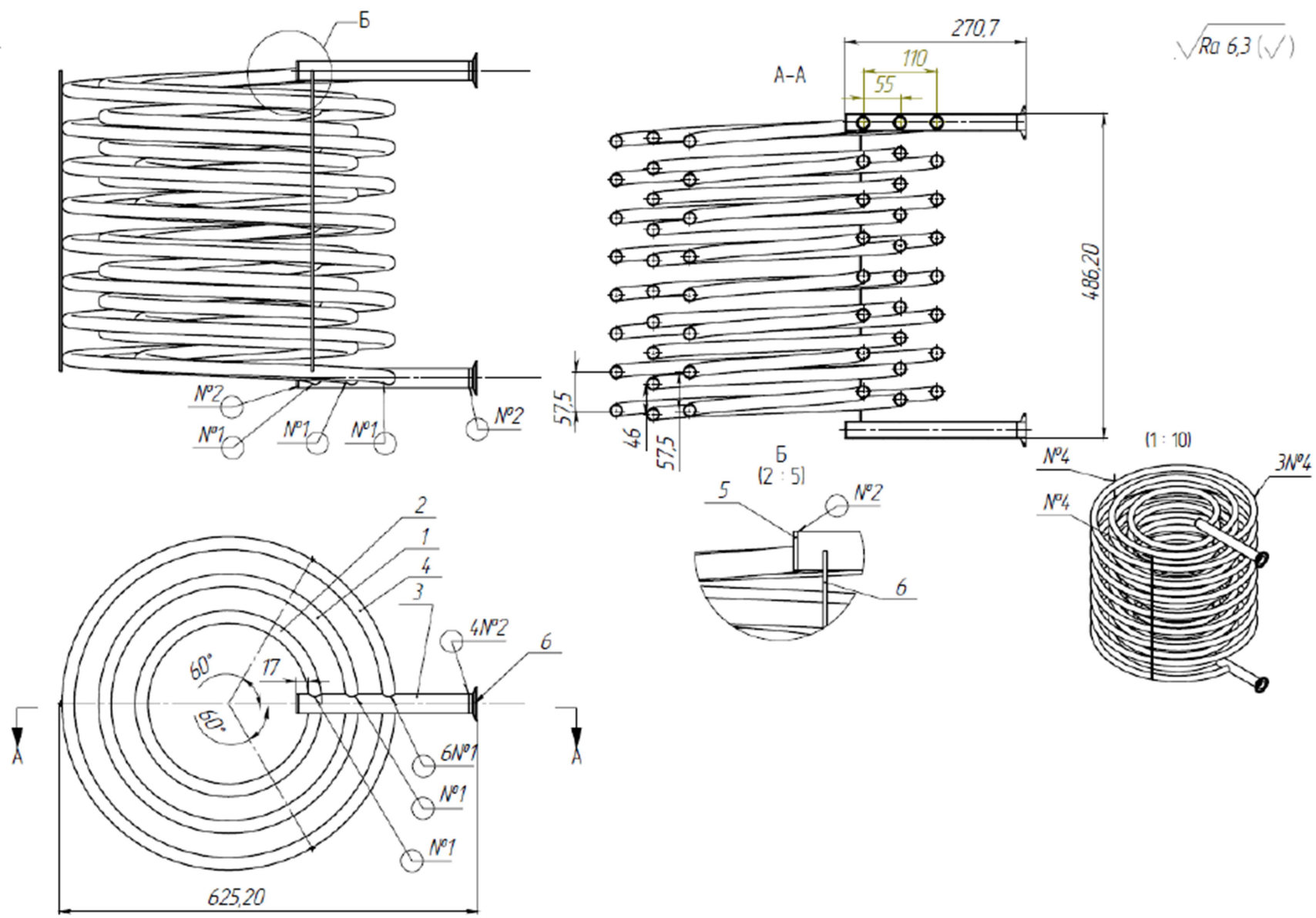
# ДОДАТКИ



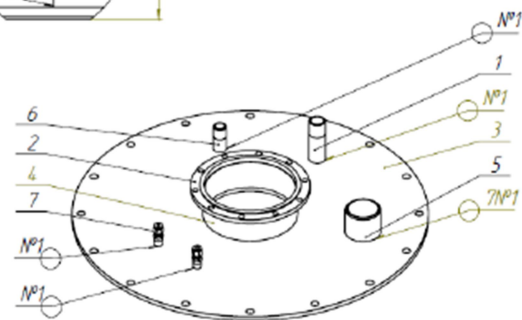
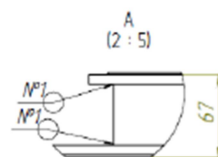
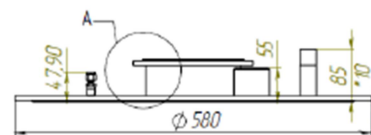
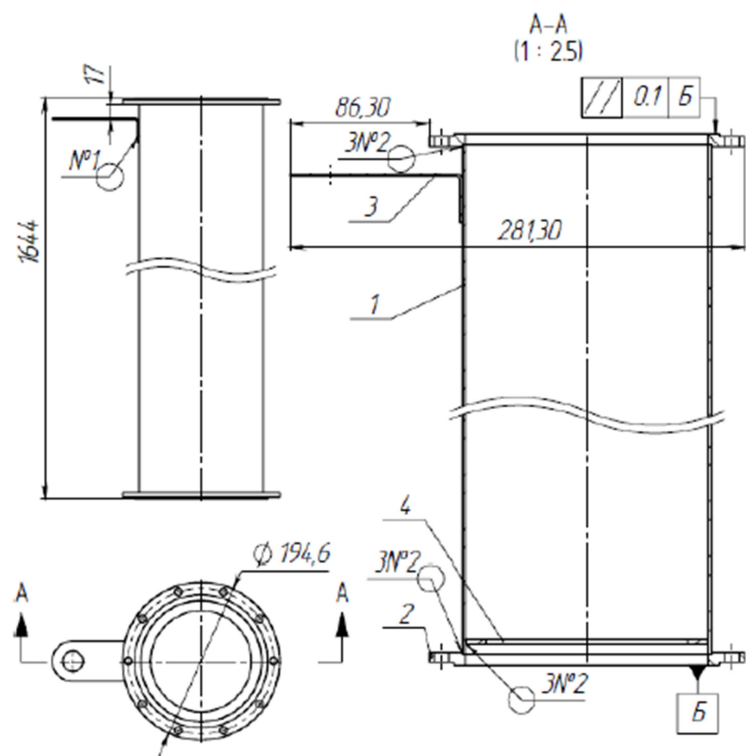




Обработка	Техника	Функция	Свойства	М 120
HSKT	техник	обработка	техник	
Вид	Свойства	Свойства	Свойства	
HSKT OX-2-SM	HSKT OX-2-SM	HSKT OX-2-SM	HSKT OX-2-SM	
Полная часть	HSKT OX-2-SM	HSKT OX-2-SM	HSKT OX-2-SM	



Исполнитель	Технический специалист	Проверенный	Согласованный	Масштаб
HSX1	Иванов И.И.	Петров П.П.	Сидоров С.С.	M 1:20
Исполнитель		Согласованный		
HSX1 OX-2-5M		16088/MP24-40000 CE		
Судья		Дата		



Складовий креслення НСХТ	Технічний креслення чертеж 02	Функціональний креслення деталей 02	Складовий креслення деталей 01	M 120
Власник креслення НСХТ ОХ-2-5М		Складовий креслення деталей 01		
Назва, номер креслення Складовий креслення		Назва, номер креслення 160188/М.24.50.000.02		
Складовий креслення		№ змін, дата видання		Лист 1