

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
ФАКУЛЬТЕТ ТЕХНІЧНИХ СИСТЕМ ТА ЕНЕРГОЕФЕКТИВНИХ  
ТЕХНОЛОГІЙ

Кафедра хімічної інженерії

ЗАТВЕРДЖУЮ  
Зав. кафедри

\_\_\_\_\_

підпис, дата

## Кваліфікаційна робота магістра

зі спеціальності 133 "Галузеве машинобудування"  
освітня програма "Обладнання хімічних виробництв  
і підприємств будівельних матеріалів"

Тема роботи: Виробництво харчового етилового спирту.

Розробити та модернізувати епюраційну колону

Виконав:

студент групи ХМ.м-11

Іваненко Данило Іванович

\_\_\_\_\_

підпис

Залікова книжка

№ \_\_\_\_\_

Кваліфікаційна робота магістра

захищена на засіданні ЕК

з оцінкою \_\_\_\_\_

Керівник:

канд. техн. наук, стар. викл.

Скиданенко Максим Сергійович

" \_\_\_\_ " \_\_\_\_\_ 20 \_\_\_\_ р.

\_\_\_\_\_

підпис, дата

**Підпис голови**

(заступника голови) комісії

## ЗМІСТ

ВСТУП	4
1 АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ	6
2. ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	15
2.1 Опис технологічної схеми виробництва	15
2.2 Теоретичні основи процесу	18
2.3 Опис конструкції проектованого апарата	26
2.4 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарата	27
2.5 Гідравлічний розрахунок	50
2.6 Вибір допоміжного обладнання	55
3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	59
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	59
3.2 Розрахунки апарата на міцність, стійкість	61
4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	75
4.1 Обґрунтування компонування основного та допоміжного обладнання	75
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання	79
5 АВТОМАТИКА ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ	85
5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу	91
5.2 Розроблення системи автоматизованого керування роботою обладнання	93
6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ	95
6.1 Аналіз небезпечних та шкідливих факторів виробництва	95
6.2 Розрахунок потенційно небезпечного фактора	100
ВИСНОВКИ ТА РЕКОМЕНДАЦІЇ	105
СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ	106
Додаток А – Специфікація до складального креслення колони	
Додаток Б – Специфікація до складального креслення тарілки	
Додаток В – Специфікація до складального креслення царги куба	

						<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>		
Изм.	Лист	№ докум.	Підпись	Дата				
Разраб.		Іваненко			Лит.	Лист	Листов	
Провер.		Скиданенко				3	106	
Реценз.					<i>ХМ.м-11</i>			
Н. Коштр.					<i>Пояснювальна записка до розрахунку ректифікаційної колони</i>			
Утверд.								

## ВСТУП

Хімічна промисловість це одна з важливіших галузей економіки країни. Хімічна промисловість випускає різні вироби більш ніж 4 - х тисяч найменувань. Для того, щоб хімічна промисловість держави була конкурентною здатною вони повинні випускати товари і вироби з високими техніко-економічними показниками, тобто товари повинні мати низьку ціну, високу якість і довговічність.

Для того, щоб хімічна промисловість була конкурентоздатна, їй необхідно забезпечити відповідним хімічним устаткуванням з високими техніко-економічними показниками, а також щоб це устаткування було надійне в експлуатації, мало досить великий термін служби і забезпечувало механізацію технологічних процесів, що проводилися в них. У свою чергу, щоб забезпечити серійне виробництво такого устаткування, потрібне виробництво призначене для випуску саме цього устаткування, мали сучасні, ефективні технологічні процеси, устаткування, оснащення, пристосування. Істотну роль при цьому грає організація праці і економіка цих виробництв.

У спиртовій галузі промисловості, у якості типових, прийняті брагоректифікаційні установки побічної дії. Технологічний процес у них заснований на послідовності перетікання рідинного потоку з колони в колону і супроводжується наступними операціями [1]:

- у бражній колоні – перегонка бражки і отримання спирту-сирцю (бражного дистиляту);
- в епюраційній колоні – епюрація спирту-сирцю, концентрування і виділення з нього головних домішок;
- у ректифікаційній колоні – зміцнення і пастеризація спирту, виведення компонентів сивушного масла із зон їх концентрування;
- в колоні остаточного очищення – повторне очищення ректифікованого спирту.

Окрім ректифікованого спирту, головної фракції і сивушного масла при

						<i>Лист</i>
					<i>ХІ.Р.00.00.00 ПЗ</i>	
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		4

перегонці бражки і ректифікації спирту утворюються барда і лютерна вода, що є відходами спиртового виробництва, а також напівпродукти ректифікації – непастеризований і сивушний спирти, які відбираються і направляються на повторне очищення [1].

Ця кваліфікаційна магістерська робота має в наявності елементи науково-практичної новини і є самостійною працею, яку виконано у відповідності до методичних вказівок [9]. В цій роботі застосовано методи мат. моделювання, а розрахунки та формування одержаних результатів проводилися із використанням комп'ютерних прикладних програмних систем.

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		5

# 1 АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ

## 1.1 Обґрунтування вибору технологічної схеми виробництва [1]

### 1.1.1 Технологічна схема брагоректифікаційної установки з боковим відбором двох сортів ректифікованого спирту

Технологія ректифікату з виділенням двох сортів спирту-ректифікату полягає в додатковому очищенні спирту-ректифікату вищої чистоти та спирту екстра. На відміну від класичного варіанту технологічної схеми брагоректифікаційної установки непрямої дії, за якою від спирту-ректифікату відбирають один цільовий продукт, наприклад спирт вищої чистоти або спирт екстра, дана технологія ректифікації передбачає одночасний відбір двох сортів спирту ректифікований: спирт вищої чистоти і спирту високої чистоти. При цьому спирт вищої чистоти поліпшеної якості або спирт Екстра відбирають у кількості 60-70%, спирт вищої чистоти - 30-40% від загального об'єму спирту-ректифікату, що виробляється в установці. Організація процесу ректифікації з виділенням двох сортів спирту може бути реалізована як за рахунок збільшення ректифікаційної колони додатковими резервуарами, якщо дозволяє висота будівлі, так і за рахунок використання колони остаточного очищення в режимі реректифікації. алкоголь. [1]

Перший варіант ректифікаційної колони повинен мати 79-82 тарілки. Спирт вищої чистоти відбирають із колони 8-ї чи 10-ї тарілки, а спирт вищої чистоти покращеної якості або спирт "Екстра" - з 14-ї чи 16-ї (рахуючи зверху). Сорти спирту по сепаруючих каналах надходять у спиртохолодильники, звідки через ротометри, спиртівки та контрольні оболонки, відповідно збірники спирту вищої чистоти та спирту вищої чистоти покращеної якості або спирту екстра, надходять у спиртове відділення.

У другому варіанті спирт з 8-ї або 10-ї (рахуючи з верхньої) тарілки ректифікаційної колони проходить через ротаметр на 2-ю або 4-ю (вважаючи знизу) тарілки колони остаточного очищення, що працює в реректифікації

										Лист
										6
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

XI.P.00.00.00 ПЗ

спирту. режим. Сорти спирту вищої чистоти і вищої очистки поліпшеної якості або екстра з колони остаточного очищення відбирають відповідно до 8-10 і 14-16 (рахуючи зверху) тарілок колони у співвідношенні (30-40) : (60-70) %. Відібрані сорти спирту-ректифікату по окремих комунікаціях направляються в спиртоохолоджувачі, а потім через ротаметри і спиртові ліхтарі направляються в контрольні корпуси і в спиртоприймальні відділення у відповідних спиртозбірниках

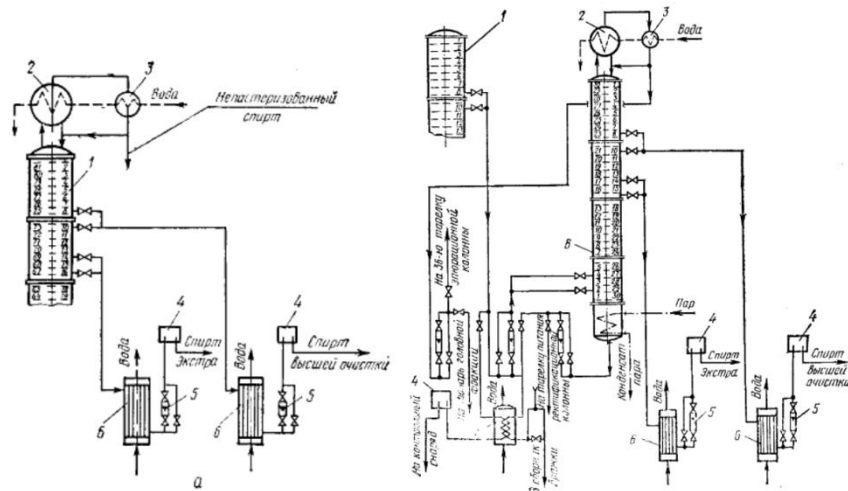


Рисунок 1.1 – Схема брагоректифікації з відбором двох сортів спирту:

а) 1-ий варіант; б) 2-й варіант;

1 – ректифікаційна колона; 2 – дефлегматор; 3 – конденсатор;

4 – спиртовий ліхтар; 5 – ротаметр; 6 – холодильник спирту; 7 – холодильник;

8 – колона остаточного очищення

### 1.1.2 Технологічна схема брагоректифікаційної установки побічнопрямотної дії

Особливістю заторної ректифікаційної колони непрямної прямої дії є те, що опарювання затору і нагрівання ректифікаційної колони здійснюються епурованими водно-спиртовими парами заторної колони. Процес очищення браги є відомим технологічним прийомом ректифікації браги і заснований на виділенні домішок, пов'язаних з етанолом, безпосередньо з браги, тобто із

									Лист
									7
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	XI.P.00.00.00 ПЗ				

середовища слабких водно-спиртових розчинів, в яких їх відносна летючість вище, ніж летючість етилового спирту.

При відборі з пивної колони 60–80 % спирту, що міститься у вихідній бразі, майже всі домішки, крім метанолу, переходять у пивний дистилят. Це дозволяє використовувати ще 20-40% етанолу у вигляді епурованих водно-спиртових парів для підігріву епураційної колони. Крім того, потік пари, що вводиться в епураційну колону, використовується для нагрівання не тільки спирту, що міститься у вихідній бразі, але й спирту, який надходить у колону з дистилятом затору, тобто питома витрата пари на процес епурації згідно з схема непрямої прямої дії. В 1,2-1,6 рази вище, ніж за схемою побічної дії. Це сприяє отриманню епюрету, а отже, спирту-ректифікату високої якості.

Переобладнання ректифікаційної колони зі схеми непрямої дії на схему непрямої прямої дії може бути виконано на будь-якому зі спиртових заводів з невеликими капітальними витратами.

Для організації зазначеної технології бражну колону необхідно дообладнати циліндричною або конічною обичайкою з патрубком для відводу епурованих водно-спиртових парів і трьома 4–5-тарілчастими царгами, з яких дві царги призначені для епурації бражки і одна (верхня) – для уловлювання частинок бражки з метою запобігання їх винесення. У виварній камері епураційної колони, в паровий її простір, необхідна вирізка патрубка для введення епураційних парів. Патрубки в обичайці і в виварній камері епураційної колони через піноловушку з'єднуються трубопроводом епурованих водно-спиртових парів. Верхні 3–4 тарілки царги бражної колони використовуються для роботи в режимі «сухих тарілок», для чого з їх зливних пристроїв знімаються переливні воронки. [1]

Для регулювання величини відбору спирту, який надходить з паровим потоком в підігрівач бражки, на трубопроводі водно-спиртових парів перед підігрівачем бражки і піноловушкою встановлюють дві шиберні засувки, одна з яких, розташована на трубопроводі епурованих водно-спиртових парів,

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		8

повинна бути в процесі роботи установки відкрита повністю, а друга, розташована перед підігрівачем бражки, відкрита на 8–10 оборотів. [1]

В установках продуктивністю 3000 і 6000 дал/добу, що мають 25 тарілок, для епюрації бражки використовуються існуючі тарілки колони і колона дооснащується тільки піноуловлювальною царгою і розмежувальною циліндричною обичайкою з патрубком для відводу епюрованих парів. [1]

При встановленні ємностей для очищення сусла зливні склянки нижньої ємності повинні бути підняті на висоту нижче за нижню ємність і занурені в рідку фазу верхньої тарілки варильної частини варильної колони. При обігріванні очисної колони очищеними водно-спиртовими парами бродильної колони гарячу пару в очисну колону не подають. Установка здійснюється в такий спосіб. Сусло, нагріте в підігрівачі водно-спиртовими парами, що надходять з бродильної колони, до 70-75°C, прямує в сепаратор, звільняється в ньому від вуглекислого газу і надходить на верхню тарілку епюраційної частини бродильної стовпець. Водно-спиртові пари, що виділяються при очищенні сусла від домішок етилового спирту, послідовно проходять через бродильну і водну секції суслопідігрівача і конденсатор бродильної колони, де конденсуються і разом з дистиллятом з холодильника CO<sub>2</sub>, надходять на живильну тарілку очисної колони через колектор. Сусло, звільнене від основної маси спиртових домішок при епюрації, переходить з епюраційної частини бродильної колони в киплячу її частину, на тарілках якої повністю відганяється від неї спирт. Випарені водно-спиртові пари з циліндричного відстійника, розташованого над верхньою тарілкою окропу бродильної колони, через піноуловлювач надходять в киплячу камеру очисної колони. Видалення барди здійснюється через барбарегулятор. [1]

З епюраційної колони пари спирту, що містять основні домішки, надходять у дефлегматор та конденсатор. Плечі з дефлегматора та частково з конденсатора у вигляді флегми повертаються на верхню тарілку колони. Відбір основної фракції здійснюється з конденсатора. [1]

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		9



Очищення спирту від метанолу, що надійшов в епіюраційну колону з епіюрованими водно-спиртовими парами, відбувається в ректифікаційній колоні, яка має розвинену зону пастеризації, що досягається установкою над гребінкою відбору спирту 1–2 5–8-тарілчастих царг. Відбір ректифікованого спирту при цьому відбувається з 14–16-ї (рахуючи зверху) тарілок колони. В іншому робота ректифікаційної колони і установки в цілому аналогічна роботі брагоректифікаційної установки непрямої дії.

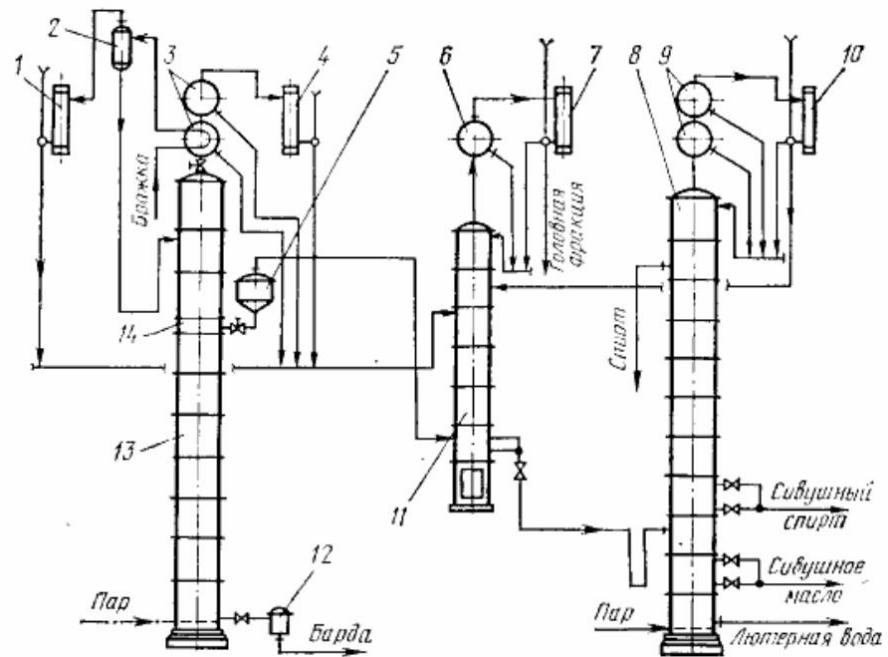


Рисунок 1.2 – Схема брагоректифікаційної установки побічно-прямоточної дії:  
 1 – конденсатор CO<sub>2</sub>; 2 – сепаратор бражки; 3 – підігрівач бражки; 4, 7, 10 – конденсатори відповідно бражної, епіюраційної і ректифікаційної колон; 5 – піноловушка; 6, 9 – дефлегматори відповідно епіюраційної і ректифікаційної колон; 8, 11, 13 – ректифікаційна, епіюраційна і бражна колони; 12 – бардовідвідник; 14 – циліндрична обичайка

### 1.1.3 Технологічна схема брагоректифікаційної установки з направленим виділенням домішок в епіюраційній колоні

Особливістю установки у тому, що відбувається виділення компонентів сивушного масла з епіюраційної колони, тобто до стадії

					Лист
XI.P.00.00.00 ПЗ					
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	10

ректифікації. Вищі спирти з'являються за допомогою гідро селекційної води, що вводиться в епюраційну колону.

Працює установка в наступний спосіб. Бражка подається насосом у підігрівач, та нагрівається у ньому водно-спиртовими парами, що надходять з бражної колони, до 70–75°C, та направляється в сепаратор, де від бражки відділяється діоксид вуглецю. Бражка відсепарована поступає у бражну колону, де з неї витягуються домішки етанолу і відгоняється спирт за аналогією з установками побічно-прямоточної дії. Живлення епюраційної колони здійснюється бражним дистилятом, а її обігрів – епюрованими водно-спиртовими парами.

На 8–10-у (рахуючи зверху) тарілки епюраційної колони через ротаметр подається лютерна або пом'якшена гідро селекційна вода у кількості, необхідній для доведення концентрації епюрату до 15–20 % об. Під дією низької міцності спирту на тарілках виварної частини епюраційної колони відбувається відгонка компонентів сивушного масла, які, переміщаючись з паровим потоком вгору по колоні, затримуються міцним спиртом. Наявність 8–10 концентраційних тарілок обумовлює утворення зони концентрування вищих спиртів між 30-ю і 32-ю тарілками колони. Сивушна емульсія, що відбирається із зони концентрування, направляється через ротаметр на тарілку живлення сивушної колони. Виділені при епюрації і гідроселекції головні домішки концентруються на 8–10 верхніх тарілках епюраційної колони. [1]

Звільнившись від більшої частини пропілового спирту і майже повністю від ізобутилового, ізоамілового спиртів і основних домішок, епюрет надходить на живильну тарілку ректифікаційної колони, в якій спирт очищається від метанолу за рахунок розвиненої зони пастеризації. У цьому випадку відбір спирту-ректифікату здійснюється з 14–16 (рахуючи зверху) тарілок колони. Частина компонентів сивушного масла, що не виділяється при гідровідборі, відбирається з парової фази з 7, 9 і 11 нижніх тарілок ректифікаційної колони і через конденсатор парів сивушного масла направляється на живильну тарілку сивушної колони. Непастеризований спирт

										Лист
										11
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

через ротаметр подається на очищення в одну з верхніх тарілок епураційної колони. Сивушні масла беруться з боку акумулятора сивушної колони.

Етиловий спирт, що подається з погонами в сивушну колону, відводиться з подільника флегми дефлегматора і конденсатора по незалежних комунікаціях через ротаметри відповідно на живильну тарілку ректифікаційної колони і одну з верхніх тарілок епураційної колони.

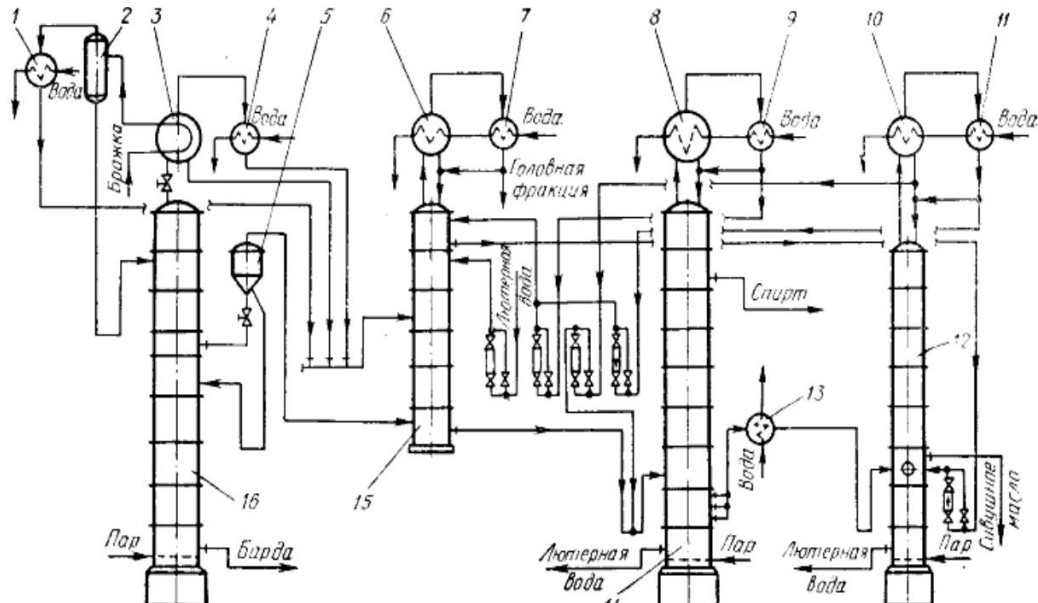


Рисунок 1.3 – Схема брагоректифікаційної установки зі спрямованим виділенням домішок в епураційній колоні:

1 – конденсатор CO<sub>2</sub>; 2 – сепаратор бражки; 3 – підігрівач бражки;

4, 7, 9, 11 – конденсатори відповідно бражної, епураційної, ректифікаційної і сивушної колон; 5 – піноловушка;

6, 8, 10 – дефлегматори відповідно епураційної, ректифікаційної і сивушної колон; 12, 14, 15, 16 – відповідно сивушна, ректифікаційна, епураційна і бражна колони; 13 – конденсатор пари сивушного масла

## 1.2 Новизна проектної розробки та її економічна доцільність

Ректифікований процес призначений для розділення рідких сумішей на чисті компоненти/фракції з різними температурами кипіння. Для ректифікації багатокомпонентних сумішей використовують кілька послідовно працюючих повних ректифікаційних колон. Залежно від внутрішнього пристрою

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						12

розрізняють пластинчасті апарати насадкові і з обертовими частинами (роторні).

Основна вимога, яка повинна бути виконана при розробці та проектуванні дистиляційних апаратів, полягає в тому, що поверхня міжфазного контакту, створена контактними пристроями, повинна постійно оновлюватися. При цьому інтенсивність відновлення повинна бути максимальною.

Ця вимога може бути реалізована різними способами в різних типах контактних пристроїв. Однак у всіх типах контактних пристроїв спостерігається загальна тенденція до збільшення відносної швидкості контактуючих фаз. Із збільшенням швидкості зростає турбулентність двофазного потоку, що призводить до збільшення швидкості оновлення поверхні. Однак збільшенню швидкості заважає явище піни та бризок, з якими дуже важко впоратися.

Вибір типу контактних пристроїв визначається такими вихідними даними:

- умови фазової рівноваги в розділених системах;
- фізичні характеристики спільних систем;
- продуктивність проекрованої установки;
- необхідний ступінь чистоти цільових продуктів та їх кількість;
- рівень допустимих енерговитрат і вартість енергії (теплової та механічної);
- вартість виготовлення та монтажу установок, обладнаних контактними пристроями різних типів;
- спеціальні вимоги, що визначаються потребами підприємства.

У базовому апараті контактними елементами були диски клапанів. Однією з суттєвих переваг цього типу контактних пристроїв є їх висока ефективність у широкому діапазоні парових навантажень. Диски клапанів за своєю конструкцією саморегульовані. Але у цього типу тарілок є і недоліки. Оскільки вентилі (розподільні пристрої вентильних лотків) дуже чутливі до перепаду тиску за парою, то при будь-якій нестабільності процесу в апараті

клапан може заклинити і порушити роботу як самого лотка, так і колони як ціле. Проаналізувавши всі перераховані вище фактори, робимо висновок, що переваги вентильних лотків не завжди доцільні в даному виробництві, оскільки процес протікає в постійних умовах (потужність 3000 дал/добу), використовувати вентильні лотки недоцільно. Результати теоретичних та експериментальних досліджень, досвід промислової експлуатації установок парової ректифікації показали, що перспективними контактними пристроями є масообмінні тарілки, в конструкції яких використовується спрямоване введення газу в рідину, що дозволяє інтенсифікувати взаємодію між фазами та доцільніше організувати рух рідини по тарілці.

Так, як нововведення в проектуваному пристрої замінюємо клапанні тарілки на більш продуктивні ковпачкові тарілки, що володіють високим ККД у широкому діапазоні навантажень по відношенню до газової (парової) фази (при співвідношенні максимального мінімального навантаження до 3), можливість роботи із забрудненими рідинами, в порівнянні з не високою

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		14

## 2. ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

### 2.1 Опис технологічної схеми виробництва

Вихідним продуктом для отримання етилового спирту, крім крохмалю, є меляса - відхід цукрово-бурякового виробництва. Спирт-сирець містить велику кількість домішок, найбільш значущими з яких є овсяниця. Спирт-сирець також містить оцтовий альдегід, паральдегід, ацеталь, прості і складні ефіри, леткі жирні кислоти, гліцерин, аміни, фурфурол та ін. Для очищення етилового спирту застосовують ректифікацію, тобто перегонку етилового спирту в спеціальних апаратах, що дозволяють відокремлення етилового спирту від його нижчих і висококиплячих речовин. Отриманий продукт, званий ректифікатом, зазвичай містить до 95% етилового спирту, а решта - вода і невеликі кількості оцтового альдегіду, овсяникових масел і т. д. Для подальшого очищення етиловий спирт фільтрують. [1]

Технологічна схема установки брагоректифікації (непрямої дії) показана на рис. 2.1. Принцип його роботи полягає в наступному. Дозріле сусло з бродильного відділення перекачується в підігрівач, де воно нагрівається до температури 75-80 °С за рахунок теплоти конденсації пари бродильного дистиляту, який відводиться з бродильної колони. Підігріта брага з підігрівача направляється в сепаратор вуглекислого газу CO<sub>2</sub>. Гази з сепаратора відводяться в конденсатор для вловлювання спирту. Несконденсовані гази виводяться через зрошувальну пастку в атмосферу, а водно-спиртовий конденсат з конденсаторів виводиться на верхню тарілку очисної колони. [1]

Відокремлене сусло з сепаратора направляється на живильну тарілку суслової колони, і після вилучення з нього спирту і летких домішок сусло видаляється через регулятор тиску для подальшої обробки або реалізації. Варильна колона нагрівається безпосередньо від введення котлової пари в барботер у варильній камері колони. Всі колонки можна нагрівати через окріп.

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						15

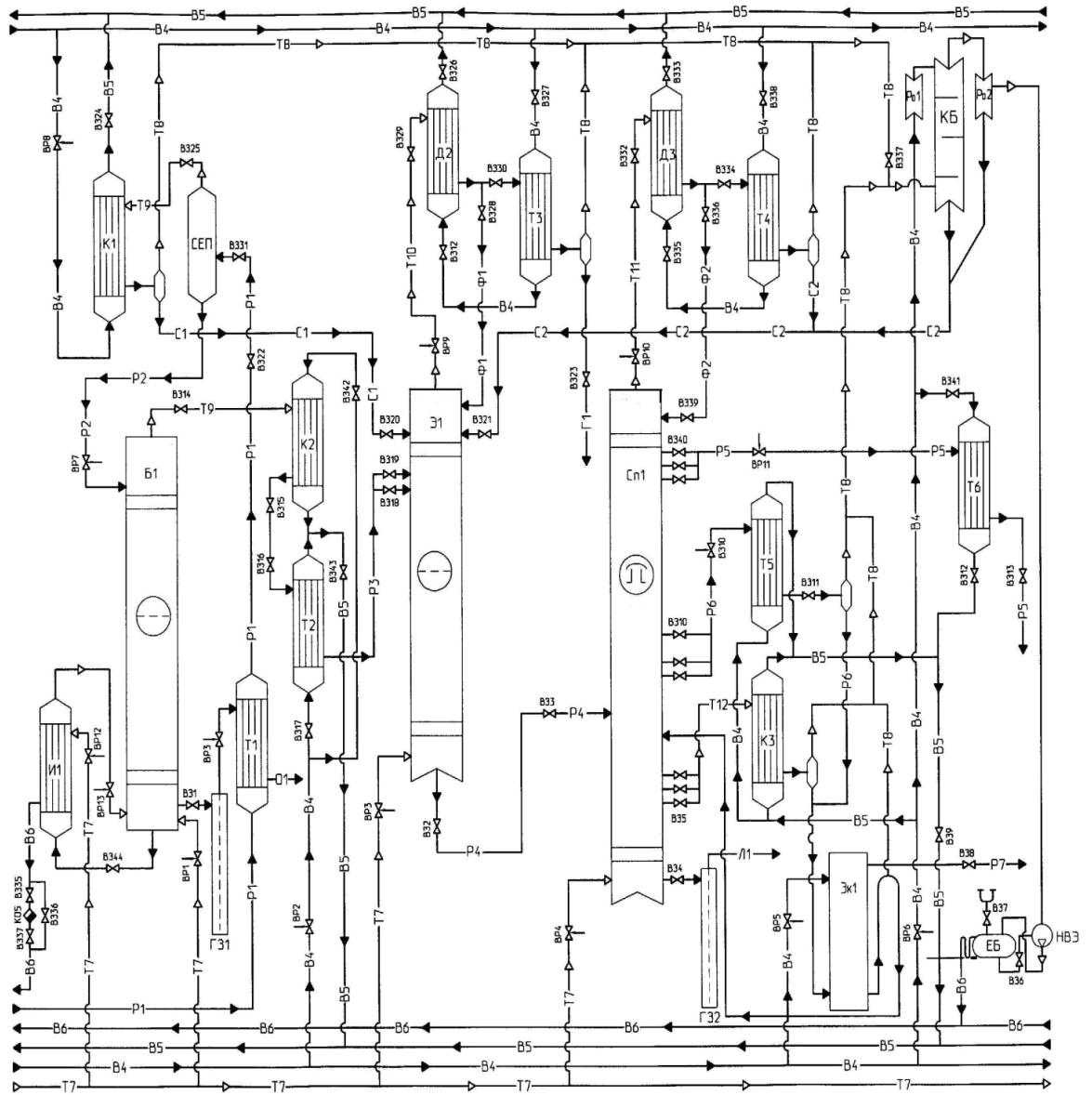


Рисунок 2.1 – Схема брагоректифікаційної установки (непрямої дії)

Пара для підігріву колони подається від колектора. Водно-спиртова пара із заторної колони відводиться через уловлювач для уловлювання зважених частинок до підігрівача затору.

Пари спирту, не сконденсовані в заторному підігрівачі, направляються на конденсацію в конденсатори заторної колони. Конденсат - заторний дистилат з підігрівачів і конденсаторів, збирається в збірник і подається на живильну тарілку епураційної колони. Частина згущеного пивного дистилату повертається у пивну колону у вигляді флегми.

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

Заторний дистилат, який пройшов епурацію і звільнився від основних домішок, називається епуратом і відводиться з камери кипіння колони на живильну тарілку ректифікаційної колони.

Основні домішки зосереджені у верхній частині епураційної колони, в її дефлегматорі та конденсаторі. Флегма з дефлеггатора повертається на верхню тарілку колони для випарювання для кип'ятіння колони та концентрування домішок. Основну фракцію етилового спирту відбирають з конденсатора.

Основну фракцію спирту етилового охолоджують в холодильнику і через ротаметр, за даними якого регулюють відбір, подають на контрольний спиртомір для обліку об'єму. Далі основну фракцію спирту етилового відводять у спиртоприймальне відділення, пари спирту з дефлеггатора відводять у конденсатор.

Епурат вводять в 16-ю ректифікаційну тарілку колони. Вода Лютера видаляється з кип'ятильної камери колони гідроуловлювачем. З ректифікаційної колони пари спирту направляються в дефлегматор для конденсації. Флегма, що утворюється при конденсації, повертається на верхню тарілку колони. Частина парів спирту з дефлеггатора відводиться в конденсатор.

Непастеризований спирт відбирається з цього конденсатора і направляється на повторне очищення в епураційну колону, на одну з її верхніх тарілок. Відбір непастеризованого спирту регулюється ротаметром.

Пастеризацію проводять на 6-8 верхніх тарілках ректифікаційної колони. З пастеризованого флегму з 6-8 тарілок, рахуючи від верху колони, відбирають спирт-ректифікат і охолоджують його в холодильнику. Кількість відібраного спирту регулюють ротаметром і через лампу і контрольний спиртомір направляють у спиртоприймальний відділ.

Сивушні масла концентруються на 5–11 нижніх тарілках ректифікаційної колони. З цієї зони пара сивушно-спиртова направляється в конденсатор, з якого конденсат подається в змішувач - змішується з водою в пропорції 1: 2 - 1: 4 відповідно. Суміш сивушної олії з водою вводять у роздільну посудину

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						17

XI.P.00.00.00 ПЗ



(декантер). З декантера сивушні масла, у міру накопичення, надходять у збірник. Для рециркуляційної обробки (промивки) сивушної олії і перекачування її в спиртоприймальний відділ використовується насос. Промивна вода з нижньої частини декантера направляєтся в колектор і перекачується в напірний колектор. З колектора промивна вода, відрегульована ротаметром, направляєтся в одну з верхніх тарілок пивної колони не нижче 12-ї. [1]

Всі теплообмінні поверхні охолоджуються водою з колектора, який подається водою з напірного бака або від насосів. Порядок роздачі води наступний. По поверхні теплообміну пивної колони від колектора охолоджуюча вода послідовно подається в конденсатор, з якого направляєтся в горизонтальний конденсатор. З останнього вода відводиться в колектор гарячої води.

Вода в конденсатори уловлювача подається безпосередньо з колектора. Вода, що пройшла через уловлювач, направляєтся на охолодження дефлегматора, а з уловлювача вода направляєтся в дефлегматор.

На поверхні теплообміну епюраційної та ректифікаційної колон вода подається відповідно до конденсаторів і дефлегматорів. Гаряча вода від дефлегматорів окремими комунікаціями направляєтся в колектор. З колектора вода подається в охолоджувач основної фракції, а після охолоджувача відводиться в дефлегматор.

Вся вода, що подається в резервуар для води або колектор холодної води, пропускається через спиртоохолоджувач для стабілізації температури спирту-ректифікату при його охолодженні.

## 2.2 Теоретичні основи процесу [2–4]

Ректифікація є одним з найбільш енергоємних процесів. Тому в хімічній промисловості все частіше використовуються альтернативні процеси та методи розділення.

До них належать:

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		18

- випаровування через мембрану, що здійснюється в апаратах плівкового типу;

- протитечійна кристалізація з безперервним масообміном (енергозбереження досягається за рахунок того, що теплота плавлення розділених речовин, як правило, значно менше теплоти їх пароутворення).

Однак, незважаючи на зростаючу поширеність цих та інших альтернативних процесів і методів, дистиляція все ще зберігає своє значення в хімічній промисловості. Для дистиляції зазвичай використовують колонні апарати (насадкові і тарелкові), які називаються ректифікаційними колонами, де здійснюється багаторазовий контакт між потоками парової і рідкої фаз.

При ректифікації в тарельчастих колонах (рис. 2.2) вихідна суміш у кількості  $F$  з концентрацією низькокиплячого компонента  $X_F$  надходить у середню частину колони; верхній продукт - дистилят в кількості  $D$  з концентрацією низькокиплячого компонента  $X_D$  відбирають з конденсатора, а збіднений цим компонентом залишок перегонки в кількості  $W$  з концентрацією  $X_W$  відводять у вигляді нижнього продукту з конденсатора. випарний куб ( $F$ ,  $D$ ,  $W$  вимірюються в моль/год,  $X_F$ ,  $X_D$ ,  $X_W$  - в молярних частках).

Пара, що утворюється в колоні, піднімається знизу вгору, контактуючи на контактних пластинах з рідиною, що витікає. Після цього пара надходить у конденсатор, звідки частина утвореного конденсату, яка називається флегмою ( $F$ , моль), повертається на верхню ректифікаційну тарілку колони. Матеріальний баланс ректифікаційної колони

За потоками:

$$G_F = G_D + G_W \quad (2.1)$$

За легколетким компонентом:

$$G_F \cdot x_F = G_D \cdot y_D + G_W \cdot x_W, \quad (2.2)$$

де  $G_F$ ,  $G_D$ ,  $G_W$  – масові або мольні витрати живлення, дистиляту та кубового залишку відповідно;

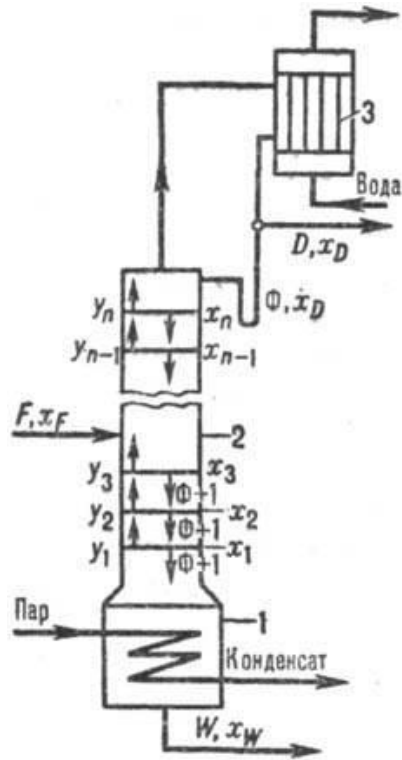


Рисунок 2.2 – Ректифікаційна установка безперервної дії:

1 – куб-випарник; 2 – ректифікаційна колона; 3 – дефлегматор

$x_F, x_D, x_W$  – вміст легколеткого компоненту в живленні, дистилаті і кубовому залишку відповідно.

Тепловий баланс ректифікаційної колони.

Прихід тепла:

- з теплоносієм в кип'ятильнику  $Q_K$ ;
- з вихідною сумішшю  $Q_F$ ;
- з флегмою  $Q_\Phi$ .

Витрата тепла:

- з парами, які надходять з колони в дефлегматор  $Q_G$ ;
- із залишком  $Q_W$ ;
- втрати в навколишнє середовище  $Q_\Pi$

Таким чином, рівняння теплового балансу:

$$Q_K + Q_F + Q_\Phi = Q_G + Q_W + Q_\Pi \quad (2.3)$$

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

При роботі колони в адіабатичних умовах і рівності молярних теплот випаровування компонентів в кожному перетині зміцнюючої частини (вище введення живлення) концентрація ЛЛК в парі пов'язана з його концентрацією в рідині рівнянням (робоча лінія):

$$y = x \frac{R}{R+1} + \frac{x}{R+1} \quad (2.4)$$

Рівняння робочої лінії для вичерпної частини колони (нижче введення живлення):

$$y = x \frac{R+f}{R+1} + x_w \frac{1-f}{R+1} \quad (2.5)$$

де  $f = F/D$ . Залежність між граничними, або рівноважними, концентраціями розподілюваної речовини в фазах зображується графічно і називається рівноважною лінією.

Положення робочих ліній безперервної ректифікації на  $y$ - $x$ -діаграмі відображено на рис. 2.3

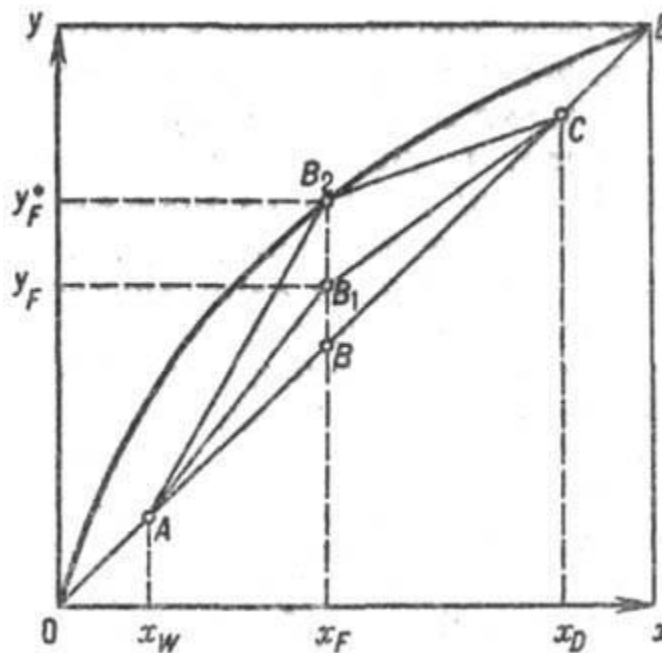


Рисунок 2.3 – Положення робочих ліній безперервної ректифікації на  $y$ - $x$ -діаграмі

Для аналізу роботи колони, розрахунку складу дистиляту і залишку і розподілу концентрацій ЛЛК по висоті апарату використовують поняття про

теоретичні ступені поділу, або теоретичні тарілки (ТТ). Така ступінь (тарілка) відповідає деякій гіпотетичній ділянці апарату, де рідина і пар знаходяться в рівновазі. Число ТТ ( $n_T$ ), необхідне для отримання дистилату і залишку заданого складу, можна знайти графічно за допомогою у-х-діаграми (рис. 2.4), описує залежність між рівноважними молярними концентраціями парової ( $y^*$ ) і рідкої ( $x$ ) фаз. Для визначення  $n_T$  на графіку будують ступінчасту лінію між рівноважною кривою  $y^* = f(x)$  і ламаною лінією АВС. Лінія АВ відповідає рівнянню (2.5), лінія ВС – рівнянню (2.4). В представленому прикладі для поділу вихідної суміші на дистилат складу  $X_D$  і залишок складу  $x_W$  потрібно по 3 ТТ в зміцнюючій і вичерпній частинах колони.[1]

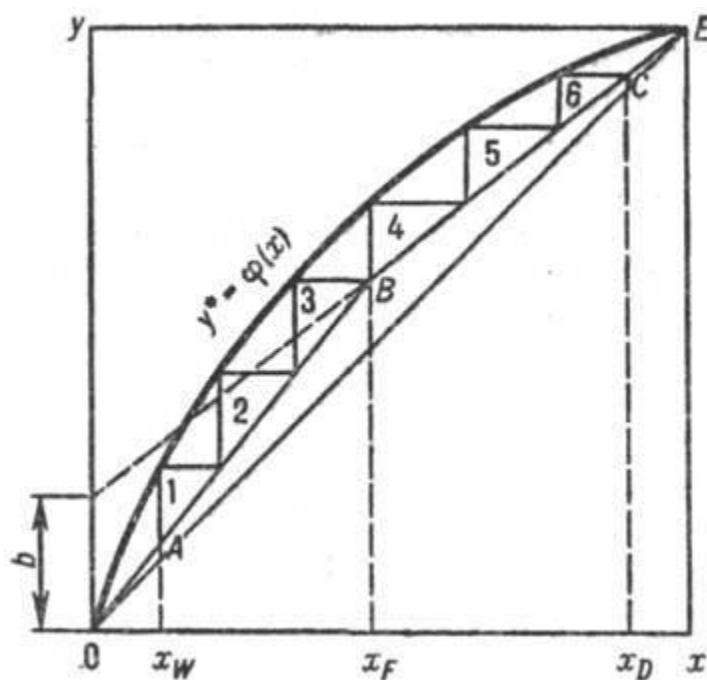


Рисунок 2.4 – Графічне визначення числа теоретичних тарілок:

OE – рівноважна крива; АВ і ВС – робочі лінії для зміцнюючої та вичерпної частин колони; 1–6 – тарілки

Диференціальне рівняння масообміну в рухомому середовищі. Виділимо в потоці даної фази елементарний паралелепіпед з ребрами  $dx$ ,  $dy$  і  $dz$ , орієнтованими щодо осей координат, як показано на рис. 2.5.

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

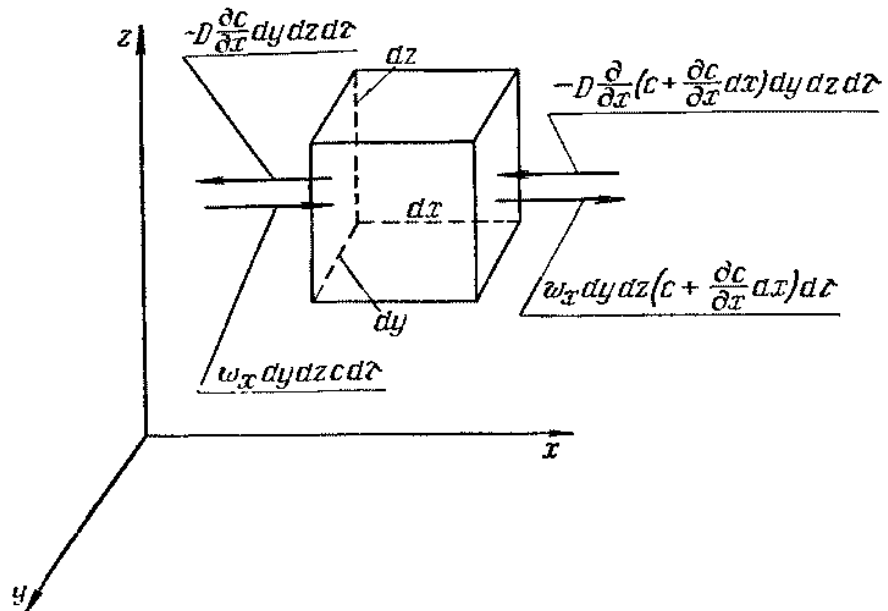


Рисунок 2.5 – До виведення диференціального рівняння масообміну в рухомому середовищі

Розглянемо матеріальний баланс за розподіленою речовиною для паралелепіпеду при сталому масообміні. Розподілена речовина проходить крізь грані паралелепіпеду як шляхом конвективного переносу, так і шляхом молекулярної дифузії.

Позначимо концентрацію розподіленої речовини в площині лівої грані паралелепіпеду площею  $dydz$  через  $c$  і проєкції швидкості на осі координат для даного елемента (точки) потоку – через  $w_X$ ,  $w_Y$  і  $w_Z$  відповідно.

Тоді кількість речовини, що надходить тільки шляхом конвективного перенесення через площу  $dydz$ , тобто в напрямку осі  $x$ , за час  $dt$  становить

$$M_x = w_x dydz c dt \quad (2.6)$$

На протилежній грані паралелепіпеду швидкість в напрямку осі  $x$  дорівнює  $w_x + \frac{\partial w_x}{\partial x} dx$  і концентрація розподіленої речовини становить  $c + \frac{\partial c}{\partial x} dx$ . Отже, за час  $dt$  через протилежну грань паралелепіпеду виходить шляхом конвективного переносу кількість речовини:

$$M_{x+dx} = w_x c dydz dt + \frac{\partial(w_x c)}{\partial x} dx dydz dt \quad (2.7)$$

Різниця між кількостями речовини, що пройшла через протилежні грані паралелепіпеда за час  $d\tau$  в напрямку осі  $x$ , дорівнює

$$dM_x = M_x - M_{x+dx} = -\frac{\partial(w_x c)}{\partial x} dx dy dz d\tau = -\frac{\partial(w_x c)}{\partial x} dV d\tau \quad (2.8)$$

де  $dV = dx dy dz$  – об'єм елементарного паралелепіпеда

Аналогічно в напрямку вісей  $y$  і  $z$ :

$$dM_y = -\frac{\partial(w_y c)}{\partial y} dV d\tau \quad (2.9)$$

$$dM_z = -\frac{\partial(w_z c)}{\partial z} dV d\tau \quad (2.10)$$

Таким чином, вміст розподіленої речовини в об'ємі паралелепіпеда зміниться за час  $d\tau$  внаслідок переміщення речовини тільки шляхом конвективного переносу на величину

$$dM_K = dM_x + dM_y + dM_z = -\left[ \frac{\partial(w_x c)}{\partial x} + \frac{\partial(w_y c)}{\partial y} + \frac{\partial(w_z c)}{\partial z} \right] dV d\tau \quad (2.11)$$

або в розгорнутому вигляді

$$M_K = -\left[ c \left( \frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} \right) + w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} \right] dV d\tau \quad (2.12)$$

Відповідно до рівняння нерозривності потоку для усталеного руху

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0 \quad (2.13)$$

Отже, попередній вираз  $dM_K$  набуде вигляд

$$M_K = \left( w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} \right) dV d\tau \quad (2.14)$$

Кількість розподіленої речовини, що надходить в паралелепіпед тільки шляхом молекулярної дифузії через грань  $dy dz$  за час  $d\tau$  становить

$$M_x = -D \frac{\partial c}{\partial x} dy dz d\tau \quad (2.15)$$

Кількість речовини, що виходить за той же час шляхом молекулярної дифузії через протилежну грань

$$M_{x+\partial x} = -D \frac{\partial}{\partial x} \left( c + \frac{\partial c}{\partial x} \partial x \right) dydzd\tau \quad (2.16)$$

Різниця між кількостями речовини через протилежні грані паралелепіпеда в напрямку осі  $x$  за час  $d\tau$  дорівнює

$$dM_x = M_x - M_{x+\partial x} = D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} dx dy dz d\tau = D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} dV d\tau \quad (2.17)$$

Аналогічно в напрямку вісей  $y$  і  $z$ :

$$dM_y = D \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} dV d\tau \quad (2.18)$$

$$dM_z = D \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} dV d\tau \quad (2.19)$$

Кількість розподіленої речовини в об'ємі всього паралелепіпеда за час  $d\tau$  зміниться при перенесенні шляхом молекулярної дифузії на величину

$$dM_M = dM_x + dM_y + dM_z = D \left( \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) dV d\tau \quad (2.20)$$

Зміна кількості розподіленої речовини за рахунок конвективного переносу в об'ємі паралелепіпеда (його накопичення або спад) має компенсуватися відповідно відведенням або підведенням такої ж кількості речовини через грані паралелепіпеда шляхом молекулярної дифузії, тобто необхідно дотримуватися умови

$$dM_K + dM_M = 0 \quad (2.21)$$

В іншому випадку концентрація розподіленої речовини в будь-якій точці паралелепіпеда стала б змінюватися в часі, в той час як при сталому процесі вона є тільки функцією координат точки, тобто  $c = f(x, y, z)$ .



## 2.3 Опис конструкції проектного апарата

Колонні апарати застосовуються для проведення процесів повного контакту між взаємодіючими рідинами і парами. До них відносяться такі дифузні процеси, як абсорбція, десорбція, ректифікація, а також охолодження і зволоження промислових газів, мокре очищення газів тощо[1]

Проектований тарілчастий колонний апарат (рис. 1.4) призначений для виробництва ректифікованого етилового спирту (харчового) з бражки крахмаловмісної і цукровмісної сировини. В епюраційній колоні відбувається розділення потоків спирту-сирцю на високолеткі спирти і епурат для живлення ректифікаційної колони. Високолеткі спирти відбираються у вигляді ефіроальдегідної фракції. [1]

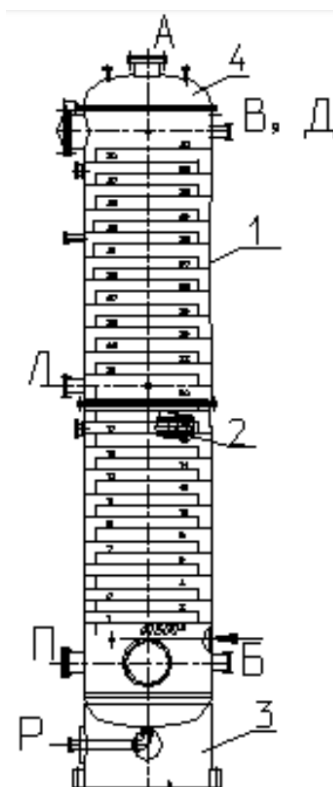


Рисунок 2.4 – Схема епюраційної колони з ковпачковими тарілками:

А – вихід парів головної фракції; Р – відведення рідини до випарника;  
В – введення флегми; П – вхід парів з котельні; Л – введення бражного  
дистилляту;

Б – вихід епурата; 1 – царга; 2 – тарілка із S-образних елементів; 3 – опора;  
4 – кришка

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

XI.P.00.00.00 ПЗ

Лист

26

Проектована епюраційна колона для виробництва спирту складається із таких вузлів: корпуса 1, в якому всередині кріпляться ковпачкові тарілки 2. Епюраційна колона встановлюється на опорі 3. Введення вихідної сировини (бражного дистиляту) відбувається через штуцер Л на 24-у тарілку. Перетікаючи з тарілки на тарілку рідина взаємодіє з паром (газом), тобто відбувається барботування рідини, при цьому відділяється головна фракція. Після цього відбувається відбір епюрата з кубової частини апарату через штуцер Б. У верхній частині апарату через штуцер А відбувається відбір ефіроальдегідної фракції. Обігрівается колона гріючою паром, яка надходить з кип'ятильника в кубову частину апарату.

У днищі 4 епюраційної колони є штуцер для відведення рідини до випарника (штуцер Р). У нижній частині апарату знаходиться також штуцер П для подачі пари з котельні.

Внизу епюраційної колони є пристрій для регулювання рівня рідини в кубовій частині колони. У верхній частині розташовані штуцери для введення очищеної бражки (штуцер В) і непастеризованого спирту, який надходить з ректифікаційної колони (штуцер Д).

Над верхньою тарілкою встановлений штуцер для введення флегми. Вгорі і внизу колони встановлені штуцери для вимірювання робочої температури.

## **2.4 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарата**

Матеріальний баланс. Продуктивність установки складає 3000 дал./добу.

Згідно ОСТ 18-417-83 вміст домішок у спирті наступний:

– у бражному дистиляті:

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		27

Ефіри в перерахунку на оцтово-етиловий ефір	0,3-0,5 г/дм <sup>3</sup>
Альдегідів в перерахунку на оцтовий альдегід в ешюраті	0,1-0,5 г/дм <sup>3</sup>
Ефіри в перерахунку на оцтово-етиловий ефір	–
Альдегіди в перерахунку на оцтовий альдегід спирт «Екстра»	2 г/дм <sup>3</sup> = 2 · 10 <sup>-3</sup> г/дм <sup>3</sup>
Ефіри в перерахунку на оцтово-етиловий ефір	18 г/дм <sup>3</sup> = 18 · 10 <sup>-3</sup> г/дм <sup>3</sup>
Альдегіди в перерахунку на оцтовий альдегід	2 г/дм <sup>3</sup> = 2 · 10 <sup>-3</sup> г/дм <sup>3</sup>

При розрахунку ешюраційної колони у якості ключових домішок приймають оцтово-етиловий ефір і оцтовий альдегід.

Тоді кратність вилучення складає:

$$\frac{a_c}{a_o} \quad (2.22)$$

де  $a_c$  – вміст домішок у вихідній суміші (бражному дистиляті), г/дм<sup>3</sup>;

$a_o$  – вміст домішок у кінцевому продукті (ешюраті або ректифікованому спирті), г/дм<sup>3</sup>.

Якщо прийняти за ключову домішку оцтово-етиловий ефір, то:

$$\frac{a_c}{a_o} = \frac{0,5}{18 \cdot 10^{-3}} = 30$$

За ключовою домішкою – оцтовий альдегід:

$$\frac{a_c}{a_o} = \frac{0,3}{2 \cdot 10^{-3}} = 150$$

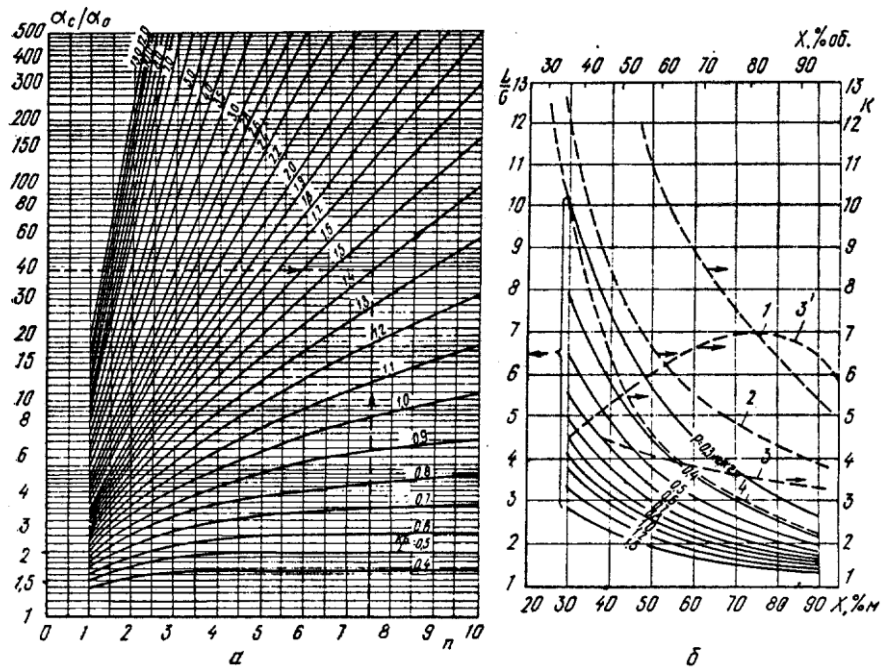


Рисунок 2.6 – Номограми для визначення залежності:

1 – мурашиний ефір; 2 – оцтово-метиловий ефір; 3 – оцтовий альдегід (за Шилінгом); 3' – за В.М. Перелігіним; 4 – оцтово-етилловий ефір.

Здаємося декількома значеннями витрати пари ( $P = 0,4; 0,6; 0,8; 1,0; 1,2; 1,4$  кг/кг спирту, введеного в колону). За рис. 1.7 визначаємо комплекс  $\frac{L}{G}$ ; коефіцієнт випаровування домішки  $K$  залежно від концентрації спирту на тарілці живлення і питомої витрати пари  $P$ . Дані заносимо в табл. 2.1/

Згідно [1], концентрація спирту в бражному дистиляті  $X_f = 45,7\%$  мас.

Таблиця 2.1 – До розрахунку числа тарілок в епюраційній колоні за оцтово-етилловим ефіром

P, кг/кг	P, кг/дал.	$\frac{L}{G}$	$X_{\text{пит.}}$		K	$K \cdot \frac{G}{L}$	n
			%	% мас.			
0,4	3,2	5,8	20,68	45,7	6,5	1,12	–
0,6	4,8	4,3				1,5	5,5
0,8	6,4	3,5				1,9	4,1
1,0	8,0	2,9				2,2	3,5
1,	9,6	2,6				2,5	3
1,4	11,2	2,3				2,83	2,5

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата
------	------	----------	---------	------

На рис. 2.6, б для оцтово-етилового ефіру (лінія 4) при концентрації спирту в бражному дистиляті 45,7 % мас.  $K = 6,5$

Значення комплексу

$$K \cdot \frac{G}{L} = K \left( \frac{L}{G} \right) \quad (2.24)$$

знаходимо для кожного значення пари  $P$ . За рис. 2.6, а, значенню кратності вилучення домішки  $a_c / a_o = 30$  і для кожного значення витрати пари  $P$  знаходимо необхідну кількість тарілок  $n$ .

Так само знаходимо значення для ключової домішки – оцтового альдегіду для кратності вилучення домішки  $a_c / a_o = 150$ . Дані заносимо в табл. 2.2.

Таблиця 2.2 – До розрахунку числа тарілок в епюраційній колоні за оцтовим альдегідом

P, кг/ кг	P, кг/да л.	$\frac{L}{G}$	X <sub>пит.</sub>		K		$K \cdot \frac{G}{L}$		n	
			% моль н.	% ма с.	Шилі нг	Перели гін	Шилі нг	Перели гін	Шилі нг	Перели гін
0,4	3,2	5,	20,68	45, 7	4,5	5,5	0,8	0,95	–	–
0,6	4,8	4,					1,05	1,3	–	–
0,8	6,4	3,					1,3	1,6	–	8,4
1,0	8,0	2,					1,6	1,9	8,4	7
1,	9,6	2,					1,7	2,1	7,5	6
1,4	11,2	2,					2,0	2,4	6	5

На рис. 2.6, б для оцтового альдегіду представлені дві лінії за різними авторами: лінія 3 – за Шилінгом і 3' – за Перелигіним. У табл. 2.2 зведені значення за двома авторами.

За номограмою і розрахунками отримана залежність між питомою витратою пари  $P$  і числом теоретичних тарілок  $n$ . Оптимальне число тарілок знаходимо на підставі техніко-економічного розрахунку. Практика показує, що

при переробці картопляної бражки на епюрацію може вистачити 57 кг пари;  
при переробці зерно-картопляної бражки – 7–12 кг/дал. спирту [2].

При розрахунку концентрованої частини колони приймемо, що флегмове число  $R \rightarrow \infty$ , концентрація спирту на тарілці живлення  $X_f = 45,7\%$  мас.

Концентрацію спирту визначаємо за діаграмою X-Y , а вміст оцтово-етилового ефіру і оцтового альдегіду розрахунком від тарілки до тарілки за формулою:

$$a_n = K \cdot a_{n-1} \quad (2.25)$$

де K – коефіцієнт випаровування домішки;

$a_n$  – вміст домішки початковий, мг/л.

Таблиця 2.3 – Розподіл концентрацій спирту і оцтово-етилового ефіру по тарілках концентраційної частини епюраційної колони

Тарілка живлення	X		K	$\alpha$ , мг/л	Мінімальний відсоток відбору ГФ
	% мольн.	% мас.			
	20,68	45,7	4,5	500	-
1-а	53	74,5	3	2250	88
2-а	66,5	83,5	2,7	6750	93
3-я	72	87	2,5	18225	97,3
4-а	75,5	88,5	2,3	45560	98,9
5-а	78	90	2,2	105000	99,53
6-а	80	91,2	2,1	231000	99,78

Коефіцієнт випаровування домішки K знаходимо за рис. 2.6, б у залежності від концентрації спирту на тарілці. Дані зводимо в табл. 2.3.

Мінімальний відсоток відбору головної фракції (ГФ) розраховується за формулою:

$$\Gamma\Phi_{min} = \frac{a_n}{K \cdot a_{n-1}} \cdot 100\% \quad (2.26)$$

$$\Gamma\Phi_{min} = \frac{500}{4,5 \cdot 500} \cdot 100\% = 22\%$$

$$\Gamma\Phi_{min} = \frac{500}{3 \cdot 2250} \cdot 100\% = 4\% \text{ і т. д.}$$

Концентрація оцтово-етилового ефіру на тарілках:

$$a_n = K \cdot a_{n-1}; a_1 = 4,5 \cdot 500 = 2250 \frac{\text{мг}}{\text{л}}; a_2 = 3 \cdot 225 = 6750 \frac{\text{мг}}{\text{л}} \text{ і т. д.}$$

Для того, щоб вивести увесь оцтово-етиловий ефір з головної фракції необхідно відбирати не менше 0,47 % головної фракції від кількості введеного в колону спирту. При наявності шести тарілок відбір може бути зменшений до 0,22 %. Такі самі розрахунки проводимо по оцтового альдегіду і зводимо їх в табл. 2.4.

Таблиця 2.4 – Розподіл концентрацій спирту і оцтово-етилового ефіру по тарілках концентраційної частини елюційної колони

Тарілка живлення	Вміст спирту, X		Коефіцієнт випаровування домішки, K		Зміст домішки α, мг/л		Мінімальний відсоток відбору ГФ		Ступінь вилучення домішки, %	
	% мол. бн.	% мас.	Шил інг	Перел игін	Шил інг	Перел игін	Шил інг	Перел игін	Шил інг	Перел игін
	20,6	45	4,5	5,5	300	300	100	100	-	-
1-а	53	74	3,6	7	1350	1650	22	18	88	82
2-а	66,5	83	3,5	6,8	4860	11550	6,2	2,6	93,8	97,4
3-я	72	87	3,4	6,6	1701	78540	1,8	0,4	98,2	99,6
4-а	75,5	88	3,3	6,5	5783	51836	0,52	0,06	99,4	99,94
5-а	78	90	3,2	6,4	1908	337	0,16	0,008	99,8	99,992

Щоб вивести весь оцтовий альдегід з головним продуктом необхідно відбирати не менше 0,52 % головної фракції від кількості введеного в колону спирту, а при наявності п'яти тарілок відбір може бути зменшений до 0,16 % за Шилінгом і 0,008 % за Перелигіним.

Вибираємо в концентраційній частині епюраційної колони шість теоретичних тарілок, тому що оцтово-етиловий ефір є більш важкою домішкою, ніж оцтовий альдегід. Для виведення оцтового альдегіду досить п'яти тарілок.

Число теоретичних тарілок у відгінній частині колони  $n = 6$  шт. і питому витрату пари  $P = 10$  кг/дал спирту, що відповідає [1].

Концентрація спирту, виведеного з ГФ, становить  $X_d = 91,2\%$  мас., що відповідає [1]

Визначаємо число флегми при відборі 0,22 % головної фракції (за оцтово-етиловим ефіром) при  $P = 10$  кг/дал = 1,2 кг/кг спирту.

Величина парового потоку:

$$G'_v = \frac{P}{18} \quad (2.27)$$

де  $P$  – питома витрата пари, кг на 1 кг безводного спирту;

18 – молекулярна маса води.

$$G'_v = \frac{1,2}{18} = 0,07 \text{ кмоль/кг}$$

Кількість головної фракції на 1 кг введеного в колону спирту:

$$G_{гф} = \frac{ГФ_{min} \cdot 100}{X_d \cdot 100} \quad (2.28)$$

де  $ГФ_{min}$  – мінімальний відсоток відбору головної фракції, %;

$X_d$  – концентрація спирту в головній фракції, % мас.

$$G_{гф} = \frac{0,22 \cdot 100}{91,2 \cdot 100} = 0,0024 \text{ кг}$$



Середньо молекулярна маса водно-спиртової суміші при концентрації спирту  $X_d = 91,2\%$  мас:

$$M_{\text{cp}} = \frac{100}{\frac{X_d}{M_{\text{сп}}} + \frac{X_B}{M_B}} \quad (2.29)$$

де  $M_{\text{сп}}$ ,  $M_B$ , – молекулярна маса спирту і води;

$X_d$ ,  $X_B$  – частка спирту і води, %.

$$M_{\text{cp}} = \frac{100}{\frac{91,2}{46} + \frac{88}{18}} = 40,4 \frac{\text{кмоль}}{\text{кг}}$$

Маса парового потоку:

$$G_v = G'_v \cdot M_{\text{cp}} \quad (2.30)$$

$$G_v = 0,07 \cdot 40,4 = 2,83$$

Число флегми:

$$R = \frac{G_v - G_{\text{гф}}}{G_{\text{гф}}} \quad (2.31)$$

$$R = \frac{2,83 - 0,0024}{0,0024} = 1178$$

Робоча лінія на діаграмі X - Y буде накладатися на діагональ, тобто

$$R \rightarrow \infty,$$

Згідно регламенту [1], концентрація спирту в бражному дистиляті:

$$X_f = 45,7\% \text{ мас} = 20,68\% \text{ мол.}$$

Концентрація спирту в епюраті:

$$X_w = 26,6\% \text{ мас} = 12,42\% \text{ мол.}$$

Питома витрата пари в епюраційній колоні:

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		34

$$P = 10 \text{ кг / дал} = 1,2 \text{ кг / кг}$$

Згідно [1], концентрація етилового спирту в головній фракції (ГФ) має бути не менше 88 % мас. За проведеними вище розрахунками (див. табл. 2.3) у нас концентрація спирту в ГФ:

$$X_d = 91,2\% \text{ мас} = 80\% \text{ мол.}$$

Етиловий спирт  $C_2H_5OH$  – молярна маса 46,07 кг/кмоль;

вода  $H_2O$  – молярна маса 18 кг/кмоль.

Із огляду на те, що вміст домішок в бражному дистиляті становить близько 1 %, можна ними нехтувати і проводити розрахунок, як при бінарній системі.

Мольна маса вихідної суміші:

$$M_f = M_{\text{сп}} \cdot x_f + M_{\text{в}} \cdot (1 - x_f) \quad (2.32)$$

де  $M_{\text{сп}}$ ,  $M_{\text{в}}$  – молекулярна маса спирту і води;

$X_f$  – концентрація спирту в мольних частках.

$$M_f = 46,07 \cdot 0,2068 + 18 \cdot (1 - 0,2068) = 23,8 \text{ кг/кмоль}$$

Масова частка спирту у вихідній суміші:

$$\bar{x}_F = x_f \frac{M_f}{M_{\text{сп}}} \quad (2.33)$$

$$\bar{x}_F = 0,2068 \cdot \frac{46,07}{23,8} = 0,4$$

Мольна маса дистиляту (головної фракції):

$$M_d = M_{\text{сп}} \cdot x_d + M_{\text{в}} \cdot (1 - x_d) \quad (2.34)$$

де  $X_d$  - вміст спирту в ГФ ( $X_d = 91,2\% \text{ мас} = 80\% \text{ мол.}$ )

$$M_d = 46,07 \cdot 0,8 + 18 \cdot (1 - 0,8) = 40,456 \text{ кг/кмоль}$$

Масова частка спирту в дистиляті:

										Лист
										35
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

$$\bar{x}_d = x_d \frac{M_{\text{сп}}}{M_d} \quad (2.35)$$

$$\bar{x}_d = 0,8 \cdot \frac{46,07}{40,456} = 0,912$$

Мольна маса кубового залишку (еппюрату):

$$M_w = M_{\text{сп}} \cdot x_w + M_B \cdot (1 - x_w) \quad (2.36)$$

де  $X_w$  – вміст спирту в еппюраті у молях;

$$M_d = 46,07 \cdot 0,1242 + 18 \cdot (1 - 0,1242) = 21,48 \text{ кг/кмоль}$$

Масова частка спирту в еппюраті:

$$\bar{x}_w = x_w \frac{M_{\text{сп}}}{M_w} \quad (2.37)$$

$$\bar{x}_d = 0,1242 \cdot \frac{46,07}{21,48} = 0,266$$

В еппюраційну колону надходить з бражної колони бражний дистиллят, тобто продуктивність еппюраційної колони за вихідною сумішшю:

– бражний дистиллят:

$$G_f = \frac{7,893 \cdot G_{y.\text{сп}}(1 + q_{\text{пот}})}{x_f} \quad (2.38)$$

де 7,893 – відносна густина 1 дал. безводного спирту до 1 л води (густина етилового спирту), кг/дал.

$$G_f = \frac{7,893 \cdot 3000 \cdot (1 + 0,008)}{0,457} = 52\,228 \left( \frac{\text{кг}}{\text{добу}} \right) = 0,60 \left( \frac{\text{кг}}{\text{с}} \right)$$

– котельна пара:

$$P_3 = P_{\text{уд}} \cdot G_{y.\text{сп}} \quad (2.39)$$

$$P_3 = 10 \cdot 3000 = 30\,000 \frac{\text{кг}}{\text{добу}} = 0,35 \text{ кг/с}$$

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						36

У колону також надходить гостра пара  $P = 10 \text{ кг / дал} = 1,2 \text{ кг / кг}$  спирту (з матеріального балансу епіюраційної колони).

Із огляду на те, що епіюраційна колона працює із затримками за відбором головної фракції, тобто пари дистилляту (головна фракція) вводяться на- зад в колону у вигляді флегми – колона працює сама на себе [3]. Маємо:

$$G_d = G_L; \quad (2.40)$$

Звідси флегмове число  $R \rightarrow \infty$ , у чому ми переконалися при розрахунку концентрованої частини епіюраційної колони.

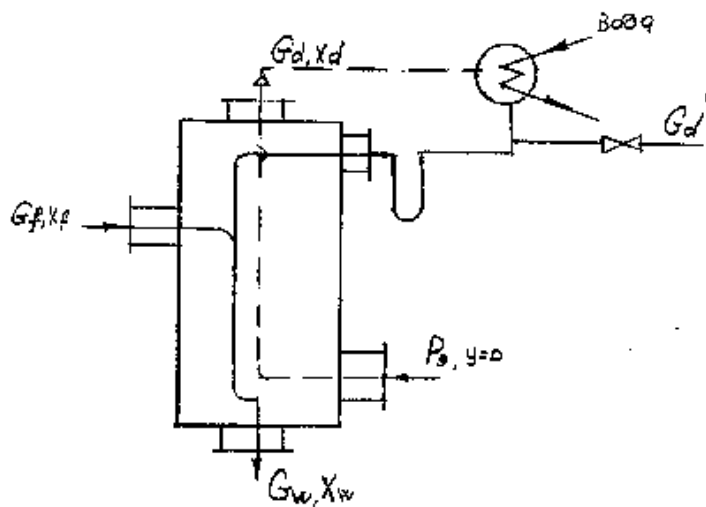


Рисунок 2.7 – Матеріальний баланс епіюраційної колони:

$G_f$  – бражний дистиллят;  $P$  – гостра пара;  $G_L$  – флегма з дефлегматора;

$G_w$  – епюрат, включаючи конденсат пари;  $G_d$  – пара на дефлегматор (ГФ)

Запишемо матеріальний баланс епіюраційної колони:

$$G_f + P + G_L = G_w + G_d \quad (2.41)$$

Із огляду на формулу (2.41):

$$G_f + P_\varepsilon = G_w \quad (2.42)$$

Звідси знаходимо витрату епюрату:

$$0,60+0,35 = 0,95 \text{ кг/с}$$

Середній склад рідини у верхній і нижній частинах колони:

$$x'_{cp} = \frac{x_f + x_d}{2} \quad (2.43)$$

$$x''_{cp} = \frac{x_f + x_w}{2} \quad (2.44)$$

де  $x_f$ ;  $x_d$ ;  $x_w$  – молярні концентрації спирту в бражному дистиляті, в ГФ та в епюраті.

$$x'_{cp} = \frac{20,68 + 80}{2} = 50,3\% \text{ моль} = 0,5$$

$$x''_{cp} = \frac{20,68 + 1242}{2} = 16,6\% \text{ моль} = 0,17$$

Середній склад парів спирту у верхній і нижній частинах колони:

$$y'_{cp} = \frac{y_f + y_d}{2} \quad (2.45)$$

$$y''_{cp} = \frac{y_f + y_w}{2} \quad (2.46)$$

де  $y_f$ ;  $y_d$ ;  $y_w$  – молярні концентрації парової фази в бражному дистиляті, в ГФ та в епюраті.

$$y'_{cp} = \frac{53,46 + 82}{2} = 67,7\% \text{ моль} = 0,677$$

$$y''_{cp} = \frac{53,46 + 47,5}{2} = 50,5\% \text{ моль} = 0,505$$

За концентрацією парів визначаємо їх температуру:

$$t'_{cp} = f(y'_{cp}); t''_{cp} = f(y''_{cp});$$

									Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					38

Температура  $T^{\circ}C$

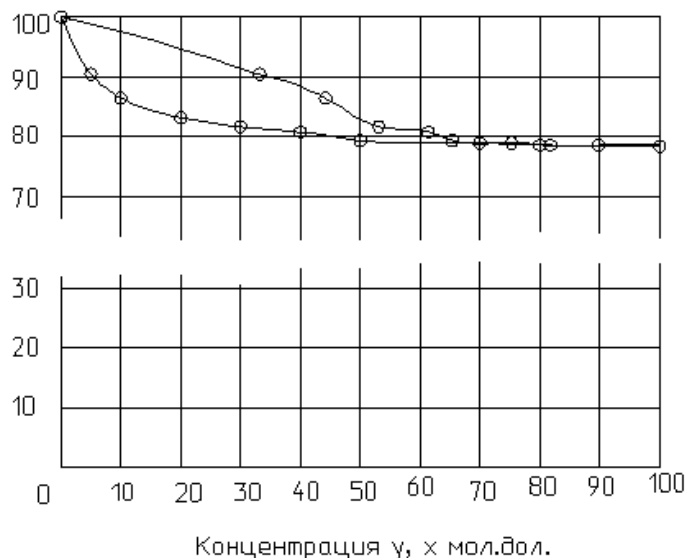


Рисунок 2.8 – Діаграма t-x-y:

для верха колони  $y'_{cp} = 0,677 - t'_{cp} = 79,7 \text{ }^{\circ}C$  [2]

для низа колони  $y''_{cp} = 0,677 - t'_{cp} = 83,5 \text{ }^{\circ}C$  [2]

Середні молярний маси парів у верхній і нижній частинах колони:

$$M_{y_{cp}} = M_{сп} \cdot y_{cp} + M_{в} \cdot (1 - y_{cp}) \quad (2.47)$$

де  $M_{сп}$ ,  $M_{в}$  – молекулярна маса спирту і води;

$$M'_{y_{cp}} = 46,07 + 0,677 + 18 \cdot (1 - 0,677) = 37 \text{ кг/моль}$$

$$M'_{y_{cp}} = 46,07 + 0,505 + 18 \cdot (1 - 0,505) = 32,18 \text{ кг/моль}$$

Середня густина парової фази для верхньої та нижньої частини:

$$\rho_{спп} = \frac{M_{сп}}{22,4} \cdot \frac{T_0}{t_{cp} + T_0} \quad (2.48)$$

де  $t_{cp}$  – середня температура верхньої і нижньої частини колони.

$$\rho'_{спп} = \frac{37}{22,4} \cdot \frac{273}{79,7 + 273} = 1,28 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho'_{спп} = \frac{32,18}{22,4} \cdot \frac{273}{83,5 + 273} = 1,1 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_p = \rho_{сп} \cdot X_{сп} + \rho_{в} \cdot (1 - X_{сп}) \quad (2.49)$$

де  $\rho_{сп}$ ;  $\rho_{в}$  – відповідно густина спириту і води, кг/м<sup>3</sup>;

$X_{сп}$  – середній склад спириту у верхній і нижній частині колони.

$$t_{сп.кип} = 78,3 \text{ } ^\circ\text{C}; t_{в.кип} = 100 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Тоді середня температура:

$$t_{сп.кип} = \frac{78,3 + 100}{2} = 89,15 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Беремо густини компонентів при цій температурі:

$$\rho_{сп.t=89.15 \text{ } ^\circ\text{C}} = 725 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}; \rho_{в.t=89.15 \text{ } ^\circ\text{C}} = 966 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$\rho'_p = 725 \cdot 0,5 + 966 \cdot (1 - 0,5) = 845,5 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho''_p = 725 \cdot 0,17 + 966 \cdot (1 - 0,17) = 925,03 \text{ кг/м}^3$$

В'язкість рідини у верхній і нижній частині колони:

$$lg\mu_{см} = X_{сп} \cdot lg\mu_{сп} + (1 - X_{сп}) \cdot lg\mu_{в} \quad (2.50)$$

де  $\mu_{сп}$  – в'язкість спириту при  $t=89.15 \text{ } ^\circ\text{C}$ ;  $\mu_{сп} = 0,3805 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$

$\mu_{в}$  – в'язкість води при  $t=89.15 \text{ } ^\circ\text{C}$ ;  $\mu_{в} = 0,3202 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$

$$lg\mu'_{см} = 0,5 \cdot lg0.3805 \cdot 10^{-3} + (1 - 0,5) \cdot lg0,3202 \cdot 10^{-3}$$

$$\mu'_{см} = 0.35 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} = 0,35 \text{ нПа} \cdot \text{с}$$

$$lg\mu''_{см} = 0,17 \cdot lg0.3805 \cdot 10^{-3} + (1 - 0,17) \cdot lg0,3202 \cdot 10^{-3}$$

$$\mu''_{см} = 0.33 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} = 0,33 \text{ нПа} \cdot \text{с}$$

В'язкість парів у верхній і нижній частині колони:

$$\frac{M_{см}}{\mu_{см}} = \frac{Y \cdot M_{сп}}{\mu_{сп}} + \frac{(1 - Y) \cdot M_{в}}{\mu_{в}} \quad (2.51)$$

де  $M_{см}$ ;  $M_{сп}$ ;  $M_{в}$  – відповідно молекулярні маси суміші, спириту і води, кг/кмоль;

$\mu_{см}$ ;  $\mu_{сп}$ ;  $\mu_{в}$  - відповідно в'язкість парів суміші, спириту і води, Па·с.

					ХІ.Р.00.00.00 ПЗ	Лист
						40
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

В'язкість парів у верхній частині:

$$\mu'_{cm} = 0,01064 \cdot 10^{-3} \text{Па} \cdot \text{с}$$

В'язкість парів в нижній частині:

$$\mu''_{cm} = 0,01158 \cdot 10^{-3} \text{Па} \cdot \text{с}$$

При витраті пари  $P = 10 \text{ кг} / \text{дал} = 1,2 \text{ кг} / \text{кг спирту}$  допускаємо кількість парового потоку  $G'_v = \frac{1,2}{18} = 0,07 \text{ кмоль}$  на 1 кг спирту, виведеного в колону.

Визначимо його обсяг за умови, що надлишковий тиск в нижній частині колони  $P = 14,7 \cdot 10^3 \text{ Па}$  і у верхній  $P = 4,9 \cdot 10^3$ . При продуктивності колони по умовному спирту 3000 дал./добу секундна продуктивність її складатиме:

$$G = 3000 \cdot 7,893 / 24 \cdot 3600 = 0,27 \text{ кг/с.}$$

або мольна продуктивність:

$$G = 0,07 \cdot 0,27 = 0,019 \text{ кмоль/с.}$$

Маса парового потоку у верхній частині колони:

$$G_d = G'_y = G \cdot M'_{x_{cp}}, \quad (2.52)$$

де  $G$  – молярна продуктивність по умовному спирту, кмоль/с;

$M'_{x_{cp}}$  - середньомолекулярна маса спиртоводної суміші при концентрації спирту

$X_d = 91,2\% \text{ мас}$

$$M'_{cp} = \frac{100}{\frac{x_{cp}}{M_{cp}} + \frac{x_B}{M_B}} \quad (2.53)$$

$$M'_{cp} = \frac{100}{\frac{91,2}{46,07} + \frac{8,8}{18}} = 40,45 \text{ кг/кмоль}$$

$$G_d = G'_y = 0,019 \cdot 40,45 = 0,78 \text{ кг/с}$$

Маса парового потоку в нижній частині колони:

$$G''_y = G \cdot M''_{x_{cp}} \quad (2.54)$$

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						41



де  $M''_{\text{ср}}$  – середньомолекулярна маса спиртоводної суміші при концентрації спирту  $X_f = 40\%$  мас

$$M''_{\text{ср}} = \frac{100}{\frac{45,7}{46,07} + \frac{54,03}{18}} = 24,95 \text{ кг/кмоль}$$

$$G_y'' = 0,019 \cdot 24,95 = 0,48 \text{ кг/с}$$

Якщо прийняти, що  $L/G = 2,6$  постійна величина при  $P = 10 \text{ кг / дал} = 1,2 \text{ кг / кг спирту}$ , тоді потік рідини у верхній частині колони складе:

$$L' = 2,6 \cdot G_d \quad (2.55)$$

$$L' = 2,6 \cdot 0,78 = 2,0 \text{ кг/с}$$

а потік рідини в нижній частині колони

$$L'' = 2,6 \cdot G_y''$$

$$L'' = 2,6 \cdot 0,48 = 2,24 \text{ кг/с}$$

Як випливає з матеріального балансу ешпораційної колони, кількість стікаючої флегми  $G_L$  дорівнює кількості парів готової фракції  $G_d = G_L = 0,78 \text{ кг/с}$

Тепловий баланс. З теплового балансу колони.

$$Q_f + Q_p + Q_L - Q_n = Q_d + Q_w \quad (2.56)$$

$$Q_f = G_f \cdot i'_f \quad (2.57)$$

де  $G_f$  – продуктивність по бражному дистиляту, кг/с;

$i'_f$  – ентальпія бражного дистиляту, Дж/кг.

$$Q_f = 0,6 \cdot 397 \cdot 10^3 = 239\,901 \text{ Вт}$$

Теплота гострої пари:

$$Q_p = G_p \cdot i''' \cdot \varphi \quad (2.58)$$

де  $G_p$  – питома витрата пари, кг/с;

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		42

$i'''$  – ентальпія гострої пари, Дж/кг;

$\varphi$  – ступінь сухості пари,  $\varphi = 0,55$ .

$$Q_p = 0,35 \cdot 2676 \cdot 10^3 \cdot 0,55 = 510\,862 \text{ Вт}$$

Тепло, що відходить з епюратором, включаючи конденсат гострої пари:

$$Q_w = G_w \cdot i'_3 \quad (2.59)$$

де  $G_w$  – продуктивність за епюратором, кг/с;

$i'_3$  – ентальпія епюрату, Дж/кг

$$Q_w = 0,95 \cdot 420 \cdot 10^3 = 399\,581 \text{ Вт}$$

Теплота, що виходить з парою головної фракції, тобто навантаження на дефлегматор:

$$Q_d = G_d \cdot i''_d \quad (2.60)$$

$G_d$  – продуктивність за ГФ, кг/с;

$i''_d$  – ентальпія пари головної фракції (ГФ), Дж/кг

$$Q_d = 0,78 \cdot 1200 \cdot 10^3 = 931\,210 \text{ Вт}$$

Теплота, що приходить з флегмою:

$$Q_L = G_L \cdot i''_L \quad (2.61)$$

$G_L$  – продуктивність за флегмою, кг/с;

$i''_L$  – ентальпія флегми, Дж/кг.

Із матеріального балансу при  $G_d = G_L$  :

$$Q_L = 0,78 \cdot 1035 \cdot 10^3 = 803\,168 \text{ Вт}$$

Перевіряємо надходження та витрачання тепла

$$239\,901 + 510\,862 + 803\,168 - 223\,140 = 931\,210 + 399\,581 ;$$

$$1\,330\,791 \text{ Вт} = 1\,330\,791 \text{ Вт},$$

де  $Q_{\text{пот}} = 0,05 \cdot Q = 223\,140 \text{ Вт}$

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						43

## Конструктивні розрахунки

Орієнтовний діаметр колони визначаємо за рівнянням витрати:

$$D = \sqrt{4G/\pi w \rho_{\text{п}}} \quad (2.62)$$

де  $w$  – швидкість пари в колоні, м/с;

$\rho_{\text{п}}$  - середня густина парів, кг/м<sup>3</sup>

Гранично-допустиму швидкість пари в колоні визначаємо за залежністю [4]:

$$w_{\text{гр}} = C \sqrt{(\rho_{\text{р}} - \rho_{\text{п}}) / \rho_{\text{п}}} \quad (2.63)$$

де  $C$  – коефіцієнт, що залежать від відстані між тарілками і типу тарілок;

Приймаємо відстань між тарілками 0,5 м [5] . За графіком рисунка 2.6 визначаємо значення коефіцієнта  $C$  - величина залежить від навантаження тарілки, відстані між тарілками і поверхневого натягу рідини.

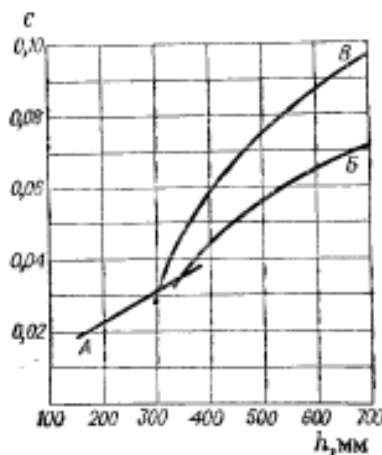


Рисунок 2.6 – Значення коефіцієнта  $C$ [5] :А,Б – ковпачкові тарілки,

Значення коефіцієнта  $C$ :

- Ковпачкові тарілки  $C_{\text{к}}=0,055$ .

Тоді для верхньої частини колони:

					ХІ.Р.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		44

$$w_{гр}^B = C \sqrt{(\rho_p^B - \rho_{п}^B) / \rho_{п}^B} \quad (2.64)$$

$$w_{гр}^B = 0,055 \cdot \sqrt{(845,5 - 1,28) / 1,28} = 1,41 \text{ м/с}$$

для нижньої частини колони:

$$w_{гр}^H = C \sqrt{(\rho_p^H - \rho_{п}^H) / \rho_{п}^H} \quad (2.65)$$

$$w_{гр}^H = 0,055 \cdot \sqrt{(925,03 - 1,1) / 1,1} = 1,54 \text{ м/с}$$

де  $\rho_p$ ;  $\rho_{п}$  відповідно середні густини рідини і пари, кг/м<sup>3</sup>

$$\rho_p^B = 845,5 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}; \rho_{п}^B = 1,28 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}; \rho_p^H = 925,03 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}; \rho_{п}^H = 1,1 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Робочу швидкість пари приймаємо:

$$w_p = 0,8 \cdot w_{гр} \quad (2.66)$$

- для верхньої частини колони:

$$w_p^B = 0,8 \cdot 1,41 = 1,12 \text{ м/с}$$

- для нижньої частини колони:

$$w_p^H = 0,8 \cdot 1,54 = 1,23 \text{ м/с}$$

Тоді діаметр колони за формулою (1.62):

- для верхньої частини колони:

$$D_H = \sqrt{4 \cdot 0,78 / 3,14 \cdot 1,12} = 0,93 \text{ м}$$

- для нижньої частини колони:

$$D_H = \sqrt{4 \cdot 0,78 / 3,14 \cdot 1,23 \cdot 0,87} = 0,87 \text{ м}$$

Приймаємо діаметр колони із запасом, відповідно до [1]:  $D = 1000 \text{ мм}$

При цьому дійсна робоча швидкість пари в колоні:

$$w_{\phi} = \frac{G_y}{0,785 \cdot \rho_y \cdot D^2} \quad (2.67)$$

для верхньої частини колони:

											Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	XI.P.00.00.00 ПЗ						45

$$w_{\Phi}^B = \frac{0,78}{0,785 \cdot 1,28 \cdot 1^2} = 0,77 \text{ м/с}$$

для нижньої частини колони:

$$w_{\Phi}^H = \frac{0,78}{0,785 \cdot 1,1 \cdot 1^2} = 0,89 \text{ м/с}$$

$$w_{cp} = \frac{w_{\Phi}^B + w_{\Phi}^H}{2} \quad (2.68)$$

$$w_{cp} = \frac{0,77 + 0,89}{2} = 0,83 \text{ м/с}$$

### Вибір параметрів тарілки.

По графіку на рисунку 2.7 визначаємо ККД тарілок

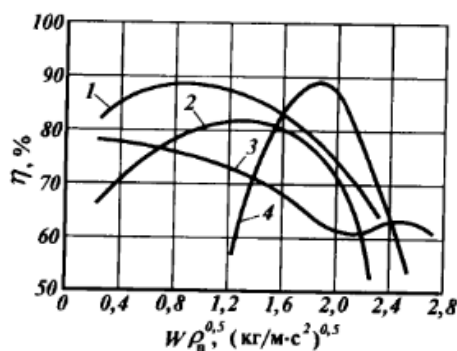


Рисунок 2.7 – Залежність ефективності тарілок різних конструкцій від швидкості пара в повному перерізі колони: 1 - клапанна тарілка; 2 - ковпачкова тарілка; 3 - сітчаста тарілка; 4 - провальна ґратчаста тарілка.

### Приймаємо ККД ковпачкової тарілки 0,7

Основні параметри ковпачкової розбірної тарілки [4, с.258]:

- діаметр – 1000 мм;
- загальна довжина зливу – 682 мм;
- робоча площа тарілки – 57,9%;
- вільний перетин тарілки – 11,3%;
- число ковпачків – 43;
- діаметр ковпачка – 80 мм;

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата
------	------	----------	---------	------

- крок ковпачків – 110 мм;

- вага тарілки – 90 кг.

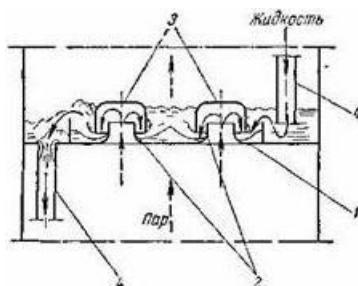


Рисунок 2.8 – Схема роботи ковпачкової тарілки

1 - тарілка; 2 - газові патрубки; 3 - ковпачки; 4 - зливні трубки

### Визначення дійсного числа тарілок і висоти колони

Для секцій колони число реальних тарілок визначається за такою формулою:

$$N_p = \frac{N_T}{\text{КПД}_T} \quad (2.69)$$

Для концентраційної частини:

$$N_{p.\text{конц.}} = 6/0.7 \approx 9 \text{ тарілок.}$$

Для відгінної секції:

$$N_{p.\text{отг.}} = 6/0.7 \approx 9 \text{ тарілок.}$$

Сумарне число реальних тарілок:

$$N_{p.\text{сумм.}} = N_{p.\text{конц.}} + N_{p.\text{отг.}} = 9 + 9 = 18 \text{ тарілок.}$$

Висота колони розраховується за формулою:

$$H = H_B + H_Y + H_X + H_{3П} + H_K \quad (2.70)$$

де  $H_B$  - висота зони над верхньою тарілкою, необхідна для монтажу штуцера розподільника рідини і сепарації потоків,  $H_B = 1\text{ м}$ ,

$H_Y$  - висота відгонної частини колони,  $H_Y = N_{\text{отг.}} \cdot h = 9 \cdot 0,5 = 4,5\text{ м}$ ,

$N_{\text{отг.}}$  - число дійсних тарілок в отгонній частини колони,  $N_{\text{отг.}} = 9$ ,

										Лист
										47
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

$h=0,5\text{ м}$  - відстань між тарілками,

$H_X$ - висота концентраційної частини колони,  $H_X=(N_{\text{конц}}-1)\cdot h=8\cdot 0,5=4$

$N_{\text{конц}}$  - число дійсних тарілок в концентраційної частини колони,  $N_{\text{конц}}=9$ ,

$H_{3П}$  - висота зони сепарації сировинного парожіdkостного потоку, а також для монтажу відбійників,  $H_{3П} = 1 \text{ м}$ ,

$H_K$  - висота зони під нижньою тарілкою, необхідна для створення стовпа рідини, що забезпечує самоплив,  $H_K = 1,5 \text{ м}$ .

$H_{\text{оп}}$  – висота опори,  $H_{\text{оп}}= 2\text{ м}$

$$H = 1 + 4,5 + 4 + 1 + 1,5 + 2 = 14 \text{ м}$$

### Визначення діаметрів штуцерів.

Діаметри патрубків визначаємо на основі використання рівняння об'ємної витрати:

$$d_n = \sqrt{\frac{V_c}{0,785 \cdot W_c}} \quad (2.71)$$

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

$W_c$  – швидкість потоку середовища в патрубку, м/с; для парів  $W_c = 10 - 15 \text{ м/с}$ ; для рідини  $W_c = 0,5 - 1,0 \text{ м/с}$ ;

**Патрубок введення флегми** ( $W_c = 0,5 \text{ м/с}$ ). Масова витрата флегми (згідно матеріального балансу) дорівнює масовій витраті пари головної фракції, тобто  $G_d = G_L = 0,78 \text{ кг/с}$

$$V = \frac{G_L}{\rho_p} = \frac{0,78}{789} = 0,0010 \text{ м}^3/\text{с}$$

Тоді діаметр патрубка введення флегми за формулою (2.73) буде дорівнювати:

$$d_n = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0010}{3,14 \cdot 0,5}} = 0,05 \text{ м}$$

										Лист
										48
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

Приймаємо  $d = 100$  мм

Патрубок виходу пара з колони ( $W_c = 10$  м / с ).

Об'ємна витрата пари:

$$V_d = \frac{G_d}{\rho_d} = \frac{0,78}{1,1} = 0,71 \text{ м}^3/\text{с} \quad (2.72)$$

$$d_n = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,71}{3,14 \cdot 10}} = 0,2 \text{ м}$$

Приймаємо  $d = 200$  мм

Патрубок введення бражного дистиляту ( $W_c = 0,5$  м / с ). Об'ємна витрата бражного дистиляту:

$$V_d = \frac{G_f}{\rho_f} = \frac{0,6}{923} = 0,0007 \text{ м}^3/\text{с} \quad (2.73)$$

де  $\rho_f$  – густина бражного дистиляту при температурі 83 °С

$$\rho_f = \rho_{cn} \cdot x_f + \rho_B (1 - x_f) \quad (2.74)$$

де  $\rho_{cn}; \rho_B$  – відповідно густини спирту і води при температурі 83 °С

$x_f$  – молярна концентрація спирту в розчині.

$$x_f = 735 \cdot 0,2608 + 972 \cdot (1 - 0,2608) = 923 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$d_n = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0007}{3,14 \cdot 0,5}} = 0,041 \text{ м}$$

Приймаємо  $d = 100$  мм

Патрубок виходу епюрату ( $W_c = 0,5$  м / с ). Об'ємна витрата бражного дистиляту:

$$V_w = \frac{G_w}{\rho_w} = \frac{0,95}{925,03} = 0,001 \text{ м}^3/\text{с} \quad (2.75)$$

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		49



де  $\rho_w$  – густина епюрату,  $\rho_w = 925,03 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$

$$d_n = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,001}{3,14 \cdot 0,5}} = 0,051 \text{ м}$$

Приймаємо  $d = 100$  мм

Патрубок введення грючої пари ( $W_c = 10$  м/с). Об'ємна витрата котельної пари:

$$V_p = \frac{P_{\text{э}}}{\rho_{\text{кп}}} = \frac{0,95}{0,597} = 0,58 \text{ м}^3/\text{с} \quad (2.76)$$

де  $\rho_{\text{кп}}$  – густина котельної пари,  $\rho_{\text{кп}} = 0,597 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$

$$d_n = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,58}{3,14 \cdot 15}} = 0,25 \text{ м}$$

Приймаємо  $d = 300$  мм

## 2.5 Гідравлічний розрахунок

Розрахувавши величину комплексу

$$\frac{G_p}{G_n} \cdot \sqrt{\frac{\rho_n}{\rho_p}} \quad (2.78)$$

де  $G_p$  - масові витрати рідини,  $G_p = 2,24$  кг/с;

$G_n$  - масові витрати пари,  $G_n = 0,48$  кг/с;

$\rho_n$  - густина пару,  $\rho_n = \rho_n^H = 1,1$  кг/м<sup>3</sup>

$\rho_p$  - густина рідини,  $\rho_p = 925,03$  кг/м<sup>3</sup>

$$\frac{2,24}{0,48} \cdot \sqrt{\frac{1,1}{925,03}} = 2,72$$

за [21, рис. 8.2] знайдемо значення коефіцієнта  $C = 0,07$ .

Швидкість пари у робочому перерізі колони відповідно за [21, (8.3)] буде

$$w_p = \varphi \cdot c \sqrt{\frac{\rho_p - \rho_n}{\rho_n}} \quad (2.79)$$

де  $\varphi$  - коефіцієнт спінюваності [21, табл 8.5], приймаємо  $\varphi = 0,8$

									Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				XI.P.00.00.00 ПЗ	50

$$w_p = 0,8 \cdot 0,07 \sqrt{\frac{925,03 - 1,1}{1,1}} = 1,54 \text{ м/с.}$$

За даними [21, табл.8.6] раніше вибраної тарілки типу ТСК-Р для колони діаметром  $D = 1000$  мм. Ця тарілка має такі параметри: периметр зливу  $\Pi = 0,682$  м; площа зливу  $F_{зл} = 0,064$  м<sup>2</sup>; довжину шляху рідини по тарілці  $l_p = 0,722$  м; зазор під зливним стаканом  $a = 0,06$  м; кількість ковпачків  $m = 43$ ; діаметр ковпачка  $d_k = 80$  мм.

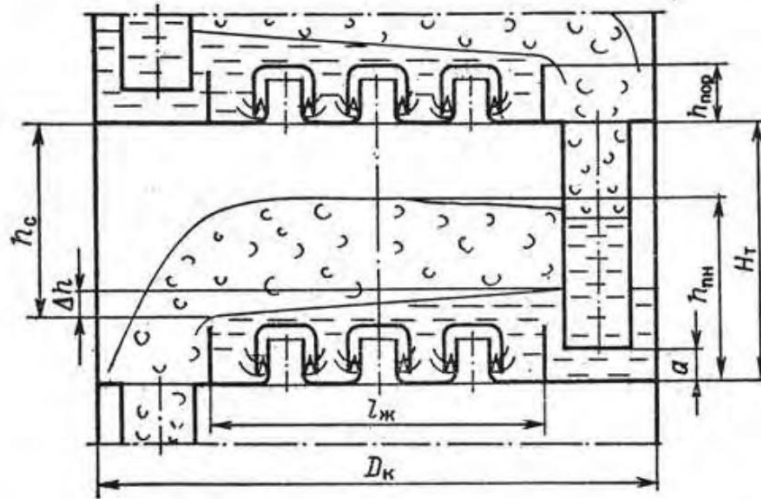


Рисунок 2.11 – Основні параметри ковпачкової тарілки

У задачу подальших гідравлічних розрахунків основних параметрів тарілки входе знаходження висоти зливного порогу  $h_{пор}$ , підпору рідини над зливним порогом  $h_{зл}$ , висоти прорізів ковпачка  $h_{пр}$  та опір тарілки  $\Delta p$ .

Величину  $h_{зл}$  розрахуємо попередньо за [21, (8.6)] без урахування винесення рідини, тоді

$$h_{зл} = 0,68(V_p^H/\Pi)^{0,67} \quad (2.80)$$

де  $V_p$ - об'ємні витрати рідини,  $= 0,2 \cdot 10^{-2}$  м<sup>3</sup>/с;

$$V_p^H = \frac{G_p}{\rho_p} \quad (2.81)$$

$$V_p^H = \frac{2,24}{925,03} = 0,2 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с};$$

$$h_{зл} = 0,68(0,002/0,682)^{0,67} = 0,0141 \text{ м,}$$

Для знаходження висоти зливного порогу розрахуємо за [21, (8.11)] висоту

прорізів у ковпачках.

Візьмемо ковпачок з прямокутними прорізами шириною  $b = 4$  мм. Кількість прорізів в одному ковпачку  $z_{\text{кп}} = 20$ . Загальна кількість ковпачків на тарілці  $m = 43$  [21, табл.8.6].

При цих даних [21, (8.11)] маємо

$$h_{\text{пр}} = 0,46 \cdot \sqrt[3]{\left(\frac{V_{\text{п}}}{m \cdot z \cdot b}\right)^2 \frac{\rho_{\text{n}}}{\rho_{\text{р}} - \rho_{\text{n}}}} \quad (2.82)$$

де  $V_{\text{п}}$  - об'ємні витрати пари,

$$V_{\text{п}}^{\text{н}} = \frac{G_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}} \quad (2.83)$$

$$V_{\text{п}}^{\text{н}} = \frac{0,48}{1,1} = 0,43 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$h_{\text{пр}} = 0,46 \cdot \sqrt[3]{\left(\frac{0,43}{20 \cdot 43 \cdot 0,004}\right)^2 \frac{1,1}{925,03 - 1,1}} = 0,01 \text{ м.}$$

Візьмемо [21, табл.8.4] висоту прорізу  $h_{\text{пр}} = 20$  мм.

У цьому випадку пара буде проходити через повністю відкриті прорізи і частково через нижню крайку ковпачка. Для забезпечення цього візьмемо висоту пристрою ковпачка  $h_{\text{у}} = 10$  мм.

Глибина барботажу при абсолютному тиску (атмосферному)  $p = 98100$  Па відповідно до [21, (8.9)] буде

$$h_{\text{г.б}} = \frac{0,7}{\rho_{\text{р}}} p^{0,35} \quad (2.84)$$

$$h_{\text{г.б}} = \frac{0,7}{800} 98100^{0,35} = 0,05 \text{ м.}$$

Знайдемо [21, (8.8)] висоту зливного порогу:

$$h_{\text{пор}} = h_{\text{г.б}} - h_{\text{зл}} + h_{\text{пр}} + h_{\text{у}} \quad (2.85)$$

$$h_{\text{пор}} = 0,05 - 0,014 + 0,02 + 0,01 = 0,064 \text{ м.}$$

Для подальших розрахунків нам знадобляться коефіцієнти  $k_1; k_2; k_3; k_4; n_1$ , які ми приймаємо за [21, табл.8.3]  $23 \cdot 10^{-5}; 0,23; 440; 4,6; 1,16$ . відповідно

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		52

Висота піни, що утвориться на тарілці, відповідно до [21, (8.5)] складе

$$h_{\text{пн}} = \frac{k_2}{\sigma^{0,33}} (k_3 \cdot w_p^2 \cdot \rho_n + k_4 \cdot h_{\text{зл}} + h_{\text{пор}}) \quad (2.86)$$

де  $\sigma$  –поверхневий натяг,  $\sigma=0,032 \text{ Дж/м}^2$

$$h_{\text{пн}} = \frac{0,23}{0,032^{0,33}} (0,044 \cdot 1,54^2 \cdot 1,1 + 4,6 \cdot 0,014 + 0,064) = 0,34 \text{ м};$$

величина відносного винесення рідини відповідно до [21, (8.4)] буде

$$y = \frac{k_1}{\sigma} \left( \frac{w_p}{H_T - h_{\text{пн}}} \right)^{1,16} \quad (2.89)$$

$$y = \frac{23 \cdot 10^{-5}}{0,032} \left( \frac{1,54}{0,5 - 0,34} \right)^{1,16} = 0,023 < 0,1.$$

Отже, відстань між тарілками вибрана правильно.

Дійсне навантаження зливного пристрою за рідиною розраховуємо [21, (8.7)]:

$$V_{p.d} = V_p + \frac{G_n \cdot y}{\rho_p} \quad (2.90)$$

$$V_{p.d} = 0,002 + \frac{1,1 \cdot 0,023}{925,03} = 0,0024 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Дійсна висота підпору рідини над зливним порогом

$$h_{\text{зл}} = 0,68 \left( \frac{0,0024}{0,064} \right)^{2/3} = 0,0144 \text{ м}$$

не відрізняється від раніше розрахованої  $h_{\text{зл}} = 0,014 \text{ м}$ .

Перевіримо працездатність зливного пристрою тарілки за [21, (8.12), (8.13)].

Для цього розраховуємо [21, (8.12)] швидкість рідини у зливному пристрої:

$$w_{p.zl} = V_{p.d} / F_{\text{зл}} \quad (2.91)$$

$$w_{p.zl} = 0,002 / (0,064) = 0,03 \text{ м/с},$$

де  $F_{\text{зл}} = 0,064$  – площа зливного пристрою [21, табл. 8.6].

Відповідно до залежності [21, (8.12)] комплекс  $k_5 H_T^{n_2} = 0,250 \cdot 0,5^{0,65} = 0,16$ .

де  $k_5; n_2$  – коефіцієнти які ми вибираємо за [21, табл. 8.5], що дорівнюють 0,250; 0,65 відповідно.

					ХІ.Р.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		53

Отже, вимоги [21, (8.12)]  $w_{p,зл} < k_5 H_T^{n_2}$  дотримуються і захлинання зливного пристрою не відбудеться.

Швидкість рідини у зазорі між основою тарілки та нижньою крайкою зливного стакану розраховуємо за [21, (8.13)]:

$$w_{p,з} = V_{p,д} / (\Pi \cdot a) \quad (2.92)$$

$$w_{p,з} = 0,002 / (0,682 \cdot 0,06) = 0,05 \text{ м/с} < 0,45 \text{ м/с.}$$

З наведених розрахунків випливає, що вибрана тарілка забезпечує нормальну роботу зливних пристроїв.

Опір сухої тарілки визначаємо за [21, (8.16)]:

$$\Delta p_{сух} = \zeta \frac{\rho_n \cdot w_o^2}{2} \quad (2.93)$$

де швидкість пари у парових патрубках дорівнює

$$w_o = \frac{V_{п}}{F_o} \quad (2.94)$$

де  $F_o$  - площа проходу пари, за [21, табл. 8.6]  $F_o = 0,090 \text{ м}^2$

$$w_o = \frac{0,71}{0,090} = 4,7 \text{ м/с.}$$

Коефіцієнт опору для ковпачка діаметром  $D_{кл} = 80 \text{ мм}$  буде

$$\zeta = 1,73 D_{кл}^{-0,25} \quad (2.95)$$

$$\zeta = 1,73 \cdot 0,08^{-0,25} = 3,25;$$

$$\Delta p_{сух} = 3,25 \frac{1,1 \cdot 4,7^2}{2} = 39 \text{ Па,}$$

Коефіцієнт перепаду рівня рідини на тарілці відповідно до [21, (8.17)]:

$$\Delta h = 0,1 \cdot \lambda_e \frac{l_p \cdot V_p^2}{\Pi^2 (h_{пор} + h_{зл})^3 \cdot g} \quad (2.96)$$

де  $\lambda_e = 16$

$$\Delta h = \frac{0,1 \cdot 16 \cdot 0,722 \cdot 0,002^2}{0,682^2 \cdot (0,064 + 0,014)^3 \cdot 9,81} = 0,002 \text{ м}$$

Опір шару рідини на тарілці розраховуємо за [21, (8.16)]:

						Лист
					XI.P.00.00.00 ПЗ	
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		54

$$\Delta p_p = \left( h_{\text{пор}} + \frac{h_{\text{эл}} + \Delta h}{2} \right) \cdot \rho_p \cdot g \quad (2.97)$$

$$\Delta p_p = \left( 0,064 + \frac{0,014 + 0,002}{2} \right) \cdot 809,4 \cdot 9,81 = 630 \text{ Па}$$

Загальний опір тарілки дорівнює :

$$\Delta p_T = \Delta p_{\text{сух}} + \Delta p_p \quad (2.98)$$

$$\Delta p = 39 + 630 = 669 \text{ Па.}$$

Загальний гідравлічний опір робочої частини колони:

$$\Delta p_K = \Delta p_T \cdot n \quad (2.99)$$

$$\Delta p_K = 669 \cdot 18 = 12\,042 \text{ Па}$$

## 2.6 Вибір допоміжного обладнання

Ректифікаційна установка (рис. 2.1) включає в себе колону епюраційну, дефлегматор, конденсатор, насоси подачі середовищ та інше обладнання.

Розрахунок конденсатора і дефлегматора.

Визначаємо поверхні теплообміну апаратів:

$$F = Q / (K \cdot \Delta t_{\text{ср}}) \quad (2.100)$$

Де  $Q$  – теплове навантаження на апарат, Вт;

$K$  – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м<sup>2</sup>·К)

$\Delta t_{\text{ср}}$  – середня різниця температур, °С

Температурна схема дефлегматора представлена на рис. 2.10

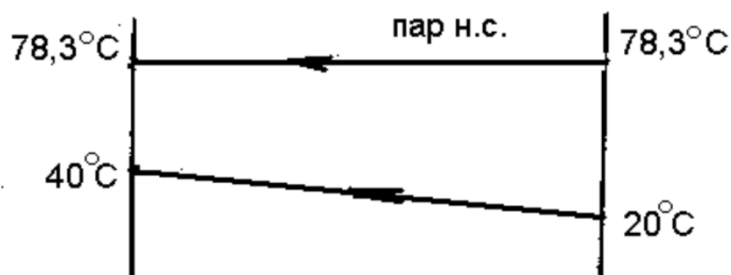


Рисунок 2.10 – Температурна схема дефлегматора

$$\Delta t_M = 78,3 - 40 = 38,3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_6 = 78,3 - 20 = 58,3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_M - \Delta t_6) / 2,3lg \frac{\Delta t_M}{\Delta t_6} \quad (2.101)$$

$$\Delta t_{cp} = (58,3 - 38,3) / 2,3lg \frac{58,3}{38,3} = 47,62 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Кількість тепла, яке відводиться з дефлегматора і конденсатора, з теплового балансу дорівнюватиме:  $Q_d = 931\,210$  Вт.

Вважаючи, що конденсатор буде відводити 10 % тепла від кількості тепла відведеного дефлегматором:

$$Q_k = 0,9 \cdot Q_d = 0,9 \cdot 931\,210 = 838\,089 \text{ Вт} \quad (2.102)$$

Необхідна поверхня теплообміну дефлегматора при прийнятому коефіцієнті  $K = 400$  Вт/(м<sup>2</sup>· К) [2] дорівнює:

$$F = \frac{838\,089}{400 \cdot 47,62} = 45 \text{ м}^2$$

Приймаємо чотирьохходовий дефлегматор діаметром 600 мм із поверхнею  $F = 84$  м<sup>2</sup> [5]: кількість труб 172 шт., довжина труб 4 м. Поверхня теплообміну конденсатора  $2 F = 26$  м<sup>2</sup>, діаметр кожуха 400 мм, число труб 111 шт., довжина труб 3 м, однокходовий, труба 25×2 мм

Розрахунок насоса. Розрахуємо насос для подачі вихідної суміші в колону. Прийmemo швидкість руху рідини в трубопроводі згідно рекомендацій [1]: при перекачуванні насосами в нагнітальному трубопроводі  $w = 2$  м/с. Визначимо діаметр трубопроводу:

$$d = \sqrt{\frac{0,785 \cdot G f}{\rho \cdot w}} = \sqrt{\frac{0,785 \cdot 0,6}{966 \cdot 3}} = 0,15 \text{ м} \quad (2.103)$$

Використовуємо трубу діаметром  $d = 36 \times 2$  мм. Визначимо критерій Рейнольдса для рідини в трубопроводі:

$$R = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{2 \cdot 0,032 \cdot 966}{0,202 \cdot 10^{-3}} \quad (2.104)$$

Режим течії турбулентний. Абсолютну шорсткість трубопроводу приймемо  $\Delta = 2 \cdot 10^{-4}$  м

Визначимо значення величини  $e$ :

$$e = \frac{\Delta}{d} = \frac{2 \cdot 10^{-4}}{0.032} = 0,00625 \quad (2.105)$$

Далі отримаємо:

$$\frac{1}{e} = \frac{1}{0,00625} = 16$$

$$560 \cdot \frac{1}{e} = 89\,000$$

$$10 \cdot \frac{1}{e} = 1600$$

$Re > 560 \cdot \frac{1}{e}$  — зона автомодельна, по відношенню до  $Re$

Коефіцієнт тертя для цієї зони знаходимо за формулою:

$$\lambda = 0,11 \cdot e^{0,25} = 0,11 \cdot 0,00625^{0,25} = 0,031 \quad (2.106)$$

Визначимо суму коефіцієнтів місцевих опорів для нагнітальної лінії:

1) вихід з труби:  $\xi = 1$

2) 2 коліна  $90^\circ$ :  $\xi = 1,6 \cdot 2 = 3,2$

3) вентилі прямоточні, 2 шт.:  $\xi = 0,85 \cdot 2 = 1,7$

$$\Sigma \xi = 1 + 3,2 + 1,7 = 5,9 \quad (2.107)$$

Втрати напору на подолання опору визначаємо за формулою:

$$h_n = \left( \lambda \cdot \frac{1}{d_e} + \sum \xi \right) \cdot \frac{w^2}{2g} = \left( 0,031 \cdot \frac{8}{0,032} + 5,9 \right) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 2,78 \text{ м} \quad (2.108)$$

Онапір насоса розрахуємо за формулою

$$H = \frac{P_1 - P_2}{g \cdot \rho} + H_\Gamma + h_\Pi \quad (2.109)$$

де  $P_1; P_2$  — різниця тисків в апараті і в ємності, з якої подається рідина; в нашому випадку ця різниця дорівнює 0;

										Лист
										57
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					XI.P.00.00.00 ПЗ	



$H_r$  – геометрична висота підйому рідини;  $H_r = 12$  м

Заданий натиск забезпечується відцентровим насосом. Визначимо корисну потужність насоса:

$$N_n = g \cdot \rho \cdot Q \cdot H \quad (2.110)$$

Де  $Q$  – витрата рідини, м

$$N_n = 9,8 \cdot 987 \cdot 0,0013 \cdot 12 = 151 \text{ кВт} \quad (2.111)$$

Визначимо потужність на валу електродвигуна, прийнявши коефіцієнти корисної дії насоса  $\eta_n = 0,92$  і коефіцієнт передачі від двигуна до насоса  $\eta_{пер} = 1$

$$N = \frac{N_n}{\eta_n \cdot \eta_{пер}} = 151 / (0,92 \cdot 1) = 164 \text{ кВт} \quad (2.112)$$

Даним умовам найбільш підходить відцентровий насос Х280-72, з максимальною подачею  $Q = 0,08 \text{ м}^3/\text{с}$ , напором  $H = 62$  м з електродвигуном АО-102-4, із номінальною потужністю  $N = 460$  кВт

Розрахунок обсягу ємності бражного дистиляту.

Обсяг ємності вихідного розчину:

$$V_f = \frac{G_f \cdot \tau}{\rho \cdot \varphi} \quad (2.113)$$

де  $G_f$  – кількість вихідного розчину;

$\tau$  – тривалість робочої зміни; приймаємо  $\tau = 6 \text{ год.} = 21600 \text{ с}$

$\rho$  – густина розчину;  $\rho = 903 \text{ кг/м}^3$ ;

$\varphi$  – коефіцієнт заповнення ємності;  $\varphi = 0,9$ .

$$V_f = \frac{0,6 \cdot 21600}{903 \cdot 0,9} = 16 \text{ м}^3$$

Приймаємо обсяг ємності найближчий більший зі стандартного ряду за СОУ МПП 71.120-217:2009. Приймаємо дві ємності діаметром 2 м, і висотою 3 м – загальним обсягом  $18 \text{ м}^3$

## 3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

### 3.1 Вибір конструкційних матеріалів

При виборі конструкційних матеріалів для основних частин проектованого апарату враховуються такі отримані властивості: міцність, жаростійкість і термостійкість, корозійна стійкість до агресивних впливів навколишнього середовища, фізичні властивості, технологічні характеристики, низька взаємність старіння, склад і склад матеріалу, вартість і можливість його одержання, наявність стандарту або затвердженого ТУ на його постачання (техніко-економічні показники).

За хімічним складом і механічними властивостями матеріали повинні відповідати вимогам ДСТУ, ГОСТів, ТУ. Якість і характеристики матеріалів повинні бути підтверджені фабрикою-постачальником у відповідних сертифікатах. При проектуванні пристроїв, що встановлюються поза приміщенням, необхідно перевіряти якість обраного матеріалу відповідно до вимог ОСТ 26-291-94.

Низьколегована конструкційна сталь (ГОСТ 5520) містить 2,5% легуючих елементів. Також легування трохи здорожує, але значно підвищує її міцність, холодо-, корозійну та зносостійкість порівняно з вуглецевими сталями, зберігаючи при цьому пластичні властивості та зварюваність. У маркуванні сталей кожен легуючий елемент позначається відповідною літерою (алюміній "U", мідь "D", ванадій "F", вольфрам "V", ніобій "B", титан "Т", кремній "С"). , марганець «G», молібден «М», хром «Х», нікель «Н» тощо). У хімічному машинобудуванні застосовують переважно марганцеві сталі 09Г2, 14Г2, кремнієво-марганцеві 12ГС, 16ГС, 17ГС, 09Г2С, 10Г2С1, марганцево-ванадієві (наприклад, 15ГФ) сталі з тиском до 10 МПа в діапазоні температур від - 70 до +475 ° С з неагресивними середами. Листова сталь 12К ... 20К (ГОСТ 5520) використовується для зварювання і виготовлення деталей парових котлів і посудин, що працюють під тиском при температурах до +475 ° С. [5]

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		59

Сталь конструкційна легована (ГОСТ 4543) містить від 2,5 до 10% легуючих елементів і залежно від хімічного складу і властивостей поділяється на три категорії: високоякісна, високоякісна (А), особливо якісна (Ш) . Кожухи, днища, фланці, трубні дошки, кріпильні елементи пристроїв, що працюють під тиском до 10 МПа в діапазоні температур від -40 до + 560 °С, а також відповідальні частини машин (шестерні, вали, осі, штоки, ротори) виготовлені з цієї сталі. центрифуги, пружини тощо). [5]

Високолеговані корозійно-стійкі, жароміцні і жароміцні сталі і сплави (ГОСТ 5632) містять понад 10% легуючих компонентів. Ці сталі поставляються у вигляді листів, смуг і прутка (ГОСТ 7350), труб (ГОСТ 9940, ГОСТ 9941); виливки з високолегованої сталі повинні відповідати ГОСТ 997. З цих сталей виготовляють елементи машин і апаратів, що працюють під високим тиском в діапазоні температур від -257 до +600 °С в агресивних середовищах; рекомендації щодо застосування цих сталей і сплавів вказані в додатку до ГОСТ 5632. [5]

У хімічному машинобудуванні найбільшого поширення набули корозійностійкі сталі аустенітного класу (12Х18Н9Т, 04Х18Н10, 08Х18Н10Т, 12Х18Н10Т та ін.), стійкі майже до всіх окислювальних і агресивних середовищ. Сталі добре деформуються в гарячих і холодних умовах і легко зварюються. Однак через високу в'язкість вони менш піддаються механічній обробці, ніж, наприклад, сталі з мартенситною структурою. Корозійностійкі сталі феритного класу (12Х17, 08Х17Т, 15Х25Т та ін.) стійкі до дії фосфорної та оцтової кислот усіх концентрацій за температури до +70°С, азотної кислоти до концентрації до 65% за температури. до +40°С та ін. Недоліком цих сталей є низька ударна в'язкість у зоні зварювання. Сталі аустенітно-феритного класу (08Х22Н6Т, 12Х21Н5Т та ін.) за корозійною стійкістю близькі до аустенітних сталей, але мають ряд переваг порівняно з ними: у вихідному стані вони економічно леговані дефіцитним нікелем. [5]

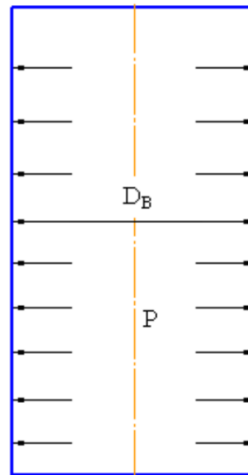
					<i>ХІ.Р.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		60

Вибір конструкційних матеріалів на основні деталі проєктованого апарату здійснюємо відповідно до рекомендацій [5]. Усі основні частини апарату виготовляються зі сталі 12Х18Н10Т, опори апарату – зі сталі Ст3.

### 3.2 Розрахунки апарата на міцність, стійкість

Розрахунок товщини стінки апарату.

Матеріал обичайки – 12Х18Н10Т



Товщина стінки апарату для циліндричної обичайки визначається за формулою:

$$S_p^k = \max \left\{ \begin{array}{l} P_p \cdot D_p / 2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - P_p \\ P_{пр}^k \cdot D_p / 2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_{и} - P_p \end{array} \right\} \quad (3.1)$$

де  $P_p$  – розрахунковий тиск, МПа;

$P_{пр}$  – пробний тиск, МПа;

$D_p$  – зовнішній діаметр, мм;

$[\sigma]$  – нормативне допустиме напруження, МПа;

$\varphi$  – коефіцієнт міцності зварних з'єднань

Знаходимо величину нормативного допустимого напруження для сталі

12Х18Н10Т при розрахунковій температурі:

$$[\sigma] = 145 \text{ Мпа}$$

Допустиме напруження при гідравлічних випробуваннях:

$$[\sigma]_{\text{н}} = \sigma_{\text{т20}}/1,1 \quad (3.2)$$

$$[\sigma]_{\text{н}} = 240/1,1 = 218 \text{ МПа}$$

Пробний тиск при гідравлічних випробуваннях:

$$P_{\text{пр}} = \left\{ \frac{1,25 \cdot [\sigma]_{20} \cdot P_p / [\sigma]}{p+0,3} \right\} \quad (3.3)$$

$$P_{\text{пр}} = \max \left\{ \frac{1,25 \cdot 240 \cdot 0,12 / 145}{p+0,3} \right\} = \left\{ \frac{0,25}{0,42} \right\} = 0,42 \text{ МПа}$$

Тоді розрахункова товщина стінки циліндричної обичайки дорівнює:

$$S_p^{\text{к}} = \max \left\{ \frac{0,12 \cdot 1000}{2 \cdot 1 \cdot 145 - 0,12}, \frac{0,42 \cdot 1000}{2 \cdot 1 \cdot 218 - 0,42} \right\} = \max \{0,41, 0,96\} = 0,96$$

Визначаємо виконавчу товщину стінки корпусу:

$$S \geq S_p^{\text{к}} + c \quad (3.4)$$

де С – прибавка до розрахунковим товщинам;  $C = \text{ПТ}_a + c_2 = 0,145 \cdot 15 + 0,8 = 2,8 \text{ мм}$ ;

$c_2$ - надбавка для компенсації мінусового допуску

Тоді

$$S = 0,96 + 2,8 = 3,76$$

Приймаємо виконавчу товщину стінки обичайки з урахуванням забезпечення жорсткості  $s = 6,0 \text{ мм}$

Перевіряємо умову безмоментної теорії:

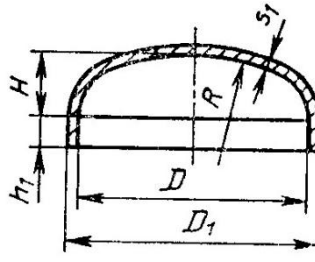
$$(S-c)/D_p \leq 0,1 \quad (3.5)$$

$$(6-2,8)/1000 \leq 0,1$$

$0,003 \leq 0,1$ - умова виконана

										Лист
										62
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

## Розрахунок товщини стінки еліптичного днища



Рисисунок 3.1 – Еліптичне днище

Товщина стінки днища розраховується за формулою

$$S_p^d = \max \left\{ \begin{array}{l} P_p \cdot R / 2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - 0,5 P_p \\ P_{пп} \cdot R / 2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_{и} - 0,5 P_p \end{array} \right\} \quad (3.6)$$

де  $R$  – радіус кривизни в вершині днища,  $R = 1000$  мм;

$R = D$  – для еліптичних днищ з  $H = 0,25 \cdot D = 250$  мм.

$$S_p^d = \max \left\{ \begin{array}{l} 0,12 \cdot 1000 / 2 \cdot 1 \cdot 145 - 0,5 \cdot 0,12 \\ 0,42 \cdot 1000 / 2 \cdot 1 \cdot 218 - 0,5 \cdot 0,42 \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} 0,41 \\ 0,96 \end{array} \right\} = 0,96 \text{ мм}$$

Визначаємо виконавчу товщину стінки днища:

$$S \geq S_p^d + c \quad (3.7)$$

$$s \geq 0,96 + 2,8 \geq 3,76 \text{ мм}$$

Приймаємо товщину днища рівною товщині стінки 6 мм.

Перевіряємо умови застосування формул:

$$0,002 \leq \frac{S_d - c}{D} \leq 0,1 \quad (3.8)$$

$$0,2 \leq \frac{H}{D} \leq 0,5 \quad (3.9)$$

$$0,002 \leq \frac{6 - 2,8}{1000} \leq 0,1 \Rightarrow 0,002 \leq 0,003 \leq 0,1$$

$$0,2 \leq \frac{0,25 \cdot 1000}{1000} \leq 0,5 \Rightarrow 0,2 \leq 0,25 \leq 0,5$$

Довжину циліндричної відбортованої частини днища приймаємо  $h_1 = 50$  мм.

Допустимий тиск для обичайки корпусу

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						63

Перевіряємо працездатність обичайки на внутрішній надлишковий тиск, що допускається, за робочих умов:

$$[P]_p = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot \phi \cdot (s-c)}{D_p + (s-c)} \quad (3.10)$$

де  $(s - c)$  – товщина стінки обичайки у кінці терміну служби апарату

$$[P]_p = \frac{2 \cdot 145 \cdot 1 \cdot (6 - 2,8)}{1000 + (6 - 2,8)} = 0,85 \text{ МПа};$$

$$[P]_и = \frac{2 \cdot [\sigma]_и \cdot \phi \cdot (s-c)}{D_p + (s-c)} \quad (3.11)$$

$$[P]_и = \frac{2 \cdot 218 \cdot 1 \cdot (6 - 2,8)}{1000 + (6 - 2,8)} = 1,27 \text{ МПа};$$

Перевіряємо працездатність днища на внутрішній надлишковий тиск, що допускається, за робочих умов:

$$[P]_{рд} = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot \phi \cdot (s-2 \cdot c)}{R + 0,5 \cdot (s-2 \cdot c)} \quad (3.12)$$

$$[P]_{рд} = \frac{2 \cdot 145 \cdot 0,9 \cdot (6 - 2,8)}{1000 + 0,5 \cdot (6 - 2,8)} = 0,83 \text{ МПа};$$

$$[P]_{и}^{рд} = \frac{2 \cdot [\sigma]_и \cdot \phi \cdot (s-2 \cdot c)}{R + 0,5 \cdot (s-2 \cdot c)} \quad (3.13)$$

$$[P]_{и}^{рд} = \frac{2 \cdot 218 \cdot 0,9 \cdot (6 - 2,8)}{1000 + 0,5 \cdot (6 - 2,8)} = 1,25 \text{ МПа};$$

$$[P]_p > P_p (0,83 \text{ МПа} > 0,12 \text{ Мпа}) ; [P]_и > P_{пр} (1,25 \text{ МПа} > 0,42 \text{ Мпа})$$

$$[P]_{рд} > P_p (0,85 \text{ МПа} > 0,12 \text{ Мпа}) ; [P]_{и}^{рд} > P_{пр} (1,27 \text{ МПа} > 0,42 \text{ Мпа})$$

Умова міцності виконується, отже вибрана товщина стінок в апараті задовольняє умові міцності в робочих умовах і в умовах гідровипробувань.

### Розрахунок на вітрове навантаження

За відношенням висоти апарату до його діаметру  $H/D = \frac{14}{1} \approx 15 \geq 15$ , тому розрахункова схема апарату вибирається у вигляді консольного стержню з жорсткою посадкою у фундамент.

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		64

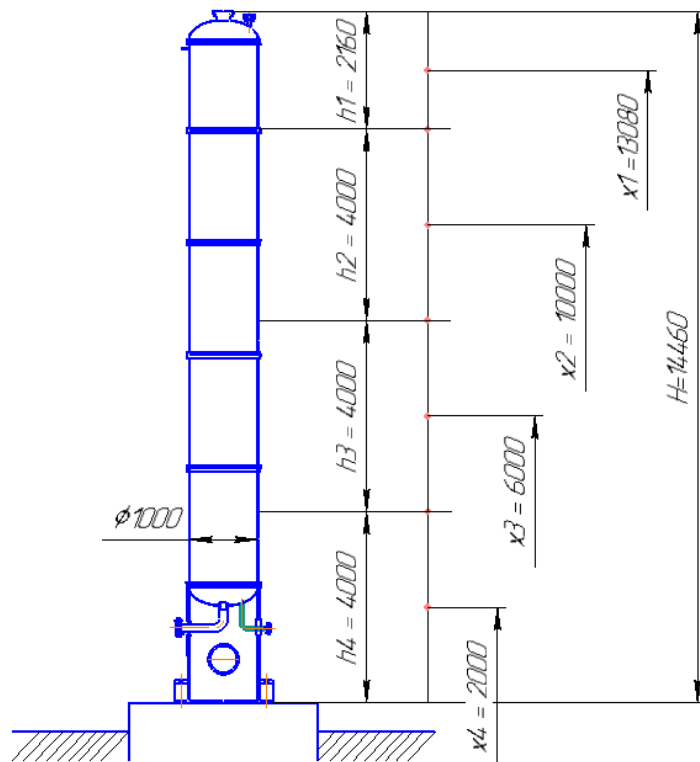


Рисунок 3.3 – Схема розбиття апарату на ділянки

Розраховуємо середній діаметр корпусу апарата:

$$D_{cp} = D + (s - c) \quad (3.14)$$

$$D_{cp} = 1 + (0,006 - 0,0028) = 1,0032 \text{ м}$$

Момент інерції поперечних перерізів корпусу розраховується за формулою:

$$J = \frac{\pi}{8} D_{cp}^3 (s - c) \quad (3.15)$$

$$J = \frac{3,14}{8} 1,0032^3 (0,006 - 0,0028) = 0,0013 \text{ м}^4$$

Період власних коливань апарату визначаємо за формулою [5,(29.27)]

$$T = 1,79H \sqrt{\frac{GH}{EJg}} \quad (3.16)$$

де G - вага апарату з рідиною,  $G = Q_{\text{общ}} = 28684 \text{ Н}$

$$T = 1,79H \sqrt{\frac{0,029 \cdot 14160}{2 \cdot 10^5 \cdot 0,0013 \cdot 9,8}} = 0,33 \text{ с}$$

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата



Визначаємо за [5,рис.29.14] географічний район II , для цього району нормативний швидкісний напір для ділянок за [5,табл. 29.14] дорівнює  $q = 0,035 \cdot 10^{-2} \text{ МН/м}^2$

Поправочний коефіцієнт до нормативного швидкісного напору для ділянок апарату  $H > 10 \text{ м}$  визначаємо за графіком [5,рис.29.15]  $\theta = 1,2$  .

Розрахунковий швидкісний напір за ділянками:

$$q_1 = q_2 = q_3 = \theta q \quad (3.17)$$

$$q_1 = q_2 = q_3 = 1,2 \cdot 0,035 \cdot 10^{-2} = 0,0042 \text{ МН/м}^2$$

$$q_4 = q = 0,035 \cdot 10^{-2} \text{ МН/м}^2$$

Коефіцієнт динамічності визначаємо за графіком [5,рис.29.16]  $\varepsilon = 1,3$

Коефіцієнт пульсації швидкісного напору визначаємо за графіком [5,рис.29.17] для всіх ділянок  $m = 0,35$  .

Коефіцієнт збільшення швидкісного напору визначаємо за формулою [5,(29.26)]:

$$\beta = 1 + \varepsilon m \quad (3.18)$$

$$\beta = 1 + 1,2 \cdot 0,35 = 1,42$$

Силу вітрової нагрузки, що діє на кожну ділянку апарату визначаємо за формулою [5,(29.34)]:

$$P = 0,6 \cdot \beta \cdot q_i \cdot D \cdot h_i \quad (3.19)$$

$$P_1 = 0,6 \cdot 1,42 \cdot 0,0042 \cdot 1 \cdot 2,16 = 0,0008 \text{ МН}$$

$$P_2 = P_3 = 0,6 \cdot 1,42 \cdot 0,0042 \cdot 1 \cdot 4 = 0,0014 \text{ МН}$$

$$P_4 = 0,6 \cdot 1,42 \cdot 0,0035 \cdot 1 \cdot 4 = 0,0012 \text{ МН}$$

Згинальний момент від вітрового навантаження на апарат відносно його основи визначаємо за формулою [5,(29.35)]:

$$M_{Bi} = P_i \cdot x_i \quad (3.20)$$

$$M_{B1} = 0,0008 \cdot 13,08 = 0,012 \text{ МН}$$

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		66

$$M_{B2} = 0,0014 \cdot 10 = 0,014 \text{ МН}$$

$$M_{B3} = 0,0014 \cdot 6 = 0,009 \text{ МН}$$

$$M_{B4} = 0,0012 \cdot 2 = 0,0024 \text{ МН}$$

$$\sum M_B = 0,012 + 0,014 + 0,009 + 0,0024 = 0,037 \text{ МН}$$

Проведемо розрахунок вибраної опори апарата

Напряга стиснення в стінці опори визначаємо за формулою [5,(15.52)]:

$$\sigma_c = \frac{G}{[\pi(D+s)-d_n](s-c)} \quad (3.21)$$

$$\sigma_c = \frac{0,029}{[3,14(1 + 0,006) - 0,5](0,006 - 0,0028)} = 3,4 \text{ МН/м}^2$$

Напруження на згиб у стінці опори визначаємо за формулою [5,(15.53)]:

$$\sigma_{\text{и}} = \frac{4 \sum M_B}{\pi(D+s)^2(s-c)} \quad (3.22)$$

$$\sigma_{\text{и}} = \frac{4 \cdot 0,037}{3,14 \cdot (1+0,006)^2(0,006-0,0028)} = 14,5 \text{ МН/м}^2$$

Розрахуємо відношення  $\frac{D}{2(s-c)} = \frac{1}{2(0,006-0,0028)} = 156$ . Для цього відношення визначимо коефіцієнти за графіком [5,рис.15.8]:  $k_c = 0,14$ ;  $k_{\text{и}} = 0,15$ .

Коефіцієнт  $K_c$  визначаємо за формулою [5,(15.38)]:

$$K_c = 875 \frac{\sigma_T}{E} k_c \quad (3.23)$$

$$K_c = 875 \cdot \frac{185}{2 \cdot 10^5} \cdot 0,14 = 0,11$$

Коефіцієнт  $K_{\text{и}}$  визначаємо за формулою [5,(15.47)]:

$$K_{\text{и}} = 875 \frac{\sigma_T}{E} k_{\text{и}} \quad (3.24)$$

$$K_{\text{и}} = 875 \cdot \frac{185}{2 \cdot 10^5} \cdot 0,15 = 0,12$$

Допустимі напруження на стиснення в обичайці опори визначаємо за формулою [5,(15.35)]:

										Лист
										67
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

$$\sigma_{сд} = Kс \cdot E \frac{s-c}{D} \quad (3.25)$$

$$\sigma_{сд} = 0,11 \cdot 2 \cdot 10^5 \cdot \frac{(0,006-0,0028)}{1} = 72,5 \text{ МН/м}^2$$

Допустимі напруження на згиб в обичайці опори визначаємо за формулою [5,(15.44)]:

$$\sigma_{ид} = Kи \cdot E \frac{s-c}{D} \quad (3.26)$$

$$\sigma_{ид} = 0,12 \cdot 2 \cdot 10^5 \cdot \frac{(0,006-0,0028)}{1} = 77,7 \text{ МН/м}^2$$

Умова стійкості циліндричної опори визначаємо за формулою [5,(15.51)]:

$$\frac{\sigma_c}{\sigma_{сд}} + \frac{\sigma_и}{\sigma_{ид}} < 1 \quad (3.27)$$

$$\frac{3,4}{72,5} + \frac{14,5}{77,7} = 0,23 < 1$$

Отже, умова виконана, тобто стійкість забезпечена.

### 3.4 Розрахунок опори апарату

Максимальне напруження на стиснення у зварному шві, з'єднуючим циліндричну опору з корпусом апарату, при коефіцієнті  $\phi = 0,9$  визначаємо за формулою :

$$\sigma_{max} = \frac{G_{max}}{\phi\pi(D+s) \cdot (s-c)} + \frac{4 \sum M_B}{\phi\pi(D+s)^2 \cdot (s-c)} \quad (3.28)$$

$$\sigma_{max} = \frac{0,029}{0,9 \cdot 3,14 \cdot (0,006+0,0028) \cdot (0,006-0,0028)} + \frac{4 \cdot 0,037}{0,9 \cdot 3,14 \cdot (0,006+0,0028)^2 \cdot (0,006-0,0028)} =$$

$$= 24,8 \text{ МН/м}^2 < \sigma_{ид} = 160 \text{ МН/м}^2 \text{ – умова виконана}$$

де  $\sigma_{ид}$  – допустиме напруження на згиб для матеріала кільця,  $\sigma_{ид} = 160 \text{ МН/м}^2$ ;

Внутрішній діаметр опорного кільця визначаємо за формулою [5,(29.38)]:

$$D_2 = D - 0,06 \quad (3.29)$$

$$D_2 = 1 - 0,06 = 0,94 \text{ м}$$

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		68

Зовнішній діаметр опорного кільця визначаємо за формулою [5,(29.39)]:

$$D_1 = D + 2s + 0,2 \quad (3.30)$$

$$D_1 = 1 + 2 \cdot 0,006 + 0,2 = 1,212 \text{ м}$$

Опорну площу кільця визначаємо за формулою [5,(29.40)]:

$$F = \frac{\pi}{4} (D_1^2 - D_2^2) \quad (3.31)$$

$$F = \frac{3,14}{4} (1,212^2 - 0,94^2) = 0,46 \text{ м}^2$$

Момент опору опорної площі кільця визначаємо за формулою [5,(29.41)]:

$$W = \frac{\pi (D_1^4 - D_2^4)}{32 D_1} \quad (3.32)$$

$$W = \frac{3,14 (1,212^4 - 0,94^4)}{32 \cdot 1,212} = 0,11 \text{ м}^3$$

Максимальні напруження стиснення на опорній поверхні кільця визначаємо за формулою [5,(29.42)]:

$$\sigma_{max} = \frac{G_{max}}{F} + \frac{\sum M_B}{W} \quad (3.33)$$

$$\sigma_{max} = \frac{0,029}{0,46} + \frac{0,037}{0,11} = 0,4 \text{ Мн/м}^2 < 10 \text{ Мн/м}^2 - \text{ умова виконана}$$

Номінальна розрахункова товщина опорного кільця  $l=0,1\text{м}$  за формулою [5,(29.43)]:

$$s'_k = 1,73l \sqrt{\frac{\sigma_{max}}{\sigma_{ид}}} \quad (3.34)$$

$$s'_k = 1,73 \cdot 0,1 \cdot \sqrt{\frac{0,4}{160}} = 0,01 \text{ м}$$

Приймаємо  $s_k = 20$  мм з урахуванням на корозію

Найменші напруження на опорній поверхні кільця визначаємо за формулою [5,(29.46)]:

$$\sigma_{max} = \frac{G_{max}}{F} - \frac{\sum M_B}{W} \quad (3.35)$$

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	ХІ.Р.00.00.00 ПЗ					69

$$\sigma_{max} = \frac{0.029}{0.46} - \frac{0.037}{0.11} = -0,27 \text{ МН/м}^2$$

Знак мінус показує необхідність установалення фундаментальних болтів.

Загальне розрахункове навантаження на фундаментальні болти визначаємо за формулою:

$$P_{\sigma} = 0,785 \cdot \sigma_{max} (D_1^2 - D_2^2) \quad (3.36)$$

$$P_{\sigma} = 0,785 \cdot 0,27 (1,212^2 - 0,94^2) = 0,12 \text{ МН/м}^2$$

Навантаження на один болт:

$$P_{\sigma 1} = \frac{P_{\sigma}}{z} \quad (3.37)$$

$$P_{\sigma 1} = \frac{0,12}{8} = 0,02 \text{ МН/м}^2$$

Розрахунковий внутрішній діаметр різі болтів визначаємо за формулою:

$$d_{\phi} = \sqrt{\frac{4P_{\sigma 1}}{\pi\sigma_{ид}}} \quad (3.38)$$

$$d_{\phi} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,02}{3,14 \cdot 160}} = 14 \text{ мм}$$

За ОСТ 26-487-87 приймаємо беремо болт М30, що задовольняє умову.

Діаметр болтової окружності визначаємо за формулою:

$$D_{\phi} = D + 2s + 0,12 \quad (3.39)$$

$$D_{\phi} = 1 + 2 \cdot 0,006 + 0,12 = 1,35 \text{ м}$$

Отже вибрана конструкція стандартної циліндричної опори типу 3 – з кільцевим опорним поясом за ОСТ 26-467–78 задовольняє умову вхідних даних і забезпечує стійкість конструкції з урахуванням вагових і вітрових навантажень.

### Укріплення отворів

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						70

Визначаємо розрахунковий діаметр одиночного отвору, що не вимагає укріплення за формулою [5,(18.6)]:

$$d_d = 2 \cdot \left( \frac{s-c}{s_p} - 0,8 \right) \sqrt{D_p(s-c)} \quad (3.40)$$

$$d_d = 2 \cdot \left( \frac{6 - 2,8}{1,02} - 0,8 \right) \sqrt{1000(6 - 2,8)} = 265 \text{ мм}$$

Таблиця штуцерів

Обозначення	Найменування	Кіл.	Прохід умовний D <sub>y</sub> , мм
A <sub>1</sub>	Введення сировини	1	100
Б <sub>1</sub>	Виведення парів з верху колони	1	200
В <sub>1</sub>	Вихід кубового залишку	1	40
Г <sub>1</sub>	Виведення рідини з колони	1	100
Д <sub>1</sub>	Введення пари з кип'ятильника	1	300
Е <sub>1</sub>	Введення холодного зрошення	1	100
Ж <sub>1</sub>	Для виміру рівня	1	50
И <sub>1-7</sub>	Люк	7	500
К <sub>1,2</sub>	Для камери рівнеміра	2	50
Л <sub>1,2,3</sub>	Для заміру температури	3	M20×1,5
М <sub>1,2</sub>	Для заміру тиску	2	50
Н	Лаз	2	500
П	Дренаж	1	M20×1,5
Р	Резервний	1	50

Рисунок 3.4 – Таблиця штуцерів апарату

За розрахунками отвір Д<sub>1</sub>(D<sub>y</sub>=300 мм) і И<sub>1-7</sub>(D<sub>y</sub>=500 мм) вимагають укріплення.

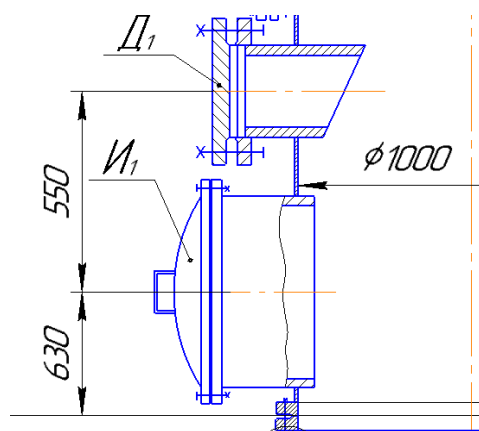


Рисунок 3.5 – Схема розташування штуцерів

Оскільки отвори знаходяться суміжно, треба визначити чи можна розраховувати їх як одиничні отвори.

Найменша допустима відстань між центрами двох суміжних отворів розраховується за формулою [5,(18.27)]:

$$A_d = 0,7(d_1 + d_2) + s_{ш1} + s_{ш2} \quad (3.41)$$

де  $s_{ш1}$  і  $s_{ш2}$ - товщини стінки штуцерів  $d_1$  і  $d_2$  відповідно,  $s_{ш1} = 6$  мм,  $s_{ш2} = 6$  мм;

$$A_d = 0,7 \cdot (500 + 300) + 6 + 6 = 572 \text{ мм}$$

Найменша допустима відстань між центрами двох суміжних отворів більше від дійсної, а отже отвори слід розраховувати як одиничні.

Укріплення отвору будемо проводити за схемою укріплення двустороннім (наскрізним) штуцером.

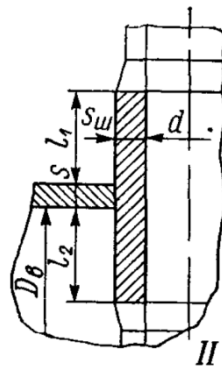


Рисунок 3.6 – Схема укріплення отвору

Визначемо номінальну розрахункову товщину стінки штуцера:

$$s'_{ш} = \frac{p \cdot (d + 2c)}{2\varphi[\sigma] - p} \quad (3.42)$$

$$s'_{ш1} = \frac{0,1 \cdot (500 + 2 \cdot 2,8)}{2 \cdot 0,9 \cdot 166 - 0,1} = 0,17 \text{ мм}$$

$$s'_{ш2} = \frac{0,1 \cdot (300 + 2 \cdot 2,8)}{2 \cdot 0,9 \cdot 166 - 0,1} = 0,1 \text{ мм}$$

Визначемо розрахунковий розмір отвору:

$$d_r = d + 2c \quad (3.43)$$

$$d_{r1} = 500 + 2 \cdot 2,8 = 505,6 \text{ мм}$$

$$d_{r2} = 300 + 2 \cdot 2,8 = 305,6 \text{ мм}$$

Визначемо розрахункові довжини зовнішньої й внутрішньої ( $l_1$  і  $l_2$  відповідно) частини штуцера, що беруть участь в укріпленні отвори за формулами [5,(18.11)] та [5,(18.12)]:

$$l_1 = \min \left\{ 60; 1,25 \cdot \sqrt{(d + 2 \cdot c) \cdot (s_{\text{ш}} - c)} \right\} \quad (3.44)$$

$$l_2 = \min \left\{ 40; 0,5 \cdot \sqrt{(d + 2 \cdot c) \cdot (s_{\text{ш}} - 2c)} \right\} \quad (3.45)$$

Для штуцера И<sub>1-7</sub>:

$$l_1 = \min \left\{ 60; 1,25 \cdot \sqrt{(500 + 2 \cdot 2,8) \cdot (6 - 2,8)} \right\} = \min \{60; 50\} = 50 \text{ мм}$$

$$l_2 = \min \left\{ 40; 0,5 \cdot \sqrt{(500 + 2 \cdot 2,8) \cdot (6 - 2 \cdot 2,8)} \right\} = \min \{40; 7\} = 7 \text{ мм}$$

Для штуцера Д<sub>1</sub>

$$l_1 = \min \left\{ 60; 1,25 \cdot \sqrt{(300 + 2 \cdot 2,8) \cdot (6 - 2,8)} \right\} = \min \{60; 39\} = 39 \text{ мм}$$

$$l_2 = \min \left\{ 40; 0,5 \cdot \sqrt{(300 + 2 \cdot 2,8) \cdot (6 - 2 \cdot 2,8)} \right\} = \min \{40; 5\} = 5 \text{ мм}$$

Умова при якій укріплення двостороннім штуцером достатня за формулою [5,(18.18)]:

$$(d_r - d_d)S_p \leq 2(l_1 + s - S_p - c)(s_{\text{ш}} - s'_{\text{ш}} - c) + 2l_2(s_{\text{ш}} - 2c) \quad (2.46)$$

Для штуцера И<sub>1-7</sub>

$$(505,6 - 265) \cdot 1,02 \leq 2 \cdot (39 + 6 - 1,02 - 2,8)(6 - 0,1 - 2,8) + 2 \cdot 5(6 - 2 \cdot 2,8)$$

35 ≤ 260 – умова виконана

Для штуцера Д<sub>1</sub>

$$(305,6 - 265) \cdot 1,02 \leq 2 \cdot (50 + 6 - 1,02 - 2,8)(6 - 0,17 - 2,8) + 2 \cdot 7(6 - 2 \cdot 2,8)$$

238 ≤ 324 – умова виконана



Отже, укріплення отворів за схемою укріплення двустороннім (наскрізним) штуцером і за рахунок надлишкової товщини апарату забезпечує міцність конструкції.

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		74



При розташуванні колони в лінію, вздовж якої є вільний фронт не менше 2,5 м, відстань між утепленими колонами повинна бути не менше 1 м. При розташуванні колон у дві лінії відстань повинна бути не менше 2,5 діаметра колони, найбільшої в шерензі.

Компонування основного технологічного обладнання здійснюється таким чином, щоб обслуговування всієї технологічної схеми було максимально зручним, швидким і ергономічним.

Над колонами розташовані дефлегматори. Місце установки вибирається з дотриманням мінімальної довжини спиртових труб від колонок, зручності очищення і заміни теплообмінних труб. При перпендикулярному розташуванні дефлегматорів до стіни відстань від кришок дефлегматорів до стін повинна бути не менше 1 м. З протилежного боку дефлегматора - до стінок має бути вільний простір не менше довжини теплообмінної трубки дефлегматора. [10]

Біля дефлегматорів розташовуються конденсатори та спиртові пастки. Для зручності обслуговування та зв'язку конденсаторів застосовують їхнє угруповання, наприклад, 1-а група - конденсатори ВС та ЕК; Група 2 – рідкокристалічні конденсатори та колони доочищення та їх спиртові пастки.

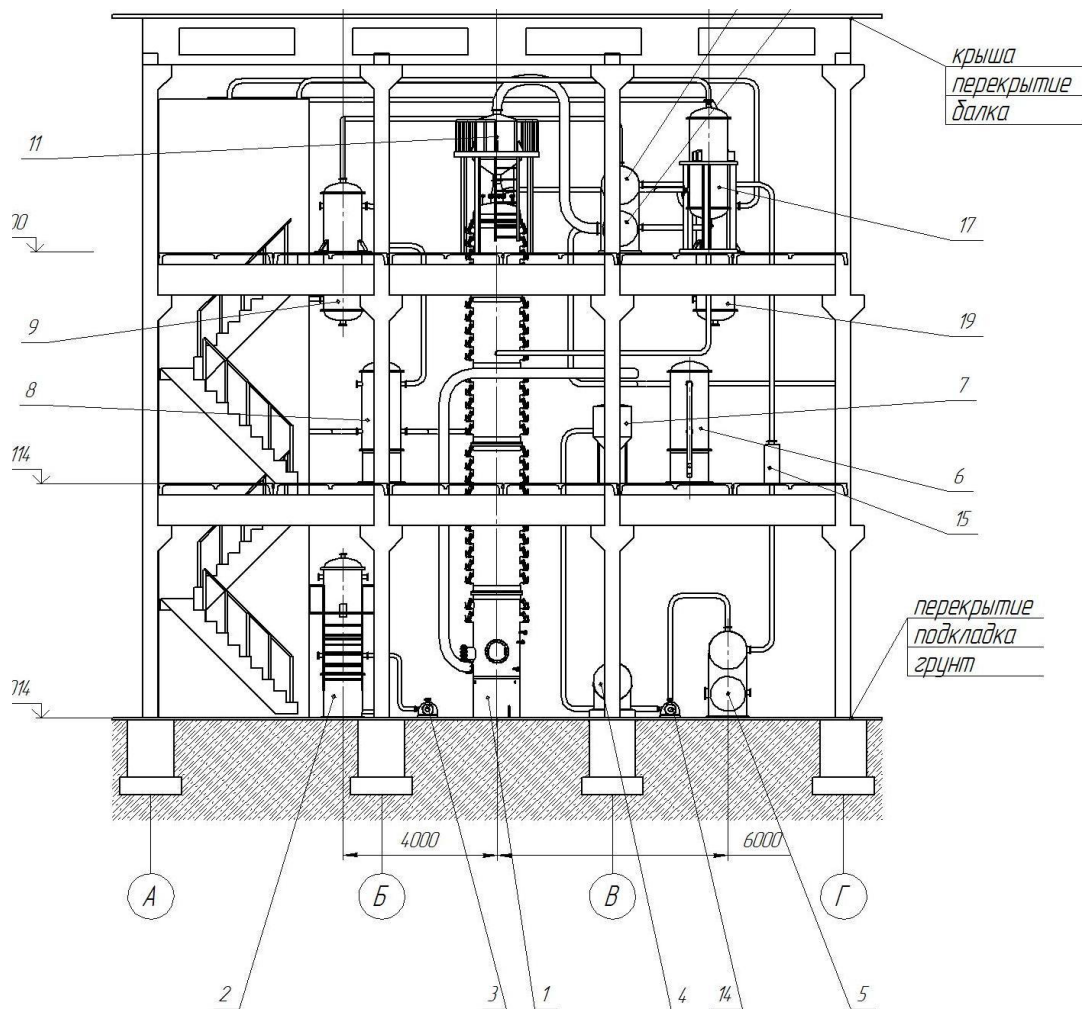
Усі засоби управління роботою БРУ зосереджено у зоні обслуговування (як правило, 2-й поверх БРУ).

Винести парозбірник котла на спеціально обладнаний майданчик між перекриттями 1-го та 2-го поверхів БРУ. При цьому із засувки для ручного регулювання подачі пари в колону БРУ знято кермо з маховиками на рівні майданчика обслуговування.

Для забезпечення самоточки продукції за технологічною схемою необхідно суворо відмовитись від норм розміщення обладнання за високими показниками. У БРУ взаємне розташування колон з урахуванням робочих тисків їх роботи, дефлегматорів та іншого обладнання, крім БЧ, потребує чіткого узгодження.

					ХІ.Р.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		76





План на отметке 0,000 (1:125)

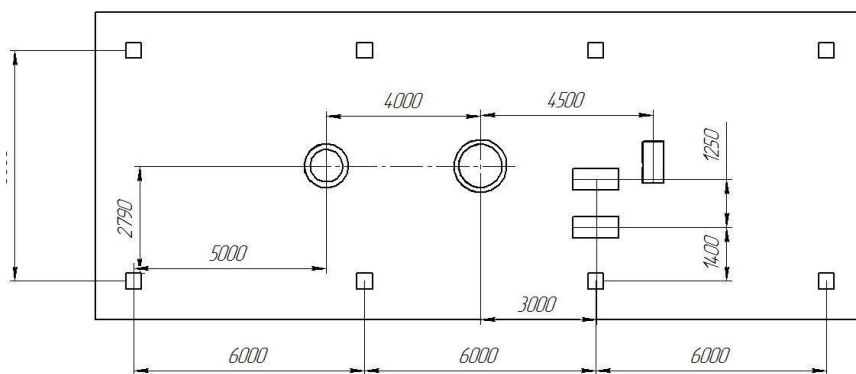


Рисунок 4.1 – Схема компоновки оборудования

У зв'язку з вимогами СНиП ми встановлюємо теплообмінне обладнання на відстані не менше 1 м від стіни приміщення. Для забезпечення вільного потоку ухил трубопроводу становить близько 3–5°. Кути повороту вигинів трубопроводів 90°. Драбина обладнана поручнями для забезпечення безпеки персоналу.

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

XI.P.00.00.00 ПЗ

Лист

78





Тарілка – контактний пристрій в колонній апаратурі, поверхня контакту фаз в яких утворюється в процесі руху взаємодіючих потоків по поверхні тарілки. Спосіб монтажу ректифікаційних тарілок залежить від їх конструкції і технологічного призначення. Їх можна збирати при вертикальному (робочому) і горизонтальному положенні колони. Другий спосіб дозволяє скоротити загальну тривалість монтажних робіт, але пов'язаний із застосуванням пристосувань великої вантажопідйомності для підйому апарата (рис. 4.3) [11].

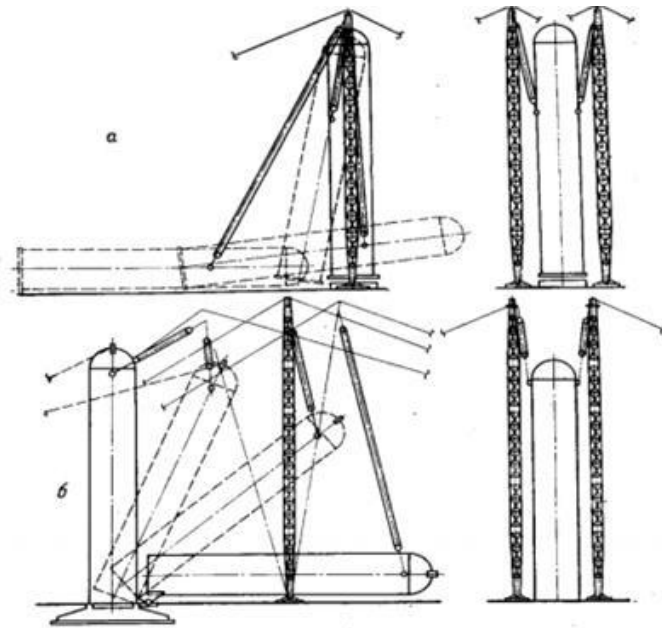


Рисунок 4.3 – Способи підйому колонного апарата:

а – способом ковзання опорної частини; б – поворотом навколо шарніра

При горизонтальному положенні апарата тарілки встановлюють строго вертикально; їх положення перевіряють по схилу, що накладають на декількох точках, і по заздалегідь нанесеним на внутрішніх стінках апарату мітках, для чого апарат доводиться повертати навколо осі на  $90^\circ$ .

Значно легше забезпечити строго горизонтальне положення тарілок в уже установленому, вивіреному і закріпленому на фундаменті корпусі апарата. У цьому випадку достатньої точності добиваються або за допомогою рівня, або заливаючи на поверхню тарілки воду.

										Лист
										81
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						



Збірку тарілок починають з приварки до внутрішньої стінки корпусу колони опорних (несучих) елементів і нероз’ємних деталей (карманів, зливів, дисків, глухих сегментів). Зварювання проводять у відповідності до технічних умов, і з огляду на те, що при роботі колони важко визначити окремі дефекти зварювання. Після складання всіх елементів кожна тарілка перевіряється на барботаж. Для цього закриваються всі люки, розташовані нижче контрольованої тарілки, тарілка заливається водою, щоб надмірна кількість води зливалася через зливні пристрої. Злив по всьому периметру повинен бути однаковим, тому передбачається можливість його регулювання. Товщина шару води на всіх ділянках тарілки повинна бути також однаковою. Після заповнення гідро затворів за допомогою компресора нагнітається повітря. Рівномірність барботажа контролюється візуально [12].

Перед початком ремонту працівники технологічного цеху (оператори) виконують підготовчі роботи. Потім до роботи приступає ремонтний персонал виконавця ремонтних робіт (слюсарі-ремонтники). Як правило, при ремонті колонних апаратів із внутрішніми пристроями тарільчатого типу передбачаються наступні роботи:

- приймання колони в ремонт за актом представником ремонтної організації (майстром ремонтно-механічної бригади).

- перед тим, як безпосередньо приступити до ремонту, необхідно отримати інструктаж з охорони праці, техніки безпеки, газобезпеки, пожежної безпеки і оформити наряд допуску на проведення газонебезпечних робіт всередині колонного апарата.

- керівник ремонтного підрозділу (майстер РМЦ) повинен ознайомитися з результатами підготовчих робіт до ремонту колони або в цілому установки, зазначених в наряді допуску.

- отримати дозвіл особи, відповідальної за організацію безпечного проведення газонебезпечних робіт в цеху (начальника або заступника начальника цеху) і приступити до виконання ремонтних робіт.

– відкриття люків-лазів проводять, починаючи із верхнього, а далі послідовно зверху вниз. Забороняється одночасно відкривати верхній і нижній люки-лази, щоб уникнути підсосу повітря в колону і займання пароповітряної суміші.

– працівниками технологічного цеху проводиться відбір проб повітря з усіх люків колони. Результати аналізів на вміст вибухонебезпечних і вибухопожежонебезпечних речовин, і на вміст кисню записуються в наряді допуску.

– перед початком ремонту перевіряють температуру повітряного середовища всередині колони, яка не повинна перевищувати 30°C. Під час очистки і розбирання тарілок в колоні працює по двоє людей в кожному люку: один всередині колони у шланговому протигазі з рятувальним поясом і сигнально рятувальною мотузкою; другий спостерігаючий дублер: зовні, поруч із люком, зі шланговим протигазом [12].

Очищення стінок міжтарілкового простору, опорних конструкцій тарілок, зливних карманів і стінок кубової частини колони роблять за допомогою металевих скребків і щіток, а також за допомогою механізованих пристосувань і інструментів. Відкладення і бруд видаляють з колони дерев'яними лопатами через люк-лаз і спускають їх в цеберку зі спеціальними жолобами [11].

Тарілки розбирають в кожному люку послідовно, починаючи з верхньої. Повне розбирання усіх тарілок роблять по секціях (сегментах). Спуск секцій тарілок проводиться за допомогою кран-укосини [12].

Чистку тарілок проводять на зовнішньому майданчику в захисних окулярах за допомогою металевих скребків і щіток. Одночасно проводять продування секцій паром і відбраковування дефектних деталей тарілок шляхом легкого обстукування молотком вагою від 0,5 до 1 кг.

Після очищення проводять заміну частини ковпачків. Деталі ковпачків виготовляються заново і збираються. Найбільш відповідальною операцією є приварка шпильки до корпусу ковпачка, оскільки якщо ці деталі не будуть на

одній осі – правильне встановлення ковпачка є неможливим. Співвісність деталей забезпечується спеціальною оправкою, яка дозволяє також змінювати висоту шпильки шляхом її часткового розгинання при затягуванні гайки.

При ремонті корпусу колони керуються стандартами, відповідно до яких розробляється технологія усунення дефектів корпусу і його покриття. Ремонт опорних конструкцій тарілок, зливних карманів вогневими методами із використанням ручного дугового електрозварювання (РДЕЗ) і газозварювання проводять після оформлення дозволу на проведення вогневих робіт усередині апарата, дозволу на проведення газонебезпечних робіт і наряду-допуску на проведення робіт підвищеної небезпеки на кожну робочу зону, при позитивних аналізах повітряного середовища всередині колони [11].

Найбільш зношені ділянки корпусу колони вирізають, а на їх місце встановлюються нову ділянку, заздалегідь звальцьовану по радіусу колони. Тип зварювання – встик. Вирізання великих ділянок корпусу може призвести до ослаблення перетину і порушення стійкості. Тому до вирізання дефектної ділянки її зміцнюють стійками, що встановлюються всередині або зовні. Число та перетин стійок, розміри опорних лап розраховують, виходячи з умови рівності їх опорів опору вирізаного перетину. За допомогою таких стійок можна замінити весь пошкоджений пояс колони декількома частинами. [11]

Збірку тарілок проводять аналогічно розбиранню, у зворотному порядку, знизу-вгору. При складанні тарілок контролюють горизонтальність установки тарілок за шаблоном або за допомогою лінійки і рівня. Відхилення від горизонтальності має бути в допустимих межах, визначених індивідуально для кожного типу тарілок

Після закінчення встановлення тарілок і ремонту колони, якість проведених ремонтних робіт перевіряє представник адміністрації цеху, відповідальний за проведення ремонту (старший механік цеху, заступник начальника цеху з ремонту). Після цього з колони прибирають сторонні предмети, матеріали, інструменти, пристосування і закривають люки-лази. Люки-лази закривають знизу-вгору, починаючи з нижнього [12].

## 5 АВТОМАТИКА ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ

Харчова промисловість країни має забезпечити зростання обсягів виробництва, що дозволяють задовольнити первинні потреби населення. У зв'язку з цим потрібно вирішити низку завдань, пов'язаних із технічним переоснащенням підприємств різних галузей харчової промисловості шляхом оснащення їх сучасними лініями та обладнанням, що забезпечує комплексну переробку сировини. Виконання цих завдань можливе лише з урахуванням повсюдного впровадження автоматизації.

До теперішнього часу досягнуто значного прогресу в галузі автоматизації технологічних процесів у хімічній промисловості. Накопичений досвід у цій галузі дозволяє нам проектувати системи автоматизації технологічних процесів для всіх видів будівництва та модернізації підприємств харчової промисловості. У процесі ректифікації відбувається безперервний обмін між рідкою та паровою фазами. У зв'язку з підвищенням вимог до якості спирту-ректифікату підвищуються вимоги до якості управління брагоректифікаційною установкою. Від правильного дотримання процесу браго-ректифікації багато в чому залежить якість і собівартість продукції, що випускається.

Незадовільна робота установок ректифікації часто призводить до підвищених втрат спирту, погіршення його якості, зниження продуктивності установки та значного перевитрати матеріальних та енергетичних ресурсів.

Причинами несправностей у роботі устаткування, що виправляється, можуть бути дефекти монтажу, конструктивні дефекти окремих елементів обладнання, неоптимальний технологічний режим. Тому велике значення має своєчасне попередження та виявлення дефектів (несправностей) у обладнанні ректифікації, а також його правильна експлуатація.

Значно розширилися можливості автоматизації, контролю та регулювання процесу ректифікації. Використання мікропроцесорних контролерів як центральних органів управління дозволяє врахувати ширший

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
						85
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

спектр технологічних вимог та підвищити надійність підтримки оптимального технологічного режиму.

Розробка систем управління технологічним процесом виробництва спирту є предметом досліджень упродовж багатьох років. Проблеми автоматизованого управління процесами ректифікації активно розроблялися як у нашій країні, так і за кордоном, але вирішення багатьох завдань у цій галузі досі залишається актуальним. Вирішення цих проблем має не лише наукове, а й важливе народногосподарське значення.

Технологічний процес ректифікації є завершальним і найбільш відповідальним етапом отримання кінцевого продукту спиртового виробництва - спирту етилового. Якість отримання спирту багато в чому залежить від точності дотримання технологічних режимів роботи установки бразоректифікації. Вилучення товарного спирту із сусла є найбільш енергоємною стадією всього виробництва, оскільки основна частка енерговитрати на хімічні технології (до 80%) припадають на систему виділення продуктів з реакційної маси та їх очищення.

Керівник управління процесом ректифікації при виборі цільового продукту даного складу з встановленою продуктивністю і мінімальними кубами.

Остання суміш спочатку нагрівається в теплообміннику з водяною парою до температури кипіння і надходить в епураційну колону, на її пластину життя. Батьківщина, яка знаходиться в кубі колони, пропарюється у винному котлі, який нагрівається парою, а при вигляді парової фази проходить вгору по колоні. Паровий піт, виходячи з колонії, витрачається на охолодження холодним агентом, наприклад водою, дефлегматором, пара конденсується. Була нещодавно встановлена рідкісна фаза, яка перетікає в флегму в контейнері, зірочки перекачуються насосом біля верхньої частини колони для набухання рідини і часто вводяться з установки біля дистиляту. Стікання мокроти по стовпчику.

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						86
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

Вся продукція ректифікаційної установки може бути схожа на дистилят, тому кубовий надлишок - визначається технологічною схемою.

Основним нормативом технологічних цінностей процесу є зберігання дистиляту або кубового надлишку. До чистоти цілої продукції додається ряд важливих факторів - склад, витрата і температура загальної суми, параметри теплового і холодного агента, тиск в колоні та інші значення.

На схемі показана стабілізація окремих значень за допомогою локальних автоматизованих систем допомоги (АСК). Qi ASC пов'язані між собою через процес і забезпечують дотримання матеріального і теплового балансу установки.

Наявність АСК значно полегшить роботу всіх інших установок АСК. Вихідна суміш виновата подаватись у колону при температурі кипіння. Температуру суми підтримують на постійному значенні.

Гідравлічну опору колони не можна змінювати, тому тиск у колоні має бути стабілізованим в одному просторі, міцним у верхній частині.

Згідно з правилом фаз, коли двійкова сума розділена, як лещата в колоні, постійна, склад браги дистиляту і температура однозначно пов'язані між собою. Тому для контролю надходження флегми встановлюють терморегулятор у верхній частині колонки.

Щоб підвищити чутливість ASC, слід будувати склад замість будинку в цілому продукті. Візьміть зразок продукту в аналізатор і зберігайте його також на контрольній пластині колонії, розташовуючи ближче до верхньої (нижньої) частини колонії, ніжче при регульованій температурі.

Якщо основним продуктом є ще надлишок, то перед проходженням відростків у верхній частині колонії з'являються ще жорсткі вимоги, ніжчі до відростків у середній частині колонії. Із цією методикою регулюють зберігання надлишків барди, а точніше, замість НКЦ в кубовому продукті, змінюючи подачу пари в кип'ятильнику. При бінарній суміші таким же чином регулюють температуру на контрольній плиті нижньої частини колони.

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						87

Недоліком описаної схеми автоматизації, що складається з окремих одноконтурних АСК, є те, що впливи істотно змінюють режим роботи колони за рахунок досить великої затримки процесів, що відбуваються в ній, і це відбувається ще до того, як регулятори спрацюють. основних технологічних параметрів починають компенсувати порушений ефект.

Основною метою автоматизації цеху брагоректифікації є максимізація економічної ефективності його функціонування за рахунок оптимізації основних технологічних процесів та забезпечення стабільності та безаварійності виробництва.

Найважливішою умовою підвищення економічності технологічного процесу в цілому є стабільність технологічних параметрів. Підвищення стабільності матеріального потоку на всіх виробничих ділянках є основним завданням автоматизації цеху. Стабілізація матеріального потоку повинна бути досягнута шляхом усунення або компенсації заважаючих ефектів шляхом згладжування флуктуаційного потоку.

Брагоректифікаційні установки є об'єктами з великою кількістю взаємних зв'язків: на їх прикладі розглянемо загальні принципи керування, регулювання та автоматизації ректифікаційних установок.

На рис. 5.1 наведена принципова схема найпростішої системи автоматизації типової брагоректифікаційної установки непрямої дії (очисної колони). Система складається з 9 окремих контурів управління, з'єднаних тільки технологічним процесом, і одного каскадного контуру. Системи виконуються на стандартних пневматичних пристроях MAUS і START (USEPPA), використання яких дозволено у вибухонебезпечних приміщеннях.

Робота епураційної колони регулюється двома каналами: витрата пари – тиск в кубі колони (регулятор P4); витрата води – витрата (відбір) основної фракції (регулятор П5). Тиск в кубі колони і виділення основної фракції встановлюють заздалегідь дослідним шляхом.

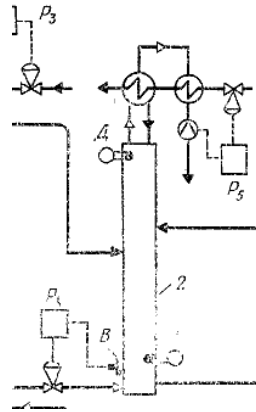


Рисунок 5.1 – Схема автоматичного регулювання епураційної колони брагоректифікаційної установки непрямої дії

У деяких випадках відбір основної фракції і непастеризованої колони (режим управління верхніми частинами епураційної і спиртової колон) здійснюється опосередковано через канал потоку охолоджуючої води - тиск у верхній частині спиртової колони.

Координація режимів окремої колони створюється вручну апаратником, шляхом зміни завдань відповідним регулятором. На даний момент створені системи автоматичного керування ректифікаційною установкою в цілому, автоматично запускається координація ланцюгових режимів колон, а також система стабілізації.

У схемі автоматизації установки використовуються наступні основні пристрої (див. рис. 5.1): регулятори П4, П5 - регулятор пропорційно-інтегрального типу ПРЗ-31 (система USEPPA); датчик тиску - дифманометр типу 13ДДП; датчик температури - датчик типу ТДЖП; рекламований датчик споживання алкоголю - ротаметр РП-1,6, ЖУЗ; приводи - регулююча арматура з пневматичним приводом.

У зв'язку з тим, що схема застаріла, її доцільно замінити на більш нову та ефективнішу.

Ця система управління процесом розроблена як інструмент оператора для підвищення ефективності та комфорту. Оперативно надає технологічному



персоналу інформацію про стан об'єкта управління, реєструє хід технологічного процесу отримання спирту для подальшої аналітичної обробки.

Система управління забезпечує:

1. Автоматичне керування технологічним обладнанням і виробничими процесами за заданим алгоритмом протягом тривалої експлуатації зі збереженням заданих параметрів. При цьому є можливість виконання оператором параметрів автоматичного режиму окремих виконавчих механізмів.

2. Інформаційне забезпечення роботи оператора: аварійна та попереджувальна сигналізація; реєстрація деяких параметрів; надання поточної та архівної інформації про стан обладнання та параметри процесу; роздрукування звітів (за зміну, день, місяць) і графіків; візуалізація технологічного процесу та параметрів обладнання в цифровому та графічному вигляді

3. Введення архівів параметрів і подій. В архіві параметрів зберігається відображення всіх аналогових сигналів на вході контролера.

Розроблена вище система автоматичного керування для заводу з виробництва спирту-ректифікату дозволяє підвищити надійність роботи обладнання, покращити забезпечення обслуговуючого персоналу перевіркою технологічних параметрів, а також підвищити ефективність ліквідації аварійних ситуацій (зменшує час простою). Завдяки точності дотримання технологічних параметрів система не допускає перевитрати теплоносіїв (пара та води); підтримує необхідну міцність кінцевого продукту, збільшуючи, відповідно, його вихід

Виходячи з особливостей об'єкта автоматизації та функцій системи, в якості апаратної бази ми використовуємо промисловий контролер SIMATIC S7 фірми SIEMENS. Його перевагою є висока надійність роботи, модульна архітектура, збереження інформації при відключенні живлення, можливість програмного керування ПД-регулюванням, простий інтерфейс зв'язку з персональним комп'ютером. Двосторонній зв'язок з комп'ютером підтримується через послідовний (COM) порт.

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						90

Програмовані контролери SIMATIC S7-200 призначені для побудови систем автоматичного керування та налаштування як окремих машин, так і окремих ділянок виробничого процесу. На основі програмованих контролерів SIMATIC S7-200 можна створювати ефективні пристрої керування, які характеризуються відносно невисокою вартістю.

### **5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу**

Система управління виробництвом спирту повинна складатися з таких взаємопов'язаних контурів управління:

- регулювання подачі флегми - непряме регулювання показника ефективності процесу;

- регулювання подачі холодоагенту - забезпечує матеріальний баланс у паровій фазі;

- регулювання дефлегмації - забезпечує матеріальний баланс рідкої фази верху колони;

- регулювання відбору кубового продукту - забезпечує матеріальний баланс в рідкій фазі низу колони;

- стабілізація енергоспоживання - забезпечує: матеріальний баланс по всій речовині; усунення найбільш істотних порушень; задане положення робочої зони колони; стабілізація продуктивності рослин;

- Стабілізація витрати граючої пари - забезпечує тепловий баланс установки.

Показником ефективності процесу ректифікації є склад цільового продукту, а метою управління є підтримання постійного складу цільового продукту. Склад іншого продукту в цьому випадку може коливатися в певних межах через зміни складу вихідної суміші. За цільовий продукт беремо дистилят. [13]

Велике значення для процесу перегонки має температура вихідної суміші. Якщо суміш починає надходити в колону при температурі, нижчій за

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		
						91

температуру кипіння, її необхідно нагріти до цієї температури парою, що виходить з нижньої частини колони. При цьому збільшується конденсація пари, що порушує весь режим процесу дистиляції. Тому температура вихідної суміші стабілізується зміною витрати теплоносія, що подається в теплообмінник.

Склад дистиляту (концентрація  $Y$ ) визначається концентрацією  $X$ , температурою  $t$  кипіння рідини і тиском пари  $P$  над рідиною. Для отримання певної концентрації відповідно до правила фаз слід підтримувати на певному значенні тільки два з перерахованих параметрів, наприклад, тиск  $P$  і концентрацію  $X$ .

Тиск  $P$  легко стабілізувати зміною витрати пари. Виконавчий пристрій при цьому встановлюємо на шлемовой трубі, яка з'єднує верхню частину колони з дефлегматором.

Стабілізація тиску у верхній частині колони необхідна не тільки для підтримання заданого складу цільового продукту, але і для забезпечення нормального гідродинамічного режиму колони, оскільки при зменшенні тиску може відбутися «захливання» колони, а при його збільшенні знижується швидкість парового потоку, що пов'язано зі зменшенням продуктивності установки.

Порівняно просто регулювати також і концентрацію  $X$  зміною витрати флегми: чим вища ця витрата, тим більше низькокиплячого компонента буде в рідині, і навпаки [13].

Отже, для досягнення мети управління необхідно стабілізувати тиск і склад рідини у верхній частині колони шляхом зміни витрати холодоносія, що надходить в дефлегматор, і витрати флегми. Якість регулювання цих параметрів залежить від складу і швидкості парів, що рухаються з нижньої вичерпної частини колони і визначаються її технологічним режимом [13].

## 5.2 Розроблення системи автоматизованого керування роботою обладнання [14]

Вибір приладів автоматизації повинен проводитися з тих засобів автоматизації, які випускаються серійно і вже себе зарекомендували. По можливості необхідно вибирати з тих приладів, які випускаються на Україні.

Вибір приладів будемо проводити, спираючись на необхідний діапазон вимірювань. Застосування пневматичних приладів обґрунтовано пожежонебезпечкою спиртового виробництва.

Для проведення, контролю і регулювання процесом були обрані наступні прилади.

Автоматичний контроль температури. Сімейство вимірювальних перетворювачів температури фірми SIEMENS представлено перетворювачами SITRANS T, термоперетворювачами опору і термопарами для якісного вимірювання температури в будь-яких, навіть самих екстремальних, умовах. Датчики застосовуються в хімічній, фармацевтичній, харчовій, енергетичній та інших галузях промисловості.

Існують варіанти термометрів з цифровою індикацією показань. Також доступні вибухозахищене виконання датчиків.

Перетворювач SITRANS T серії: TW – універсальний перетворювач з виходом 4–20 мА + HART, програмований за допомогою PC[14]

Автоматичний контроль витрати. Сімейство витратомірів SITRANS F здатне вирішити задачу точного і надійного вимірювання витрати практично будь-якого середовища, використовуючи сучасні, перевірені часом, способи вимірювання витрати. Перетворювач SITRANS F серії M Magflo – магнітоіндукційні витратоміри. Застосовуються для вимірювання витрати електропровідних рідин і суспензій [14].

Автоматичний контроль рівня. Гама рівнемірів SIEMENS для контролю рівня рідких і сипких середовищ втілена в сімействі SITRANS L і дозволяє знайти рішення для широкого спектра задач. Сигналізатор граничного рівня

					ХІ.Р.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		93

(ємнісний) Pointek CLS 200 – універсальний сигналізатор із високою хімічною стійкістю [14].

Автоматичний контроль тиску. Сімейство вимірювальних перетворювачів SITRANS P служить для вимірювання надлишкового, вакууметричного, абсолютного і диференціального тиску рідких, газо- і пароподібних середовищ, а також для вимірювання гідростатичного рівня рідини в ємностях. Перетворювач SITRANS P серії ZD – перетворювач надлишкового та абсолютного тиску з цифровим індикатором [14].

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						94
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

## 6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ

### 6.1 Аналіз небезпечних та шкідливих факторів виробництва [15–19]

Головне завдання охорони праці – звести до мінімальної ймовірності ураження або захворювання робітника, з одночасним забезпеченням комфорту при максимальній продуктивності праці. Продуктивність праці підвищується за рахунок збереження здоров'я і працездатності людини, зменшення числа аварій і т. п. Поліпшення умов праці його безпеки призводить до зниження виробничого травматизму і професійних захворювань, що зберігає здоров'я працюючих [15].

Прискорений розвиток хімічної промисловості, будівництво нових і реконструкція старих діючих виробництв, вимагають особливої уваги до питань охорони праці [15].

Одним із об'єктів проєктованого виробництва є епюраційна колона для очищення бражного дистилляту від головних домішок. Епюраційна колона являє собою циліндричний апарат висотою 12350 мм, діаметром 1600 мм. Вгору по колоні піднімаються концентровані пари спирту, а вниз – сконденсована рідина. Процес протікає при температурі 67–73°C. Тиск в колоні – 0,6 ат. Продуктивність установки 3х000 дал/добу. В установці обертових частин немає. Вібрацій при роботі установки не виникає [16].

В процесі виробництва спирту з ректифікаційної епюраційної колони проводиться відбір епюрату, ефіроальдегідної фракції (головної домішки), сивушного масла, сивушного спирту (хвостові домішки) [16].

Спирт етиловий є легкозаймистою рідиною. При концентрації 96 % об. і атмосферному тиску температура спалаху 13°C, кипіння 78,3°C, а самозаймання 404°C. Це прозора безбарвна рідина з пекучим смаком і характерним запахом. Етиловий спирт дуже гігроскопічний, він поглинає вологу з повітря, а також з рослинних і тваринних тканин, внаслідок чого вони руйнуються. Спирт змішується з водою в будь-яких співвідношеннях, а також ефіром, гліцерином, бензином та іншими органічними розчинниками. Спирт

горить блідо-блакитним полум'ям. Спирт отруйний для людини і відноситься до сильнодіючих наркотичних засобів, що викликають спочатку збудження, а потім параліч нервової системи. Пари спирту здатні також викликати захворювання центральної нервової системи, травного апарату, печінки, серцево-судинної системи. Гранично допустима концентрація парів спирту в повітрі 1000 мг/м<sup>3</sup> (1 мг/л). Пари спирту в суміші з повітрям, при концентрації спирту від 2,8 % об. до 14 % об., створюють середовище здатне вибухати від джерела вогню, іскри і т. п. [17].

Головна фракція етилового спирту відповідно до ОСТ 18-121-73 являє собою спиртово-водневу рідину з легколеткими домішками: альдегідами, ефірами, кислотами, метанолом та ін. Концентрація спирту в ній не менше 92 % об. Вихід продукту становить 4 % від спирту-сирцю. Головну фракцію використовують для отримання ректифікованого, технічного та денатурованого спиртів. Альдегіди надають спирту в малих концентраціях приємний присмак, особливо акромлін. Кислоти в малих концентраціях надають спирту приємний присмак, пом'якшують смак. Ефіри підсилюють запах. [17]

Сивушне масло є побічним продуктом ректифікації, що представляє собою суміш вищих спиртів, етилового спирту і води. Отримують у кількості 3–4 % об. загальної кількості спирту. Згідно ДСТУ 7940:2015 «Масло сивушне. Технічні умови» сивушне масла містить: етилового спирту 5–12 % об., нпропанолу 7–15 % об., ізо-бутанолу 10–20 % об., ізо-амілу 50–60 % об., води 5–10 % об. [18].

З точки зору техніки безпеки ці речовини класифікують за ГОСТ 12.1.005-88 «Система стандартів безпеки праці. Загальні санітарно-гігієнічні вимоги до повітря робочої зони».

У проєктованому апараті наступні потенційні небезпеки і шкідливості відповідно до ДСТ 12.0.003-74 «ССБТ. Небезпечні і шкідливі виробничі фактори. Класифікація»:





транспортуванні етилового спирту в трубопроводах, при наливних і зливних операціях, що веде до пожеж і вибухів, у результаті яких можуть загинути люди.

Для усунення потенційних небезпек і шкідливостей передбачені наступні заходи:

1) для усунення небезпеки отримання термічних опіків застосувати теплоізоляцію, щоб знизити температуру стінки до 45°C;

2) для усунення отруєння парами спирту передбачено:

- застосування паронітових прокладок в місцях з'єднання царг і трубопроводів;

- перевірка якості повітря в робочій зоні. При підвищенні норм – автоматичне включення припливно-витяжної вентиляції;

3) для усунення небезпеки вибуху і пожежі необхідно передбачити наступне:

- приміщення брагоректифікаційного відділення забезпечити надійною загальнообмінною припливно-витяжною вентиляцією із застосуванням радіальних вентиляторів іскрозахищеного виконання;

- приміщення брагоректифікаційного відділення обладнати стаціонарними установками пожежогасіння згідно з переліком вибухонебезпечних і пожежонебезпечних виробництв мікробіологічної, харчової промисловості, що підлягають обладнанню автоматичними засобами пожежогасіння, пожежним водопроводом, ящиками з піском і лопатами, вогнегасниками типу ОХП і ОУ;

- освітлювальні і силові електропроводки виконати із дотриманням правил вибухонебезпечності і містити в справному стані;

- установка електроприводів, пускачів, засобів автоматизації допускається тільки у вибухобезпечному виконанні. Електромотори й пускачі, виконані не у вибухобезпечному виконанні, виносяться за межі приміщення;

										Лист
										98
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

XI.P.00.00.00 ПЗ

- приміщення брагоректифікаційного відділення забезпечити аварійною вентиляцією, з сигналізатором РГД, який автоматично включає аварійну вентиляцію в приміщенні при досягненні кількості парів спирту в повітрі 50 % ГДК. Аварійна вентиляція повинна забезпечувати 8–10-ти кратний повітрообмін в годину на додаток до роботи основної вентиляції. Крім автоматичного включення систем аварійної вентиляції передбачити також і ручне дистанційне їх включення з розташуванням пускових пристроїв у одній з основних дверей зовні приміщення;

- здійснити блискавкозахист будівлі брагоректифікаційного відділення відповідно до СН 205-77 по I категорії;

4) для усунення небезпеки падіння з висоти необхідно застосувати огорожі обслуговуючих майданчиків і стежити за їх чистотою;

5) для усунення небезпеки виникнення статичної електрики необхідно заземлити. Заземлювальні пристрої для захисту від статичної електрики слід об'єднувати з заземлюючими пристроями для електрообладнання.

Застосування перерахованих вище заходів допоможе поліпшити умови праці і звести виробничий травматизм до мінімуму.

Техніка безпеки при експлуатації ректифікаційних установок визначається тим, що пари спирту і супутніх йому домішок, в тій або іншій кількості містяться в повітрі, є токсичними і в певних співвідношеннях з повітрям утворюють пожежо- та вибухонебезпечну суміш.

Відповідно до класифікації легкозаймистих рідин спирт і його домішки відносяться до I класу.

Будівництво та обладнання приміщень ректифікаційних відділень слід вести із суворим дотриманням норм і правил пожежної безпеки для будівель, що належать до категорії А. За вибухонебезпечності епюраційні відділення відносяться до класу В-1А.

Перед зварювальними роботами всередині ректифікаційного відділення необхідно:

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						99
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

- закінчити зливання спирту з установки не менше ніж за 2 години до початку зварювання;
- повністю видалити спирт з установки, контрольних снарядів і спиртоприймального відділення в спиртосховища;
- ретельно провентилювати приміщення.

При проведенні зварювальних робіт не дозволяється вносити в приміщення балони з киснем.

Для освітлення апаратів всередині при ремонті, чищенні і огляді слід застосовувати низьковольтні переносні лампи (12–24 В), для переносного освітлення при експлуатації установки дозволяється користуватися тільки електричним ліхтарем напругою 2–3,5 В.

Усі працівники виробництва повинні знати і суворо дотримуватися правил техніки експлуатації обладнання і установки в цілому.

## **6.2 Розрахунок потенційно небезпечного фактора [20]**

Однією з необхідних умов здорової і високопродуктивної праці є забезпечення чистоти повітря і нормальних метеорологічних умов у приміщеннях. Усунення впливу таких шкідливих виробничих факторів, як газів, парів, пилу, надлишкового тепла і вологи і створення здорового повітряного середовища, яке повинно здійснюватися комплексно, одночасно з вирішенням основних питань виробництва.

У приміщенні цеху, де виробляють етиловий спирт, повинна працювати припливно-витяжна механічна вентиляція. Припливно-витяжна вентиляція відноситься до механічної вентиляції. У приміщенні розташований повітропровід системи припливної вентиляції, пов'язаний з вентилятором. Через повітрозабірний пристрій свіже повітря з атмосфери нагнітається вентилятором і надходить через перфоровані отвори повітропроводу. Забруднене повітря з приміщення під дією створюваного надлишкового тиску

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		100

виштовхується назовні через віконні прорізи або видаляється витяжною системою вентиляції. Через повітропровід забруднене повітря відводиться з приміщення за допомогою потужного вентилятора і викидається в атмосферу після попереднього очищення в циклоні. Розрахунок механічної вентиляції полягає у визначенні необхідного обсягу повітря, яке підлягає подачі або видаленню з приміщення. Цей розрахунок здійснюється за наявності шкідливих речовин, що виділяються через нещільності в обладнанні. Розрахункова формула:

$$L = \frac{G}{C_{\text{ГДК}} - C_{\text{ПР}}} \quad (6.1)$$

де  $G$  – маса шкідливих речовин, що виділяються в приміщенні в одиницю часу, г/год.;

$C_{\text{ГДК}}$  – гранична допустима концентрація шкідливої речовини за ГОСТ 12.1.005-88, мг/м<sup>3</sup> ;

$C_{\text{ПР}}$  – концентрація тієї ж шкідливої речовини у припливному повітрі, мг/м<sup>3</sup> .

У процесі виробництва етилового спирту через нещільності фланцевих з'єднань апарату і трубопроводів виділяється така кількість шкідливих речовин:

$G_1=433,3$  г/год. – викид етилового спирту;

$G_2=11,2$  г/год. – викид метилового спирту;

$G_3=7,7$  г/год. – викид альдегідів;

$G_4=12,65$  мг/год. – викид етилового ефіру;

$G_5=17,59$  г/год. – викид ізо-бутилового спирту;

$G_6=52,7$  г/год. – викид ізо-амілового спирту.

Концентрація шкідливої речовини в припливному повітрі не повинна перевищувати 30 % від гранично допустимої:

									Лист
									101
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					

$$C_{\text{ПР1}} = C_{\text{ГДК1}} \cdot 0,3 = 1000 \cdot 0,3 = 300 \text{ мг/м}^3;$$

$$C_{\text{ПР2}} = C_{\text{ГДК2}} \cdot 0,3 = 5 \cdot 0,3 = 1,5 \text{ мг/м}^3;$$

$$C_{\text{ПР3}} = C_{\text{ГДК3}} \cdot 0,3 = 5 \cdot 0,3 = 1,5 \text{ мг/м}^3;$$

$$C_{\text{ПР4}} = C_{\text{ГДК4}} \cdot 0,3 = 0,15 \cdot 0,3 = 0,045 \text{ мг/м}^3;$$

$$C_{\text{ПР5}} = C_{\text{ГДК5}} \cdot 0,3 = 10 \cdot 0,3 = 3 \text{ мг/м}^3;$$

$$C_{\text{ПР6}} = C_{\text{ГДК6}} \cdot 0,3 = 10 \cdot 0,3 = 3 \text{ мг/м}^3.$$

Тоді

$$L_1 = 619 \text{ м}^3/\text{ГОД}$$

$$L_2 = 3142,8 \text{ м}^3/\text{ГОД}$$

$$L_3 = 2200 \text{ м}^3/\text{ГОД}$$

$$L_4 = 120,48 \text{ м}^3/\text{ГОД}$$

$$L_5 = 2512,8 \text{ м}^3/\text{ГОД}$$

$$L_6 = 7528,8 \text{ м}^3/\text{ГОД}$$

Визначаємо кратність вентиляції. Кратність вентиляції показує скільки разів протягом одиниці часу (1 години) відбувається повна зміна повітря в приміщенні:

$$K = \frac{L_{\text{max}}}{V_p}, \text{ од/год} \quad (6.2)$$

де  $L_{\text{max}}$  – максимальне значення обсягу повітря, отримане за однією із попередніх формул,  $\text{м}^3/\text{год.}$ ;

$V_p$  – об'єм приміщення,  $\text{м}^3$  :

$$V_p = a \cdot b \cdot c = 12 \cdot 12 \cdot 22,8 = 3283,2 \text{ м}^3$$

Звідси:

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		102

$$K = \frac{7528,8}{3283,2} 2,29 \text{ од/год}$$

Коефіцієнт кратності зазвичай знаходиться в межах від 1 до 10 од/год. Визначивши коефіцієнт кратності, розраховуємо необхідний приведений тиск вентилятора і напір, який він повинен розвивати:

$$K = P_c \frac{273+T_{\text{вн}}}{273+T_{\text{нар}}}, \text{ Па} \quad (6.3)$$

де  $P_c$  – сумарний опір мережі, Па;

$T_{\text{вн}}$ ,  $T_{\text{нар}}$  – температура, відповідно, повітря, що видаляється і повітря, що поступає, °С;

$$T_{\text{вн}} = 30^\circ\text{С}; T_{\text{нар}} = 20^\circ\text{С}.$$

Опір вентиляційної мережі розраховується за формулою:

$$P_c = \frac{V^2 \cdot \gamma}{2 \cdot g} \cdot \left( \frac{\varphi \cdot l}{d} + \sum_{i=1}^n \beta \right), \text{ Па} \quad (6.4)$$

де  $V$  – швидкість повітря в повітропроводі,  $V=5 \div 10$  м/с; приймаємо  $V=7,5$  м/с;

$\gamma$  – густина повітря,  $\gamma = 1,293$  кг/м<sup>3</sup> ;

$g$  – прискорення вільного падіння,  $g = 9,81$  м/с<sup>2</sup> ;

$\varphi$  – коефіцієнт втрат тиску на тертя,  $\varphi = 0,2$ ;

$l$  – довжина ділянки повітропроводу, для якого ведеться розрахунок,  $l = 65,5$  м;

$\beta$  – коефіцієнт місцевих втрат тиску на звуженнях, вигинах і т. д.,  $\beta=0,2$ .

На даній ділянці повітропроводу 14 колін і 8 сидінь.

Тоді:

$$P_c = \frac{7.5^2 \cdot 1.293}{2 \cdot 9.81} \cdot \left( \frac{0.2 \cdot 65.5}{0.6} + 14 \cdot 1.1 + 8 \cdot 0.2 \right) = 16\,927 \text{ Па}$$

$$H = 16\,927 \cdot \frac{273 + 30}{273 + 20} = 17505 \text{ Па}$$

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						103

Далі визначаємо потужність приводного електродвигуна за формулою:

$$N = \frac{K \cdot L_{\max} \cdot H}{3600 \cdot 1000 \cdot \eta_v \cdot \eta_{\text{пр}}}, \text{ кВт} \quad (6.5)$$

де  $\eta_v$  – ККД вентилятора,  $\eta_v = 0,5 \div 0,55$ ; приймаємо  $\eta_v = 0,52$ ;

$\eta_{\text{пр}}$  – ККД приводу,  $\eta_{\text{пр}} = 0,9 \div 1$ ; приймаємо  $\eta_{\text{пр}} = 0,9$

$$N = \frac{3,05 \cdot 7528,6 \cdot 17505}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,52 \cdot 0,9} = 226 \text{ кВт}$$

За аеродинамічними характеристиками вибираємо відцентровий вентилятор В-Ц4-70

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		104

## ВИСНОВКИ ТА РЕКОМЕНДАЦІЇ

У роботі проведено літературний огляд джерел на тему роботи, а саме розглянуто три варіанти технологічних схем установки брагоректифікації. Пропонована модернізація очисної колони, що проектується, за рахунок застосування нової конструкції контактних пристроїв полягає в заміні клапанних тарілок на більш ефективні ковпачкові тарілки

Наведено обґрунтування вибору технологічної схеми виробництва харчового спирту етилового на установці ректифікації побічного бродіння, наведено теоретичні основи процесу ректифікації спирту з дистилату бродіння, технологічні розрахунки виробництва, спроектованого апарату, проводяться конструктивні та міцнісні розрахунки, що підтверджують працездатність. Розроблено схему автоматизації технологічного процесу з використанням сучасних контрольно-вимірювальних приладів та засобів автоматизації.

У розділі «Охорона праці та техніка безпеки при аварійних ситуаціях» наведено аналіз можливих небезпек та шкідливостей, що виникають під час експлуатації обладнання очисного відділення установки парової ректифікації, та запропоновано заходи щодо їх усунення. Завершено розрахунок системи вентиляції.

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		105



## СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Цыганков П.С. Ректификационные установки спиртовой промышленности». – Москва : Легкая и пищевая промышленность, 1984. – 336 с.
2. Стабников В.Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. – Москва : Техника, 1970. – 208 с.
3. Кафаров В.В. Основы массопередачи : Учебник для студентов вузов. – 3-е изд., перераб. и доп. – Москва : Высшая школа, 1979. – 439 с.
4. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты (Методы расчета и основы конструирования). – Москва : Химия, 1978. – 280 с.
5. Лацинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. – Ленинград : Машиностроение, 1970. – 762 с.
6. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : Учебное пособие для вузов / Под ред. П.Г. Романкова. – 10-е изд. перераб. и доп. – Ленинград : Химия, 1987. – 560 с.
7. Лацинский А.А. Конструирование сварных химических аппаратов : Справочник / Под ред. канд. техн. наук А.Р. Толчинского. – Ленинград : Машиностроение, 1981 – 382 с.
8. ДСТУ 4003-2000. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность.
9. Методичні вказівки до виконання магістерської кваліфікаційної роботи зі спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» освітньої програми «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів» : для студентів денної, заочної та дистанційної форм навчання / В. І. Склабінський, Я. Е. Михайловський, Р. О. Острога, М. С. Скиданенко. – Суми : СумДУ, 2019. – 53 с.

						Лист
						106
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	XI.P.00.00.00 ПЗ	

10. Методичні вказівки до вивчення дисципліни «Проектування хімічних підприємств та основи САПР» / Укладачі: О. О. Ляпоценко, В. М. Маренок. – Суми : Вид-во СумДУ, 2008. – 81 с.
11. .Фарамазов С. А. Ремонт и монтаж оборудования химических и нефтеперерабатывающих заводов / С. А. Фарамазов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Химия, 1980. – 312 с.
12. Ермаков В. И. Ремонт и монтаж химического оборудования / В. И. Ермаков, В. С. Шейн. – Л. : Химия, 1981. – 368 с.
13. Дудников Е. Г. Автоматическое управление в химической промышленности / Е. Г. Дудников, А. В. Казаков, Ю. Н. Софиева, А. Э. Софиев, А. М. Цирлин. – М. : Химия, 1987. – 368 с.
14. Промышленная автоматизация. Разработка и внедрение АСУ ТП Siemens, Киев 2010 г., <http://www.silogic.com.ua/pages/products/as/simatic-plc>
15. ДСТУ 3099-95 «Спирт этиловый пищевой 95%-ный. Технические условия».
16. ДСТУ 7940:2015 «Масло сивушное. Технические условия».
17. ГОСТ 12.1.005-88 «Система стандартов безопасности труда. Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны».
18. ДСТ 12.0.003-74 «ССБТ. Опасные и вредные производственные факторы. Классификация».
19. СН 245-79 «Санитарные нормы проектирования промышленных предприятий».
20. Методические указания к дипломному проекту «Расчет общеобменной вентиляции» из раздела «Охрана труда / Утвердители: Л.О. Гурец, А.П. Будьоний». – Сумы: Издательство СумГУ, 2010. – 24 с.
21. Машины и аппараты химических производств. Примеры и задачи. Под общ. ред. Соколова Л.Н., 1982

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		107