

ЗАТВЕРДЖУЮ
Зав. кафедри

підпис, дата

Кваліфікаційна робота магістра

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

Тема роботи: Блок отримання технічного пропан-бутану
УПН. Розробити та модернізувати етанову ректифікаційну
колону

Виконала:
студентка групи ХМ.м-21/1
Костюк Наталія Володимирівна

підпис

Залікова книжка
№ _____

Кваліфікаційна робота магістра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20__ р.

Підпис голови
(заступника голови) комісії

Керівник:

канд. техн. наук, доцент

Острога Руслан Олексійович

підпис, дата

ЗМІСТ

	С.
ВСТУП	3
1 АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ	4
2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	13
2.1 Опис технологічної схеми виробництва	13
2.2 Теоретичні основи процесу	15
2.3 Опис конструкції проектного апарата	24
2.4 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарата	26
2.5 Гідравлічні розрахунки	35
2.6 Вибір допоміжного обладнання	36
3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	40
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	40
3.2 Розрахунки на міцність та стійкість	43
4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	50
4.1 Обґрунтування компонування основного та допоміжного обладнання	50
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання	54
5 АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ	61
6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ	66
6.1 Аналіз небезпечних та шкідливих факторів	66
6.2 Розрахунок потенційно-небезпечного фактора	69
СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ	73
ДОДАТКИ	

ВСТУП

Нафтопереробні заводи розташовані в більш як 100 країнах у всіх континентах, окрім Антарктиди. Усього існує понад 770 нафтопереробних заводів по всьому світу. Існують країни з найбільшою потужністю нафтопереробних заводів (у мільйонах тонн на рік): США, Китай, Японія, Індія, Канада, Південна Корея, Німеччина, Франція, Італія. Власниками нафтопереробних заводів є провідні світові компанії, які займаються видобутком, переробкою нафти та постачанням нафтопродуктів, такі як "ExxonMobil," "Shell," "Chevron," "ConocoPhillips," "British Petroleum," "Total," "Eni," "Sinopec," "Petrobras," "Indian Oil," "Rosneft," і "Lukoil." Є також компанії, які спеціалізуються лише на переробці нафти, такі як "Valero Energy" у США. Дана інформація дає загальну картину світової індустрії нафтопереробки та показує розподіл потужностей у цій галузі [1].

Під час видобутку сировини нафтові свердловини можуть видобувати не тільки сировою нафтою, але і природним газом, водою та піском. Очищення та виділення цих компонентів зазвичай є частиною процесу видобутку. Саме тому сировина нафта після видобутку піддається різним видам обробки, таким як фракціонування, крекінг, гідроочищення та інші процеси, які дозволяють отримати різні нафтопродукти: бензин, дизельне паливо, мазут тощо [2].

Під час обробки нафти та газу утворюються газові суміші, які можуть містити різні вуглеводні гази, такі як метан, етан, пропан, бутан та інші. Ці побічні продукти та газові суміші часто мають велике значення в енергетичній та хімічній промисловості і можуть бути подальше використані для виробництва різних хімічних речовин, палива, енергії та інших продуктів.

Метою даної кваліфікаційної роботи є теоретичне обстеження блоку отримання технічного пропан-бутану установки переробки нафти (конденсату), отримання навичок щодо проектування етанової колони, а також пропонування новизни (модернізація) проектною розробки. Робота виконана у відповідності до методичних вказівок [3].

1 АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ [4–7]

Нестабільна нафта, яка надходить на міні-НПЗ, містить легкі фракції, включаючи вуглеводневий газ. Під час переробки нестабільної нафти, вуглеводневий газ є однією з найлегших фракцій, яка виділяється. Із практичного досвіду відомо, що масова витрата газу становить приблизно 5 % від вихідної сировини, що переробляється. Уловлення газового потоку, який містить цінні вуглеводневі компоненти, такі як пропан і бутан, є перспективою для подальшої їхньої переробки. Це сприяє підвищенню ступеня використання енергоресурсів в Україні і може мати економічну користь, оскільки вуглеводневий газ може бути використаний в різних галузях, включаючи хімічну та енергетичну промисловість. Зазначена інформація вказує на можливості оптимізації процесу переробки нестабільної нафти на міні-НПЗ та використання цінних компонентів, що виділяються під час цього процесу.

Міні-НПЗ (малотоннажні нафтопереробні заводи) мають кілька переваг порівняно з багатотоннажними НПЗ (нафтопереробні заводи великої потужності), які роблять їх привабливими для певних застосувань. По-перше, це швидкий термін проектування та будівництва. Міні-НПЗ можуть бути спроектовані та побудовані значно швидше, що дозволяє швидше розпочати виробництво. Також завдяки меншій потужності і обсягам виробництва, міні-НПЗ можуть забезпечити більший контроль над якістю продукції. По-друге, вимагають менших капітальних витрат, що може бути важливою перевагою для менших компаній або в регіонах з обмеженими фінансовими ресурсами. По-третє, міні-НПЗ можуть надавати швидшу звітність і приносити прибуток меншому обсягу виробництва, що сприяє збільшенню фінансової прозорості. А завдяки меншим розмірам і обсягам виробництва, міні-НПЗ можуть бути керовані з більшою увагою до безпеки і меншими ризиками.

Зазначені переваги роблять міні-НПЗ ефективними у різних ситуаціях, особливо в умовах обмеженого бюджету або коли важлива якість продукції і контроль над процесами.

Основні методи виділення цільових компонентів та поділу газових сумішей, використовуються в різних промислових процесах, особливо в хімічній та нафтохімічній галузях. Наведено короткий огляд кожного методу:

1. Фракційна дистиляція. Цей метод використовується для виділення компонентів на основі їхніх різниць у температурі кипіння. Газову суміш нагрівають у високій колонні, де компоненти випаровуються, а потім конденсуються на різних рівнях колонки. Таким чином, можна відокремити компоненти з різними температурами кипіння.
2. Адсорбція. Цей метод використовує адсорбційний матеріал для вибору певних компонентів з газової суміші на основі їх афінності до матеріалу. Після цього вибрані компоненти можуть бути вилучені з матеріалу для подальшого використання.
3. Холодильники і компресори. Деякі гази можуть бути виділені, охолоджуючи їх до температур, на яких вони перетворюються у рідку форму (конденсуються). Після цього рідку фракцію можна виділити для подальшого використання.
4. Хімічні реакції. Деякі гази можуть бути піддані хімічним реакціям для їх перетворення у бажані продукти. Наприклад, газовий метан може бути перетворений на різні вуглеводневі сполуки за допомогою хімічних процесів.

Ці методи важливі для промисловості, оскільки дозволяють виділяти і використовувати окремі компоненти зі складних газових сумішей, що має значення в численних галузях, включаючи нафтохімію, газовидобування, рефінінг та багато інших.

Газофракціонування – це процес, який спрямованим на поділ індивідуальних легких вуглеводнів або вуглеводневих фракцій високої чистоти з нафтозаводських або попутних газів. Цей процес є важливим у нафтогазовій промисловості і дозволяє виділити окремі компоненти з газових сумішей для подальшого їх використання.

Газофракціювання зазвичай базується на відмінностях у температурі кипіння різних вуглеводнів. Установки для газофракціювання можуть включати в себе колонни та інші спеціальні пристрої, які створюють різницю у температурі і тиску для того, щоб окремі компоненти випаровувалися та конденсувалися на різних рівнях установки. Цей процес дозволяє отримати вуглеводні різних чистот і фракцій, які можуть бути використані для виробництва пального, хімічних продуктів, пластмас і багатьох інших виробів.

Класичні газофракціонуючі установки складаються із наступних укрупнених блоків. Перший блок – це виділення вуглеводнів C_3 і вище. Цей блок включає процеси виділення більш важких вуглеводнів (C_{3+}) з газоподібної сировини. Це може бути досягнуто через конденсацію, компресію або абсорбцію. Після цього виділення можна отримати попутні гази з більш високим вмістом більш важких вуглеводнів, які можуть бути використані для подальших процесів. Другий блок – деетанізація сировини. Це процес видалення етану з газової сировини. Третій блок – ректифікація рідких вуглеводнів. Ректифікація є ключовим етапом у газофракціонуванні. Вона використовується для поділу рідких вуглеводнів на окремі компоненти на основі різниці у температурі кипіння. Це дозволяє отримати окремі фракції вуглеводнів у високій чистоті.

Останнім блоком можна розглядати процеси очищення сировини і готової продукції. Цей блок включає в себе процеси очищення як газової сировини перед подачею її на подальшу обробку, так і готової продукції перед її зберіганням або використанням. Очищення може включати в себе видалення домішок, сірки, вологи та інших нечистот, які можуть впливати на якість продукції та роботу обладнання.

У результаті газофракціонування формуються різні види вуглеводневих компонентів, які можуть мати широкий спектр використання в різних галузях індустрії та побуту.

Метан є основним компонентом природного газу та одним з найважливіших вуглеводнів. Він може бути використаний як паливо для генерації електроенергії та опалення, а також як сировина для виробництва різних хімічних продуктів, включаючи нафтохімічні синтети.

Пропан широко використовується як побутовий скраплений газ для опалення і готування їжі. Також він може бути використаний в якості хладагента в системах кондиціонування повітря і як пальне для двигунів внутрішнього згорання.

Бутан також використовується як побутовий зріджений газ для опалення і готування їжі. Він є важливим компонентом для виробництва синтетичного каучуку, який використовується в виробництві автомобільних шин, упаковки та інших виробів.

Пентан може бути використаний в процесах піролізу і ізомеризації на нафтопереробних заводах для виробництва більш важких вуглеводнів або хімічних продуктів.

Ці фракції представляють важливий економічний та технологічний ресурс для різних галузей промисловості та відіграють ключову роль у задоволенні енергетичних і хімічних потреб суспільства:

1. Енергетика. Метан, який є основним компонентом природного газу, використовується як джерело енергії для опалення та генерації електроенергії. Етан, пропан і бутан також використовуються для побутових і промислових газових споживачів.

2. Хімічна промисловість. Вуглеводневі фракції використовуються як сировина для виробництва хімічних речовин, таких як пластмаси, синтетичні резини, розчинники, фармацевтичні і хімічні продукти. Вони є важливими реагентами у хімічних процесах.

3. Транспорт. Пальне на основі вуглеводневих фракцій, таке як бензин і дизельне паливо, використовується для автотранспорту, авіації та морського транспорту, забезпечуючи рухливість та транспортні потреби суспільства.

4. Газопровідний та газотранспортний сектор. Метан та інші гази транспортуються газопроводами і використовуються як природний газ для опалення та енергопостачання.

Вуглеводневі фракції також використовуються в харчовій промисловості, текстильній галузі, електроенергетиці та багатьох інших сферах.

Виправданість і вибір конкретної схеми переробки та послідовності фізичних процесів для поділу вуглеводневих газів на індивідуальні або вузькі технічні фракції залежать від ряду факторів:

1. Склад вихідної газової суміші. Склад сировини (газової суміші) визначає, які конкретні компоненти потрібно виділити. Різні фракції газів можуть бути важливими для різних галузей, і виробництво може бути спрямовано на виділення конкретних складових (наприклад, метану, пропану, бутану тощо).

2. Вимоги до чистоти продукції. Чистота продукції може бути критичною для різних застосувань. Якщо необхідна висока чистота продукції, то процеси поділу повинні бути налаштовані для ефективного видалення домішок, нечистот і інших компонентів.

3. Необхідний асортимент товарного продукту. Залежно від цільового використання, заводи можуть виробляти різні фракції вуглеводнів для власного використання або на продаж. Наприклад, певні фракції можуть бути важливі для паливного ринку, інші – для хімічної промисловості.

Додаткові фактори, які впливають на вибір методу і послідовності процесів, можуть включати вартість виробництва, доступність технології, екологічні вимоги та законодавчі обмеження.

Загалом, ефективний вибір процесу поділу вуглеводневих газів базується на глибокому розумінні цільових потреб і можливостей виробництва, що дозволяє досягнути оптимальної продуктивності і витрат в умовах конкретного виробництва.

Конденсація використовується для виділення компонентів газової суміші шляхом охолодження. Під впливом низьких температур деякі компоненти переходять в рідкий стан і виділяються як конденсат. Цей метод особливо ефективний для виділення важкіших фракцій, таких як пропан і бутан.

Компресія використовується для стиснення газової суміші до високого тиску. При збільшенні тиску різні компоненти можуть бути розділені на основі їхньої тискової поведінки та розчинності у рідині.

Ректифікація (або фракційна дистиляція) полягає в повторній конденсації і випаровуванні компонентів вуглеводневої суміші для поділу їх за температурою кипіння. Цей процес використовується для виділення різних фракцій на основі їхніх різниць у температурі кипіння.

Абсорбція включає розчинення певних компонентів газової суміші у рідині, яка дозволяє виділити бажані фракції. Зазвичай, в абсорбції використовуються спеціальні розчинники або рідини, які можуть взаємодіяти з конкретними компонентами.

Кожен із цих процесів може бути оптимізованим для конкретного завдання і вимог виробництва. Ці фізичні процеси можуть використовуватися окремо або в поєднанні, залежно від потреб та вимог виробництва. Кінцева схема поділу і параметри процесів визначаються заводом на підставі конкретних умов та вимог до кінцевої продукції.

Процес фракційної перегонки, який використовується в ректифікаційних колонах, є ключовим методом для розділення вуглеводнів у нафто- та газопереробці. Основна ідея цього процесу полягає в тому, щоб використовувати різницю у температурі кипіння компонентів для їх поділу.

Важливим аспектом успішної роботи установки фракційної перегонки є високий ступінь поділу газової і рідкої фаз. Це досягається за допомогою системи ректифікаційних колон. Кількість таких колон визначається кількістю компонентів, які необхідно розділити. У загальному випадку, щоб поділити багатокомпонентну суміш на окремі компоненти, потрібно $n - 1$ ректифікаційні колони, де n – це кількість компонентів.

Пояснимо це на прикладі: якщо у вас є суміш з трьох різних вуглеводнів (А, В і С), то для їхнього розділення вам знадобиться дві ректифікаційні колони. Перша колона буде використовуватися для розділення А від В і С, а друга – для розділення В і С один від одного.

Звісно, складність і кількість колон може змінюватися в залежності від складу суміші і конкретних умов процесу, але загальний принцип полягає в тому, щоб використовувати послідовні ректифікаційні колони для досягнення бажаного розділення компонентів.

Обґрунтування новизни проектної розробки

Використання насадкових колон у порівнянні з тарілчастими колонами має свої переваги в умовах ректифікації вуглеводневих газів. По-перше, це зменшення опору для газу. У насадкових колонах газ проходить через шар запакованого наповнення (наприклад, кільця Палля), що створює менший гідравлічний опір порівняно з тарілчастими колонами. Це означає, що потрібно менше енергії для переміщення газової фази через колону, що веде до зменшення витрат на компресію і підтримання тиску.

По-друге, насадкові колони менше схильні до турбулентності порівняно з тарілчастими колонами. Це може бути важливим, оскільки зменшення турбулентності сприяє зменшенню втрат рідини і димісії.

По-третє, насадкові колони дозволяють створити ефективний масообмін між газовою і рідиною фазами завдяки достатньому контакту між цими фазами на поверхні наповнення. Це сприяє більш ефективному поділу компонентів у процесі ректифікації.

Насадкові колони дозволяють досягати високих ступенів ректифікації, що важливо для виділення високочистих компонентів у складних (багатокомпонентних) сумішах, якими є вуглеводні. Однак, вибір конкретного типу насадкових тіл має бути обґрунтованим і враховувати ряд важливих факторів. Нижче наведено кілька ключових моментів, які слід враховувати при виборі типу насадки для ректифікаційної колони:

1. Залежно від хімічного процесу, який ви проводите у ректифікаційній колоні, і характеру реакцій, які відбуваються, можуть бути вигідні різні типи насадок. Деякі реакції можуть вимагати інтенсивного контакту між фазами, тоді як інші можуть бути ефективними з меншим контактом.

2. Склад суміші, яка обробляється, є важливим для вибору насадки. Деякі насадки можуть бути більш ефективними для розділення певних компонентів у суміші. Важливо враховувати та відзначати реакції між рідинною і газовою фазами.

3. Розмір і форма насадки мають велике значення для ефективного масообміну. Вибір насадки з відповідним розміром і формою може значно вплинути на продуктивність процесу.

4. Робочий тиск і температура в колоні також важливі. Деякі типи насадок можуть бути більш стійкими до високих температур і агресивних середовищ.

5. Вибір матеріалу насадки та її зносостійкості важливий для тривалого та надійного функціонування. Також слід враховувати, чи є насадка легкодоступною для заміни та обслуговування.

У базовому варіанті етанової колони у якості насадкових елементів застосовувались кільця Рашига. Їх заміна на кільця Палля обґрунтована наступними перевагами:

1. Кільця Палля мають більшу площу поверхні порівняно з Рашигом, що дозволяє забезпечити більш ефективний масообмін і зменшити опір для руху реагентів.
2. Кільця Палля мають гарну ефективність масообміну завдяки їхній формі та великій контактній поверхні, що сприяє ефективному змішуванню фаз і забезпечує високу продуктивність процесу.
3. Висока опірність відпрацьованим продуктам. Кільця Палля можуть добре витримувати накопичення відпрацьованих продуктів, оскільки вони мають вільну структуру, яка дозволяє газам та рідинам проникати через них без перешкод.
4. Кільця Палля досить легко масштабуються для використання на великих або маленьких установках залежно від конкретних потреб процесу.

Враховуючи ці фактори, кільця Палля можуть бути кращим вибором для багатьох масообмінних операцій, особливо у вимогливих умовах, коли ефективність масообміну і стабільність відіграють важливу роль.

Економічне обґрунтування новизни проекту

Використання кілець Палля може підвищити продуктивність ректифікаційної колони, що може призвести до збільшення виробництва і зменшення витрат на енергію. Кільця Палля можуть бути більш тривалими та менш вразливими до абразії, що може зменшити витрати на обслуговування та заміну. Кільця Палля створюють менший гідравлічний опір для газу, що може зменшити витрати на компресію газових сумішей. Термін служби насадок з кілець Палля може бути вищим, ніж у традиційних насадках, що зменшує витрати на їх заміну та обслуговування.

Усе вищезазначене може бути ключовим для досягнення значущого економічного ефекту. Таким чином, застосування кілець Палля у складі етанової колони сприяє підвищенню стійкості та надійності функціонування колони в різних умовах, особливо в умовах змінних навантажень.

2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Опис технологічної схеми виробництва

Технологічна схема установки для переробки нестабільної вуглеводневої сировини може включати різні процеси та обладнання в залежності від складу сировини та виробничих потреб. На рис. 2.1 наведена загальна схема, яка може бути використана для такого виду переробки.

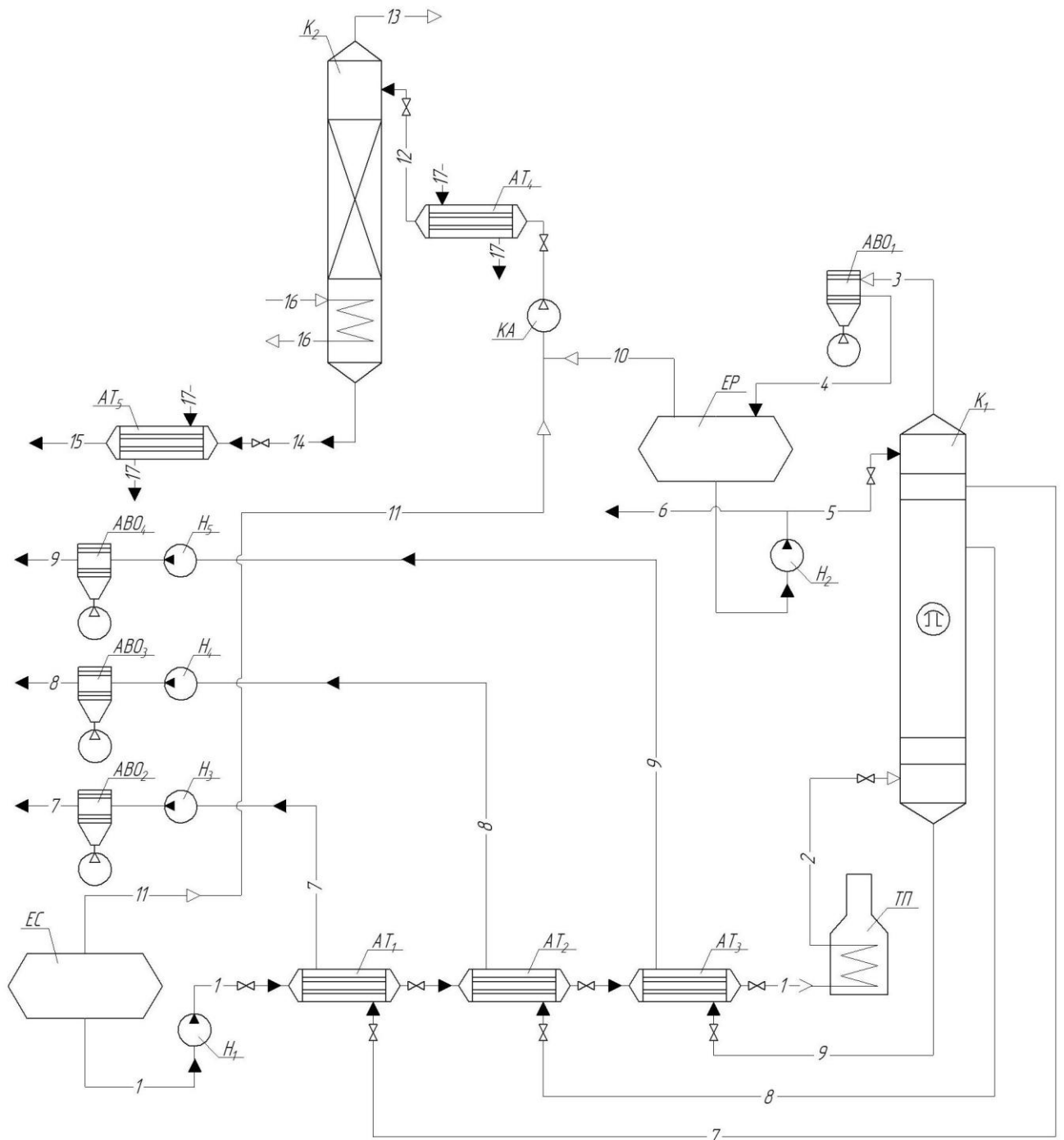


Рисунок 2.1 – Технологічна схема установки переробки нестабільної нафти

У технологічному процесі, як вже було згадано, використовується нестабільна нафта, яка подається до сировинної ємності. Далі, за допомогою насоса, нафта послідовно проходить через блок теплообмінних апаратів. Важливо відзначити, що підігрів нестабільної нафти відбувається завдяки використанню тепла, що виділяється зустрічними потоками нафтопродуктів. Іншими словами, цей процес теплообміну ґрунтується на принципі рекуперації.

Після попереднього нагріву, нафта вводиться в трубчасту піч, де вона нагрівається до температури, необхідної для початку процесу кипіння. У цьому стані нафта подається під нижню тарілку атмосферної ректифікаційної колони. Відповідно до висоти колони, парова фаза вуглеводнів рухається від низу до верху. У верхній частині колони вводиться флегмове зрошення. У цій колоні в якості контактних пристроїв використовуються ковпачкові тарілки. Проходячи вгору по колоні, парогазова суміш контактує на цих тарілках із рідиною вуглеводнів.

Цей контакт викликає масообмінний процес, в результаті якого пара конденсується в рідину, і труднолетючі компоненти (ТЛК) переходять у рідину. Процес конденсації супроводжується великим виділенням тепла, яке використовується для випарювання легколетючих компонентів (ЛЛК) з рідких вуглеводнів у суміші.

В процесі обробки нестабільної нафти отримують різні фракції, причому найлегше відділяється вуглеводневий газ, який має в собі дуже цінні компоненти, такі як пропан і бутан. Ця фракція, яка надходить з верхнього штуцера колони K_1 , подається до апарату повітряного охолодження. В цьому апараті пари вуглеводневого газу конденсуються. Частина утвореного конденсату повертається назад в колону у вигляді флегми, щоб використовувати її для зрошення колони.

Важливо відзначити, що вуглеводневий газ містить цінні компоненти, які можуть бути використані для подальшої переробки або комерційної реалізації, і тому процес конденсації є важливою частиною технологічного процесу переробки нестабільної нафти.

Для виділення пропано-бутанової фракції з газової суміші потрібно створити певні умови. Спочатку газовий потік піддається стисненню до тиску 3 МПа за

допомогою компресорного агрегату. Після цього він охолоджується в холодильнику і потім направляється в етанову ректифікаційну колону. Ця етанова колона є насадковою ректифікаційною колоною, де завдяки протитечійній взаємодії парової і рідкої фаз відбувається розділення газової суміші.

З верхнього виходу колони відокремлюється метано-етанова фракція, а з нижньої частини колони виділяється зріджений пропан-бутан. Після цього зріджена фракція пропану і бутану піддається додатковому охолодженню в холодильнику і потім направляється до кінцевого споживача.

У ректифікаційній колоні бічними погонями, що розташовані по різних висотах, відводяться цільові фракції атмосферної перегонки. Першою такою фракцією є та, яка має температуру в діапазоні 150–200°C. Ця фракція найпершу направляється в міжтрубний простір теплообмінника, де вона використовується для підігріву початкової сировини. Після цього вона проходить додатковий охолоджуючий процес в апараті повітряного охолодження. Після цього ця фракція вважається готовою продукцією і відводиться до товарного парку для подальшого використання.

Другий бічний погін – фракція з температурою в діапазоні 200–350°C, також проходить дві стадії охолодження і направляється в товарний парк для подальшого використання.

Кубовий залишок колони представлений мазутом. Він відводиться через нижній вихід і направляється в міжтрубний простір теплообмінника. Тут, нагріваючи зустрічний потік нафти, мазут охолоджується до необхідної температури і також відводиться в товарний парк для подальшого використання.

2.2 Теоретичні основи процесу [5–8]

Ректифікація – це процес масообмінного поділу рідкої суміші на окремі компоненти шляхом багатоступеневого взаємодії парової і рідкої фаз. Цей процес базується на різниці у температурах кипіння компонентів суміші. У ректифікаційній колоні відбувається поступове збагачення легких (низькокипля-

чих) компонентів у верхній (зміцнювальній) частині колони і збагачення важких (висококиплячих) компонентів у нижній (вичерпній) частині колони. Це досягається через повторні ступені поділу а перегону, де пари виходить з рідини, а рідина стає більш концентрованою на певних компонентах.

Ректифікація використовується для розділення компонентів вуглеводневих сумішей, а також у багатьох інших процесах, де важливо визначити окремі компоненти рідини чи газу за їхніми фізичними властивостями. Цей процес є важливим у хімічній промисловості, нафтогазовій галузі та інших сферах для виробництва чистих продуктів з вуглеводневих сумішей і видалення домішок.

За плівковою моделлю, швидкість перенесення речовини через одиницю поверхні в одиницю часу пропорційна різниці концентрацій між речовиною в ядрі (внутрішня частина) і на кордоні фази (поверхневий шар), якщо процес перенесення відбувається в напрямку від центру ядра до кордону фази:

$$q = \frac{D}{\delta_{E\Phi}} \cdot (c_0 - c_{GP}),$$

де c_0 і c_{GP} – відповідно середня концентрація в ядрі фази і концентрація на межі поділу фаз;

$\delta_{E\Phi}$ – ефективна товщина прикордонної плівки.

Коефіцієнт, що характеризує швидкість масовіддачі, називається коефіцієнтом масопереносу (або масотранспортним коефіцієнтом). Величина $\delta_{E\Phi}$, що представляє собою товщину прикордонного шару, опір якого в молекулярній дифузії еквівалентний опору перенесення, спричиненому фактично конвективною дифузіїєю, є важливим показником в термінології масообміну і використовується для оцінки ефективності процесів масоперенесення.

Плівкова модель, яка спрощує гідродинамічні умови поблизу кордону розділення фаз, може бути придатною для деяких досліджень та оцінок, але, як правильно зазначено, вона має свої обмеження і не завжди відображає справжні гідродинамічні умови у таких системах. Необхідно враховувати, що величина $\delta_{E\Phi}$

(товщина прикордонного шару) може залежати від дифузійних властивостей специфічних речовин та умов системи.

Для деяких систем може бути складно або навіть неможливо точно розрахувати або виміряти ефективну товщину плівок, оскільки це може вимагати складних досліджень і моделювання. Таким чином, при аналізі масообміну та дифузії в системах розділення фаз, де спрощена плівкова модель не може бути використана, важливо враховувати реальні гідродинамічні умови та залежності від конкретних фізичних параметрів системи.

Модифікована плівкова модель, відома як модель дифузійного прикордонного шару, розширює звичайну плівкову модель та дозволяє більш точно враховувати умови, що виникають біля кордону розділення фаз. Ця модель більш детально описує процеси, які відбуваються в прикордонному шарі між фазами, і враховує більше факторів, таких як турбулентність та гідродинамічні умови. Вона може бути корисною для досліджень, де потрібно більш точно враховувати масообмін та дифузії біля інтерфейсу між фазами.

Ця модель дозволяє враховувати вплив різних факторів на дифузії та масообмін у прикордонному шарі, і вона може бути використана для покращення розуміння імовірних впливів на систему розділення фаз.

Однак важливо зазначити, що модифікована плівкова модель може бути більш обчислювально складною і вимагати докладних досліджень для визначення відповідних параметрів та умов.

Спочатку, в ядрі потоку фази, концентрація речовини залишається майже постійною ($c_0 = const$) і переноситься переважно турбулентними пульсаціями. Однак, коли ми наближаємося до кордону фази, та пульсації стають меншими, і масштаби пульсацій зменшуються, що відбувається в тому, що називається "в'язкому підшарі". У цьому шарі концентрація речовини спадає значно швидше.

Причина цього зниження концентрації в в'язкому підшарі полягає в тому, що тут діють сили тертя, і рух фаз наближається до ламінарного (неламінарного) режиму. У результаті цього зростає частка речовини, яка переноситься молекулярною дифузією, оскільки турбулентні пульсації менш активні.

Отже, концентрація речовини в прикордонному шарі змінюється внаслідок впливу турбулентності та сил тертя, і ця зміна стає значною близько до інтерфейсу фаз. Однак, на більшій частині товщини δ_0 вузького підшару турбулентною дифузиею переноситься більша кількість речовини, ніж молекулярною. Лише в самій глибині вузького підшару, всередині тонкого дифузійного підшару товщиною δ , що безпосередньо примикає до кордону розділення фаз, молекулярний перенос стає переважаючим.

Процеси низькотемпературної ректифікації (НТР) зріджених газів використовується для поділу суміші газів на компоненти за допомогою багатоступінчастої колони з різними температурами і тисками. Давайте розглянемо цей процес більш детально. Початкова суміш газів, яка містить різні компоненти з різними температурами кипіння, піддається конденсації, зазвичай за допомогою охолоджувача. Це призводить до утворення зрідженого конденсату.

Зріджений конденсат подається в ректифікаційну колону. Ця колона має багато тарілок або інших структурних елементів, які дозволяють парові і рідині взаємодіяти і обмінюватися масами. У середній частині колони зріджений конденсат подається на тарілку живлення. Тут відбувається контакт між рідиною і паром, і відбувається фракціонування компонентів. З верхньої частини ректифікаційної колони відводять газ низькокиплячого компонента, оскільки в цій частині колони відбувається концентрація легколетючих компонентів. З нижньої частини колони відводиться рідина, яка складається з висококиплячих компонентів. Ця рідина може бути піддана додатковій обробці або використовуватися як кубовий залишок.

Рушійна сила процесу ректифікації базується на різниці між робочою і рівноважною концентраціями речовини в рідкій і паровій фазах при даній температурі і тиску. Цей принцип відображає основний механізм відділення компонентів в процесі ректифікації.

Робоча концентрація речовини в рідкій фазі – це концентрація речовини у рідині, яка є в ректифікаційній колоні на певному рівні. Вона може бути зміненою шляхом контакту рідини з паром у колоні.

Рівноважна концентрація речовини – це концентрація, яка б мала місце при даній температурі і тиску без подальших змін у розподілі речовини між рідкою і паровою фазами. Коли робоча концентрація речовини в рідкій фазі перевищує рівноважну концентрацію при даній температурі, речовина переходить у парову фазу. Цей процес називається випарюванням.

З іншого боку, коли концентрація речовини в паровій фазі перевищує рівноважну концентрацію при даній температурі, речовина конденсується і переходить в рідку фазу. Цей процес називається конденсацією.

Ця нерівноважна рівновага між рідкою і паровою фазами сприяє ефективному відділенню компонентів в ректифікаційній колоні, забезпечуючи збагачення парової фази легкими компонентами і рідкої фази важкими компонентами. Цей процес допомагає виробляти продукти з визначеною чистотою і концентрацією, що важливо в багатьох галузях промисловості.

Описана схема ректифікаційної колони з використанням тарілчастих апаратів (див. рис. 2.2) є досить типовою.

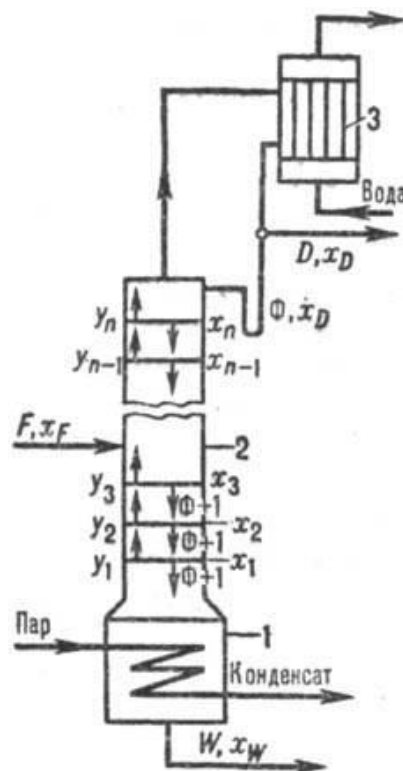


Рисунок 2.2 – Ректифікаційна установка безперервної дії:

1 – кубовипарник; 2 – колона; 3 – конденсатор (дефлегматор)

Вхідна суміш (F) з концентрацією низькокиплячого компонента (X_F) надходить в середню частину ректифікаційної колони. Це може бути суміш рідких компонентів, яку необхідно розділити. Верхній продукт (D) з високою концентрацією низькокиплячого компонента (X_D) забирається з дефлегматора. Дефлегматор – це частина колони, де відбувається конденсація парів і повернення флегми (утворена конденсована рідина) назад в колону для утворення більш концентрованої флегми.

Збіднений компонентом залишок (W) з концентрацією (X_W) відводиться в якості нижнього продукту з кубовипарника. Кубовипарник – це частина колони, де пари утворюються з рідкого компонента. Утворені пари піднімаються по колоні, контактуючи з рідиною на тарілках від 1 до n. На кожній тарілці відбувається обмін масами і тепла між паровою і рідкою фазами. Флегма (Ф) – це утворений конденсат, що повертається у верхню частину колони, де вона служить для створення додаткового контакту між фазами для подальшого розділення компонентів.

У цьому процесі ректифікації основна ідея полягає в тому, що пари компонентів піднімаються вгору і взаємодіють з рідиною на тарілках, де вони конденсуються і повертаються вниз для подальшого розділення. Така колона дозволяє збагачувати верхній продукт (D) легкими компонентами і відділяти важкі компоненти у нижньому продукті (W).

Матеріальний баланс ректифікаційної колони.

За потоками та легколетким компонентом відповідно:

$$G_F = G_D + G_W; \quad G_F X_F = G_D X_D + G_W X_W,$$

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

Тепловий баланс ректифікаційної колони.

Прихід тепла:

- з теплоносієм в кип'ятильнику Q_K ;
- з вихідною сумішшю Q_F ;

– з флегмою Q_{Φ} .

Витрата тепла:

– з парами, які надходять з колони в дефлегматор Q_G ;

– із залишком Q_W ;

– втрати в навколишнє середовище Q_{Π} .

Таким чином, рівняння теплового балансу запишеться у вигляді:

$$Q_K + Q_F + Q_{\Phi} = Q_G + Q_W + Q_{\Pi}.$$

Взаємозв'язок між концентрацією легколетких компонентів (ЛЛК) у газовій фазі і концентрацією ЛЛК у рідині на кожному рівні колони має певну співвідношеність. Ця співвідношеність визначається через робочу лінію, і вона грає важливу роль у ректифікаційних процесах.

Робоча лінія – це графічне вираження залежності між концентрацією ЛЛК у газовій фазі і концентрацією ЛЛК у рідині для конкретного рівня колони. Ця лінія вказує, яким чином ЛЛК переходять від рідини до пари. Графік робочої лінії допомагає визначити оптимальні умови для досягнення бажаної концентрації ЛЛК у верхньому продукті колони.

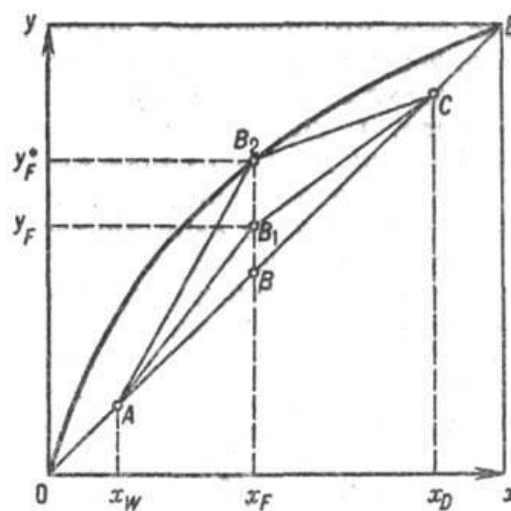


Рисунок 2.3 – Положення робочих ліній на $y - x$ діаграмі

Умови адіабатичного режиму, коли не відбувається обмін теплом з навколишнім середовищем, можуть виникати в деяких ректифікаційних процесах. Це спрощує обчислення та дозволяє краще керувати процесом.

Загалом, робоча лінія і умови адіабатичного режиму є важливими аспектами для розуміння і оптимізації ректифікаційних процесів, що використовуються для розділення сумішей рідин на їхні складові компоненти на основі різниці в їхніх фізичних властивостях.

Так, робоча лінія є дійсно ключовим поняттям у ректифікаційних процесах, оскільки вона надає важливу інформацію щодо зміни концентрації легколетких компонентів (ЛЛК) під час їхнього проходження через колону. Розуміння робочої лінії дозволяє оптимізувати роботу ректифікаційної колони, керуючи умовами процесу для досягнення бажаних концентрацій і виходів продуктів:

$$y = x \frac{R}{R+1} + \frac{x}{R+1},$$

де $R = \Phi/D$ – флегмове число.

Рівняння робочої лінії для вичерпної частини ректифікаційної колони визначає залежність концентрації легколетких компонентів у паровій фазі від їхніх концентрацій у рідині, коли газова фаза переходить у рідину через масообмін і дифузію.

У вичерпній частині колони, де ще не введено живлення і де рідина піддається подальшій концентрації і очищенню, робоча лінія грає ключову роль у визначенні того, які зміни в концентраціях різних компонентів відбуваються внаслідок масообміну і дифузії між газовою і рідкою фазами. Це важливо для розуміння та керування процесом розділення компонентів у колоні.

Рівняння робочої лінії враховує різницю в молярних теплотах випаровування компонентів і їхню взаємодію під час подальшого проходження через колону. Це допомагає аналізувати та оптимізувати процес перетворення рідини в пар та визначати оптимальні умови для досягнення бажаних концентрацій у вихідному продукті.

$$y = x \frac{R + f}{R + 1} + x_w \frac{1 - f}{R + 1},$$

де $f = F/D$.

Так, аналіз робочих ліній на діаграмі є важливим інструментом для визначення оптимальних умов роботи ректифікаційного процесу та для підвищення ефективності виділення певних компонентів у суміші. Ця діаграма надає важливу інформацію про залежність концентрацій компонентів у рідині та газовій фазі на різних рівнях колони. Інженери та оператори можуть використовувати цю діаграму для оптимізації процесу, встановлення оптимальних параметрів, таких як тиск і температура, і визначення, як досягти бажаної концентрації компонентів у вихідному продукті. Вона також допомагає спростити контроль над процесом і забезпечити стабільну та ефективну роботу ректифікаційної колони.

Ця діаграма особливо корисна у хімічному виробництві та інших галузях промисловості, де ректифікаційні процеси використовуються для розділення і очищення різних речовин. Вона дозволяє досягнути кращих результатів і знизити витрати енергії та ресурсів, що є важливими аспектами в промисловому виробництві.

Мінімальна кількість теоретичних тарілок в колоні визначається за допомогою рівняння Фенске-Андервуда:

$$N_{\min} = \frac{\lg \left(\frac{X_{di} \cdot X_{wj}}{X_{dj} \cdot X_{wi}} \right)}{\lg \left(\frac{K_i}{K_j} \right)},$$

де X_{di}, X_{dj} – мольна концентрація легкого і важкого ключового компонента в дистилляте відповідно;

X_{wi}, X_{wj} – молярна концентрація легкого і важкого ключового компонента в кубовому залишку відповідно;

K_i, K_j – константа фазового рівноваги легкого і важкого ключового компонента відповідно.

Число теоретичних тарілок в колоні знаходять по залежності:

$$N = 1,7 \cdot N_{\min} + 0,7.$$

Внутрішній діаметр колони може бути розрахований за формулою:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{сек}}{\pi \cdot w'}},$$

де $V_{сек}$ – максимальний секундний обсяг парів, що проходять через перетин колони, м³/с;

w' – робоча швидкість парів у повному перерізі колони, м/с.

2.3 Опис конструкції проектного апарата

Об'єктом розробки є етанова ректифікаційна колона K_2 (див. рис. 2.1). Конструктивно вона складається із циліндричної обичайки, до якої за допомогою фланцевого з'єднання прикріплені днище і кришка відповідно.

Колонний насадковий апарат виділяється своїм низьким гідравлічним опором, особливо у порівнянні зі звичайними тарілчастими колонами, що робить його ефективним рішенням для процесу ректифікації. У нашому конкретному випадку, насадка структурована двома шарами: верхній шар має висоту 1,5 метра, тоді як нижній – 1,0 метра. Колонний насадковий апарат побудований з використанням кільцевих насадкових тіл, розмір яких може варіюватися від 25 до 150 мм. У нашому випадку використовуються кільця Палля розміром 25×25 мм, оскільки розмір насадкових тіл не перевищує 50 мм. Це дає можливість засипати насадку навалом, тобто без потреби в упорядкованому розташуванні кожного елемента. Такий підхід спрощує процес монтажу та підтримки системи.

Схема запроєктованої етанової колони представлена на рис. 2.4.

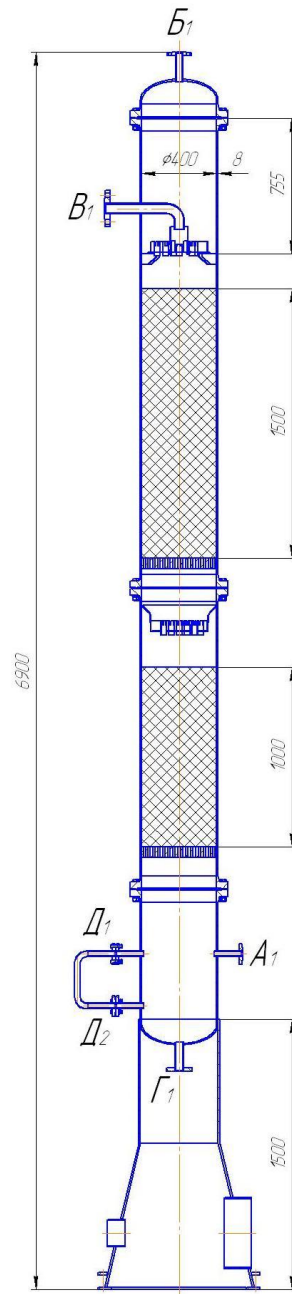


Рисунок 2.4 – Ескізна схема деетанізатора

Таким чином, проєктована ректифікаційна колона (деетанізатор) являє собою тепло-масообмінний пристрій, який виокремлюється своєю здатністю поступово знижувати температуру кипіння рідини по мірі підняття вгору від нижньої частини колони, де відбувається відгін компонентів, до верхньої зміцнюючої частини. На початку колони в нижній частині, де відбувається відгін висококиплячих компонентів, температура практично відповідає температурі кипіння цих компонентів при певному тиску в колоні. У той час, як на верхній тарілці колони в зміцнюючій частині, де відбувається відгін низькокиплячих

компонентів, температура практично відповідає температурі кипіння цих компонентів при тому ж тиску. Ця система створює умови для ефективного розділення рідини на компоненти, що мають різні температури кипіння, і є ключовим принципом дії ректифікаційних колон.

У конструкції колони також враховано наявність технологічних виводів для з'єднання апарата з іншими технологічними трубопроводами та включення його в загальну технологічну лінію. Крім того, в нижній частині корпусу колони прикріплено циліндричну опору, яка має спеціальні лапи для надійного закріплення апарата до фундаменту. Це забезпечує стабільність та надійність функціонування колони в процесі роботи і важливо для забезпечення безпеки технологічного процесу.

2.4 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарата [6, 10]

Вихідні дані до розрахунку: Продуктивність за сировиною 1300 кг/год. за широкою фракцією легких вуглеводнів (ШФЛВ). Склад сировини (мас. частки): $CH_4 = 0,058$; $C_2H_6 = 0,052$; $C_3H_8 = 0,275$; $i-C_4H_{10} = 0,130$; $n-C_4H_{10} = 0,248$; $i-C_5H_{12} = 0,132$; $n-C_5H_{12} = 0,090$; $C_6H_{14} = 0,015$. Тиск у колоні 3,6 МПа.

Матеріальний баланс етанової ректифікаційної колони [10].

Матеріальний баланс проектованої ректифікаційної колони, що відповідає умовам розділення, наведено в табл. 2.2.

Тиск в колоні.

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

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]:

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

Температурний режим в колоні.

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

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

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
<i>i</i> -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

При цьому константи фазової рівноваги K_i визначаються за номограмою [3] 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):

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

При цьому константи фазової рівноваги K_i визначаються за номограмою [3] 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 2.2 – Матеріальний баланс етанової 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	$X_{d_i} = \frac{G_{d_i}}{G_d}$, мо- льні 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	$X_{w_i} = \frac{G_{w_i}}{G_w}$, мо- льні 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 \approx 1,0	1,0

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 \approx 1,0

При цьому константи фазової рівноваги K_i визначаються за номограмою [3] 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 [10]:

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

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 [10]. Тоді:

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

Число теоретичних тарілок колони і її частин.

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):

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

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

Число теоретичних тарілок в колоні знаходимо за рівнянням:

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

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

Діаметр колони.

Розрахунок діаметра колони будемо вести по нижньому перетину апарата. Найбільш навантаженим за парою перетином колони буде перетин під нижньою тарілкою, тому воно приймається за розрахункове.

Секундний об'єм пари в розрахунковому перерізі колони за температури $t_w = 90^\circ \text{C}$ 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:

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

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

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

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

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

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.

Загальна висота шару насадки.

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

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

Для нерегулярної насадки:

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

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 [6]. 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 [6]:

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

$$h = 3 \cdot 0,4 = 1,2 \text{ м.}$$

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

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

Об'ємна витрата рідини:

$$L_v = \frac{g}{\rho_p \cdot 0,785 \cdot D^2}, \quad (2.13)$$

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

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

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

Висота колони.

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.

Колона також містить вбудований теплообмінник для випаровування частини кубового залишку. Висота випарника $h_5 = 800$ мм.

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 $h_6 = 800$ мм (для забезпечення трьох – чотирьох хвилинного запасу кубової рідини внизу колони).

Робоча висота колони складе:

$$H_p = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6; \quad (2.14)$$

$$H_p = 1,0 + 1,5 + 0,6 + 1,0 + 0,8 + 0,8 = 5,7 \text{ м.}$$

Діаметри штуцерів.

Діаметр патрубків визначаємо за формулою [11]:

$$D = \sqrt{\frac{G}{\rho \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot \omega}}, \quad (2.15)$$

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

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

Діаметри патрубків для виходу парів:

$$d_v = \sqrt{\frac{140}{3,5 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 15}} = 0,031 \text{ м}$$

Приймаємо діаметри патрубків $d_v = 32$ 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 патрубку для виходу кубового залишку:

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

Приймаємо діаметр патрубку $d_w = 40$ мм.

2.5 Гідравлічні розрахунки [11]

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

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

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:

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

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

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

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

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

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

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

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

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 Вибір допоміжного обладнання

Розрахунок і вибір компресорного агрегату КА. Відповідно до технологічної схеми (рис. 2.1) використовується один компресорний агрегат. Тобто, для розрахунку компресора необхідно визначити величину об'ємної витрати вуглеводнів Q (л/хв):

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

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

Часто на практиці виникає неправильне розуміння терміна "продуктивність компресора". У каталогах багатьох виробників компресорів ця величина вказує на максимальний об'єм повітря, який компресор споживає на вході. Однак важливо враховувати, що ця величина не відображає ефективність компресора, його коефіцієнт корисної дії (ККД) та конструктивні особливості.

Отже, замість використання максимальної споживаної на вході повітря у розрахунках, важливо брати до уваги реальну продуктивність компресора на виході, яка враховує ККД та конструкційні параметри апарату. Ця величина вказує на той об'єм стисненого повітря, який компресор може надати для використання у конкретному процесі, і є більш інформативною для розрахунків та планування виробництва.

Продуктивність компресора A (л/хв) визначаємо за рівнянням [12]:

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

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 [12].

За таблицею [12] вибираємо професійний компресор, для якого продуктивність складе:

$$A = 620 \cdot \frac{1,5}{0,65} = 1430 \text{ л/хв.}$$

На промислових установках знаходять застосування поршневі (прямоточні і непрямоточні), ротаційні та гвинтові компресорні агрегати.

Таблиця 2.5 – Значення β і η у залежності від конструкції компресора

Конструкція компресора	β	η
Напівпрофесійні	1,7	0,55
Професійні	1,5	0,65
ВК і HEAVY DUTY (особливо навантажені)	1,3	0,75
Роторні	1	1

Традиційні поршневі компресори мають декілька переваг, які зробили їх популярними в різних сферах. Вони мають мало рухомих частин і відносно просту конструкцію, що робить їх легкими в обслуговуванні і ремонті. Поршневі компресори довгий час славляться своєю надійністю та стійкістю. Вони здатні працювати у важких умовах без значних поломок. Щоб забезпечити їхню нормальну роботу, важливо лише дотримуватися інструкцій виробника, забезпечуючи своєчасну заміну масла і слив конденсату, а також виконувати профілактичне обслуговування. Вони можуть працювати при різних температурних умовах і не потребують складних систем охолодження.

Однак важливо зазначити, що, незважаючи на ці переваги, поршневі компресори мають свої обмеження. Вони не завжди ефективні для великих обсягів повітря чи при вимогливих застосуваннях, і у деяких випадках можуть бути менш ефективними та витратними на пальне порівняно з іншими типами компресорів, такими як ротаційні або відцентрові.

Маючи розрахункову величину продуктивності, за [12] вибираємо поршневий компресор марки ФУУ30 з такими характеристиками:

– кінцевий тиск (максимальний), МПа	4
– діаметр циліндра / хід поршня, мм	76,6 / 55
– теоретична об'ємна подача, л/хв ($\text{м}^3/\text{с}$)	1000 (0,0167)
– холодопродуктивність, кВт	62
– споживана потужність, кВт	21,5

Розрахунок і вибір вбудованого випарника. Даний теплообмінний апарат призначений для забезпечення етанової ректифікаційної колони поровим зрошенням, за рахунок випаровування частини кубового залишку.

На підставі виконаних вище розрахунків, теплове навантаження кип'ятильника $Q_w = 11132$ кДж/год.

Розрахункова поверхня теплопередачі випарника:

$$F_p = \frac{Q_w}{K \cdot \Delta t}, \quad (2.22)$$

де K – коефіцієнт теплопередачі у випарнику; приймаємо за [13] $K = 300$ Вт/(м²·К);

Δt – різниця між температурами конденсації гріючої водяної пари і кипіння (випаровування) кубового залишку; приймаємо $\Delta t = 12$ °С.

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

Вибираємо вбудований 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:

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

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

3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Вибір конструкційних матеріалів [14, 15]

В хімічній промисловості умови роботи апаратів можуть бути дуже екстремальними та різноманітними. Вимірювані параметри, такі як температура і тиск, можуть коливатися в широкому діапазоні в залежності від конкретного процесу. Температурний діапазон від мінус 254 до плюс 2500 градусів Цельсія охоплює широкий спектр хімічних процесів, включаючи як низькотемпературні процеси (наприклад, замороження), так і високотемпературні процеси (наприклад, плавлення металів або обробка високотемпературних каталізаторів).

Тиск може варіюватися від дуже низьких значень, приблизно 0,015 Па (параксіальні умови вакууму), до високих значень, до 600 МПа (мегапаскалів), які можуть бути притаманні процесам в сфері хімічної синтезу або витисканню рідин. Також у багатьох хімічних процесах використовуються агресивні хімічні речовини, які можуть бути корозійними або небезпечними для матеріалів, з яких виготовляють апарати. Тому вибір правильних матеріалів і методів захисту важливий для забезпечення безпеки та надійності обладнання.

Основні вимоги, яким повинна відповідати хімічна апаратура:

1. Механічна надійність. Хімічні апарати повинні бути стійкими до механічних навантажень, які вони можуть зазнати під час транспортування, монтажу і експлуатації. Вони також повинні витримувати внутрішні тискові навантаження і температурні зміни без негативного впливу на їхню цілісність.

2. Довговічність. Хімічні апарати мають бути розраховані на тривалий термін служби без необхідності частого ремонту або заміни. Це важливо для зниження витрат і забезпечення безперебійної роботи обладнання.

3. Конструктивна досконалість. Дизайн апаратів повинен бути ретельно продуманим і оптимізованим з точки зору виконання функції і безпеки. До цього також входить врахування особливостей хімічного процесу, для якого вони призначені.

4. Простота виготовлення. Виготовлення апаратів повинно бути виконане з урахуванням можливості простоти та ефективності виробництва. Це допомагає знизити витрати на виготовлення та підтримання.

5. Зручність транспортування, монтажу та експлуатації. Апарати повинні бути спроектовані з урахуванням легкості транспортування на місце призначення, швидкого і безпечного монтажу, а також комфортної експлуатації. Це допомагає знизити час і витрати на пуско-налагодження та обслуговування.

Саме тому до конструкційних матеріалів для хімічної апаратури також висувають низку вимог:

1. Висока корозійна стійкість. Оскільки хімічна промисловість часто включає в себе використання агресивних хімічних середовищ, матеріали, які використовуються для конструкції апаратів, повинні бути стійкими до корозії та інших видів хімічного атаки. Це забезпечує тривалу службу апаратури та запобігає витратам на ремонт та заміну.

2. Висока механічна міцність. Конструкційні матеріали повинні мати достатню міцність для витримання робочих тисків, температур та механічних навантажень, які виникають при гідравлічних випробуваннях та в експлуатації апаратів. Це важливо для запобігання аваріям і збиткам.

3. Гарна зварюваність. Багато хімічних апаратів складаються з багатьох деталей, які потрібно з'єднувати зварюванням. Тому матеріали повинні мати властивості, що сприяють створенню міцних і надійних зварних з'єднань, забезпечуючи високі механічні властивості цих з'єднань.

4. Низька вартість і доступність матеріалів. Ефективність виробництва та економічність є важливими аспектами в хімічній промисловості. Тому матеріали повинні бути доступними і мають низьку вартість, але при цьому відповідати усім іншим вимогам.

Для виготовлення деталей етанової ректифікаційної колони, які контактують з вуглеводнями, вибираємо сталь 16ГС, яка є стійкою до корозії. Також вона має досить високі механічні властивості, підходить для середовищ з

помірними температурами. Сталь 16ГС є досить поширеним матеріалом і може бути досить доступною і вартісно-ефективною альтернативою для наших потреб.

Вибираємо сталь ВСтЗсп у якості матеріалу для опори етанової ректифікаційної колони. Сталь ВСтЗсп має хорошу міцність та міцність при натягу, що робить її відмінним вибором для виготовлення опори, яка повинна витримувати механічні навантаження та тиск. Даний матеріал, як правило, підходить для використання при помірних температурах. Зазвичай сталь ВСтЗсп потребує захисту або покриття, якщо вона контактує з корозійно-активними речовинами. Вартість і доступність сталі ВСтЗсп є перевагою, оскільки цей матеріал є загальнодоступним і досить економічним.

Для всіх інших елементів етанової ректифікаційної колони вибираємо сталь СтЗ. Сталь СтЗ має середні механічні властивості та володіє досить задовільною міцністю. Ця сталь є відмінним вибором для конструкційних елементів, якщо не вимагається високої міцності або стійкості до великих механічних навантажень. Сталь СтЗ може бути корозійностійкою за умови, що будуть прийняті необхідні заходи щодо захисту від корозії. До того ж, вона є загальнодоступною і зазвичай є досить економічним матеріалом, що може зменшити витрати на виготовлення виробів.

Для виготовлення прокладок в хімічному обладнанні використання фторопласту-4 є відмінним вибором, бо володіє високою стійкістю до багатьох хімічних речовин. Це робить його ідеальним матеріалом для використання в хімічному обладнанні, де важлива стійкість до корозії. Фторопласт-4 може витримувати високі температури без деформації або розкладання, що робить його придатним для використання в різних термічних умовах. Також він має низький коефіцієнт тертя, що сприяє зменшенню зносу і забезпечує довгий термін служби прокладок. Цей матеріал є добрим ізолятором і не проводить електрику, що важливо в деяких хімічних процесах і умовах.

Фторопласт-4 є непроникним для багатьох речовин, що робить його безпечним для використання в контакті з продуктами, та має високу стійкість до впливу ультрафіолетового випромінювання та вологості, що робить його довговічним матеріалом.

3.2 Розрахунки на міцність та стійкість [16]

Визначення товщини стінки апарата та кришки

Знаходимо величину нормативного допустимого напруження 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:

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

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

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

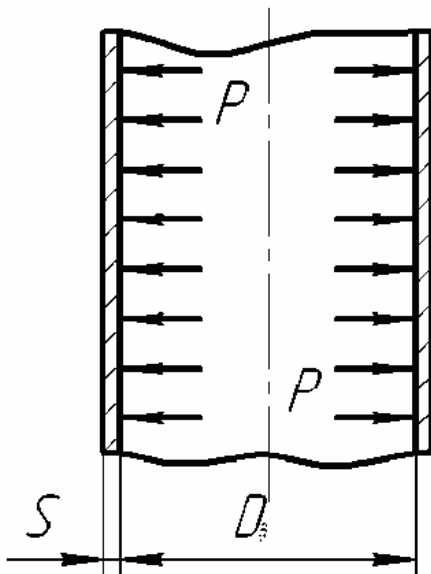


Рисунок 3.1 – Розрахункова схема циліндричної обичайки

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.

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

Виконавча товщина циліндричної обичайки:

$$S_{II} \geq S_P^H + c, \quad (3.5)$$

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:

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

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

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

У результаті отримуємо:

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

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

Приймаємо $S_{II} = 8$ мм.

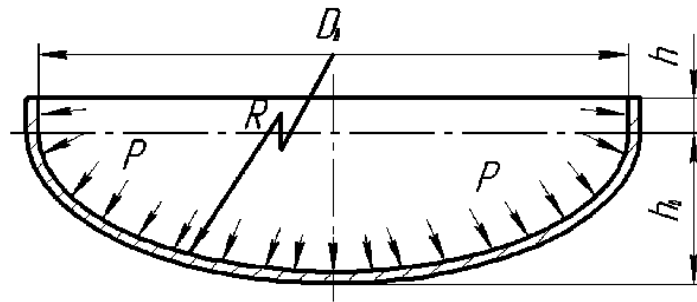


Рисунок 3.2 – Розрахункова схема еліптичної кришки

Розрахункова товщина еліптичної кришки:

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

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

Виконавча товщина еліптичної кришки:

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

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

Приймаємо $S_E = 8 \text{ мм.}$

Розрахунок висоти трубної решітки

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 [10]: $K = 0,47$; $D = D_B = 400$ мм.

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

Розрахунок опори апарата

Визначимо навантаження порожнього апарата на опорі по формулі:

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

де M_{an} – маса порожнього апарата;

$$M_{an} = M_{\kappa} + M_{\text{дн}} + M_{\text{кр}} + M_{\text{н}} + M_{\text{фл}}, \quad (3.12)$$

де M_{κ} , $M_{\text{дн}}$, $M_{\text{кр}}$, $M_{\text{н}}$, $M_{\text{фл}}$ – відповідно маси корпусу, днища, кришки, насадки, фланців і арматури.

$$M_{\kappa} = H \cdot \pi \cdot D \cdot s \cdot \rho, \quad (3.11)$$

де ρ – щільність матеріалу корпусу (сталь 16ГС); $\rho = 7800$ кг/м³;

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

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

Маса шарів насадки:

$$M_{\text{н}} = V_{\text{н}} \cdot \rho_{\text{н}}, \quad (3.12)$$

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 $\rho_n = 900 \text{ кг/м}^3$ [11].

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 $M_{\text{фл}} = 200$ кг.

Маса порожнього апарата:

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

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

Навантаження апарата на опору під час гідравлічних випробувань:

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

де M_e – маса залитої в апарат води, кг.

$$M_e = V \cdot \rho_e, \quad (3.15)$$

де V – об'єм апарата, м^3 .

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

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

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

За таблицею [14] вибираємо циліндричну опору другого типу: 2-400-20-50.

4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА

4.1 Обґрунтування компоновання основного та допоміжного обладнання [17]

Правильне розміщення обладнання є дуже важливим. Саме компоновання має безпосередній вплив на ключові аспекти безпечної і ефективної експлуатації промислових об'єктів, включаючи виробництва нафти та газу.

Оптимізація процесу. Перш за все, слід ретельно розробити процес переробки нафти і визначити оптимальний порядок операцій та послідовність роботи установки. Це може включати в себе розділення фракцій, конденсацію, крекінг, гідроочищення і інші процеси. Важливо розміщувати обладнання так, щоб забезпечити ефективність цих операцій.

Безпека. Безпека перш за все. Установку слід компоновати так, щоб забезпечити належну вентиляцію, доступ до систем пожежогасіння, дотримання вимог щодо уникнення викидів та можливостей для рятування в разі аварійних ситуацій.

Технічний контроль. Забезпечення можливості технічного контролю та обслуговування обладнання – це важливий аспект. Обладнання повинно бути розташовано так, щоб фахівці могли легко здійснювати інспекції, обслуговування та ремонт в разі необхідності.

Ефективність використання простору. Оптимізація використання простору може зменшити витрати на будівництво та експлуатацію. Розташування обладнання повинно дозволити максимально використовувати наявний простір.

Економічність. Важливо враховувати економічні аспекти при компованні обладнання. Оптимізація розташування обладнання і систем підйому/транспортування може зменшити витрати на будівництво та експлуатацію.

Спрощення процесів. При компованні обладнання слід думати про спрощення процесів та мінімізацію зайвих операцій. Це може покращити продуктивність та знизити витрати.

Доступність та логістика. Розміщення обладнання слід планувати з урахуванням можливостей постачання матеріалів та транспортування виробленої продукції.

Обираючи варіант розташування обладнання на відкритому майданчику, ми враховуємо ряд ключових факторів, які дозволять забезпечити оптимальні умови для газопереробного виробництва. Використання відкритого майданчика дозволяє нам раціонально розташувати обладнання та інфраструктуру, що може сприяти значній економії при будівництві нашого підприємства. Відкритий майданчик забезпечує зручний доступ для монтажу нового обладнання та проведення ремонтних робіт. Це дозволить нам ефективно виконувати роботи з технічного обслуговування та знизити витрати на них.

Компонування на відкритому майданчику дозволяє ефективно розсіювати викиди газів та тепловиділення, що сприяє зменшенню їхнього впливу на навколишнє середовище та забезпечує дотримання екологічних норм. Відкритий майданчик дозволяє ефективно контролювати вибухи та пожежі, які можуть виникнути на НПЗ, а також залишає простір для майбутнього розширення виробничих потужностей та об'єктів, що сприяє динамічному розвитку підприємства.

При обранні розташування обладнання на відкритому майданчику, важливо дотримуватися рекомендацій та керуватися технічними нормами і стандартами безпеки. Ось докладніші вказівки щодо розташування обладнання:

1. Розміщення важкого обладнання. Бажано розташовувати важке і габаритне обладнання на позначці землі, оскільки це забезпечить стійкість та надійність під час експлуатації. Важливо враховувати необхідність високопрочних опорних конструкцій.

2. Використання залізобетонних опор. Для опорних пристроїв рекомендується використовувати типові конструкції залізобетону. Вони відомі своєю міцністю та стійкістю до навантажень і погодних умов.

3. Максимізація несучої здатності стінок. Для великогабаритних апаратів можна максимально використовувати несучу здатність їхніх стінок. Це

може включати встановлення етажерок, сходів і майданчиків для обслуговування. Такий підхід дозволить оптимізувати простір і полегшити доступ до обладнання.

4. Розташування на нульовій позначці щодо фундаменту. Усе обладнання слід розміщувати на нульовій позначці щодо загального (групового) фундаменту. Це спрощує процес монтажу та обслуговування.

5. Індивідуальні фундаменти для окремих об'єктів. Ємності, насоси і теплообмінне обладнання, які вимагають додаткової стійкості і стабільності, можуть бути розташовані на індивідуальних фундаментах. Це забезпечить надійну підтримку для цих об'єктів.

Також розміщення обладнання на відкритих майданчиках має враховувати ряд важливих вимог та рекомендацій з метою забезпечення безпеки, зручності обслуговування та ефективності робочих процесів:

Проходи та безпека. Передбачте наявність проходів між обладнанням, щитами і конструкціями таким чином, щоб забезпечити безпечний доступ для обслуговування обладнання, рух людей і транспорту. Мінімальна ширина проходів між найвиступнішими частинами обладнання, щитами і конструкціями повинна бути не менше 1 метра. Це сприяє запобіганню заторам і забезпечує швидкий доступ у разі аварій.

Вібрація та шум. Технологічне обладнання, яке створює вібрацію і шум на робочих місцях, рекомендується встановлювати на спеціальних фундаментах і амортизаторах. Це допомагає знизити вплив вібрації та шуму на працівників і забезпечує комфортні умови роботи.

Групування обладнання. Під час розміщення обладнання рекомендується виділяти групи апаратів, які мають спільні ознаки або призначення. Це сприяє організації робочих зон і полегшує обслуговування. Наприклад, апарати однієї технологічної лінії можуть бути розташовані поруч для зменшення витрат часу на переміщення працівників.

Враховуючи ці вимоги та рекомендації, можна створити безпечну та ефективну робочу обстановку на відкритому майданчику, що сприятиме надійній роботі обладнання та підвищить загальну продуктивність.

Проектування трубопроводів є важливим етапом в процесі створення хімічного обладнання та інженерних систем для транспортування і обробки різних речовин. Виправлення трубопроводів має бути грамотно відпрацьоване для забезпечення безпеки, ефективності та надійності експлуатації.

Під час розробки схеми трубопроводів важливо враховувати фізико-хімічні властивості речовин, які будуть транспортуватися, а також дані, отримані на етапі розрахунку апаратного оформлення процесу. Це дозволяє правильно підібрати матеріали труб, їх діаметри, тиск та температурний режим.

Залежно від призначення та характеристик перекачуваних речовин, трубопроводи поділяються на групи. Це важливо для визначення вимог до матеріалів та безпекових заходів. Зокрема, група I включає трубопроводи для небезпечних речовин, група II – для менш небезпечних, і група III – для інших речовин.

При трасуванні трубопроводів важливо враховувати низку факторів, таких як ефективність, безпека, зручність обслуговування і т. д. Пряма прокладка "від штуцера до штуцера" допускається лише у виняткових випадках, коли інші варіанти неможливі. Шлангові труби слід прокладати так, щоб вони були якнайкоротшими і не перетинали обслуговуючі майданчики апарату.

Треба враховувати технологічні особливості об'єкта і процесу. Наприклад, шланги мають бути розташовані з урахуванням можливих вібрацій та впливу токсичних речовин.

Правила трасування трубопроводів є важливими для забезпечення безпеки та ефективності експлуатації систем транспортування різних речовин:

1. Розміщення в одному пучку. Трубопроводи мають бути розташовані в одному пучку, де перетини труб мають просту форму, такі як горизонтальні або вертикальні ряди. Це дозволяє легше обслуговувати фланцеві з'єднання та інші пристрої.

2. Гарячі трубопроводи. Гарячі трубопроводи, які працюють при підвищених температурах, мають бути розміщені на відстані 3-5 діаметрів труби. Для компенсації температурних напружень на довгих гарячих трубопроводах може бути необхідно використовувати П-подібні ділянки.

3. Запобігання гідравлічним ударам. Для запобігання гідравлічним ударам на довгих трубопроводах слід передбачити можливість відведення рідини з мішків. На газопроводах також необхідно встановлювати дренажні трубки для відведення конденсату.

4. Теплоізоляція. При необхідності, трубопроводи повинні бути теплоізовані. Це допомагає підтримувати температурний режим роботи і запобігає втраті тепла.

4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання [18, 19]

При монтажі повністю зібраного апарата спочатку апарат збирається із блоків, а потім приварюється опора. Процес монтажу і збирання апарата з блоків є важливим кроком в будівництві та експлуатації промислового обладнання, зокрема, хімічних апаратів. Описаний підхід до монтажу може бути дієвим для забезпечення точності і якості збирання.

Спочатку апарат збирається із окремих блоків, які можуть бути виготовлені завчасно в інших локаціях або майстернях. Це дозволяє зменшити час монтажу на місці та знизити витрати на працю. Приварювання опори після збирання апарата з блоків забезпечує правильне позиціонування апарата та його стійкість. Важливо впевнитися, що опора правильно вирівнює апарат і витримує необхідні навантаження. Підтягування частин апарата один до одного трубоукладачами або тракторами є важливим кроком для забезпечення точності і герметичності з'єднань. Це допомагає уникнути витоків та інших проблем.

Приварювання напрямних планок для збігу стиків (рис. 4.1) є важливим для забезпечення точності та стійкості апарата. Після прихватки стику короткими звареними швами і вирізання зайвих частин газокисневим різанням створюється рівна та гладка поверхня.

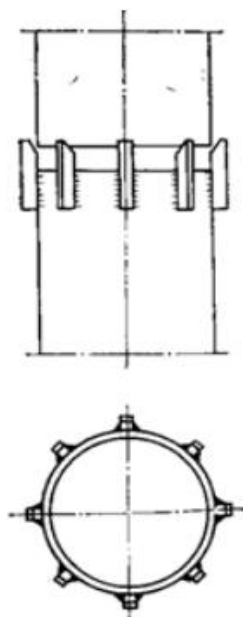


Рисунок 4.1 – Стыковка обичайок

Під час монтажу важливо проводити контроль якості всіх етапів, включаючи збирання блоків, приварювання опори та приварювання напрямних планок. Це допомагає уникнути дефектів та забезпечити безпеку та ефективність апарату.

Монтаж колонного насадкового апарату вимагає великої обережності та точності, оскільки це складний процес, який повинен бути виконаний правильно для забезпечення безпеки та стабільності обладнання.

Для підняття колонного насадкового апарату використовуються вантажопідійомні механізми, такі як стрілові крани та щогли. Важливо, щоб ці механізми були належно підготовлені та перевірені на безпеку перед початком монтажу. Для забезпечення безпеки під час підняття обладнання використовують сталеві стропи або ланцюги. Стропування повинно бути виконано з великою увагою до деталей та навантажень, щоб уникнути пошкоджень апарату.

Для забезпечення стабільності апарату, його фіксують в горизонтальному положенні за допомогою кутків або швелерів, які закріплюються внизу апарату. Це допомагає уникнути перекосів та забезпечити правильне положення. Під час монтажу важливо проводити контроль якості усіх етапів, зокрема стропування, фіксації та підняття. Такий контроль допомагає уникнути потенційних проблем та небезпеки.

Весь процес монтажу повинен виконуватися відповідно до стандартів безпеки. Робочий персонал повинен бути підготовлений до виконання таких операцій, і необхідно вживати всі необхідні заходи для уникнення травм і аварій.

Встановлення колонного апарату в проектне положення – це завдання, яке може бути дуже складним і вимагати використання різних методів і обладнання в залежності від габаритних розмірів, маси та інших параметрів апарату. Розглянемо два основні методи підйому – це ковзання та поворот навколо шарніру (рис. 4.2).

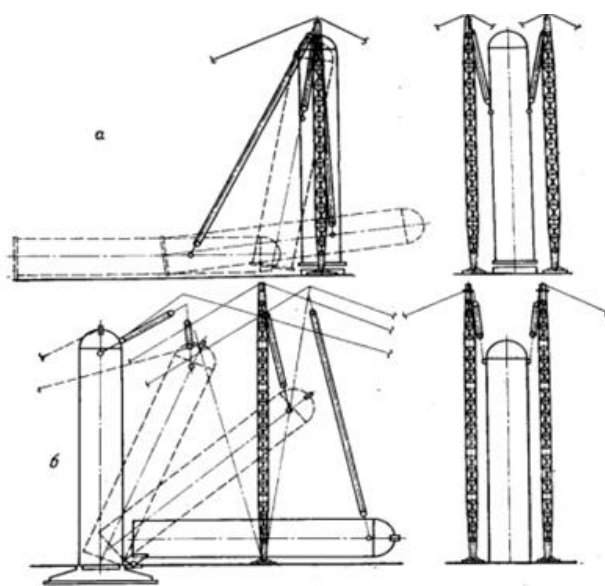


Рисунок 4.2 – Способи підйому колонного апарату:

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

Ковзання (склізання). Цей метод використовується для підняття важкого обладнання, такого як колонні апарати, вздовж горизонтальної поверхні. Для цього створюють спеціальну платформу або конструкцію, яка дозволяє обладнанню ковзати. Зазвичай, використовуються великі ковзаючі бруски або валки, що дозволяють здійснити плавний рух вздовж горизонталі.

Поворот навколо шарніру. Цей метод використовується для повороту апарату навколо вертикальної осі. Висота шарніру зазвичай визначається габаритними розмірами та масою апарату. Після підняття апарату він поворачується навколо цього шарніру для досягнення правильного положення.

Обираючи метод підйому слід враховувати ряд факторів, включаючи:

- габаритні розміри та масу апарату;
- існуючі інфраструктурні обмеження, які можуть обмежувати вибір методу (наприклад, наявність простору для ковзання або шарніру);
- спеціалізоване обладнання та кранові системи, які можуть бути доступні для проведення монтажу;
- безпекові аспекти, зокрема уникнення травм працівників та пошкоджень обладнання під час підйому.

Обрання правильного методу та його вдале виконання допомагають забезпечити успішне встановлення колонного апарату в проектне положення, зберігаючи безпеку та інтегритет обладнання.

Процес підготовки та безпечного проведення ремонту колонних апаратів є вкрай важливим для забезпечення безпеки та ефективності робіт. Описані дії та процедури перед розпочатком робіт є ключовими для запобігання небезпеці та забезпечення безпеки персоналу:

1. Приймання в ремонт. Прийом колони в ремонт повинен проводити представник ремонтної організації, майстер ремонтно-механічної бригади. Це важливо для встановлення стану апарату та визначення обсягу ремонтних робіт.

2. Інструктаж та допуск. Перед роботою необхідно надати інструктаж з охорони праці, техніки безпеки, газобезпеки та пожежної безпеки. Оформлення наряду допуску на газонебезпечні роботи є обов'язковим. Це допомагає забезпечити, що всі працівники розуміють ризики та правила безпечного виконання робіт.

3. Огляд перед ремонтом. Керівник ремонтного підрозділу повинен ознайомитися з підготовчими роботами та результатами інструктажу перед роботою.

4. Дозвіл на роботу. Отримання дозволу від відповідальної особи за організацію безпечного проведення газонебезпечних робіт є критично важливим. Це гарантує, що всі необхідні заходи безпеки вжиті.

5. Відкриття люків-лазів. Під час відкриття люків-лазів важливо дотримуватися послідовності зверху вниз. Це допомагає уникнути підсосу повітря в колону та зменшує ризик утворення вибухонебезпечної атмосфери.

6. Відбір проб повітря. Проведення аналізу проб повітря з усіх люків колони є важливим для визначення вмісту вибухонебезпечних та вибухопожежонебезпечних речовин, а також вмісту кисню. Це інформація важлива для безпеки під час робіт.

7. Перевірка температури. Перед початком ремонту важливо перевірити температуру повітря всередині колони, щоб вона не перевищувала 30°C. Вища температура може створювати небезпеку для працівників.

Нафтопереробні заводи часто стикаються з різними проблемами та поломками насадкових ректифікаційних колон. Деякі з найпоширеніших поломок включають:

1. Корозія внутрішніх та зовнішніх поверхонь колони може призводити до пошкоджень та протікання. Для відновлення необхідно провести очищення та відновлення антикорозійного покриття.

2. Ущільнювачі насадкових ректифікаційних колон можуть зноситися та пошкоджуватися внаслідок дії агресивних середовищ і високих температур. Зазвичай їх замінюють на нові.

3. Пошкоджені різьбові з'єднання можуть призводити до витоків речовин. Відновлення включає в себе заміну пошкоджених з'єднань або перевірку та затягування різьбових з'єднань.

4. У ректифікаційних колонах можуть утворюватися відкладення внаслідок конденсації та кристалізації речовин. Вони можуть обмежувати ефективність роботи колони і вимагають очищення та відновлення.

5. Групові тарілки можуть бути пошкоджені внаслідок корозії, механічних впливів або зносу. Їх замінюють або відновлюють.

Заходи щодо відновлення колони зазвичай включають в себе діагностику, заміну пошкоджених деталей, очищення та антикорозійний захист. Важливо дотримуватися стандартів безпеки та техніки безпеки під час робіт і впевнитися, що відновлена колона відповідає всім вимогам та стандартам перед поверненням її в експлуатацію.

Ремонт насадкової ректифікаційної колони є важливим завданням для забезпечення її безперебійної роботи та подовження її службового терміну. Відре-

МОНТОВАНА колона повинна відповідати всім технічним вимогам і стандартам, а також бути безпечною для експлуатації. Наведемо загальний перелік етапів ремонту насадкової ректифікаційної колони.

1. Підготовка до ремонту:

- закриття і блокування всіх доступів до колони;
- підготовка дозволів та інструкцій з охорони праці, техніки безпеки та газо-безпеки;
- оформлення наряду на ремонт та визначення відповідальних за виконання робіт.

2. Відключення колони від процесу:

- вимкнення подачі реакційних речовин та продуктів;
- забезпечення відключення колони від системи теплообміну та інших комунікацій.

3. Приймання колони в ремонт:

- приймання колони за актом представником ремонтної організації;
- вивід колони з експлуатації та підготовка до ремонтних робіт.

4. Діагностика та оцінка стану колони:

- перевірка наявності пошкоджень, корозії та інших дефектів;
- діагностика внутрішніх пристроїв та обладнання;
- вимірювання параметрів та властивостей колони.

5. Розбірка та заміна елементів:

- розбірка колони для заміни пошкоджених або зношених деталей;
- заміна ущільнювачів, різьбових з'єднань, групових тарілок та інших елементів за потреби.

6. Очищення та відновлення поверхонь:

- прибирання корозії та забруднень з внутрішніх поверхонь колони;
- відновлення антикорозійного покриття.

7. Збирання колони та встановлення на місце у відновленому стані.

- 8. Проведення перевірок та випробувань для підтвердження якості та надійності ремонту.

9. Відновлення процесу – підключення колони до процесу та перевірка правильності її роботи.

Під час ремонту дефектних ділянок корпусу може знадобитися зміцнення шляхом встановлення стійок і перетинів, що підтримують міцність та стійкість конструкції. Важливо здійснювати контроль якості зварювання і ремонту, використовуючи методи, такі як магнітна або ультразвукова дефектоскопія. Це допоможе переконатися, що всі зварні шви є надійними і не мають дефектів.

Усі поверхні металу мають бути добре очищені від корозії, фарби або інших дефектів під час ремонту. Це забезпечить максимальну міцність і надійність зварних швів. Під час ремонту слід вимірювати глибину пошкодження деталей і дотримуватися встановлених норм щодо допустимої глибини пошкоджень. Важливим є використання якісних матеріалів, засобів зварювання та інструментів, щоб забезпечити найкращу якість робіт.

5 АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ

Автоматизація виробничих процесів дозволяє виробляти більше продукції в коротший термін і з меншою кількістю працівників. Роботи, які раніше вимагали багато людських ресурсів, тепер можуть бути виконані автоматизованими системами. Автоматизація допомагає уникнути помилок, що можуть виникнути внаслідок людського фактору. Виробництво стає більш точним і надійним, що покращує якість продукції, а також зменшуються витрати на працю, виробничі матеріали та енергію. Це, зазвичай, призводить до зниження собівартості продукції.

Установка переробки нафти (або газового конденсату) являє собою безперервний процес, в якому всі основні апарати технологічної схеми з'єднані послідовно. Безперервність виробництва є однією з ключових передумов для автоматизації виробництва. Безперервний процес і автоматизація виробничих операцій є взаємозалежними факторами, оскільки безперервне виробництво стає найбільш ефективним при його комплексній автоматизації.

При проведенні процесу ректифікації в етановій колоні важливо контролювати такі основні параметри: витрату; рівень; температуру; тиск.

Контроль рівня супроводжується контролем тиску і температури, оскільки їх зміна може призвести до аварійних ситуацій або порушень технологічного режиму. Загальна ідея автоматизації полягає в тому, що контроль і регулювання параметрів є критичними для забезпечення безпеки та ефективності процесу ректифікації при отриманні технічного пропану і бутану.

Процес ректифікації є одним з основних процесів хімічної технології. Його ефективність визначається складом кінцевого продукту. Залежно від технологічних особливостей, цей кінцевий продукт може бути дистилятом або кубовим залишком. Основною метою управління є забезпечення сталого складу кінцевого продукту. Склад іншого продукту може змінюватися в певних межах через зміни в початковому складі суміші. У подальшому розглядатимемо дистилят як цільовий продукт.

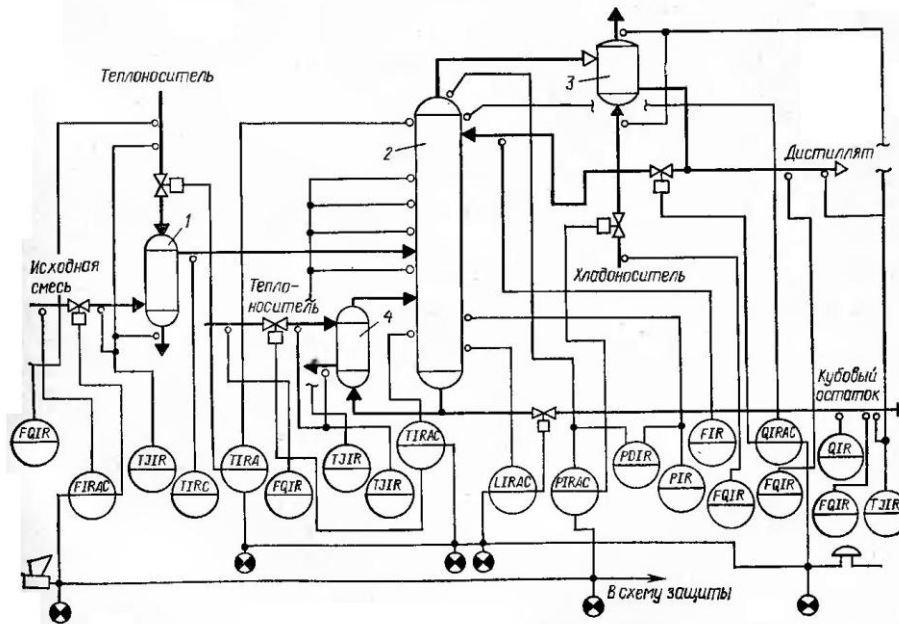


Рисунок 5.1 – Типова схема автоматизації процесу ректифікації:
 1 – теплообмінник вихідної суміші; 2 – ректифікаційна колона;
 3 – дефлегматор; 4 – кип'ятильник

Ректифікаційна установка є складним об'єктом управління із значним запізненням в часі (наприклад, у деяких випадках вихідні параметри процесу починають змінюватися лише через 1–3 години після зміни параметрів сировини). Вона включає в себе велику кількість параметрів, які характеризують процес, взаємодію між ними, розподіл їх по системі та інші складності.

Ця установка вимагає від операторів інтенсивного контролю і управління через розгалуженість та взаємозалежність процесних параметрів. Успішне управління ректифікаційним процесом вимагає високого рівня фаховості та систематичного моніторингу.

Складність регулювання процесу пояснюється також частотою та амплітудою збурень. В об'єкті відбуваються такі збурення, як зміни початкових параметрів вихідної суміші, а також теплоносіїв і холодоносіїв, зміни властивостей поверхонь теплообміну, відкладення речовин на стінках тощо. Крім того, на технологічний режим ректифікаційних колон, які встановлені під відкритим небом, впливають коливання температури атмосферного повітря.

Концентрація безпосередньо залежить від початкових параметрів вихідної суміші. Зі зміною цих параметрів в процес можуть надходити найсильніші збурення, особливо через канал складу вихідної суміші, оскільки склад визначається попереднім технологічним процесом.

Отже, якщо дистилат є цільовим продуктом, то для досягнення мети управління слід регулювати наступні параметри: витрату вихідної суміші, температуру вихідної суміші, тиск у верхній частині колони, склад рідини в верхній частині колони, температуру і рівень рідини в кубі.

Підходячи до розробки системи автоматизованого управління, першим і важливим кроком є детальне вивчення технологічного процесу. Це включає в себе наступні етапи:

1. Аналіз технологічного процесу. Докладне дослідження всіх аспектів технологічного процесу, включаючи вхідні та вихідні матеріали, послідовність операцій, параметри і обмеження.

2. Виявлення факторів впливу. Визначення ключових факторів, які впливають на характеристики процесу. Це може включати змінні, такі як температура, тиск, витрата, склад сировини тощо.

3. Аналіз взаємозв'язків. Встановлення зв'язків і взаємодій між різними факторами та параметрами процесу. Наприклад, які зміни в одному параметрі можуть впливати на інші аспекти процесу.

4. Визначення цілей і завдань. Сформулювання мети автоматизованого управління і конкретних завдань, які система повинна виконувати. Це може включати покращення ефективності, зниження витрат або забезпечення безпеки.

5. Розробка схеми управління. Основний вихідний пункт – це створення схеми регулювання або управління, яка відповідає поставленим завданням. Ця схема може включати сенсори для вимірювання параметрів, контрольні алгоритми, актуатори для впливу на процес та системи збору і аналізу даних.

6. Розробка програмного забезпечення. На основі схеми управління розробляється відповідне програмне забезпечення, яке виконує необхідні обчислення, приймає рішення та керує актуаторами.

7. Тестування і налагодження. Система автоматизованого управління піддається тестуванню на практиці, і на основі результатів тестів проводяться необхідні корекції і налагодження.

8. Підтримка і оптимізація. Після впровадження системи в експлуатацію важливо забезпечити її постійну підтримку і вдосконалення, щоб забезпечити оптимальну роботу і враховувати зміни в процесі часом.

Пропонований цикл розробки системи автоматизованого управління допомагає забезпечити, що система ефективно виконує поставлені завдання і відповідає вимогам технологічного процесу.

Технічні засоби автоматичного контролю обираються з типової апаратури, яка випускається приладобудівною промисловістю відповідно до технічних характеристик та умов роботи. Це включає в себе такі елементи та прилади:

Сенсори і датчики. Обрані для вимірювання різних параметрів, таких як температура, тиск, рівень, витрата речовини і інші. Наприклад, термометри, манометри, рівнеміри, потокоміри і т. д.

Контрольно-вимірювальні прилади (КВП). Інтегровані пристрої, які забезпечують вимірювання, а також можуть виконувати обчислення та логічні операції для контролю процесу. Наприклад, програмовані контролери логічного керування (ПЛК).

Актuatorи. Механічні пристрої, які впливають на процес згідно з сигналами від контрольно-вимірювальних приладів. Це може бути регулювальний клапан, насос, нагрівач та інші.

Системи збору і аналізу даних. Включають в себе засоби для збору, збереження і аналізу даних з сенсорів і КВП. Це може бути програмне забезпечення для моніторингу та аналізу, а також системи зберігання даних.

Інтерфейси та засоби комунікації. Забезпечують зв'язок між автоматизованою системою керування та операторами, а також з іншими системами управління або мережами передачі даних.

Програмне забезпечення керування. Включає в себе програмне забезпечення для налагодження і контролю системи автоматизованого

управління, включаючи алгоритми регулювання, моніторингу та інтерфейси користувача.

Використання принципу уніфікації в схемі автоматизації дійсно має багато переваг, особливо в умовах вибухо- та пожежонебезпечного виробництва. Однотипні технічні засоби автоматизації дозволяють замінити один пристрій іншим без необхідності внесення значних змін у схему управління. Оператори та технічний персонал знайомі з однотипними приладами, що спрощує їх роботу, навчання та обслуговування. Однотипні прилади можуть мати схожі налаштування та можуть постачатися зі спільними комплектуючими, що спрощує їх впровадження та підтримку. Застосування дешевих і надійних приладів забезпечує економію коштів та забезпечує стабільну роботу системи. Врахування особливостей вибухо- та пожежонебезпечних умов виробництва і вибір пневматичної лінії приладів допомагають забезпечити безпеку та ефективність.

6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ

6.1 Аналіз небезпечних та шкідливих факторів [22]

Охорона праці на нафтопереробному заводі (НПЗ) є вельми важливою для забезпечення безпеки працівників та стабільної роботи виробництва. Враховуючи природу та потенційні ризики, пов'язані з нафтопереробними заводами, низка заходів та підходів повинні бути впроваджені для забезпечення охорони праці.

Першим кроком є вивчення і дотримання всіх законів та нормативних актів, пов'язаних з охороною праці, які стосуються нафтопереробного виробництва. Це включає в себе відповідні дозволи та ліцензії для ведення діяльності. Усі працівники повинні пройти навчання щодо охорони праці та техніки безпеки. Це включає в себе навчання з праці в небезпечних умовах та навчання з використання обладнання та матеріалів.

Проведення оцінки ризиків та ідентифікація потенційних небезпек для працівників та довкілля. Це допомагає визначити, які кроки потрібно вжити для запобігання нещасних випадків та аварій. Регулярна перевірка та обслуговування обладнання для запобігання аварій. Робочі місця та обладнання повинні відповідати нормативам безпеки.

Використовувати особисті захисні засоби (засоби дихання, рукавиці, захисний одяг тощо). Запровадження процедур та правил безпеки для роботи з небезпечними речовинами. Проведення навчання щодо евакуації у разі аварії, а також наявність пожежного обладнання та системи пожежної безпеки.

Підготовка персоналу до надання першої допомоги та наявність медичних служб для надання кваліфікованої допомоги при нещасних випадках. Збір та збереження інформації про нещасні випадки та аварії, а також про заходи, проведені для їх запобігання. Регулярні аудити та перевірки щодо відповідності стандартам безпеки та виявлення можливих порушень.

Забезпечення охорони праці на нафтопереробному заводі є обов'язковим і допомагає зменшити ризики для працівників та забезпечити стабільну та безпечну роботу виробництва.

Аналіз шкідливих факторів на НПЗ включає в себе оцінку потенційних ризиків і негативних впливів на здоров'я працівників та навколишнє середовище. Для цього проводяться спеціальні оцінки та аудити. Ось деякі шкідливі фактори, які можуть бути враховані в аналізі НПЗ:

1. Токсичні речовини. Оцінка виділення і розповсюдження токсичних хімічних речовин у повітря і воду. Особливу увагу приділяються сполукам, які можуть викликати отруєння або інші негативні впливи на здоров'я.

2. Вибухонебезпечні речовини. Оцінка вибухонебезпечності газів і речовин, а також умов, що можуть сприяти вибухам і пожежам на заводі.

3. Шум і вібрація. Аналіз рівнів шуму та вібрації, які можуть впливати на слух та фізичний стан працівників.

4. Тиск і температура. Оцінка впливу високого або низького тиску та температури на працівників та процеси виробництва.

5. Забруднення навколишнього середовища. Оцінка викидів і скидів речовин у повітря, воду та ґрунт, що можуть негативно впливати на екологію регіону.

6. Пожежна безпека. Оцінка систем пожежної безпеки та ризику виникнення пожеж на заводі.

Таблиця 6.1 – Гранично-допустимі концентрації вуглеводнів

Сполуки	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

Обслуговуючий персонал установки повинен дотримуватися наступних важливих вимог і процедур:

- контроль параметрів технологічного процесу: відповідно до технологічної карти, обслуговуючий персонал повинен надавати пріоритетний перевірку і витриманню параметрів технологічного процесу, таких як тиск, рівень та температура в апаратах;

- забезпечення герметичності обладнання: слід постійно стежити за герметичністю технологічного обладнання та трубопроводів для запобігання витокам речовин та надзвичайним ситуаціям;

- дотримання інструкцій з експлуатації: важливо витримувати всі вимоги та інструкції по експлуатації апаратів, особливо тих, що працюють під тиском, для забезпечення безпеки та ефективності;

- проведення ревізії та ремонту: слід вчасно і систематично проводити роботи з ревізії та ремонту обладнання і трубопроводів відповідно до розкладу, визначеного Положенням про планово-попереджувальні ремонти;

- контроль запобіжних пристроїв: обслуговуючий персонал повинен регулярно перевіряти стан та справність запобіжних пристроїв, які встановлені на апаратах, і вживати заходів для їх правильного функціонування.

- дренаж апаратів: дренаж апаратів слід проводити відповідно до затвердженого графіку, записуючи всі відомості в журнал дренажів. Не допускається скидання нафтопродуктів в каналізацію.

- контроль за станом КВП: обслуговуючий персонал повинен регулярно перевіряти справність контрольно-вимірювальних приладів (КВП) та порівнювати показання первинних приладів з вторинними для відстеження правильності вимірювань.

Дотримання цих вимог та процедур допомагає забезпечити безпеку, надійність та ефективність технологічного процесу на нафтопереробному заводі.

6.2 Розрахунок потенційно-небезпечного фактора

Система заходів, спрямованих на усунення впливу атмосферної електрики, відома як система блискавкозахисту. Сила струму у каналі блискавки досягає 200 тисяч ампер, а напруга - 1 мільярд вольт. При входженні до об'єкта потенціал, через втрати, зменшується до рівня 30-50 мільйонів вольт. Довжина блискавкового розряду може сягати сотень і тисяч метрів. Тривалість існування блискавкового розряду коливається від 0,1 до 1 секунди. Температура у каналі може досягати від 6000 до 10000 градусів Цельсія.

Виділяють два основних прояви блискавки: первинний (1) і вторинний (2):
1 – прямий удар; 2 – виявлення електростатичної та електромагнітної індукції.

Прямий удар може призвести до руйнування будівель, споруд і обладнання через миттєве нагрівання повітря, різке його розширення і ударну хвилю. Він також може спричинити загоряння горючих матеріалів.

Захист будівель і споруд від удару блискавки залежить від наступних факторів: призначення; інтенсивності грозової діяльності у місцевості їх розташування; передбачуваної кількості ураганів у році відповідно до категорій блискавкозахисту та типу зони захисту.

Інтенсивність грозової активності (годин на рік) визначається за допомогою спеціальної карти або на підставі даних метеостанцій. Дніпропетровська область віднесена до районів, де спостерігається від 60 до 80 годин грозової активності на рік.

Кількість очікуваних ударів блискавки на рік для будівель і споруд, які не обладнані захистом від блискавки, розраховується за допомогою наступної формули [23]:

$$N = \left[(B + 6 \cdot h_x) \cdot (L + 6 \cdot h_x) - 7,7 \cdot h_x^2 \right] \cdot n \cdot 10^{-6}, \quad (6.1)$$

де B – ширина об'єкта, що захищається, м;

L – довжина об'єкта, що захищається, м;

h_x – висота об'єкта з його бокових сторін, м;

n – середня кількість поразок блискавкою 1 кв. км. земної поверхні на рік.

На практиці для захисту будівель і споруд від прямих ударів блискавки найбільше поширення отримали стрижневі та тросові відводи блискавки (рис. 6.1).

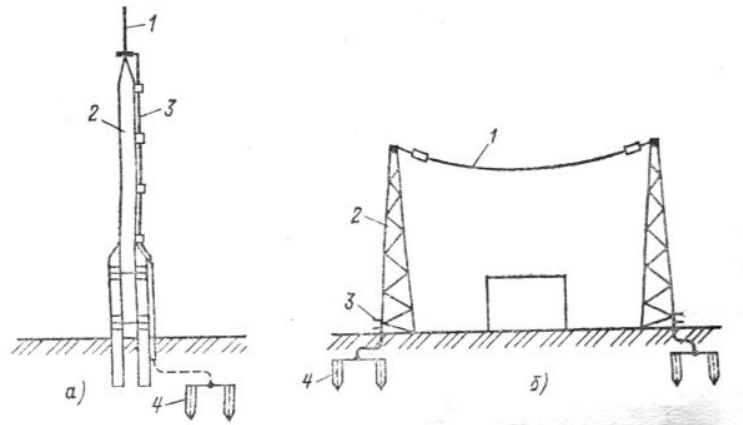


Рисунок 6.1 – Конструкція стрижневого (а) та тросового (б) відводів блискавки:

- 1 – блискавкоприймач, що безпосередньо приймає прямий удар блискавки;
- 2 – несуча конструкція, призначена для встановлення блискавковідводу;
- 3 – струмовідведення, що забезпечує відведення блискавки в землю;
- 4 – заземлювач, що відводить струм блискавки в землю.

Тип, кількість та взаємне розташування блискавковідводів визначають геометричну форму зони захисту. Схематично зона захисту одиничного відводу блискавки наведена на рис. 6.2.

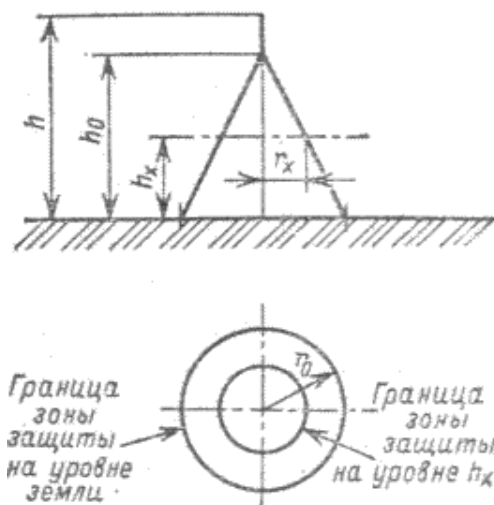


Рисунок 6.2 – Зона захисту одиничного стрижневого блискавковідводу висотою менше 150 м є конусом, вершина якого знаходиться на висоті h_0

Таблиця 6.2 – Розрахунок зони захисту одиничного стрижневого блискавковідведення [23]

Надійність захисту P_3	Висота блискавковідведення h , м	Висота конуса h_o , м	Радіус конуса r_o , м
0,9	від 0 до 100	$0,85h$	$1,2h$
	від 100 до 150	$0,85h$	$[1,2-10^{-3}(h-100)]h$
0,99	від 0 до 30	$0,8h$	$0,8h$
	від 30 до 100	$0,8h$	$[0,8-1,43 \cdot 10^{-3}(h-30)] h$
	від 100 до 150	$[0,8 - 10^{-3}(h - 100)]h$	$0,7h$
0,999	від 0 до 30	$0,7h$	$0,6h$
	від 30 до 100	$[0,7-7,14 \cdot 10^{-4}(h - 30)]h$	$[0,6-1,43 \cdot 10^{-3}(h-30)] h$
	від 100 до 150	$[0,65 - 10^{-3}(h - 100)]h$	$[0,5 - 2 \cdot 10^{-3}(h - 100)]h$

Таблиця 6.3 – Вихідні дані для розрахунку

Геометричні розміри об'єкта, що захищається (ГФУ)		
Довжина	Ширина	Висота (максимальна)
L, м	B, м	h _x , м
25	25	10

Насамперед, визначаємо очікувану кількість уражень блискавкою на рік будівель та споруд за формулою (6.1):

$$N = \left[(25 + 6 \cdot 10) \cdot (25 + 6 \cdot 10) - 7,7 \cdot 10^2 \right] \cdot 5,5 \cdot 10^{-6} = 0,036 \frac{\text{разів}}{\text{рік}}.$$

Тут середня кількість поразок блискавкою 1 кв. км земної поверхні на рік визначаємо за таблицею залежно від інтенсивності грозової діяльності [23]: при 60–80 годин на рік грозової діяльності $n=5,5$ 1/(км²·год).

Далі ведемо розрахунок основних параметрів блискавковідведення. Відповідно до табл. 6.2 при надійності захисту $P_3=0,9$ та висоті блискавковідводу $h=30$ м отримуємо наступне.

Висота конуса:

$$h_0 = 0,85 \cdot h = 0,85 \cdot 30 = 25,5 \text{ м.} \quad (6.2)$$

Радіус конуса:

$$r_0 = 1,2 \cdot h = 1,2 \cdot 30 = 36 \text{ м.} \quad (6.3)$$

Радіус об'єкта, що захищається, визначасмо за формулою [23]:

$$r_x = (1,1 - 0,002 \cdot h) \cdot \left(h - \frac{h_x}{0,85} \right) = (1,1 - 0,002 \cdot 30) \cdot \left(30 - \frac{10}{0,85} \right) = 19,0 \text{ м.} \quad (6.4)$$

Правильність вибору блискавковідводу перевіряється за допомогою нерівності:

$$\frac{\sqrt{B^2 + L^2}}{2} < r_x. \quad (6.2)$$

$$\frac{\sqrt{25^2 + 25^2}}{2} = 17,7 \text{ м} < 19,0 \text{ м.}$$

Отже, обраний блискавковідвід зможе забезпечити безпеку блоку отримання технічного пропан-бутану установки переробки нафти.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Національна акціонерна компанія “Нафтогаз України”. – Київ, 2009. — <http://www.naftogaz.com>
2. Укрнафтомаш. Офіційний сайт [Електронний ресурс]. – Режим доступу: <http://ukrneftemash.com/ua/mini-npz>
3. Методичні вказівки до виконання магістерської кваліфікаційної роботи зі спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» освітньої програми «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів» : для студентної, заочної та дистанційної форм навчання / В.І. Склабінський, Я.Е. Михайловський, Р.О. Острога, М.С. Скиданенко. – Суми : СумДУ, 2019. – 53 с.
4. Технологічні основи нафто- та газопереробки: навчальний посібник / В.І. Склабінський, О.О. Ляпощенко, А.Є. Артюхов. – Суми : Сумський державний університет, 2011. – 186 с.
5. Мамедов Б.Б. Технологічні розрахунки процесів переробки нафти та газу: навчальний посібник. — Луганськ : Вид-во СНУ ім. В. Даля, 2008. – 246 с.
6. Эмирджанов Р.Т. Основы технологических расчетов в нефтепереработке и нефтехимии: учеб. пособие для вузов / Р.Т. Эмирджанов, Р.А. Лемберанский. – Москва, 1989. – 192 с.
7. Курта С.А. Основы нафтохімії / С.А. Курта. – Івано-Франківськ : Прикарпатський національний університет імені Василя Стефаника, 2020. – 193 с.
8. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. – Москва : Химия, 1973. – 752 с.
9. Теплові й масообмінні процеси та обладнання хімічних і нафтогазопереробних виробництв у системах "газ (пара) – рідина" : підручник / Я. Е. Михайловський, А. Є. Артюхов, М. П. Юхименко, Н. О. Артюхова; за заг. ред. Я. Е. Михайловського. – Суми : СумДУ, 2021. – 391 с.
10. Кузнецов А.А. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности / А.А. Кузнецов, С.М. Кагерманов, Е.Н. Судаков. – 2-е изд., пер. и доп. – Ленинград : Химия, 1974. – 344 с.

11. Машины и аппараты химических производств. Примеры и задачи / Под общ. ред. В. Н. Соколова. – Л. : Машиностроение, 1982. – 384 с.
12. Плановский А.Н. Процессы и аппараты химической и нефтяной технологии / А.Н. Плановский, П.И. Николаев. – 2-е изд., перераб. и доп. – Москва : Химия, 1972. – 494 с.
13. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : Учебное пособие для вузов / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – 10-е изд., перераб. и доп. – Л. : Химия, 1987. – 576 с.
14. Лащинский А.А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А.А. Лащинский, А.Р. Толчинский. – Ленинград : Машиностроение, 1970. – 752 с.
15. Лащинский А. А. Конструирование сварных химических аппаратов : Справочник / А. А. Лащинский. – Ленинград : Машиностроение, 1981. – 382 с.
16. 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. – Л. : Машиностроение, 1984. – 301 с.
17. Методичні вказівки до вивчення дисципліни «Проектування хімічних підприємств та основи САПР» / Укл.: О. О. Ляпощенко, В. М. Маренок. – Суми : Вид-во СумДУ, 2008. – 81 с.
18. Фарамазов С. А. Ремонт и монтаж оборудования химических и нефтеперерабатывающих заводов / С. А. Фарамазов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Химия, 1980. – 312 с.
19. Ермаков В.И. Ремонт и монтаж химического оборудования / В.И. Ермаков, В.С. Шейн. – Л. : Химия, 1981. – 368 с.
20. Кузьменко Н.В. Учебное пособие для студентов по дисциплине «Автоматизация производственных процессов и производств». Часть I. Конспект лекций – Ангарск, 2005 – 77 с.
21. Промислові прилади та засоби автоматизації: Довідник / В.Я. Баранов, Т.Х. Безповська, В.А. Бек та ін.. Київ : Вид-во «Віста», 2017. – 847 с.

22. Основи охорони праці [Електронний ресурс]. – Режим доступу:
<http://www.ztec.com.ua/ztec/e-lib/>

23. Денисенко, А.Ф. Охорона праці : конспект лекцій для студ. екон. спец. заочної форми навчання. Ч.2 / А.Ф. Денисенко. — Суми : СумДУ, 2007. — 130 с.