

ЗАТВЕРДЖУЮ
Зав. кафедри

підпис, дата

Кваліфікаційна робота магістра

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

Тема роботи: Малотоннажна дослідно-промислова
УПН/УПК-50. Розробити та модернізувати бутанову
ректифікаційну колону

Виконав:
студент групи ХМ.м-01

Джая Куеста Алесандер Джованні

підпис

Залікова книжка

№ _____

Кваліфікаційна робота магістра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20 ____ р.

Підпис голови
(заступника голови) комісії

Керівник:

канд. техн. наук, ст. викладач

Острога Руслан Олексійович

підпис, дата

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка: 72 с., 15 рис., 5 табл., 2 додатки, 21 джерело.

Графічні матеріали: технологічна схема установки, віртуальна модель ділянки, монтажне креслення установки, складальне креслення бутанової колони, складальні креслення вузлів – усього 5 аркушів формату А1.

Тема кваліфікаційної роботи «Малотоннажна дослідно-промислова УПН/УПК-50. Розробити та модернізувати бутанову ректифікаційну колону».

У роботі проведено літературний огляд за тематикою кваліфікаційної роботи, а саме: розглянуто способи отримання пропан-бутанової фракції з нестабільної вуглеводневої сировини, теоретичні основи досліджуваного процесу, гідродинамічні особливості насадкових апаратів. Запропонована модернізація насадкової ректифікаційної колони. Також виконані технологічні та конструктивні розрахунки проєктованого апарату. Проведені розрахунки апарату на міцність та герметичність, що підтверджують працездатність і надійність роботи колони. Розроблено схему автоматизації технологічного процесу з використанням сучасних контрольно-вимірювальних приладів і засобів автоматизації. Подано аналіз потенційних небезпек і шкідливостей, що виникають при експлуатації обладнання дослідно-промислової УПН/УПК-50, запропоновані заходи щодо їх усунення.

Ключові слова: УСТАНОВКА, НАФТА, НАСАДКОВА КОЛОНА, ЕТАН, ПРОПАН, БУТАН, РЕКТИФІКАЦІЯ, МІЦНІСТЬ.

ЗМІСТ

	С.
ВСТУП	5
1 ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД ЗА ТЕМАТИКОЮ ПРОЕКТУ	6
1.1 Способи отримання пропан-бутанової фракції з нестабільної вуглеводневої сировини	6
1.2 Теоретичні основи досліджуваного процесу	10
1.3 Гідродинамічні особливості насадкових апаратів	18
1.4 Обґрунтування модернізації апарату	22
2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	24
2.1 Опис технологічної схеми дослідно-промислової УПН/УПК-50	24
2.2 Опис модернізованої ректифікаційної колони	26
2.3 Технологічні розрахунки	27
2.4 Конструктивні розрахунки апарату	31
2.5 Визначення гідравлічного опору апарату	36
2.6 Розрахунок і вибір допоміжного обладнання	38
3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	41
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	41
3.2 Визначення товщини стінки апарата, кришки	42
3.3 Розрахунок висоти трубної решітки	46
3.4 Розрахунок опори апарата	46
4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	49
4.1 Обґрунтування компонування основного та допоміжного обладнання	49
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання	52
5 ІНФОРМАЦІЙНЕ ТА АПАРАТУРНЕ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ	57

Зм.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата	ХІ.Р.00.00.00 ПЗ			
Розроб.		Джая Куеста			Дослідно-промислова УПН/УПК Ректифікаційна колона Пояснювальна записка	Літ.	Аркуш	Аркушів
Перевір.		Острога					3	72
Реценз.						СумДУ, ХМ.м-01		
Н. Контр.								
Затверд.		Склабінський						

5.1	Аналіз рівня автоматизації ректифікаційних установок	57
5.2	Вибір та обґрунтування технічних засобів автоматизації	63
6	ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА У НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ	65
	СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ	70
	ДОДАТОК А – Оптимізаційні моделювання ХТП дослідно-промислової УПН/УПК-50 у програмному комплексі ChemCAD	
	ДОДАТОК Б – Специфікації до графічної частини проекту	

					<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>		4

ВСТУП

Міні-НПЗ – це нафтопереробні заводи (НПЗ) потужністю до 1 млн т/рік нафти. Близько 80 % усіх міні-НПЗ мають потужність близько 100 тис т/рік. Саме визначення «міні-НПЗ» вказує на доступність діяльності у цій сфері широкому колу підприємців [1].

Основними перевагами малотоннажних НПЗ є [1]:

- мобільність виробництва, оператор може здійснити холодний пуск установки за 2 години і вивести її на повну потужність;
- при зміні параметрів продукції або аварійної ситуації міні-завод автоматично переводиться в безпечний режим без участі оператора;
- малий штат працівників;
- немає дорогих технологічних установок;
- менші витрати на обслуговування НПЗ;
- немає витрат на дальнє транспортування сировини та продукції.

Таким чином, міні НПЗ являє собою повністю автоматизоване мобільне виробництво, яке не вимагає великого штату співробітників і зберігає працездатність у будь-якому кліматі. Термін виготовлення під ключ становить кілька місяців [1].

У якості сировини на малотоннажні нафтопереробні заводи надходить нестабільна нафта (УПН) чи газовий конденсат (УПК). При первинній переробці нестабільної вуглеводневої сировини найбільш легкої фракцією є вуглеводневий газ. Цей газовий потік містить цінні вуглеводневі компоненти (пропан, бутан тощо). Отже, доцільним є дооснастити стандартну міні-установку блоком переробки вуглеводневих газів, що сприятиме підвищенню ступеня використання енергоресурсів будь-якої держави.

У даній кваліфікаційній роботі проектуємо насадкову ректифікаційну колону. Загалом, магістерську кваліфікаційну роботу виконано у відповідності до методичних вказівок [2] із наявністю усіх обов'язкових розділів та дотриманням нормативних вимог.

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		5

1 ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД ЗА ТЕМАТИКОЮ ПРОЕКТУ

1.1 Способи отримання пропан-бутанової фракції з нестабільної вуглеводневої сировини [3]

Усі низькотемпературні процеси, що використовуються для розподілу вуглеводневих газів, підрозділяються на чотири групи: низькотемпературна конденсація, низькотемпературна ректифікація, низькотемпературна абсорбція і низькотемпературна адсорбція.

Низькотемпературна конденсація (НТК) – це процес ізобарного охолодження газу (при постійному тиску) до температур, при яких при цьому тиску з'являється рідка фаза. Розподіл вуглеводневих газів методом НТК здійснюється шляхом охолодження їх до заданої температури при постійному тиску, що супроводжується конденсацією витягваних з газів компонентів, з наступним розподілом в сепараторах газової і рідкої фаз. Високої чіткості розподілу вуглеводневих газів шляхом одноразової конденсації і наступної сепарації досягти практично неможливо. Тому сучасні схеми НТК включають колону деметанізації або деетанізації.

Низькотемпературна ректифікація (НТР) заснована на охолодженні газової сировини до температури, при якій система переходить в двофазний стан, і наступному розподілі газорідної суміші, що утворилася, без попередньої сепарації в тарілчастих або насадкових ректифікаційних колонах. НТР в порівнянні з НТК дозволяє проводити розподіл вуглеводневих сумішей з отриманням чистіших індивідуальних вуглеводнів або вузьких фракцій.

Низькотемпературна абсорбція (НТА) заснована на відмінності в розчинності компонентів газу в рідкій фазі при низьких температурах і наступному виділенні витягнутих компонентів в десорберах, що працюють за повною схемою ректифікації. Перевага НТА перед НТР полягає в тому, що розподіл вуглеводневих газів можна здійснювати при помірних температурах, використовуючи в якості джерела холоду, наприклад, пропанові випарники,

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		6

застосування яких в НТР виявляється недостатнім, але чіткість розподілу компонентів газу в цьому процесі нижча, ніж в НТР.

Низькотемпературна адсорбція (НТ-адсорбція) заснована на різній здатності компонентів газу адсорбуватися на твердих поглиначах. Вони використовуються зазвичай для витягання компонентів газу, що мають дуже низький парціальний тиск, внаслідок чого витягання їх з газового потоку іншими методами дуже важке. Ці процеси відрізняються від усіх низькотемпературних процесів розподілу газу високою вибірковістю, але в той же час дуже дорогі і вимагають забезпечення гарного теплоз'єму і чіткого контролю. У зв'язку з цим вони застосовуються тільки для отримання продуктів високої чистоти.

Третій і четвертий способи реалізуються в основному на великих установках, перший і другий способи частіше використовуються на різних малогабаритних установках. Враховуючи це, розглянемо більш детально методи НТК і НТР.

У процесі НТК охолодження продовжують до заданої міри конденсації газової фази, яка визначається необхідною глибиною витягання цільових компонентів. Міру конденсації вуглеводнів можна збільшити двома способами: підвищенням тиску при постійній температурі або пониженням температури при постійному тиску. Проте процес конденсації в цих випадках має свої особливості. При зростанні тиску при постійній температурі підвищення міри конденсації відбувається одночасно з погіршенням чіткості розподілу вуглеводнів, оскільки в рідку фазу разом з важкими компонентами переходить значна кількість легких компонентів. У разі пониження температури при постійному тиску збільшення міри конденсації супроводжується підвищенням чіткості розподілу легких і важких компонентів, що пояснюється більшою різницею значень летючості компонентів суміші в області низьких температур. Тому для отримання досить чистих індивідуальних компонентів газу, або вузьких фракцій вуглеводнів, доцільно проводити процес при помірному тиску і низьких температурах, а також використовувати поєднання НТК з наступною

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

деметанізацією або деетанізацією рідкої фази в ректифікаційних колонах для видалення розчинених в ній легких компонентів.

На рис. 1.1 показана принципова технологічна схема установки триступеневої НТК із зовнішнім холодильним циклом для отримання пропан-бутанової фракції.

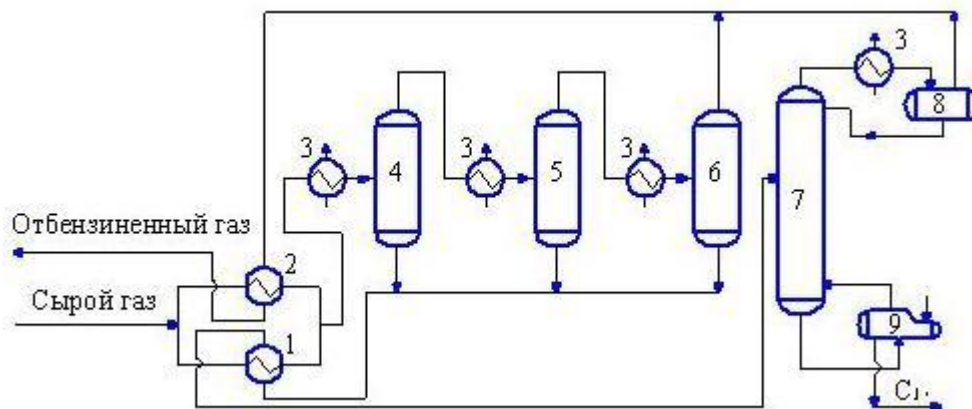


Рисунок 1.1 – Принципова схема установки триступеневої НТК газу:

- 1, 2 – теплообмінники; 3 – випарники; 4, 5, 6 – сепаратори;
7 – ректифікаційна колона; 8 – ємність; 9 – ребойлер

Сировинний газ розділяється на два потоки і охолоджується в рекуперативних теплообмінниках 1, 2 зворотним газовим потоком, що відводиться з третього ступеня сепарації та з верху деетанізатора, і об'єднаним потоком вуглеводнів, що сконденсувалися, з трьох ступенів сепарації. Потім сировинний потік охолоджується в пропановому випарнику 3 і поступає на перший ступінь сепарації. Газова фаза знову охолоджується в холодильнику до утворення двофазної системи і поступає на другий ступінь сепарації, після чого слідує ще один ступінь конденсації і сепарації. Рідка фаза з усіх трьох сепараторів 4, 5, 6 об'єднується і поступає на живлення в деетанізатор, що працює за повною схемою ректифікації. З верху деетанізатора відводиться фракція C_{2-} , яка об'єднується з газовою фазою з третього ступеня сепарації і прямує в магістральний трубопровід. Із низу деетанізатора виводиться фракція C_{3+} .

Низькотемпературна ректифікація – це процес розподілу газових сумішей при низьких температурах. Принципова відмінність схеми НТР від НТК полягає в тому, що сировина поступає на установку і після охолодження подається в ректифікаційну колону. Як правило, НТР дозволяє провести розподіл з меншою витратою роботи і отримати досить чисті продукти.

У технологічній схемі процесу низькотемпературної ректифікації передусім низькотемпературна конденсація без відділення газової фази з подачею сировини в колону ректифікації в двофазному стані.

На рис. 1.2 показана принципова технологічна схема установки низькотемпературної ректифікації.

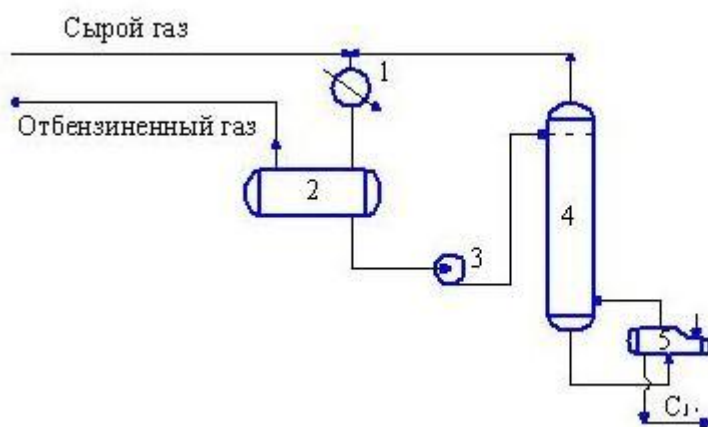


Рисунок 1.2 – Принципова схема установки НТР газу:

- 1 – холодильник-конденсатор; 2 – сепаратор; 3 – насос;
4 – ректифікаційна колонна; 5 – ребойлер

Сировинний газ охолоджується послідовно зворотним газовим потоком (чи змішується з ним) з колони ректифікації 4, доохолоджується в холодильнику-конденсаторі 1 і поступає на розподіл в сепаратор 2, звідки газова фаза виводиться з установки, а вуглеводні, що сконденсувалися, поступають на верхню тарілку колони. У цьому випадку знижується навантаження на колону за рахунок відділення основної кількості газу в сепараторі і, отже, можна використовувати менш дороге устаткування з меншою продуктивністю. Із верху ректифікаційної колони відводиться фракція C_{2-} , а з низу – фракція C_{3+} .

1.2 Теоретичні основи досліджуваного процесу [4–7]

Розрахунок ректифікаційної установки передбачає визначення витрати дистилляту і кубового залишку, розрахунок флегмового числа і витрат рідкої та парової фаз у колоні, визначення розмірів ректифікаційної колони та її гідравлічного опору, тепловий розрахунок колони, дефлегматора, кип'ятильника, підігрівника вихідної суміші й холодильників дистилляту і кубового залишку. Для розуміння процесу ректифікації та здійснення подібних розрахунків необхідно ознайомитися із закономірностями рівноваги систем «пара – рідина» [4].

Якщо внаслідок теплового руху молекул із рідини в паровий простір за одиницю часу переходить стільки ж молекул, скільки переміщається назад із пари в рідину, то між рідкою сумішшю і паром над нею встановлюється рухома фазова рівновага.

У загальному випадку рідка суміш може складатися з декількох компонентів. У найпростішому випадку – з двох, наприклад із компонентів А і В. Характер поведінки рідкої суміші залежить в основному від природи складових її речовин.

Нехай сила, з якою притягуються в рідини дві сусідні молекули одного компонента, буде f_{AA} , сила взаємного притягання двох молекул другого компонента – f_{BB} і, нарешті, f_{AB} – сила притягання молекул двох різних компонентів.

Якщо сили взаємодії між усіма молекулами (однойменними і різнойменними) рівні між собою, то рідини взаємно розчинні одна в одній у будь-яких відношеннях, і їх суміші називаються ідеальними розчинами [5].

В ідеальних розчинах рівновага між рідиною і паром встановлюється за законом Рауля, згідно з яким парціальний тиск пари даного компонента над ідеальним розчином за даної температури пропорційний його мольній концентрації в розчині:

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

$$p_A = P_A \cdot x_A, \quad (1.1)$$

$$p_B = P_B \cdot x_B = P_B \cdot (1 - x_A), \quad (1.2)$$

де P_A, P_B – тиск (пружність) насиченої пари чистих компонентів А і В за певної температури;

x_A, x_B – мольні концентрації компонентів А і В у розчині.

Якщо сила притягання молекул двох різних компонентів f_{AB} буде меншою від сил f_{AA} та f_{BB} , то молекули утримуються в розчині слабше, ніж у тому випадку, якщо їх оточують молекули лише одного компонента. Тому молекули легше переходять у паровий простір, і парціальний тиск в такому розчині вищий, ніж в ідеальному розчині (суміші з позитивним відхиленням від закону Рауля).

Є також суміші, в яких сила f_{AB} значно більша від сил f_{AA} та f_{BB} . Тоді молекули сильніше утримуються в чистих компонентах, і тому парціальний тиск менший, ніж в ідеальних розчинах (суміші з негативним відхиленням від закону Рауля).

Якщо сила f_{AB} дуже мала порівняно з f_{AA} та f_{BB} , то однакові молекули прагнуть з'єднатися, а різні молекули відокремлюються одна від одної. У цьому разі суміші розшаровуються і, отже, складаються зі взаємно нерозчинних рідин. Крім того, є суміші рідин, що мають часткову розчинність одна в одній.

Таким чином, усі рідкі двокомпонентні суміші залежно від ступеня взаємної розчинності їх компонентів можна поділити на три групи: 1) рідини, взаємно розчинні в будь-яких відношеннях; 2) рідини, частково розчинні одна в одній; 3) рідини, взаємно нерозчинні. Подібна класифікація певною мірою є умовною. Взаємна розчинність рідин змінюється зі зміною температури, внаслідок цього деякі рідини, лише частково розчинні одна в одній за деякої температури, можуть стати повністю взаємно розчинними за іншої температури [5].

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
						11
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Взаємно розчинні рідини можна поділити на такі підгрупи:

- 1) ідеальні розчини (підпорядковуються закону Рауля);
- 2) нормальні розчини – суміші, що частково відхиляються від закону Рауля, але не утворюють сумішей зі сталою температурою кипіння;
- 3) неідеальні розчини – суміші, що значно відхиляються від закону Рауля, зокрема утворюють суміші зі сталою температурою кипіння.

Розглянемо випадок парорідинної рівноваги двокомпонентної (бінарної) суміші, яка утворює ідеальний розчин, що підпорядковується законам Рауля і Дальтона.

Загальний тиск пари над розчином відповідно до закону Дальтона дорівнює сумі парціальних тисків пари індивідуальних компонентів, і, отже:

$$P = p_A + p_B = P_A \cdot x_A + P_B \cdot (1 - x_A) = P_B + (P_A - P_B) \cdot x_A. \quad (1.3)$$

Із рівняння (1.3) випливає, що за відомого зовнішнього тиску P і температури системи t можна однозначно визначити склад рідкої фази:

$$x_A = \frac{P - P_B}{P_A - P_B}. \quad (1.4)$$

Одночасно, за наслідком із закону Дальтона, парціальний тиск компонента в паровій фазі пропорційний загальному тиску та його концентрації в суміші, і, отже:

$$p_A = P \cdot y_A, \quad (1.5)$$

$$p_B = P \cdot y_B = P \cdot (1 - y_A), \quad (1.6)$$

					<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>		12

де y_A, y_B – мольні концентрації компонентів А і В у паровій фазі над розчином.

Розв'язавши рівняння (1.5) щодо y_A з урахуванням залежностей (1.1) і (1.3), одержимо:

$$y_A = \frac{P_A \cdot x_A}{P} = \frac{P_A \cdot x_A}{P_B + (P_A - P_B) \cdot x_A} = \frac{\alpha \cdot x_A}{1 + (\alpha - 1) \cdot x_A}, \quad (1.7)$$

де $\alpha = P_A/P_B$ – коефіцієнт відносної леткості компонента А щодо компонента В.

Коефіцієнт відносної леткості характеризує здатність даного компонента переходити в парову фазу: чим більша величина α , тим легше компонент переходить у парову фазу. У разі розділення двокомпонентних систем за еталонний беремо висококиплячий компонент. У цьому разі коефіцієнт відносної леткості $\alpha > 1$. Якщо $\alpha = 1$, то температури кипіння компонентів однакові, й потрібні спеціальні методи розділення – азеотропна або екстрактивна ректифікація.

Залежності (1.4) і (1.7) встановлюють взаємозв'язок між рівноважними концентраціями ЛКК у рідині та паровій фазі одночасно з урахуванням температури розчину, пружності насиченої пари компонентів і загальним тиском у системі, і, отже, ці залежності є рівняннями рівноваги в системі «бінарний розчин – парова фаза».

Розділивши ліві та праві частини рівняння (1.5) на відповідні члени рівняння (1.6), одержимо рівняння кривої рівноваги в такому вигляді:

$$\frac{y_A}{1 - y_A} = \frac{P_A}{P_B} = \frac{P_A \cdot x_A}{P_B \cdot (1 - x_A)} = \alpha \cdot \frac{x_A}{1 - x_A}. \quad (1.8)$$

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		13

Взаємозв'язок між різними параметрами бінарної суміші (загальним тиском і парціальним тиском компонентів, температурою кипіння рідини й температурою конденсації пари, концентраціями ЛКК у рідкій і паровій фазах та ін.) може бути поданий графічно. Для бінарних розчинів відомі такі діаграми рівноваги: тиск – концентрація ($P - x$); температура – концентрація рідкої та парової фаз ($t - x, y$); фазова діаграма відносно концентрацій ЛКК у паровій та рідкій фазах ($y - x$); ентальпійна діаграма ($h, H - x, y$); комбінована діаграма ($h, H - t - x, y$) та ін.

В основу технологічних розрахунків ректифікаційної колони покладені рівняння матеріальних і теплових балансів. На базі рівнянь матеріальних балансів визначають масові витрати цільових продуктів залежно від загальної продуктивності колони, концентрації вихідної суміші та одержуваних продуктів.

Під час розрахунку ректифікаційних колон приймають наступні припущення, що незначно змінюють умови проходження процесу, але значною мірою спрощують сам розрахунок [7]:

1) вихідна суміш подається в колону на тарілку живлення підігрітою до температури кипіння, що виключає різкі зміни температур та концентрацій речовин у паровій і рідкій фазах;

2) концентрація ЛКК у парі, що виводиться зверху колони в дефлегматор, дорівнює концентрації ЛКК у флегмі, що надходить із дефлегматора в колону, тобто $y_d = x_d$;

3) концентрація ЛКК у парі, що надходить у колону з кип'ятильника, дорівнює концентрації ЛКК у кубовій рідині, тобто $y_w = x_w$;

4) молярні теплоти випаровування (конденсації) компонентів за однієї і тієї самої температури приблизно однакові (правило Трутона), тому кожний кіломоль пари під час конденсації випаровує 1 кіломоль рідини. Звідси випливає, що мольна витрата пари, що піднімається по колоні в будь-якому її перерізі, є величиною сталою.

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		14

Для простої ректифікаційної колони запишемо рівняння матеріальних балансів щодо всієї колони:

$$G_f = G_d + G_w \quad (1.9)$$

та щодо витрат компонентів поділюваної бінарної суміші:

$$G_{ЛКК} = G_f \cdot x_f = G_d \cdot x_d + G_w \cdot x_w, \quad (1.10)$$

$$G_{ВКК} = G_f \cdot (1 - x_f) = G_d \cdot (1 - x_d) + G_w \cdot (1 - x_w), \quad (1.11)$$

де $G_{ЛКК}$, $G_{ВКК}$ – витрата легкокиплячого і висококиплячого компонентів відповідно;

G_f , G_d , G_w – витрата вихідної суміші, дистилляту і кубового залишку відповідно;
 x_f , x_d , x_w – вміст ЛКК у вихідній суміші, в дистилляті та кубовому залишку відповідно.

Розв'язавши рівняння (1.9) і (1.10) спільно, одержимо вихід продуктів розділення відносно вихідної бінарної суміші, а саме:

– щодо дистилляту

$$G_d = G_f \frac{x_f - x_w}{x_d - x_w}; \quad (1.12)$$

– щодо кубового залишку

$$G_w = G_f \frac{x_d - x_f}{x_d - x_w}. \quad (1.13)$$

У технологічних розрахунках більш зручно подавати витрати потоків, які взаємодіють у колоні, відносно кількості дистиляту, що отримують як цільовий продукт, тобто витрати всіх потоків відносять до кількості отриманого дистиляту.

У цьому разі відношення витрат флегми до дистиляту називається флегмовим числом ректифікаційної колони, тобто:

$$R = L/G_d . \quad (1.14)$$

Аналогічно одержані також такі числа: відношення витрат кубового залишку до дистиляту називається кубовим числом ректифікаційної колони:

$$W = G_w/G_d ; \quad (1.15)$$

відношення витрат вихідної суміші до дистиляту називається числом живлення:

$$F = \frac{G_f}{G_d} = \frac{G_d + G_w}{G_d} = 1 + W ; \quad (1.16)$$

відношення витрат пари, що рухається в колоні, до дистиляту називається паровим числом ректифікаційної колони:

$$P = \frac{G_p}{G_d} = \frac{L + G_d}{G_d} = R + 1. \quad (1.17)$$

Аналіз положення робочих ліній залежно від величини флегмового числа дозволяє знайти межі зміни значень R і його вибір для оптимальної організації процесу. Вибір оптимального флегмового числа є одним з основних завдань під

					<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>		16

час розрахунків ректифікаційної колони, тому що саме від його величини залежить як кількість тарілок, так і діаметр колони [7].

За нескінченного флегмового числа в колоні буде мінімальна кількість тарілок N_{min} . У разі зменшення флегмового числа кількість тарілок у колоні збільшується. За мінімального флегмового числа R_{min} кількість тарілок, що забезпечують задане розділення вихідної суміші, зростає до нескінченно великої.

Умову мінімального зрошення одержують у тому разі, якщо в певних перерізах колони встановлюється область постійних концентрацій (ОПК), і рушійна сила процесу розділення буде дорівнювати нулю. Якщо зона ОПК відповідає тарілці живлення, то мінімальне флегмове число в простій колоні визначається рівнянням [7]:

$$R_{min} = \frac{x_d - y_f^*}{y_f^* - x_f}, \quad (1.18)$$

де y_f^* – рівноважний вміст ЛКК у паровій фазі на тарілці живлення.

Величину R_{min} можна також визначити графічним способом [7].

У режимі $R \rightarrow \infty$ досягається максимальна рушійна сила процесу, і тому заданий ступінь розділення забезпечується мінімальною кількістю теоретичних тарілок. Однак у режимі $R \rightarrow \infty$ випаровується максимальна кількість рідини в кубі колони та конденсується максимальна кількість пари в конденсаторі, отже, витрати гріючої пари і охолоджувального агента в цьому разі будуть найбільшими.

За $R = R_{min}$ розділення можливе лише в колоні нескінченно великої висоти. У цьому разі витрати теплоти в кубі та конденсаторі, а також витрати гріючої пари й охолоджувального агента будуть найменшими.

Таким чином, зі збільшенням флегмового числа капітальні витрати, пов'язані з габаритами ректифікаційної колони (точніше, з амортизаційними

					<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>		17

відрахуваннями, що залежать і від нормативного терміну її функціонування), зменшуються, а експлуатаційні витрати (їх основну частину становлять енерговитрати) зростають.

У зв'язку з цим під час розрахунку ректифікаційної колони необхідно вибрати оптимальне флегмове число в межах $R_{min} < R_{opt} \leq R = \infty$, що забезпечувало б задані показники процесу за мінімальних капітальних та експлуатаційних витрат.

У практичних розрахунках для багатьох ректифікаційних колон робоче флегмове число часто визначають використовуючи наближені підходи.

Найбільш простий підхід базується на понятті про коефіцієнт надлишку флегми $\beta = R/R_{min} = (1,2-2,5)$ [4, 7]. Якщо значення β прийняте, то робоче флегмове число розраховують як:

$$R = \beta \cdot R_{min}. \quad (1.19)$$

Для визначення оптимального флегмового числа необхідно враховувати ще й експлуатаційні витрати на проведення процесу ректифікації. На основі оптимального флегмового числа визначають масові та об'ємні витрати взаємодіючих фаз і виконують розрахунки теплових балансів колони.

1.3 Гідродинамічні особливості насадкових апаратів [8, 9]

У насадкових колонах поверхнею контакту фаз є змочена поверхня насадки. Щоб насадка працювала ефективно, вона повинна задовольняти наступні вимоги [9]:

- 1) мати велику питому поверхню та вільний об'єм;
- 2) добре змочуватися абсорбентом;
- 3) чинити малий гідравлічний опір газовому потоку;
- 4) рівномірно розподіляти зрошувальну рідину;

					<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

- 5) бути хімічно стійкою в робочому середовищі;
- 6) мати малу насипну щільність;
- 7) мати високу механічну міцність;
- 8) мати невисоку вартість.

У промисловості застосовують різноманітні за формою і розмірами насадки, виготовлені з різних матеріалів (металу, кераміки, пластмас та ін.), що задовольняють основні вимоги під час проведення того чи іншого процесу абсорбції. Наведений перелік не є вичерпним, з'являються все нові конструкції.

Основними конструктивними характеристиками насадки є її питома поверхня та вільний об'єм. Питома поверхня насадки – це сумарна поверхня насадкових тіл в одиниці займаного насадкою об'єму. Чим більша питома поверхня насадки, тим вища ефективність колони, але нижча продуктивність і більший гідравлічний опір.

Вільний об'єм насадки – це сумарний об'єм порожнеч між насадковими тілами в одиниці об'єму, займаного насадкою. Чим більший вільний об'єм насадки, тим вища її продуктивність і менший гідравлічний опір, однак у цьому разі знижується ефективність колони.

Допоміжними вузлами насадкових колон є опорно-розподільні ґрати, розподільники рідини, обмежувачі, колектори і т. ін.

Насадку укладають на опорно-розподільні ґрати або плити (рис. 1.3).

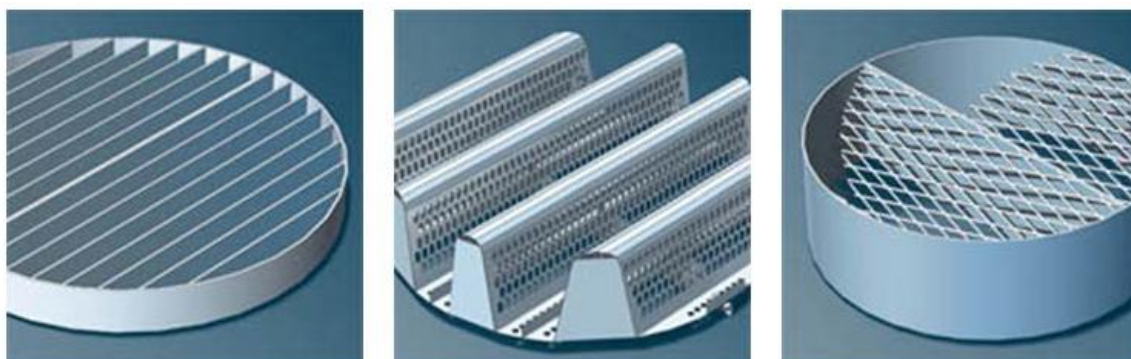


Рисунок 1.3 – Опорно-розподільні плити для насадкових колон

Вільний переріз цих пристроїв повинен по можливості наближатися до величини вільного об'єму насадки, а розміри отворів виключати провал насадкових тіл. Насадку часто укладають на решітки, виконані зі сталевих смуг, поставлених на ребро. Застосування як опорної конструкції під насадку різних сіток і перфорованих плит із дрібними отворами повинно бути виключене, оскільки подібні пристрої призводять до передчасного захлинання колони.

У залежності від питомого навантаження застосовують [9]:

– в апаратах із внутрішнім діаметром від 400 до 1200 мм – решітку з однопролітними секціями на опорному кільці без балок;

– в апаратах із внутрішнім діаметром від 1400 до 2000 мм – решітку з однопролітними секціями на опорному кільці без балок або решітку з двопролітними секціями на опорному кільці з однією центральною балкою;

– в апаратах із внутрішнім діаметром від 2200 до 2600 мм – решітку з однопролітними секціями на опорному кільці з однією центральною балкою;

– в апаратах із внутрішнім діаметром від 2800 до 4000 мм – решітку з однопролітними секціями на опорному кільці з однією центральною балкою або решітку з двопролітними секціями на опорному кільці з однією центральною та двома боковими балками.

Дуже важливою проблемою для нормальної роботи абсорбера є рівномірне зрошення насадки. З цією метою застосовують спеціальні пристрої – зрошувачі, які можна поділити на дві групи:

– струминні зрошувачі – пристрої, що подають рідину окремими струменями (розподільні плити, жолоби, дірчасті труби, бризкалки та інші);

– розбризкувальні зрошувачі – пристрої, в яких рідина, що подається на шар насадки, розбивається на краплі в результаті удару струменя об тарілку (тарілчасті зрошувачі), торець насадки (багатоконусні зрошувачі) або під дією відцентрової сили (оберткові відцентрові розбризкувачі).

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		20

Під час протитечії рідини та газу гідродинамічний режим роботи насадкових масообмінних колон залежить від швидкості газу і щільності зрошування, в цьому разі також змінюється інтенсивність міжфазової взаємодії потоків. Співвідношення витрат рідини та газу, що надходять до колони, повинно відповідати оптимальному гідродинамічному режиму роботи насадкового шару.

Під час течії рідини через насадковий абсорбер у насадці постійно міститься деяка кількість рідини. Ця рідина безперервно оновлюється, тобто частина її стікає з шару насадки і негайно ж заміщується такою самою кількістю рідини, що знову надходить. У цьому разі кількість рідини, що міститься в колоні, залишається постійною і називається кількістю утримуваної рідини.

Залежно від швидкості руху газу, щільності зрошування та опору шару зрошуваної насадки розрізняють [8] чотири режими руху фаз у насадкових колонах.

Перший режим – плівковий – спостерігається за невеликих щільностей зрошення і малих швидкостей газу. Кількість утримуваної в насадці рідини в цьому разі практично не залежить від швидкості газу.

Другий режим – підвисяння – характеризується гальмуванням рідини потоком газу, в результаті цього швидкість рідини зменшується, а товщина її плівки і кількість утримуваної в насадці рідини збільшуються, спокійна течія рідини порушується: з'являються завихрення, бризки. Це сприяє інтенсифікації масообміну.

Швидкість газу, що відповідає початку підвисяння, рекомендують визначати за формулою:

$$Re_n = 0,045 \cdot Ar^{0,57} \cdot (G/L)^{0,43}, \quad (1.20)$$

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		21

де Re_n – критерій Рейнольдса для газу, що відповідає початку підвисання рідини, $Re_n = 4 \cdot w_y^* \cdot \rho_y / (a_n \cdot \mu_y)$;

Ar – критерій Архімеда, розрахований для еквівалентного діаметра насадки з урахуванням в'язкості газу, $Ar = d_e^3 \cdot g \cdot \rho_y \cdot (\rho_x - \rho_y) / \mu_y^2$.

Третій режим – емульгування – виникає в результаті накопичення рідини у вільному об'ємі насадки. Накопичення рідини відбувається до того часу, поки сила тертя між рідиною, що стікає, і газом, що піднімається по колоні, не зрівноважить сили тяжіння рідини, що міститься в насадці. У цьому разі настає інверсія фаз (рідина стає суцільною фазою, а газ – дисперсною).

Четвертий режим – винесення – характеризується тим, що через високий напір потоку газу рідина практично припиняє рух донизу і у вигляді газорідинної емульсії рухається вгору та виноситься з апарата. Робота колон у режимі винесення практично не використовується.

1.4 Обґрунтування модернізації апарату

У промисловості застосовують різноманітні за формою і розмірами насадки, що виготовлені з різних матеріалів (металу, кераміки, пластмас тощо).

У **базовому варіанті** насадкової колони у якості внутрішніх контактних тіл використовуються кільця Рашига розміром $25 \times 25 \times 3$ мм, які засипані навалом (нерегулярно) і утворюють шар заввишки 2,5 м. У такому виконанні є місце пристінковому ефекту рідини в шарі насадки. Це негативне явище, що погіршує масообмін в цілому.

У **модернізованому варіанті** насадкової колони пропонується у якості внутрішніх контактних тіл використовуються кільця Палля діаметром 25 мм, які також засипані навалом. При чому насадка розбивається на два шари: верхній – 1,5 м і нижній – 1 м.

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		22

Також дуже важливим моментом для нормальної роботи насадкової колони є рівномірне зрошення шару насадки. Із цією метою застосовують спеціальні пристрої – зрошувачі. Основними вимогами до розподільних пристроїв для насадкових колон є, крім забезпечення рівномірного розподілу рідини, подавання її в достатній кількості точок і мінімальне бризковинесення. Цим вимогам найкраще відповідають струминні зрошувачі. Тому у **модернізованому варіанті** також змінено тип розподільного пристрою на тарілку ТСН-III. А також, після верхнього шару насадки, встановлено перерозподільний пристрій – тарілка типу ТСН-II.

					ХІ.Р.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		23

2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Опис технологічної схеми дослідно-промислової УПН/УПК-50

Технологічна схема установки переробки нестабільної вуглеводневої сировини представлена на рис. 2.1.

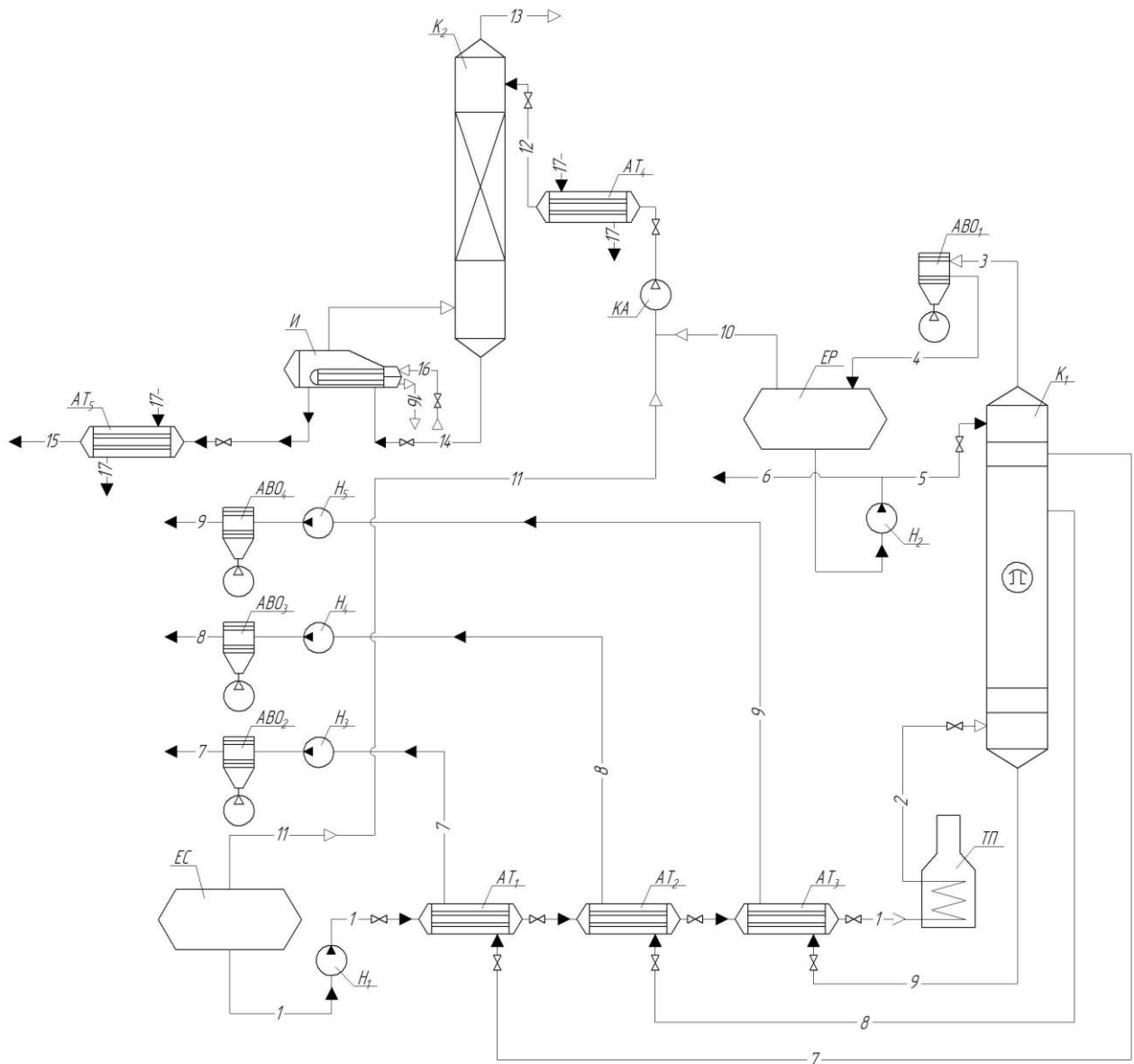


Рисунок 2.1 – Технологічна схема дослідно-промислової УПН/УПК-50

Принцип роботи даної установки полягає у наступному. У технологічному процесі, як уже зазначалося вище, використовується

					Лист
					24
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	XI.P.00.00.00 ПЗ

нестабільна нафта. Вона потрапляє до сировинної ємності E_1 . За допомогою насоса H_1 нафта послідовно проходить блок теплообмінних апаратів AT_1, AT_2, AT_3 . Підігрів нестабільної нафти відбувається за рахунок тепла зустрічних потоків нафтопродуктів, тобто зазначені теплообмінники працюють по принципу рекуперації. Уже підігріта нафта поступає у трубчасту піч ТП, де відбувається її нагрівання аж до температури початку кипіння. Саме в такому стані вона подається під нижню тарілку атмосферної ректифікаційної колони K_1 . По висоті колони K_1 , від низу до гори, рухається парова фаза вуглеводнів. У верхню частину колони подається флегмове зрошення. У якості контактних пристроїв у колоні K_1 встановлені ковпачкові тарілки. Піднімаючись по висоті колони, паро-газова суміш контактує на тарілках із вуглеводневою рідиною. Внаслідок такого контакту відбувається масообмінний процес при якому із пари в рідину конденсуються і переходять труднолетючі компоненти (ТЛК). Процес конденсації супроводжується значним виділенням тепла, яке витрачається на випарювання із суміші рідких вуглеводнів легколетючих компонентів (ЛЛК).

У результаті переробки нестабільної нафти найбільш легкою фракцією, що отримують на установці, є вуглеводневий газ. Його склад містить дуже цінні компоненти (пропан і бутан). Дана фракція із верхнього штуцера колони K_1 потрапляє до апарату повітряного охолодження ABO_1 , де відбувається конденсація парів. Частина утвореного конденсату повертається в колону K_1 у вигляді флегми для її зрошення.

Для виділення з газової суміші пропан-бутанової фракції необхідно створити певні умови – газовий потік спочатку стискається до тиску 3 МПа за допомогою компресорного агрегату КА, потім охолоджується в холодильнику AT_4 , після чого спрямовується в етанову ректифікаційну колону K_2 . Бутанова колона являє собою насадкову ректифікаційну колону, у якій в результаті протитечійної взаємодії парової і рідкої фаз відбувається розділення суміші. Із верхнього штуцера відводиться легкий вуглеводневий газ, а із нижньої частини

					XI.P.00.00.00 ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		25

колони – зріджений пропан-бутан, який охолоджується в холодильнику АТ₅ і відводиться споживачеві.

По висоті ректифікаційної колони К₁ бічними погонами відводяться цільові фракції атмосферної перегонки. Першим бічним погоном є фракція 150–200°С, яка йде зустрічним потоком у міжтрубний простір теплообмінника АТ₁ для підігрівання початкової сировини, а потім додатково охолоджується в апараті повітряного охолодження АВО₂. Після чого, у якості готового продукту, відводиться в товарний парк.

Другий бічний погон – фракція 200–350°С також проходить дві стадії охолодження і спрямовується в товарний парк.

Кубовий залишок колони К₁ – мазут. Він відводиться через нижній штуцер і прямує в міжтрубний простір теплообмінника АТ₃. Тут, нагріваючи зустрічний потік нафти, і в АВО₄ він охолоджується до необхідної температури і відводиться в товарний парк.

2.2 Опис модернізованої ректифікаційної колони

Об'єктом розробки є бутанова ректифікаційна колона (рис. 2.2), яка конструктивно складається із циліндричної обичайки, до якої за допомогою фланцевого з'єднання прикріплені днище і кришка відповідно.

У промисловості застосовують різноманітні за формою і розмірами насадки, виготовлені з різних матеріалів (металу, кераміки, пластмас тощо), що задовольняють основні вимоги під час проведення того чи іншого масообмінного процесу. У проектуваному апараті у якості внутрішнього контактного пристрою використовується насадка, що складена із кілець Пала розміром 25×25 мм. Насадку укладено у два шари. Висота верхнього шару насадки становить 1,5 м, а нижнього – 1,0 м. Враховуючи, що розмір насадкових тіл менше 50 мм, то насадка засипається навалом, тобто не упорядковано.

					ХІ.Р.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		26

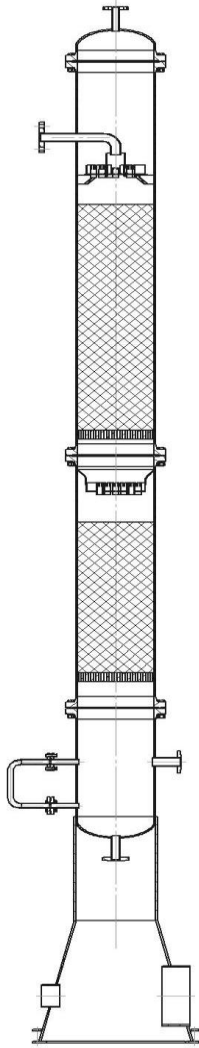


Рисунок 2.2 – Схема
проектованої
ректифікаційної колони

Отже, проектована ректифікаційна колона являє собою тепло-масообмінний апарат, в якому по висоті (знизу вгору) на тарілках знижується температура кипіння рідини від максимальної (внизу відгінної частини) до мінімальної (на верхній тарілці зміцнюючої частини колони). Унизу колони температура практично дорівнює температурі кипіння висококиплячого компонента при відповідному тиску в колоні, на верхній тарілці колони температура практично дорівнює температурі кипіння низькокиплячого компонента.

На колоні також передбачені технологічні штуцери для обв'язки апарата технологічними трубопроводами та підключення до технологічної лінії. Також до корпусу колони знизу приварена циліндрична опора, яка забезпечена лапами для кріплення до фундаменту.

2.3 Технологічні розрахунки

Технологічний розрахунок проводився за методикою, що наведена у [10]. Матеріальний баланс проектованої ректифікаційної колони, що відповідає умовам розділення, наведено в табл. 2.2.

Вуглеводневий газ для створення необхідних умов виділення фракції пропан-бутану стискають за допомогою компресору до 3,6 МПа.

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		27

Таблиця 2.1 – Розрахунок температури дистилляту

Компонент	Константа фазової рівноваги K_i при $P_d = 3,6 \text{ МПа}$ та $t_d = 35^\circ \text{ C}$	Концентрація $Y_{d_i} = X_{d_i}$	$\frac{Y_{d_i}}{K_i}$
CH ₄	5,0	0,681	0,136
C ₂ H ₆	1,3	0,102	0,078
C ₃ H ₈	0,53	0,150	0,283
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	0,22	0,023	0,105
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	0,16	0,034	0,213
-C ₅ H ₁₂	0,07	0,007	0,100
<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	0,058	0,004	0,069
C ₆ H ₁₄	0,023	0,0004	0,017
Σ	-	1,001 ≈ 1,0	1,001 ≈ 1,0

Тиск вгорі колони P_d приймаємо також рівним 3,6 МПа. Тиск внизу колони P_w за рахунок опору шару насадки приймаємо на 0,02 МПа більше [10]:

$$P_w = 3,6 + 0,02 = 3,62 \text{ МПа} .$$

Температура t_d вгорі колони визначається за рівнянням ізотерми парової фази дистилляту (див. табл. 2.1):

$$\sum \frac{Y_{d_i}}{K_i} = 1 . \quad (2.1)$$

При цьому константи фазової рівноваги K_i визначаються за номограмою [10] у залежності від тиску P_d і температури t_d .

Температура t_f сировини і температура t_w внизу колони також визначаються за рівнянням ізотерми рідкої фази дистилляту сировини і кубового залишку відповідно (див. табл. 2.3 і 2.4):

$$\sum K_i \cdot X_{f_i} = 1, \quad \sum K_i \cdot X_{w_i} = 1. \quad (2.2)$$

Таблиця 2.2 – Матеріальний баланс бутанової ректифікаційної колони

Компонент	Дані за сировиною				
	Концентрація x_{f_i} , мас. частки	Витрата		Концентрація $X_{f_i} = \frac{G_{f_i}}{G_f}$, мольні частки	$M_i \cdot X_{f_i}$
		$g_{f_i} = g_f \cdot x_{f_i}$, кг/год.	$G_{f_i} = \frac{g_{f_i}}{M_i}$, кмоль/год.		
CH ₄	0,058	75,4	4,71	0,169	2,70
C ₂ H ₆	0,052	67,6	2,25	0,081	2,43
C ₃ H ₈	0,275	357,5	8,13	0,292	12,85
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	0,130	169,0	2,91	0,105	6,09
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	0,248	322,4	5,56	0,200	11,60
<i>i</i> -C ₅ H ₁₂	0,132	171,6	2,38	0,086	6,19
<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	0,090	117,0	1,63	0,057	4,10
C ₆ H ₁₄	0,015	19,5	0,23	0,008	0,69
Σ	1,0	1300	27,8	0,998 ≈ 1,0	M _f =46,65
Дані за дистиллятом					
Компонент	Витрата		Концентрація		$M_i \cdot X_{d_i}$
	g_{d_i} , кг/год.	$G_{d_i} = \frac{g_{d_i}}{M_i}$, кмоль/год.	$x_{d_i} = \frac{g_{d_i}}{g_d}$, мас. частки	$X_{d_i} = \frac{G_{d_i}}{G_d}$, мольні частки	
CH ₄	61,7	3,86	0,441	0,681	10,90
C ₂ H ₆	17,5	0,58	0,125	0,102	3,06
C ₃ H ₈	37,5	0,85	0,268	0,150	6,60
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	7,7	0,13	0,055	0,023	1,33
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	11,1	0,19	0,079	0,034	1,97
<i>i</i> -C ₅ H ₁₂	2,8	0,04	0,020	0,007	0,50
<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	1,5	0,02	0,011	0,004	0,09
C ₆ H ₁₄	0,1	0,002	0,001	0,0004	0,03
Σ	140	5,67	1,0	1,001 ≈ 1,0	M _d =24,48
Дані за кубовим залишком					
Компонент	Витрата		Концентрація		$M_i \cdot X_{w_i}$
	g_{w_i} , кг/год.	$G_{w_i} = \frac{g_{w_i}}{M_i}$, кмоль/год.	$x_{w_i} = \frac{g_{w_i}}{g_w}$, мас. частки	$X_{w_i} = \frac{G_{w_i}}{G_w}$, мольні частки	
CH ₄	13,7	0,86	0,011	0,039	0,62
C ₂ H ₆	50,1	1,67	0,043	0,075	2,25
C ₃ H ₈	320,0	7,27	0,276	0,329	14,48
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	161,3	2,78	0,139	0,126	7,31
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	311,3	5,37	0,268	0,243	14,09
<i>i</i> -C ₅ H ₁₂	168,8	2,34	0,146	0,106	7,63
<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	115,5	1,60	0,100	0,072	5,18
C ₆ H ₁₄	19,4	0,23	0,017	0,010	0,86
Σ	1160	22,12	1,0	1,0	M _w =52,42

Таблиця 2.3 – Розрахунок температури сировини

Компонент	Константа фазової рівноваги K_i при $P_f = 3,6\text{МПа}$ і $t_f = 25^\circ\text{C}$	Концентрація X_{f_i}	$K_i \cdot X_{f_i}$
CH ₄	4,5	0,169	0,761
C ₂ H ₆	1,1	0,081	0,089
C ₃ H ₈	0,35	0,292	0,102
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	0,17	0,105	0,018
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	0,12	0,200	0,024
<i>i</i> -C ₅ H ₁₂	0,051	0,086	0,004
<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	0,042	0,057	0,002
C ₆ H ₁₄	0,016	0,008	0,0001
Σ	-	0,998 ≈ 1,0	1,0

При цьому константи фазової рівноваги K_i визначаються за номограмою [10] у залежності від тиску P_f і температури t_f .

Вихідна сировина являє собою парорідинний потік, тому використання ізотерми рідкої фази дає деяку похибку. Приймаємо температуру сировини $t_f = t_d = 35^\circ\text{C}$.

Таблиця 2.4 – Розрахунок температури кубового залишку

Компонент	Константа фазової рівноваги K_i при $P_w = 3,62\text{МПа}$ і $t_w = 90^\circ\text{C}$	Концентрація X_{w_i}	$K_i \cdot X_{w_i}$
CH ₄	6,2	0,039	0,242
C ₂ H ₆	2,3	0,075	0,173
C ₃ H ₈	1,1	0,329	0,362
<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	0,6	0,126	0,076
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	0,45	0,243	0,109
<i>i</i> -C ₅ H ₁₂	0,24	0,106	0,025
<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	0,21	0,072	0,015
C ₆ H ₁₄	0,11	0,010	0,001
Σ	-	1,0	1,003 ≈ 1,0

При цьому константи фазової рівноваги K_i визначаються за номограмою [10] у залежності від тиску P_f і температури t_f .

Теплове навантаження кип'ятильника. Якщо вважати молярну витрату пари постійною по висоті відгінної частини колони, то теплове навантаження (в кДж/год.) кип'ятильника визначаємо за формулою [7]:

$$Q_w = G_d \cdot (H_w - h_w), \quad (2.3)$$

де H_w – ентальпія кубових парів при температурі $t_w = 90^\circ \text{C}$ тиску $P_w = 3,62 \text{ МПа}$, кДж/кмоль;

h_w – ентальпія кубової рідини при температурі $t_w = 90^\circ \text{C}$, кДж/кмоль.

Числові значення ентальпій визначаємо за графіком [7].

Тоді:

$$Q_w = 5,67 \cdot (31700 - 12100) = 111132 \frac{\text{кДж}}{\text{год.}}$$

2.4 Конструктивні розрахунки апарату

Мінімальна кількість теоретичних тарілок в колоні визначається за рівнянням Фенске-Андервуда в розрахунку на те, що легким ключовим компонентом, за умовами розділення, є етан (C_2H_6), а важким ключовим – пропан (C_3H_8) [10]:

$$N_{\min} = \frac{\lg \left(\frac{X_{d2} \cdot X_{w3}}{X_{d3} \cdot X_{w2}} \right)}{\lg \left(\frac{K_2}{K_3} \right)}; \quad (2.4)$$

$$N_{\min} = \frac{\lg \left(\frac{0,102 \cdot 0,329}{0,150 \cdot 0,075} \right)}{\lg \left(\frac{1,1}{0,35} \right)} = 0,95.$$

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		31

Число теоретичних тарілок в колоні знаходимо за рівнянням [7]:

$$N_T = 1,7 \cdot N_{\min} + 0,7; \quad (2.5)$$

$$N_T = 1,7 \cdot 0,95 + 0,7 = 2,3.$$

Найбільш навантаженим за парою перетином колони буде перетин під нижньою тарілкою, тому воно приймається за розрахункове.

Секундна авитрата пари в розрахунковому перерізі колони за температури $t_w = 90^\circ C$ і тиску $P_w = 3,62 \text{ МПа}$ визначаємо за формулою:

$$V_{\text{сек}} = \frac{G_d \cdot 22,4 \cdot (t_w + 273) \cdot 0,1}{3600 \cdot 273 \cdot P_w}; \quad (2.6)$$

$$V_{\text{сек}} = \frac{5,67 \cdot 22,4 \cdot (90 + 273) \cdot 0,1}{3600 \cdot 273 \cdot 3,62} = 1,3 \cdot 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

Швидкість захлинання для кілець Паля визначаємо за формулою [10]:

$$W_3 = \frac{V_{\text{сек}}}{0,785 \cdot D_P^2}; \quad (2.7)$$

$$D_P = 0,339 \cdot \left[\frac{37 \cdot V_{\text{сек}}}{A_0} \cdot \left(\frac{\rho_\Gamma}{\rho_P - \rho_\Gamma} \right)^{0,5} - 510 \cdot L \cdot \lg A_1 \right]^{0,5}, \quad (2.8)$$

де A_0 і A_1 – коефіцієнти, що визначаються за графіком [10].

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		32

$$D_p = 0,339 \cdot \left[\frac{37 \cdot 1,3 \cdot 10^{-3}}{0,275} \cdot \left(\frac{35}{480 - 35} \right)^{0,5} - 510 \cdot 7,5 \cdot 10^{-4} \cdot \lg 0,985 \right]^{0,5} = 0,077.$$

$$W_3 = \frac{1,3 \cdot 10^{-3}}{0,785 \cdot 0,077^2} = 0,28 \text{ м/с.}$$

Тоді реальну швидкість знаходимо по залежності:

$$w' = (0,8 \dots 0,9) \cdot W_3; \quad (2.9)$$

$$w' = 0,9 \cdot 0,28 = 0,25 \text{ м/с.}$$

Діаметр колони дорівнює:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,3 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 0,025}} = 0,257 \text{ м.}$$

Із нормативного ряду приймаємо стандартизований діаметр 400 мм.

Висоту шару насадки, необхідну для забезпечення заданого масобміну, визначаємо через висоту насадки, що еквівалентна теоретичній тарілці, і число теоретичних тарілок [7]:

$$H = N_T \cdot h_{EKB}. \quad (2.10)$$

Для нерегулярної насадки:

$$h_{EKB} = \left[\left(\frac{K_5}{W} \right) \cdot \left(\frac{\rho_P}{\rho_T} \right)^{0,5} \cdot \frac{1}{1 + D} \cdot h^{-0,25} \cdot (1 - 60 \cdot K_6 \cdot L_V^{0,5}) \cdot f(d / D) \right]^{-1}, \quad (2.11)$$

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		33

де W – швидкість пара в колоні, м/с;

ρ_P – густина рідини в робочих умовах, кг/м³;

ρ_G – густина газу в робочих умовах, кг/м³;

D – внутрішній діаметр колони, м;

Коефіцієнти K_5 і K_6 визначаємо за таблицею [7]. Для насадки з керамічних кілець Паля $d = 0,025$ м: $K_5 = 0,3$; $K_6 = 0,1$.

Гранична висота насадки між перерозподільними тарілками відповідно до таблиці [7]:

$$h = 3 \cdot D; \quad (2.12)$$

$$h = 3 \cdot 0,4 = 1,2 \text{ м.}$$

Числове значення функції $f(d / D) = 1$.

Швидкість газу в колоні $W = 0,25$ м/с.

Об'ємна витрата рідини:

$$L_V = \frac{g}{\rho_P \cdot 0,785 \cdot D^2}; \quad (2.13)$$

$$L_V = \frac{0,361}{480 \cdot 0,785 \cdot 0,4^2} = 6 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

$$h_{EKB} = \left[\left(\frac{0,3}{0,25} \right) \cdot \left(\frac{480}{35} \right)^{0,5} \cdot \frac{1}{1+0,4} \cdot 1,2^{-0,25} \cdot \left(1 - 60 \cdot 0,1 \cdot (6 \cdot 10^{-3})^{0,5} \right) \cdot 1 \right]^{-1} = 1,08 \text{ м};$$

$$H = 2,3 \cdot 1,08 \approx 2,5 \text{ м.}$$

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		34

Незважаючи на рівномірність зрошення, рідина поступово відтісняється газовим потоком до периферії. Виникає, так званий, пристіночний ефект, при якому має місце незрошувана зона, де насадка не зрошується. Із огляду на це, насадку укладають окремими шарами. Висота шару становить 3–5 діаметри, а між шарами встановлюють перерозподільні пристрої, які збирають рідину по краях колони і забезпечують рівномірне зрошення нижнього шару насадки.

Таким чином, у нашому випадку розбиваємо шар насадки на дві частини:

- верхній шар $h_2 = 1,5$ м;
- нижній шар $h_4 = 1,0$ м.

Між ними робимо зазор $h_3 = 600$ мм для встановлення перерозподільної тарілки.

На підставі практичних даних для сепарації рідини, що виноситься з газом, відстань між кришкою колони і верхнім шаром насадки приймаємо $h_1 = 1,0$ м; відстань між днищем і вбудованим теплообмінником $h_5 = 800$ мм (для забезпечення трьох – чотирьох хвилинного запасу кубової рідини внизу колони).

Робоча висота колони складе:

$$H_p = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5; \quad (2.14)$$

$$H_p = 1,0 + 1,5 + 0,6 + 1,0 + 0,8 = 4,9 \text{ м.}$$

Діаметр патрубка визначаємо за формулою [4]:

$$D = \sqrt{\frac{G}{\rho \cdot 3600 \cdot 0.785 \cdot \omega}}, \quad (2.15)$$

де ω – швидкість пари або рідини, м/с.

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		35

Швидкість пари приймається в діапазоні 10–15 м/с, а швидкість рідини 0,5–2 м/с [11].

Діаметри патрубків для входу і виходу вуглеводневих парів:

$$d_v = \sqrt{\frac{140}{3,5 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 7}} = 0,045 \text{ м.}$$

Приймаємо діаметри патрубків $d_v = 50$ мм.

Діаметр патрубка для входу вихідної суміші:

$$d_F = \sqrt{\frac{1300}{480 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 0,5}} = 0,044 \text{ м.}$$

Приймаємо діаметр патрубка $d_F = 50$ мм.

Діаметр патрубка для виходу кубового залишку:

$$d_w = \sqrt{\frac{1160}{500 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 0,5}} = 0,040 \text{ м.}$$

Приймаємо діаметр патрубка $d_w = 40$ мм.

2.5 Визначення гідравлічного опору апарату

Гідравлічний розрахунок проводимо у відповідності до методики [11].

Для визначення гідравлічного опору насадкового апарата попередньо визначаємо опір сухої насадки за наступним рівнянням:

$$\Delta P_{сух} = \lambda \cdot \left(\frac{H}{d_E} \right) \cdot \left(\frac{w^2 \cdot \rho_{\Gamma}}{2} \right), \quad (2.16)$$

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		36

де λ – коефіцієнт опору, який враховує сумарні втрати тиску на тертя і місцеві опори насадки;

$$d_E = \frac{4 \cdot \varepsilon}{\alpha} \text{ – еквівалентний діаметр насадки.}$$

Визначаємо критерій Рейнольдса для газу:

$$\text{Re}_\Gamma = \frac{w \cdot d_E \cdot \rho_\Gamma}{\mu_\Gamma}; \quad (2.17)$$

$$\text{Re}_\Gamma = \frac{0,25 \cdot 0,015 \cdot 40}{1,2 \cdot 10^{-5}} = 12500.$$

У нашому випадку $\text{Re}_\Gamma > 40$ (турбулентний режим), тому:

$$\lambda = \frac{16}{\text{Re}^{0,2}}; \quad (2.18)$$

$$\lambda = \frac{16}{12500^{0,2}} = 2,43;$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 2,43 \cdot \left(\frac{2,5}{0,015} \right) \cdot \left(\frac{0,25^2 \cdot 40}{2} \right) = 506 \text{ Па}.$$

При роботі колони у плівковому режимі гідравлічний опір зрошуваної насадки можна визначити наближено за емпіричним рівнянням:

$$\Delta P_{3P} = 10^{b \cdot U} \cdot \Delta P_{\text{сух}}, \quad (2.19)$$

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		37

де b – дослідний коефіцієнт, значення якого можна знайти за довідковими таблицями; для насадки $25 \times 25 \times 3$ мм при $U = (0,5 \dots 36,5) \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с})$ значення $b = 51,2$.

$$\Delta P_{OP} = 10^{51,2 \cdot 18,5 \cdot 10^{-3}} \cdot 506 = 4480 \text{ Па}.$$

2.6 Розрахунок і вибір допоміжного обладнання

У відповідності до технологічної схеми (рис. 2.1) використовується один компресорний агрегат. Тобто, для розрахунку компресора необхідно визначити величину об'ємної витрати вуглеводнів:

$$Q = \frac{g_f}{\rho_f}; \quad (2.20)$$

$$Q = \frac{1300}{35} = 37 \text{ м}^3/\text{год.} = 620 \text{ л/хв.}$$

Продуктивність компресора визначаємо за рівнянням [11]:

$$A = Q \cdot \frac{\beta}{\eta}, \quad (2.21)$$

де β – коефіцієнт, що враховує конструктивні особливості і надійність різних груп компресорів;

η – коефіцієнт корисної дії (ККД) компресора.

Довідкові значення β і η для роботи в діапазоні заданого робочого тиску в пневмосистемі наведені у [11].

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
						38
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

де K – коефіцієнт теплопередачі у випарнику; приймаємо за [4]
 $K = 300 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$;
 Δt – різниця між температурами конденсації гріючої водяної пари і кипіння
(випаровування) кубового залишку; приймаємо $\Delta t = 12^\circ \text{С}$.

$$F_p = \frac{11132}{300 \cdot 12} = 3,1 \text{ м}^2.$$

Вибираємо кожухотрубний випарник із такими характеристиками: діаметр кожуха 400 мм; довжина труб 500 мм; кількість труб 89 шт.; діаметр труб 25×2 мм; кут розбивки 90°; шаг 32 мм; поверхня теплообміну 3,5 м².

Коефіцієнт запасу теплообмінної поверхні апарату складе:

$$\beta = \frac{F - F_p}{F} \cdot 100 \% ; \quad (2.23)$$

$$\beta = \frac{3,5 - 3,1}{3,5} \cdot 100 \% = 11,4 \% .$$

					<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>		40

3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Вибір конструкційних матеріалів [12–14]

У хімічній промисловості умови роботи апаратів характеризуються широким діапазоном температур – приблизно від мінус 254 до плюс 2500°C при тисках від 0,015 Па до 600 МПа при агресивному впливі середовищ [12].

Основними вимогами, яким повинні відповідати хімічні апарати, є механічна надійність, довговічність, конструктивна досконалість, простота виготовлення, зручність транспортування, монтажу та експлуатації [12–14].

Тому до конструкційних матеріалів проекрованої апаратури висувають наступні вимоги [13]:

- 1) висока корозійна стійкість матеріалів в агресивних середовищах при робочих параметрах процесу;
- 2) висока механічна міцність при заданих робочих тисках, температурі і додаткових навантаженнях, що виникають при гідравлічних випробуваннях та експлуатації апаратів;
- 3) гарна зварюваність матеріалів із забезпеченням високих механічних властивостей зварних з'єднань;
- 4) низька вартість і доступність матеріалів.

Здійснимо підбір конструкційного матеріалу для виготовлення основних деталей і вузлів ректифікаційної колони. Підбір здійснюємо, враховуючи значення температури та тиску, а також агресивність робочого середовища.

Для деталей колони, які безпосередньо контактують із вуглеводнями вибираємо у якості матеріалу сталь 16ГС; матеріал опори – сталь ВСтЗсп; для усіх інших елементів – сталь Ст 3.

Для ущільнення з'єднань використовуємо пароніт ПОН-1. Це листовий матеріал, виготовлений пресуванням азбокаучукової маси, що складається із азбесту, каучуку і порошкових інгредієнтів.

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		41

3.2 Визначення товщини стінки апарата, кришки

Розрахунки на міцність виконуємо за методикою [15].

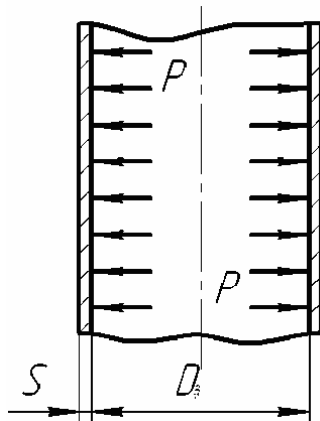


Рисунок 3.1 – Розрахункова схема циліндричної обичайки

Знаходимо величину нормативної допустимої напруги для сталі 16ГС при розрахунковій температурі 90°C: $\sigma^* = 161 \text{ МПа}$.

Допустиме напруження:

$$[\sigma] = \sigma^* \cdot \eta, \quad (3.1)$$

де $\eta = 1$ – поправковий коефіцієнт для листового прокату.

$$[\sigma] = 161 \cdot 1 = 161 \text{ МПа}.$$

Допустиме напруження при гідравлічних випробуваннях:

$$[\sigma]_B = \frac{\sigma_T^{20}}{1,1}, \quad (3.2)$$

де $\sigma_T^{20} = 280 \text{ МПа}$ – межа плинності сталі 16ГС при температурі 20°C.

$$[\sigma]_B = \frac{280}{1,1} = 254,5 \text{ МПа}.$$

У нашому випадку приймаємо, що розрахунковий тиск дорівнює робочому тиску в апараті: $P_p = P = 3,62 \text{ МПа}$.

Оскільки розрахунковий тиск більше 0,5 МПа, то пробний тиск при гідравлічних випробуваннях визначаємо за рівнянням:

$$P_B = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{1,25 \cdot P_p \cdot [\sigma]_{20}}{[\sigma]} \\ P_p + 0,3 \end{array} \right\}, \quad (3.3)$$

де $[\sigma]_{20} = \sigma_{20}^* = 170 \text{ МПа}$ – допустима напруга сталі 16ГС при температурі 20°C ($\eta = 1$).

$$P_B = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{1,25 \cdot 3,62 \cdot 170}{161} = 4,78 \text{ МПа} \\ 3,62 + 0,3 = 3,92 \text{ МПа} \end{array} \right\} = 4,78 \text{ МПа}.$$

Розрахункова товщина циліндричної обичайки:

$$S_P^H = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{P_p \cdot D}{2 \cdot \phi \cdot [\sigma] - P_p} \\ \frac{P_B \cdot D}{2 \cdot \phi \cdot [\sigma]_B - P_B} \end{array} \right\}, \quad (3.4)$$

де $\phi = 1$ – коефіцієнт міцності зварних швів із двостороннім суцільним проваром, що виконані автоматичним або напівавтоматичним зварюванням.

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		43

$$S_P^H = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{3,62 \cdot 400}{2 \cdot 1 \cdot 161 - 3,62} = 4,55 \\ \frac{4,78 \cdot 400}{2 \cdot 1 \cdot 254,5 - 4,78} = 3,79 \end{array} \right\} = 4,55 \text{ мм.}$$

Виконавча товщина циліндричної обичайки:

$$S_{ц} \geq S_P^H + c, \quad (3.5)$$

де c – прибавка до розрахункових товщин конструктивних елементів:

$$c = c_1 + c_2 + c_3, \quad (3.6)$$

c_1 – прибавка для компенсації корозії та ерозії;

c_2 – прибавка для компенсації мінусового допуску;

c_3 – технологічна прибавка.

Приймаємо, що $c_2 = c_3 = 0$.

Прибавку для компенсації корозії та ерозії визначаємо за рівнянням:

$$c_1 = P \cdot \tau, \quad (3.7)$$

де $P = 0,12$ мм/рік – проникність матеріалу;

$\tau = 15$ років – термін служби апарату.

У результаті отримуємо:

$$c = c_1 = 0,12 \cdot 15 = 1,8 \text{ мм.}$$

$$S_{ц} = 4,55 + 1,8 = 6,35 \text{ мм.}$$

Приймаємо $S_{\text{ц}} = 8 \text{ мм}$.

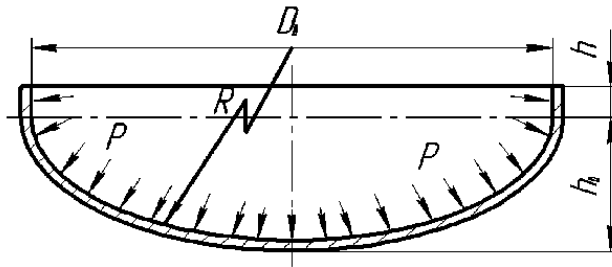


Рисунок 3.2 – Розрахункова схема еліптичної кришки

Розрахункова товщина еліптичного днища:

$$S_P^E = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{P_P \cdot D}{2 \cdot \phi \cdot [\sigma] - 0,5 \cdot P_P} \\ \frac{P_B \cdot D}{2 \cdot \phi \cdot [\sigma]_B - 0,5 \cdot P_B} \end{array} \right\}; \quad (3.8)$$

$$S_P^E = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{3,62 \cdot 400}{2 \cdot 1 \cdot 161 - 0,5 \cdot 3,62} = 4,52 \\ \frac{4,78 \cdot 400}{2 \cdot 1 \cdot 254,4 - 0,5 \cdot 4,78} = 3,78 \end{array} \right\} = 4,52 \text{ мм}.$$

Виконавча товщина еліптичного днища:

$$S_E \geq S_P^E + c; \quad (3.9)$$

$$S_E = 4,52 + 1,8 = 6,32 \text{ мм}.$$

Приймаємо $S_E = 8 \text{ мм}$.

3.3 Розрахунок висоти трубної решітки [15]

Номінальну розрахункову висоту решітки визначаємо за формулою:

$$h' = K \cdot D \cdot \sqrt{\frac{P}{\phi_0 \cdot \sigma_{32}}}, \quad (3.10)$$

де ϕ_0 – коефіцієнт ослаблення решітки отворами;

σ_{32} – допустима напруга на згинання для матеріалу решітки, МН/м².

Значення величин K і D визначаємо за [3]: $K = 0,47$; $D = D_B = 400$ мм.

$$h' = 0,47 \cdot 0,4 \cdot \sqrt{\frac{3,62}{1 \cdot 140}} = 0,03 \text{ м.}$$

3.4 Розрахунок опори апарата [15]

Визначимо навантаження порожнього апарата на опору по формулі:

$$Q_{an} = M_{an} \cdot g, \quad (3.11)$$

де M_{an} – маса порожнього апарата;

$$M_{an} = M_k + M_{дн} + M_{кр} + M_n + M_{фл}, \quad (3.12)$$

де M_k , $M_{дн}$, $M_{кр}$, M_n , $M_{фл}$ – відповідно маси корпусу, днища, кришки, насадки, фланців і арматури

$$M_k = H \cdot \pi \cdot D \cdot s \cdot \rho, \quad (3.11)$$

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		46

де ρ – щільність матеріалу корпусу (сталь 16ГС); $\rho = 7800 \text{ кг/м}^3$;

$$M_k = 5,7 \cdot 3,14 \cdot 0,4 \cdot 0,008 \cdot 7800 = 447 \text{ кг};$$

$$M_{\text{дн}} = M_{\text{кр}} = 15 \text{ кг.}$$

Маса шарів насадки:

$$M_n = V_n \cdot \rho_n, \quad (3.12)$$

де V_n – об'єм, який займає насадка, м^3 ;

ρ_n – насипна щільність насадкових тіл.

Для нерегулярно завантажених (навалом) керамічних кілець Паля розміром $25 \times 25 \times 3$ мм насипна щільність становить $\rho_n = 900 \text{ кг/м}^3$ [10].

Об'єм, який займає насадка визначаємо за залежністю:

$$V_n = \pi \cdot R^2 \cdot h_n = 3,14 \cdot 0,2^2 \cdot 2,5 = 0,314 \text{ м}^3; \quad (3.13)$$

$$M_n = 0,314 \cdot 900 = 283 \text{ кг.}$$

Масу фланців і арматури приймаємо рівною $M_{\text{фл}} = 200 \text{ кг}$.

Маса порожнього апарата:

$$M_{\text{ан}} = 447 + 15 + 15 + 283 + 200 = 960 \text{ кг};$$

$$Q_{\text{ан}} = 960 \cdot 9,81 = 9418 \text{ Н.}$$

Навантаження апарата на опору під час гідравлічних випробувань:

					<i>XI.P.00.00.00 ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		47

$$Q_{an}^e = (M_{an} + M_g) \cdot g, \quad (3.14)$$

де M_g – маса залитої в апарат води, кг.

$$M_g = V \cdot \rho_g, \quad (3.15)$$

де V – об'єм апарата, м³.

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H = \frac{3,14 \cdot 0,4^2}{4} \cdot 5,7 = 0,72 \text{ м}^3;$$

$$M_g = 0,72 \cdot 1000 = 720 \text{ кг};$$

$$Q_{an}^e = (960 + 720) \cdot 9,81 = 16480 \text{ Н}.$$

За таблицею [12] вибираємо циліндричну опору другого типу: 2-400-20-50.

					<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>		48

4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА

4.1 Обґрунтування компонування основного та допоміжного обладнання [16]

Під компонуванням виробництва розуміють розміщення технологічного обладнання та споруд, що забезпечує нормальний перебіг технологічного процесу, безпеку експлуатації устаткування, нормальні умови для монтажу і ремонту апаратури при оптимальному обсязі будівництва. Із метою індустріалізації і найкоротшого терміну будівництва об'єкта, компонування самого промислового будинку необхідно виконувати з урахуванням максимальної уніфікації будівельних елементів, застосовуючи сучасні типові деталі і конструкції.

За функціональним призначенням промислові будівлі поділяють на:

- виробничі (цехи, що випускають готову продукцію або напівфабрикати);
- підсобно-виробничі (експериментальні, інструментальні, ремонтні);
- енергетичні (котельні, ТЕЦ, компресорні та інші станції);
- складські, транспортні;
- санітарно-технічні (насосні станції, очисні споруди тощо);
- допоміжні (заводоуправління, КБ, медпункт, приміщення для навчальних занять).

Усі будівлі і споруди по вогнестійкості поділяють на п'ять ступенів, кожна ступінь вогнестійкості будівлі або споруди визначається двома показниками:

- 1) групою займистості застосовуваних будівельних матеріалів конструкцій (всі будівельні матеріали та конструкції за ступенем займистості діляться на негорючі, вогнестійкими і згораючі);

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		49

2) межею вогнестійкості окремих конструктивних елементів будівель чи споруд. Межа вогнестійкості – це час в годинах, протягом якого конструкція здатна чинити опір дії вогню до втрати стійкості і несучих можливостей.

Промислові будівлі і споруди хімічних підприємств проектують зазвичай II класу і не нижче третього ступеня вогнестійкості.

При розміщенні самого хімічного устаткування розрізняють три варіанти компоновки: закритий (в промислових будівлях); відкритий (на відкритих залізобетонних постаментях); змішаний.

Вибираємо відкритий варіант компоновки – обладнання розміщується на відкритому майданчику, що зменшує капітальні витрати на виробництво, зменшує загазованість і вплив теплових виділень, вибухо- та пожежобезпечність, покращує умови роботи устаткування, полегшує доступ до важкого обладнання, а також забезпечує гарну вентиляцію. Ми вибрали такий варіант компоновки у зв'язку із зазначеними вище перевагами, а також із урахуванням його масопотоків (газових та рідинних), мас і габаритних розмірів різних типів обладнання, специфіки технологічного обладнання (вибухо- і пожежонебезпека, токсичність, нечутливість до умов навколишнього середовища тощо).

Компоновку основного технологічного обладнання проводять так, щоб обслуговування усієї технологічної схеми було максимально зручним, швидким і ергономічним. Для забезпечення самопливу продуктів за технологічною схемою необхідно суворо дотримуватися норм розміщення обладнання по висотним позначкам. Взаємне розташування колон з урахуванням робочих тисків їх експлуатації, і іншого устаткування, вимагає чіткого узгодження.

Для забезпечення вільного перетікання ухил трубопроводу становить близько 3–5°. Кути повороту колін трубопроводів 90°. Сходи обладнані поручнями для забезпечення безпеки обслуговуючого персоналу. Вище другого поверху встановлюються майданчики з металоконструкцій для обслуговування колони. Між площадками встановлюється драбина з круговою огорожею.

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

Трасування трубопроводу повинно відповідати технологічній схемі і забезпечувати компенсацію температурних подовжень. При цьому траса трубопроводів і розміщення нерухомих кріплень повинні забезпечувати достатню гнучкість, щоб напруги самокомпенсації, а також сили і моменти, що передаються трубопроводами на обладнання, не перевищували допустимих значень.

Для забезпечення найменших гідродинамічних втрат при проектуванні і монтажу необхідно виконувати такі основні вимоги:

- відсутність зайвих поворотів траси;
- використання випрямлення траси з метою зменшення її довжини і кутів повороту;
- установка трійників таким чином, щоб головний потік середовища проходив трійник без повороту;
- відсутність високих коефіцієнтів опору засувки (засувки зі звуженим проходом); у разі вимушеного застосування таких засувок необхідно до і після таких засувок мати прямі ділянки (до засувки 10–12 діаметрів, після неї – не менше 5 діаметрів труби), щоб уникнути різкого підвищення гідродинамічних втрат;
- при великих швидкостях середовища в напірних патрубках насосів (досягаючих 5–7 м/с) відразу за патрубком повинен встановлюватися перехід на більший діаметр, а потім зворотний клапан і засувка;
- при розгалуженні трубопроводу на два меншого діаметру повинен використовуватися трійник, діаметр якого дорівнює діаметру трубопроводу, що підводять.

Траси трубопроводів повинні вибиратися так, щоб уникнути зайвих нижніх і верхніх точок, які потребують влаштування дренажів та повітряників. Ухили трубопроводів повинні вибиратися у напрямку руху пари і повинні враховувати збільшення стріли прогину в прольотах у результаті повзучості металу.

					<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>		51

4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання [17, 18]

При монтажі повністю зібраного апарата спочатку апарат збирається із блоків, а потім приварюється опора. Частини апарата, що стикаються, підтягують один до одного трубоукладачами або тракторами. Для збігу стиків по всьому периметру до кромки однією зі стикаючих частин приварюють вісім і більше напрямних планок (див. рис. 4.1), які після прихватки стику короткими звареними швами зрізають газокисневим різанням.

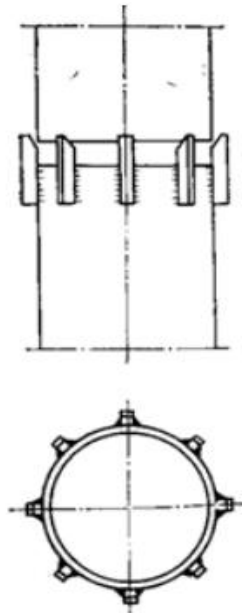


Рисунок 4.1 – Стиковка обичайок

Стиковку роблять за заводськими контрольними рисками, нанесеними на корпусах. Відхилення розмірів ділянок, що стикаються, повинні бути в межах допустимих норм: зміщення кромки в кільцевих швах не повинно перевищувати 10 % товщини листа апарата, а у разі двошарової сталі повинно бути не більше товщини шару.

Монтаж колонного насадкового апарату проводиться, безпосередньо, за монтажні штуцери, які розташовані вище центру ваги, за допомогою

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		52

вантажопідійомних механізмів (стрілові крани, щогли тощо). Стропування апарату проводиться за верхню частину, тому для посилення в горизонтальному положенні його обв'язують кутками або швелерами.

Ступінь складності встановлення колонного апарату в проектне положення визначається його габаритними розмірами (висотою і діаметром), масою, а також висотою фундаменту. Застосовують два основних способи підйому: ковзання і поворот навколо шарніру (рис. 4.2). Проектований колонний апарат має достатньо невелику масу і його підйом забезпечується двома щоглами, що дозволяє легко встановлювати апарат на фундамент. Перед підйомом апарат розташовують якомога ближче до фундаменту. Щогли встановлюють по обидва боки від фундаменту вертикально або злегка похило. Необхідність нахилу щогл визначається довжиною самого апарату, його розташуванням по відношенню до фундаменту, розташуванням і висотою щогл, прийнятою схемою стропування.

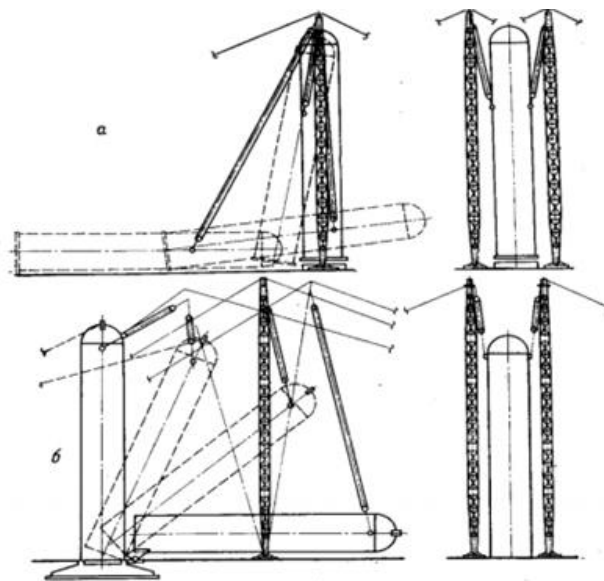


Рисунок 4.2 – Способи підйому колонного апарата:

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

У зварюваних стиках ретельно контролюють зазори, які повинні бути в межах 2–4 мм незалежно від товщини листів обичайок. Кромки зварювальних

частин ретельно очищають металевими щітками. Прихватку, як і повне зварювання, виконують електродами, передбаченими проектом. Стики, що виконані з двошарової сталі, прихоплюють на основному шарі. Технологія зварювання (спосіб і режим зварювання, порядок накладення швів і термооброблення) наводиться в проектній документації заводу-виготовлювача.

Ділянка території, де проводиться зварювання, повинна бути захищена від атмосферних опадів та вітру для запобігання забруднення шва. Бажано зварювання виконувати на роликовому стенді, на рамі якого встановлюють один або два зварювальних автомати. Для зварювання внутрішнього шва один автомат розміщують всередині апарату. Після завершення зварювання остаточно перевіряють всі розміри зібраного апарату, які повинні бути в межах допусків. Корпуси відповідальних колонних апаратів повинні відповідати таким вимогам: відхилення довжини не повинно перевищувати 0,3 % від проектного; кривизна циліндра на ділянці 1 м повинна бути не більше 2 мм, а для апаратів вище 10 м – не більше 3 мм.

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 насадкового 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.

Очищення стінок внутрішнього простору, опорних конструкцій та стінок кубової частини колони роблять за допомогою металевих скребоків і щіток, а також за допомогою механізованих пристосувань і інструментів. Відкладення і бруд видаляють з колони дерев'яними лопатами і спускають їх в цеберку зі спеціальними жолобами.

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.

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

					<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>		55

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.

					<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>		56

5 ІНФОРМАЦІЙНЕ ТА АПАРАТУРНЕ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ

5.1 Аналіз рівня автоматизації ректифікаційних установок [19]

Процес первинної переробки вуглеводневої сировини відбувається безпосередньо в ректифікаційній колоні. Розглянемо більш детально схеми автоматизації процесу ректифікації (рис. 5.1). Процес ректифікації відноситься до основних процесів нафтопереробної промисловості. Основним показником його ефективності є склад кінцевого продукту (вміст у ньому цільових компонентів). У залежності від технологічних особливостей процесу цільовим кінцевим продуктом може виступати як дистиллят, так і кубовий залишок. Саме підтримка постійного складу цільового продукту і є метою керування. Склад іншого продукту при цьому може коливатися в певних межах, внаслідок зміни складу вихідної суміші.

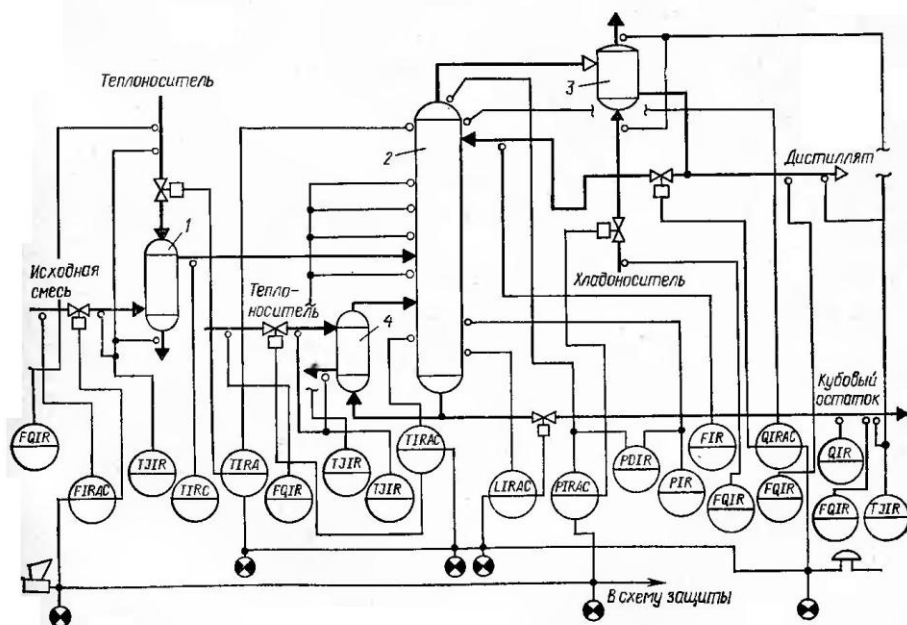


Рисунок 5.1 – Типова схема автоматизації процесу ректифікації:
1 – теплообмінник вихідної суміші; 2 – ректифікаційна колона;
3 – дефлегматор; 4 – кип'ятильник

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

Ректифікаційна установка є досить складним об'єктом керування зі значним часом запізнювання (наприклад, в окремих випадках, вихідні параметри процесу почнуть змінюватися після зміни параметрів сировини лише через 1–3 години), із великою кількістю параметрів, які характеризують даний процес, і т. ін.

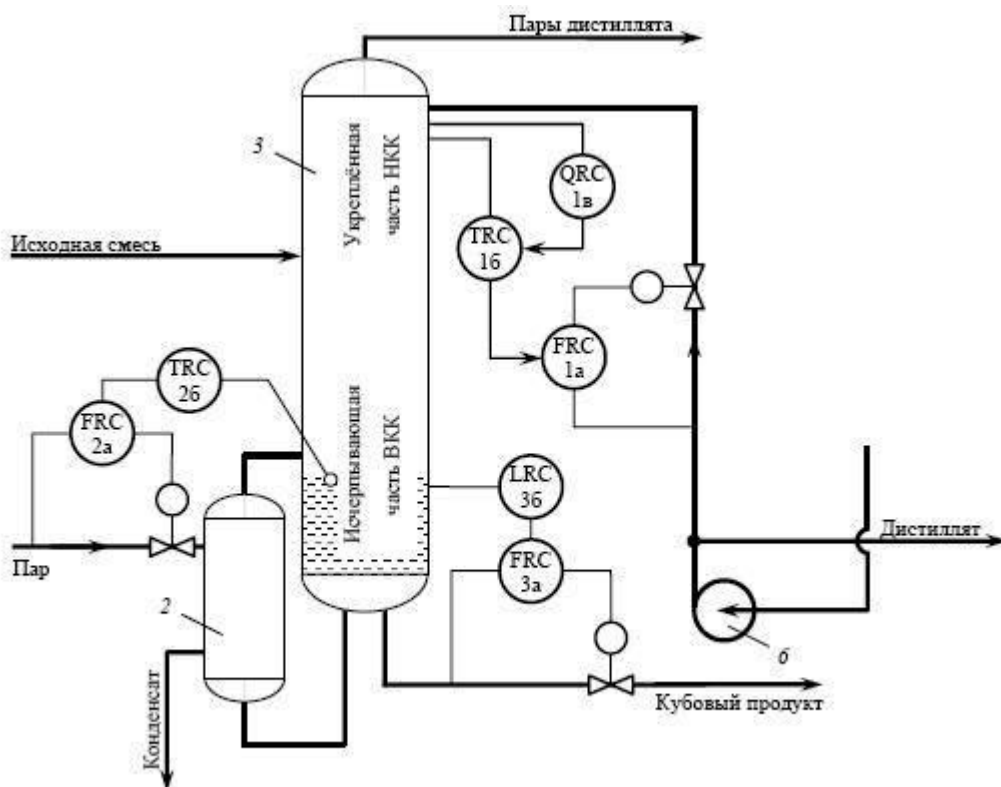


Рисунок 5.2 – Варіант схеми каскадного регулювання процесу ректифікації

Труднощі регулювання процесу пояснюються також частотою і амплітудою збурень. В даному об'єкті досліджень може відбуватися: зміна початкових параметрів вихідної суміші, тепло- і холодоносіїв; зміна властивостей теплопередаваних поверхонь, відкладення речовин на стінках тощо. Окрім того, на технологічний режим ректифікаційних колон, які встановлено на відкритій площадці, впливають коливання температур навколишнього середовища. Концентрація цільового компонента в продуктах сильно залежить від початкових параметрів вихідної суміші.

Витрату може бути стабілізовано за допомогою регулятора витрати.

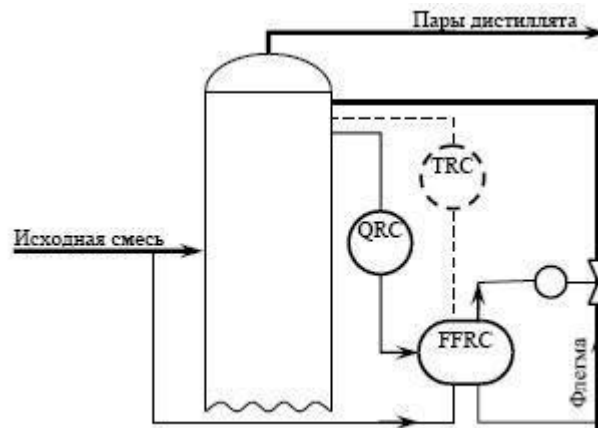


Рисунок 5.3 – Застосування регулятора співвідношення витрат вихідної суміші і флегми з корекцією за складом

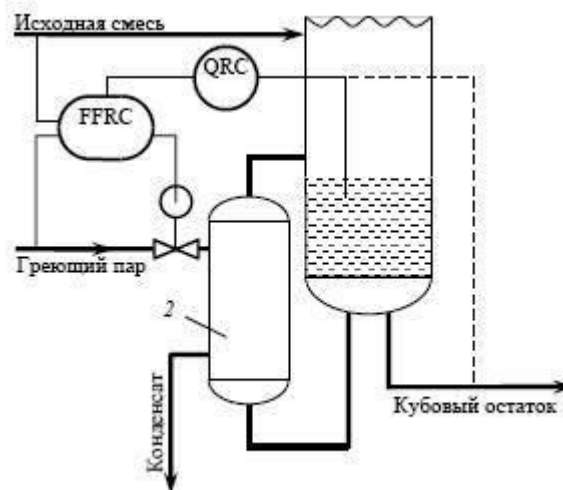


Рисунок 5.4 – Застосування регулятора співвідношення витрат вихідної суміші і грючої пари з корекцією за складом кубового залишку

Діафрагма і виконавчий пристрій цього регулятора повинні бути встановлені до теплообмінника, оскільки після нагрівання суміші до температури кипіння в цьому теплообміннику потік рідини може містити парову фазу, що порушує роботу автоматичних пристроїв.

Велике значення для процесу ректифікації має температура вихідної суміші. Якщо суміш починає надходити в колону при температурі меншій, ніж

температура кипіння, вона повинна нагріватися до цієї температури парами, що йдуть із нижньої частини колони. Конденсація парів при цьому збільшується, що порушує весь режим процесу ректифікації. Тому температуру вихідної суміші стабілізують зміною витрати теплоносія, що подається в теплообмінник.

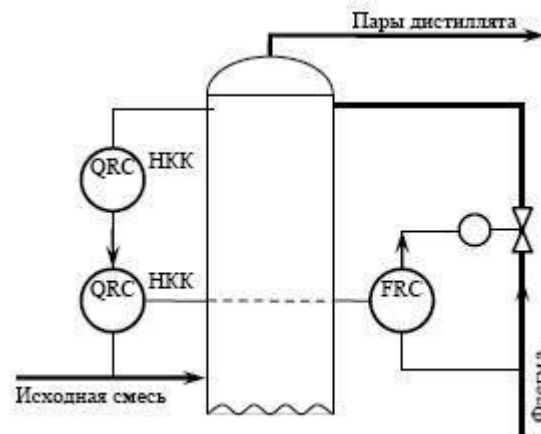


Рисунок 5.5 – Варіант схеми регулювання складу дистилляту при використанні аналізатора складу вихідної суміші

Розглянемо можливості регулювання режимних параметрів верхньої (зміцнюючої) частини ректифікаційної колони, які безпосередньо визначають склад дистилляту.

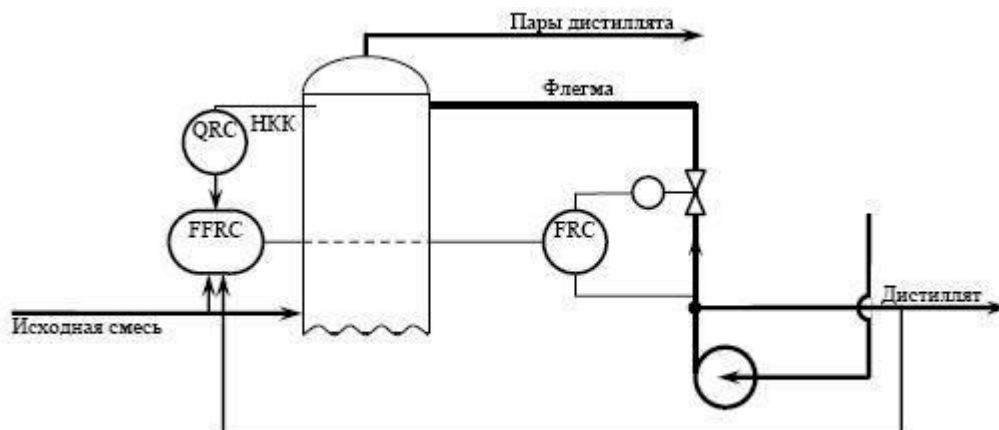


Рисунок 5.6 – Схема регулювання складу дистилляту з урахуванням зміни складу вихідної суміші

Стабілізація тиску у верхній частині колони необхідна не тільки для підтримки заданого складу цільового продукту, але і для забезпечення нормального гідродинамічного режиму колони, оскільки при зменшенні тиску може відбутися «захлинання» колони (висхідний потік пари починає перешкоджати стіканню рідини по тарілках вниз), а при його збільшенні знижується швидкість парового потоку, що пов'язано зі зменшенням продуктивності всієї установки.

Порівняно просто регулювати також і концентрацію зміною витрати флегми: чим більша ця витрата, тим більше низькокиплячого компонента буде в рідині, і навпаки.

На практиці часто регулюють склад парів (а в окремих випадках і склад дистиляту) зміною витрати флегми. Регулюючий орган у всіх випадках може бути встановлений як на лінії флегми, так і на лінії дистиляту, що рівноцінно. У якості аналізаторів складу в промисловості використовують хроматографи та газоаналізatori.

Отже, для досягнення мети керування необхідно стабілізувати тиск і склад рідини у верхній частині колони шляхом зміни витрати холодоносія, який 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 – головним чином тиском, температурою і складом рідини в кубі колони.

Необхідність стабілізації тиску парів у кубі відпадає, оскільки ректифікаційна колона має добре виражені властивості самовирівнюватися за цим параметром і регулювання тиску в зміцнюючій частині колони призведе до того, що тиск у кубі через декілька хвилин прийме певне (трохи більше, ніж вгорі колони) значення.

Цього не можна сказати про температуру рідини в кубі (як і у верхній частині колони, в кубі, крім тиску, досить регулювати лише один параметр). Зміна витрати флегми, із метою регулювання другого параметра, призводить до

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		61

зміни параметрів в кубі колони лише через кілька годин. У зв'язку із цим для підтримки нормального режиму в кубі виникає необхідність незалежного регулювання одного із цих параметрів. Зазвичай, стабілізують температуру, оскільки, з одного боку, датчик температури значно простіший і надійніший, аніж аналізатори складу, а з іншого боку, якщо цільовим продуктом є дистилат, то вимоги до технологічного режиму низу колони менш жорсткі, ніж до верхньої частини. Отже, в кубі колони слід регулювати температуру.

Регулюючі дії в нижній частині колони можуть здійснюватися зміною витрат кубового залишку і теплоносія, який подається в кип'ятильник. Якщо враховувати, що один із них, а саме витрату залишку, слід використовувати для підтримки матеріального балансу, тобто для стабілізації рівня рідини в кубі, то єдиним регулюючим впливом при регулюванні температури є зміна витрати теплоносія, який подається в теплообмінник.

Таким чином, якщо цільовим продуктом є дистилат, то для досягнення мети керування слід регулювати витрату вихідної суміші, температуру вихідної суміші, тиск у верхній частині колони, склад рідини у верхній частині колони, температуру і рівень рідини в кубі. Контролю підлягають: витрати вихідної суміші, дистилату, флегми, залишку, тепло- і холодоносіїв; склад і температура кінцевих продуктів; температура вихідної суміші, тепло- і холодоносія; рівень в кубі колони; температура по висоті колони, тиску у верхній і нижній частинах колони, а також перепад цих тисків.

Сигналізації підлягають значні відхилення складу цільового продукту, рівня і тиску в колоні від заданих значень. При тиску в колоні вище допустимого, а також у разі припинення надходження вихідної суміші, повинні спрацювати автоматичні пристрої захисту, які відключають ректифікаційну установку.

					<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>		62

5.2 Вибір та обґрунтування технічних засобів автоматизації [20]

Вибір приладів автоматизації повинен проводитися з тих засобів автоматизації, які випускаються серійно та вже себе добре зарекомендували. За можливістю необхідно вибирати із тих приладів, які є доступні для виробництва або закупівлі на Україні.

Вибір приладів проводимо, спираючись на необхідний діапазон вимірювань. Застосування пневматичних приладів обґрунтовано пожежонебезпекою даного виробництва.

Для проведення, контролю і регулювання процесом були обрані наступні прилади [21].

Автоматичний контроль температури. Сімейство вимірювальних перетворювачів температури фірми SIEMENS представлено перетворювачами SITRANS T, термоперетворювачами опору і термомпарами 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 РС.

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.

Автоматичний контроль рівня. Гама рівнемірів SIEMENS для контролю рівня рідких і сипких середовищ втілена в сімействі SITRANS L і

						XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата			63

дозволяє знайти рішення для широкого спектра задач. Сигналізатор граничного рівня (ємнісний) Pointek CLS 200 – універсальний сигналізатор із високою хімічною стійкістю.

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.

					<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>		64

6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА У НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ

До завдань охорони праці на нафтопереробних підприємствах відносяться [21]:

- виявлення, ослаблення та усунення промислових небезпек і професійних шкідників;
- ліквідація причин промислових нещасних випадків і професійних захворювань працюючих;
- оздоровлення умов праці;
- попередження аварій, вибухів і пожеж; забезпечення охорони природи;
- захист сусідніх населених пунктів і підприємств від несприятливого і небезпечного впливу.

До промислових небезпек і професійної шкоди на нафтопереробних підприємствах відносять [21]:

- несприятливі метеорологічні умови;
- рухливі, струмоведучі та нагріті частини обладнання; шкідливі речовини (отрути, пил);
- небезпечні випромінювання (іонізуючі, теплові, ультрафіолетові);
- шум, вібрація, горючі і вибухонебезпечні речовини, падіння робітників тощо.

Робота нафтопереробних підприємств характеризується наступними особливостями [21]:

- виконання більшості робіт під відкритим небом, часто при несприятливих метеорологічних умовах;
- ймовірність контакту з різними речовинами: нафтою, попутними газами і пластовими водами, які є отруйними, агресивними, горючими і вибухонебезпечними;
- великі фізичні зусилля і нервова напруга при виконанні деяких робіт (ліквідація аварій, відкритих фонтанів, переміщення вантажів);

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		65

- підвищення робочих параметрів деякого устаткування і установок (тиск, електрична напруга, швидкість руху, механічні зусилля, температура);
- використання небезпечних для людини кислот і вибухонебезпечних речовин;
- віддаленість робочих місць від населених пунктів, санітарно-побутових та інших приміщень.
- велика кількість різних машин, механізмів, установок.

Вимоги до обладнання [21]:

- технологічна апаратура і комунікації повинні бути герметичними (в разі порушення герметичності - негайно виправити);
- на технологічних апаратах, в яких знаходяться вибухонебезпечні речовини, повинні встановлюватися вогневідштовхувачі або інші засоби для перекриття полум'я;
- розташування обладнання повинно забезпечувати безпеку і зручність його обслуговування і ремонту.

На відкритих майданчиках хімічна апаратура може розміщуватися або на етажерках, або самостійно.

При цьому рекомендується: все важке і громіздке обладнання по можливості розміщувати на позначці землі; в якості опорних пристроїв застосовувати типові конструкції із залізобетону; максимально використовувати несучу здатність стінок великогабаритних апаратів.

При проектуванні виробництв одним з найважливіших завдань є забезпечення транспорту речовин між окремими апаратами технологічної схеми. Вибір способу транспорту речовин і типу пристроїв залежить від фізико-хімічних властивостей і агрегатного стану середовища, що транспортується, від часу, за який необхідно зробити транспортування, від режиму роботи апаратів (періодичний, безперервний), а також від економічної доцільності. Велику роль при виборі способу транспортування речовин грає

						<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>			66

забезпечення безпеки виробництва. Так, наприклад, у вибухопожежонебезпечних виробничих приміщеннях завжди, коли можливо, транспорт забезпечують самопливом. Насосне обладнання в таких виробництвах повинно мати електродвигуни з відповідним виконанням, що значно збільшує його вартість, в той час як самопливний спосіб транспорту не вимагає енерговитрат і є найбільш безпечним.

Газоподібні речовини подаються з компресорних установок. Транспортування здійснюється під дією надлишкового тиску, створюваного компресором.

Технологічне обладнання, що створює на робочих місцях вібрацію і шум, рекомендується встановлювати на спеціальних фундаментах або амортизаторах.

Також правила компоновки, що впливають з вимог ремонту, становлять основну частину ремонтних робіт. Теплообмінні поверхні чистять від накипу, шлаку, смол; реакційні котли від залишків перероблених речовин; збірники, відстійники також підлягають періодичному чищенню. У процесі чищення доводиться розбирати обладнання, відкривати люки, витягувати труби, що вимагає відповідної виробничої площі.

На цій установці на переробку надходить нестабільна (насичена вуглеводневим газом) вуглеводнева сировина. Вуглеводневий газ – задушливий, а в суміші з повітрям при концентрації від 5 до 15 % за обсягом вибухонебезпечний. Під час вибуху тиск в замкнутому просторі підвищується до 1 МПа. Щоб можна було визначити витік по запаху, в газ додають невелику кількість меркаптанів, що мають сильний неприємний запах.

Високий рівень електрифікації нафтових промислів і важкі умови експлуатації електрообладнання (вогкість, перепади температур, наявність горючих, вибухонебезпечних і агресивних речовин) вимагають особливої уваги до забезпечення електробезпеки обслуговуючого персоналу.

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		67

Таблиця 6.1 – Гранично-допустимі концентрації вуглеводнів [21]

Сполука	Формула	ГДК, мг/м ³	НПВ, % об.	ВПВ, % об.
Метан	CH ₄	300	5,0	15,0
Етан	C ₂ H ₆	22	3,0	12,5
Пропан	C ₃ H ₈	65	2,1	9,5
Бутан	C ₄ H ₁₀	300	1,5	8,5
Пентан	C ₅ H ₁₂	300	1,4	7,8
Гексан	C ₆ H ₁₄	300	1,2	7,4

Особливостями дії електричного струму на людину є відсутність явних ознак небезпеки, несподіваність і раптовість поразки. Велика ймовірність смертельних випадків. Електротравми виникають при контакті з струмоведучими частинами (випадковий дотик до однієї або двох фаз), при пробі електроізоляції і появі напруги на неструмоведучих металоконструкціях, при попаданні в поле розтікання струму в землі біля проводів або близько заземлювачів.

Електричний струм може викликати місцеве або загальне ураження: механічні травми, опіки, осліплення випромінюванням електричної дуги, металізація шкіри, електричні удари. Ймовірність того чи іншого ураження і його кінець залежить від поєднання чинників: сили струму, шляху струму в організмі, часу впливу, електричного опору і стану людини, промислової обстановки. Смертельно небезпечний змінний струм більше 100мА.

Також нафта і супутній нафтовий газ є горючими і вибухонебезпечними речовинами. За властивостями вони відносяться до дуже вибухонебезпечним (нижня концентраційна межа вибуху менше 10 % за об'ємом в повітрі) і легкозаймистими (температура спалаху до 45°C) речовинами.

Якщо небезпека і шкода на об'єктах за допомогою організаційно-технічних заходів не усувається, то необхідно забезпечити працюючих індивідуальними засобами захисту. Останні призначені для захисту:

- шкірного покриву і тіла за допомогою спецодягу;
- ніг за допомогою спецвзуття;
- рук за допомогою рукавичок і мазей;
- голови за допомогою касок, шоломів і шапок;
- особи за допомогою масок, мазей і щитів;
- очей за допомогою окулярів;
- органів дихання проти газами і респіраторами;
- слуху проти шумами або антифонами;
- від ураження струмом за допомогою діелектричних рукавичок, калош, ручок інструменту і покажчика напруги;
- від контакту із зовнішнім середовищем за допомогою різних костюмів, які захищають від пилу, води, високої температури, високого 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>		69

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Переробка нафти і газу. Міні-НПЗ [Електронний ресурс]. – Режим доступу: <https://neftegaz.ru/tech-library/pererabotka-nefti-i-gaza/147938-mini-npz/>
2. Методичні вказівки до виконання магістерської кваліфікаційної роботи зі спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» освітньої програми «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів» : для студ. денної, заочної та дистанційної форм навчання / В. І. Склабінський, Я. Е. Михайловський, Р. О. Острога, М. С. Скиданенко. – Суми : СумДУ, 2019. – 53 с.
3. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа : Учебное пособие / С. А. Ахметов, Т. П. Сериков, И. Р. Кузеев, М. И. Баязитов; Под ред. С. А. Ахметова. – Санкт-Петербург : Недра, 2006. – 868 с.
4. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – Ленинград : Химия, 1987. – 576 с.
5. Врагов А. П. Масообмінні процеси та обладнання хімічних і газонафтопереробних виробництв : навчальний посібник / А. П. Врагов. – Суми : ВТД «Університетська книга», 2007. – 284 с.
6. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии : учебник для вузов : в 2 кн. Кн. 2. Массообменные процессы и аппараты / Ю. И. Дытнерский. – Москва : Химия, 1995. – 368 с.
7. Кузнецов А.А. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности / А.А. Кузнецов, С.М. Кагерманов, Е.Н. Судаков. – Ленинград : Химия, 1974 – 344 с.
8. Основные процессы и аппараты химической технологии : пособие по курсовому проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – Москва : Химия, 1991. – 272 с.
9. Врагов А. П. Матеріали до розрахунків процесів та обладнання хімічних і газонафтопереробних виробництв : навчальний посібник / А. П.

						XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата			70

Врагов, Я. Е. Михайловський, С. І. Якушко. – Суми : Вид-во СумДУ, 2008. – 170 с.

10. Эмирджанов Р. Т. Основы технологических расчетов в нефтепереработке и нефтехимии / Р. Т. Эмирджанов, Р. А. Лемберанский . – Москва : Химия, 1989. – 192 с.

11. Машины и аппараты химических производств. Примеры и задачи / Под общ. ред. В. Н. Соколова. – Ленинград : Машиностроение, 1982. – 384 с.

12. Лашинский А. А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А. А. Лашинский, А. Р. Толчинский. – Ленинград : Машиностроение, 1970. – 752 с.

13. Лашинский А. А. Конструирование сварных химических аппаратов : Справочник / А. А. Лашинский. – Ленинград : Машиностроение, 1981. – 382 с.

14. Марочник сталей и сплавов / В. Г. Сорокин, А. В. Волосникова, С. А. Вяткин [и др.]. – Под общ. ред. Сорокина В. Г. – Москва : Машиностроение, 1989. – 640 с.

15. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств. Примеры и задачи : Учеб. пособие для студентов вузов / М. Ф. Михалев, Н. П. Третьяков, А. И. Мильченко [и др.]. – Под общ. ред. Михалева М. Ф. – Ленинград : Машиностроение, 1984. – 301 с.

16. Дистанційний курс «Проектування хімічних виробництв і основи САПР» / «Компонування виробництва» [Електронний ресурс]. – Режим доступу : https://elearning.sumdu.edu.ua/free_content/lectured:f43ede4f2c1341b4c42f8f9ad8b986f4c38640aa/latest//4642/tema.pdf

17. Фарамазов С. А. Ремонт и монтаж оборудования химических и нефтеперерабатывающих заводов / С. А. Фарамазов. – 2-е изд., перераб. и доп. – Москва : Химия, 1980. – 312 с.

18. Ермаков В.И. Ремонт и монтаж химического оборудования / В. И. Ермаков, В. С. Шейн. – Ленинград : Химия, 1981. – 368 с.

					XI.P.00.00.00 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		71

19. Голубятников В. А. Автоматизация технических процессов в химической промышленности. 2-е изд., перераб. и доп. / В. А. Голубятников, В. В. Шувалов. – Москва : Химия, 1985. – 352 с.

20. Дистанційний курс «Автоматизація технологічних процесів» [Електронний ресурс]. – Режим доступу : <http://do.udhtu.edu.ua/moodle/login/index.php>

21. Охрана труда в машиностроении : Учебн. для машиностр. вузов / Под ред. Юдина Е. Я., Белова С. В. – 2-е изд., перераб. и доп. – Москва : Машиностроение, 1983. – 432 с.

					<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>		72