

ЗАТВЕРДЖУЮ
Зав. кафедри

підпис, дата

Кваліфікаційна робота магістра

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

Тема роботи: Ректифікаційна установка виділення бензолу і
толуолу. Розробити та модернізувати випарник бензолу

Виконав:
студент групи ХМ.мз-22с

Касьянов Денис Михайлович

підпис

Залікова книжка

№ _____

Кваліфікаційна робота магістра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20__ р.

Підпис голови
(заступника голови) комісії

Керівник:

канд. техн. наук, доцент

Юхименко М.П.

підпис, дата

ЗМІСТ

	С.
ВСТУП	4
1 ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД	6
1.1 Методи отримання ароматики	6
1.2 Теоретичні основи теплообмінних процесів	9
2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	23
2.1 Опис технологічної схеми ректифікаційної установки виділення бензолу і толуолу	23
2.2 Опис конструкції проектного апарата	26
2.3 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарата	27
2.4 Гідравлічні розрахунки	32
2.5 Вибір допоміжного обладнання	34
3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	39
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	39
3.2 Розрахунки на міцність та стійкість	40
4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	48
4.1 Обґрунтування компонування основного та допоміжного обладнання	48
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання	52
5 АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ	56
5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу	56
5.2 Розроблення системи автоматизованого керування роботою обладнання	58
6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ	61

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ**65****ДОДАТКИ. Специфікації до графічної частини**

ВСТУП

Виробництво ароматичних вуглеводнів є важливою галуззю хімічної промисловості, оскільки ці сполуки використовуються в виробництві різноманітних продуктів, таких як пластмаси, синтетичні смоли, фарби, лаки, фармацевтичні речовини та ароматизатори. Одним із основних методів виробництва ароматичних вуглеводнів є каталітичний крекінговий процес [1].

Крекінг – це хімічний процес, який використовується в нафтопереробній промисловості для розкладання великих та важких вуглеводнів на більш легкі та цінні продукти, зокрема ароматичні вуглеводні. Цей процес є одним із методів конвертації важких нафтових фракцій у виробництві бензину та інших високооктанових палив, а також для отримання хімічних сировин для виробництва різноманітних продуктів. Процес крекінгу відбувається за участю каталізаторів при високих температурах і високому тиску. Основна ідея полягає в тому, щоб розщепити важкі вуглеводні на легші і менші молекули. Це може включати розкладання довгих атомів вуглецю або розрив хімічних зв'язків у вуглеводнях. Продуктами крекінгу часто є ароматичні вуглеводні, такі як бензол, толуол та ксілен. Крекінг може виробляти легкі вуглеводні, такі як бензин, які використовуються як високооктанове паливо для автомобілів [2].

Ароматичні вуглеводні є ключовими сировинами для виробництва різноманітних хімічних і нафтохімічних продуктів [1, 2]:

1. Виробництво пластмас. Бензол використовується для виробництва базових сировин для полістиролу, полікарбонату, поліуретану та інших пластмас.
2. Виробництво синтетичних волокон. Толуол та інші ароматичні вуглеводні використовуються у виробництві синтетичних волокон, таких як нейлон і поліестер.
3. Фарби та лаки. Бензол та толуол входять в склад розчинників, які використовуються в фарбах і лаках.

4. Ліки. Деякі ароматичні вуглеводні, зокрема бензол, можуть бути використані в синтезі лікарських речовин.
5. Ароматизатори. Ароматичні вуглеводні часто використовуються в харчовій та парфумерній промисловості для створення ароматизаторів.
6. Гербіциди і пестициди. Деякі ароматичні сполуки можуть бути використані у виробництві хімічних засобів захисту рослин.

Зазначені продукти визначають важливість ароматичних вуглеводнів у багатьох сферах промисловості, де вони виступають як важливі будівельні блоки для створення різноманітних матеріалів і продуктів.

У даній магістерській роботі об'єктом дослідження та розробки є кожухотрубний випарник бензолу. Загалом, кваліфікаційну роботу виконано у відповідності до методичних вказівок [3].

1 ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД

1.1 Методи отримання ароматики [1, 2]

Установки каталітичного риформінгу для виробництва високооктанових компонентів автобензину складаються з трьох основних блоків:

1. Блок попереднього гідроочищення сировини. Забезпечення чистоти та видалення сірки з сировини перед подальшим процесом риформінгу. Сировину, яка може бути нафтою або важкими нафтопродуктами, обробляють, видаляючи імпуритети та сірку за допомогою водню.

2. Блок каталітичного риформінгу. Конвертація парафінів і нафтенів у високооктанові ароматичні вуглеводні. Сировину направляють через реакційну камеру, де каталізатори (зазвичай, платина або паладій на алюмінієвому каркасі) сприяють реакціям риформінгу.

3. Блок стабілізації та фракціонування каталізатору. Забезпечення тривалої активності каталізатора шляхом видалення забруднень та коксу. Розділення різних компонентів каталізатора для подальшого використання. Каталізатор піддають процесам, що видаляють накопичені забруднення та визначають його фракційний склад для оптимізації його подальшого використання.

Гідроочищення є ключовим етапом для забезпечення ефективної та стабільної роботи каталізаторів:

Видалення сірки (H_2S). Платинові каталізатори дуже чутливі до сірки, яка може отруювати їхню активність. Сірка може надходити у сировину у вигляді сірководню (H_2S) або органічних сірковмісних сполук. Гідроочищення дозволяє видалити або зменшити вміст сірки в сировині, захищаючи каталізатори від отруєння.

Видалення аміаку (NH_3). Гідроочищення також може служити для видалення аміаку, який може бути присутнім у сировині. Аміак також може взаємодіяти з платиновими каталізаторами та впливати на їхню ефективність.

Очищення від металевих органічних сполук та ненасичених вуглеводнів. Гідроочищення допомагає видалити різні забруднюючі речовини, такі як металеві органічні сполуки та ненасичені вуглеводні, які можуть впливати на каталізатори або сприяти утворенню коксу під час риформінгу.

Гідроочищення є ефективним методом забезпечення чистоти сировини і захисту каталізаторів від негативного впливу забруднень, що є важливим у виробництві ароматичних вуглеводнів для риформінгу.

Загальна картина свідчить про те, що процес гідроочищення відбувається при умовах, які дозволяють досягнути ефективного очищення сировини, зберігаючи при цьому економічні та енергетичні вигоди.

Каталітичний риформінг, часто відомий як платформінг, є ключовим процесом в нафтопереробній промисловості для отримання високооктанового компонента для бензину та інших важливих продуктів. Основні реакції включають ароматизацію парафінів та циклізацію нафтенів, що призводить до отримання ароматичних вуглеводнів, таких як бензол, толуол і ксилоли.

Головною метою каталітичного риформінгу є підвищення октанового числа бензину та отримання високооктанових ароматичних вуглеводнів. Сировина для каталітичного риформінгу зазвичай включає бензинові фракції з нафтового сирця.

Зазвичай використовують платинові каталізатори, наприклад, платину на кремнієвому або алюмінієвому носії. Каталізатор сприяє ароматизації та циклізації вуглеводнів.

Нафтові сполуки перетворюються у кільцеві ароматичні вуглеводні. Парафіни перетворюються у більш ароматичні сполуки, зокрема бензол. Ізомеризація сприяє конвертації лінійних вуглеводнів у їхні ізомери, що також можуть мати високий октановий рейтинг.

Процес відбувається при високих температурах (близько 500-600°C) і середніх тиск (зазвичай в діапазоні 20-50 атмосфер). Головними продуктами є бензол, толуол, ксилоли та інші ароматичні вуглеводні. Отримані ароматичні продукти

можуть служити як цінні сировини для виробництва пластмас, фарб, лаків та інших хімічних продуктів.

Процес є енергетично інтенсивним, і вимагає подачі теплової енергії для забезпечення температурних умов реакцій. Після деякого часу роботи каталізатор може втрачати активність і потребує регенерації для відновлення каталітичної активності.

Каталітичний риформінг є важливим процесом в виробництві високоякісних паливних компонентів та хімічних сировин. Окрім підвищення октанового числа бензину, цей процес дозволяє отримати цінні ароматичні вуглеводні для використання в різних галузях промисловості.

Процес селективного гідрування ненасичених вуглеводнів відбувається в спеціальному реакторі, де в якості каталізатора використовується алюмоплатиновий матеріал з низьким вмістом платини (0,1–0,15 % мас.). Цей блок призначений для ефективного гідрування ненасичених вуглеводнів, які містяться в ароматизованому каталізаторі в концентрації до 1,5 % маси. Важливо відзначити, що процес відбувається в оптимальних умовах, з температурою гідрування в межах 180–220°C та тиском в діапазоні 1,4–2,0 МПа.

При використанні цих оптимальних умов гідруються виключно олефінові вуглеводні, і при цьому концентрація ароматичних вуглеводнів залишається стабільною. Важливим критерієм є також різниця температур на вході та виході реактора, яка не повинна перевищувати 6–10°C. Підвищення цієї різниці температур свідчить про можливе зниження селективності каталізатора у реакції гідрування, особливо це спостерігається наприкінці робочого циклу каталізатора.

Враховуючи вищезазначене, ефективність та стабільність процесу селективного гідрування забезпечуються за допомогою оптимальних параметрів, та вчасною регенерацією каталізатора для збереження його селективних властивостей протягом всього циклу роботи.

Процес екстракції ароматичних вуглеводнів включає ряд ключових етапів, які спрямовані на відділення та очищення цих сполук. Весь процес поділяється на

кілька блоків для ефективного використання ресурсів та досягнення високої якості отриманих ароматичних продуктів.

На початковому етапі здійснюється контакт ароматичних вуглеводнів із розчинником, який вибирає ці сполуки із суміші. Суміш розчинник-ароматичні вуглеводні називається екстрактом. Після цього етапу проводиться відпарювання розчинника, щоб отримати концентрований ароматичний продукт.

Екстракт, отриманий на попередньому етапі, проходить через процес ректифікації. Цей етап включає фракційну дистиляцію або інші методи розділення для подальшого очищення та вдосконалення складу ароматичних вуглеводнів.

Мета полягає в отриманні продукту з високим ступенем чистоти та відповідними технічними характеристиками. Розчинник, який був використаний для екстракції ароматичних вуглеводнів, потребує регенерації для подальшого використання. На цьому етапі здійснюється відокремлення ароматичних сполук від розчинника, що дозволяє оновити розчинник і використовувати його в наступних циклах екстракції.

1.2 Теоретичні основи теплообмінних процесів [4–8]

Перенесення тепла, що відбувається між тілами з різною температурою, називається теплообміном. Тепло мимовільно переходить від більш нагрітого до менш нагрітого тіла. Тіла, що у теплообміні, називаються теплоносіями. Теплоносії з вищою температурою називаються гарячими (вони віддають тепло), і з нижчою – холодними (вони сприймають тепло).

Теплообмінними апаратами, або теплообмінниками, називаються апарати передачі тепла від більш нагрітого теплоносія до іншого, менш нагрітому.

Теплообмінники як самостійні агрегати або частини інших апаратів та пристроїв широко застосовуються на хімічних підприємствах, тому що проведення технологічних процесів здебільшого супроводжується виділенням чи поглинанням тепла.

Процес теплообміну може проводитися для різних цілей – нагрівання або охолодження; теплоносіями можуть бути рідини, гази або тверді сипкі матеріали; процес теплообміну може супроводжуватися зміною агрегатного стану одного або обох теплоносіїв або проводитись без цієї зміни.

За принципом дії розрізняють:

– *рекуперативні теплообмінники* (теплопередача відбувається через стінку, що розділяє обидва теплоносія);

– *регенеративні теплообмінники* (тепло більш нагрітого теплоносія віддається твердому тілу – насадці, а потім менш нагрітій теплоносій, омиваючи насадку, охолоджує її, сам при цьому нагріваючись);

– *змішувальні теплообмінники* (обмін тепла між теплоносіями відбувається при їх безпосередньому зіткненні між собою).

Перші два види теплообмінників називаються поверхневими через те, що у цих теплообмінниках поверхня теплообміну геометрично визначна. У змішувальних теплообмінниках існує фізична поверхня теплообміну, але її геометрично визначити неможливо.

Різноманітність у призначенні теплообмінників, умов, у яких вони працюють, властивостей теплоносіїв, матеріалів, з яких виготовлені теплообмінники є причиною існування безлічі різних конструкцій..

Рекуперативні теплообмінники класифікуються за такими ознаками:

– за призначенням (холодильники, нагрівачі, конденсатори, випарники, реактори та теплообмінники, вбудовані в апарати);

– по току теплоносіїв (прямоточні, протиточні та змішаного току);

– за конструкційним матеріалом (металеві та неметалеві);

– за конструкцією та формою поверхні (теплообмінники з поверхнею, зробленою із труб та теплообмінники з поверхнею, зробленою з листа);

– за способом компенсації температурних подовжень (без компенсації або жорсткої конструкції, з компенсацією пружним елементом, компенсацією за рахунок вільних переміщень).

На вибір типу та конструкції теплообмінника, а також на схему його включення впливають такі причини:

- кількість переданого тепла;
- термодинамічні параметри (температури, тиски, обсяги та агрегатні стани теплоносіїв);
- фізико-хімічні властивості (щільність, в'язкість тощо);
- агресивність теплоносіїв до конструкційного матеріалу;
- ступінь забрудненості теплоносія та характер відкладень;
- властивості конструкційного матеріалу;
- призначення апарату та процеси, які у ньому протікають;
- напруги, що виникають як в результаті дії тиску теплоносіїв, так і різниці теплових подовжень різних частин теплообмінника і статичний напір, що викликаний теплоносієм.

Кількість тепла, що передається, є основою для визначення величини поверхні теплообміну. Воно дає конструктору непряму вказівку та на вибір конструкції теплообмінника (наприклад, простий змійовик або кожухотрубний теплообмінник).

Термодинамічні параметри та фізико-хімічні властивості впливають на величину коефіцієнта теплоотдачі α і коефіцієнта теплопередачі K і, відповідно, на величину і форму поверхні теплообміну.

Термодинамічні параметри та фізико-хімічні властивості впливають на величину коефіцієнта тепловіддачі α та коефіцієнта теплопередачі K і, отже, на величину та форму поверхні теплообміну.

Коефіцієнт теплопередачі вимірює кількість тепла, що передається від одного тіла до іншого в одиницю часу через одиницю поверхні при різниці температур між теплоносіями 1°C .

Температури теплоносіїв визначають середню різницю температур Δt_{cp} та поверхню теплообміну F , а також вибір току теплоносіїв.

Об'єми теплоносіїв визначають перерізи каналів теплообмінника, викликаючи застосування одно- або багатоходових конструкцій. Агресивність теплоносіїв вимагає застосування тих чи інших конструкційних матеріалів, які визначають форму та конструкцію теплообмінника. Забрудненість теплоносіїв викликає застосування заходів, що перешкоджають відкладенню осаду, та вибір конструкції, що полегшує чищення забруднених поверхонь.

Призначення апарату може спричинити появу додаткових пристроїв, наприклад мішалок для інтенсифікації тепло- та масообміну, сепараційних пристроїв у випарних апаратах тощо.

Допустима величина механічних напруг визначає необхідність температурної компенсації та конструкцію компенсуючого пристрою.

Основні співвідношення для теплообмінників.

Вихідні дані визначення розмірів теплообмінника визначаються з теплового балансу

$$Q = G_1 \cdot \Delta i_1 = G_2 \cdot \Delta i_2, \quad (1.1)$$

де Q – **тепловий потік** (кількість тепла, що передається від одного теплоносія іншому в одиницю часу), Вт;

G_1 і G_2 – маса теплоносіїв, що обмінюються теплом, кг/с;

Δi_1 і Δi_2 – зміна тепломістку теплоносіїв під час процесу теплопередачі, Дж/кг.

Якщо агрегатний стан теплоносія під час процесу теплопередачі залишається незмінним, то

$$\Delta i = c_p \cdot (t_2 - t_1), \quad (1.2)$$

де t_1 і t_2 – температури теплоносія на вході та виході теплообмінника, К;

c_p – середня теплоємність при температурі

$$\frac{t_1 + t_2}{2}, \quad \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}. \quad (1.3)$$

Якщо в результаті кипіння або конденсації агрегатний стан теплоносія змінюється, то зміна тепломістку дорівнює

$$\Delta i = c_{\text{п}} \cdot (t_{\text{п}} - t_{\text{н}}) + \tau + c \cdot (t_{\text{н}} - t_{\text{ж}}), \quad \text{Дж/кг}; \quad (1.4)$$

де $t_{\text{п}}$ і $t_{\text{ж}}$ – температури пари та рідини, К;

$t_{\text{н}}$ – температура насичення пари, К;

$c_{\text{п}}$ і $c_{\text{ж}}$ – середні теплоємності пари та рідини, Дж/(кг·К);

τ – теплота пароутворення, Дж/кг.

Для теплообмінників, у яких нагрівання відбувається паром, можна вважати, що $t_{\text{п}} = t_{\text{к}}$ і $t_{\text{ж}} = t_{\text{п}}$.

Тоді (як це часто вважають)

$$\Delta i = \tau. \quad (1.5)$$

Визначення поверхні теплообмінника проводиться за основним рівнянням теплопередачі:

$$F = \frac{Q}{\Delta t_{\text{ср}} \cdot K}, \quad (1.6)$$

де F – поверхня теплообміну, м²;

$\Delta t_{\text{ср}}$ – середня різниця температур, К;

K – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²·К).

Температурний напір $\Delta t_{\text{ср}}$ є рушійною силою будь-якого теплообміну і залежить від схеми руху теплоносіїв та збереження або зміни їхнього агрегатного стану. При зміні агрегатного стану обох теплоносіїв

$$\Delta t_{\text{ср}} = t_{\text{конд}} - t_{\text{кип}}, \quad \text{К}. \quad (1.7)$$

Якщо хоча б один із теплоносіїв не змінює свого агрегатного стану, то різниця температур при протіканні його вздовж стінки, що розділяє теплоносії, змінюватиметься. У таких випадках температурним тиском є середня різниця температур.

Для протитечії, паралельного току, а також у разі перебігу теплоносія вздовж стінки, що розділяє, одна сторона якої омивається теплоносієм, що зберігає постійну температуру в результаті зміни його агрегатного стану, температурним напором є середня логарифмічна різниця температур

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}, \quad (1.8)$$

де Δt_1 – більша різниця температур теплоносіїв біля одного кінця теплообмінника, К;

Δt_2 – менша різниця температур теплоносіїв біля іншого кінця теплообмінника, К.

Якщо відношення $\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} \leq 2$, то з достатньою точністю у якості середньої різниці температур можна приймати середню арифметичну різницю

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2}. \quad (1.9)$$

Середня різниця температур при протитечії більше, ніж при паралельному тоці. Отже, поверхня теплопередачі, необхідна передачі заданої кількості тепла, виходить найменшою у разі протитечії. Крім того, при паралельному тоці кінцева температура теплоносія, що гріє, повинна бути обов'язково вище кінцевої температури теплоносія, що нагрівається. При протитечії кінцева температура теплоносія, що гріє, може бути і нижче кінцевої температури нагрівального теплоносія, завдяки чому в протиточних теплообмінниках вище ступінь рекуперації тепла. Із погляду економіки протиточні теплообмінники вигідніші, що пояснює їхнє пере-

важне застосування. Застосування протитечії можуть завадити або більш важкі температурні умови роботи металу теплообмінної поверхні з боку входу гарячого теплоносія, або технологічні міркування, наприклад, небажання піддавати нагріванню оброблювані продукти.

Для перехресного току та інших схем взаємного руху теплоносіїв середня різниця температур підраховується як для протитоку, але отриманий результат множиться на поправочний коефіцієнт ε_T , тобто

$$\Delta t'_{cp} = \varepsilon_T \cdot \Delta t_{cp}, \quad (1.10)$$

де ε_T – поправочний коефіцієнт.

Наступне завдання полягає у визначенні коефіцієнта теплопередачі. Для плоскої стінки коефіцієнт теплопередачі визначається за формулою

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \sum \frac{s}{\lambda}}, \quad \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}, \quad (1.11)$$

де α_1 і α_2 – коефіцієнти тепловіддачі від грюючого теплоносія до стінки і від стінки до теплоносія, що нагрівається, $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$;

s – товщина стінки, м;

λ – коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки, $\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$.

Коефіцієнт тепловіддачі вимірює тепловий потік, яким обмінюються через одиницю поверхні рідина або газ та стінка при різниці температур між ними 1°C .

Коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки вимірює кількість тепла, що поширюється протягом 1 секунди в тілі від однієї поверхні площею 1 м^2 до іншої такої ж поверхні при товщині стінки 1 м і при різниці температур на поверхнях 1°C . Величина коефіцієнта теплопровідності залежить від природи речовини

стінки (цегла, метал тощо), його структури та інших властивостей і практично не залежить від температури.

Більшість стінок доводиться розглядати як багатошарові, тому що вони під час роботи поступово покриваються шарами накипу, мулу, мастила або іржі. Забруднюючі матеріали мають малу теплопровідність, в десятки і сотні разів меншу, ніж теплопровідність металів. Термічний опір цих шарів, навіть при їх малій товщині, може набагато перевищити термічний опір самої металевої стінки.

Термічний опір багатошарової стінки дорівнює сумі опорів всіх шарів, тобто

$$\Sigma \frac{s}{\lambda} = \frac{s_1}{\lambda_1} + \frac{s_2}{\lambda_2} + \frac{s_3}{\lambda_3} + \dots \quad (1.12)$$

Зниження величини коефіцієнта теплопередачі, викликане збільшенням термічного опору, враховують при розрахунку. При цьому задаються максимальною товщиною забрудненого шару для твердих речовин від 0,5 до 1 мм, для мастила ~ 0,1 мм.

Завжди потрібно прагнути вибором технологічного режиму чи відповідних швидкостей теплоносіїв зменшувати швидкість наростання забруднюючих шарів. Небажано охолоджувальну воду виводити з теплообмінників із температурою вище 45–50°C, тому що при цих температурах починається виділення накипу. Швидкість охолоджуючої води, особливо, якщо вона береться прямо з річки і несе в собі багато завислих частинок, не рекомендується брати нижче 0,5 м/с, інакше поверхня незабаром заросте мулом.

При проектуванні та експлуатації теплообмінників доводиться вирішувати питання, пов'язані з розробкою ефективних теплообмінників, що мають високі *питомі теплові навантаження* $q = Q / F$, або зі збільшенням q . У таких випадках Q або F задані, середня різниця температур чи задана, чи може змінюватися дуже незначно. Тоді єдиною змінною величиною залишається коефіцієнт теплопередачі K

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{s}{\lambda}} = \frac{1}{R_1 + R_2 + R_3}. \quad (1.13)$$

Термічний опір тонких стінок з металів, що мають велику теплопровідність, є малим. Вважаючи $\frac{s}{\lambda} = 0$, отримаємо

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{\alpha_1 \cdot \alpha_2}{\alpha_1 + \alpha_2}, \quad \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}} \quad (1.14)$$

Ця спрощена формула для визначення K зручна для грубих розрахунків.

Із формули випливає, що K завжди менше найменшого коефіцієнтів тепловіддачі і в межі прагне до нього.

$$\left. \begin{array}{l} \text{Якщо } \alpha_1 < \alpha_2, \text{ то } K < \alpha_1. \\ \text{Якщо } \alpha_1 \rightarrow \infty, \text{ то } K \rightarrow \alpha_1. \\ \text{Якщо } \alpha_1 = \alpha_2 = \alpha, \text{ то } K = \frac{\alpha}{2}. \end{array} \right\} \quad (1.15)$$

Таким чином, розробляючи конструкцію або вживаючи заходів по інтенсифікації діючих теплообмінників, є сенс прагнути збільшити коефіцієнт тепловіддачі тільки з боку поверхні, з якої він малий. Прагнути поліпшити теплообмін шляхом збільшення обох коефіцієнтів теплообміну слід лише за $\alpha_1 \approx \alpha_2$.

Термічний опір стінки знижує K . Вплив термічного опору невеликий тільки в тих випадках, коли $\frac{s}{\lambda}$ є малим у порівнянні з $\frac{1}{\alpha_1}$ і $\frac{1}{\alpha_2}$. Може статися, що α_1 і α_2 є великими, скажімо при кипінні та конденсації, а труби зроблені з матеріалу з порівняно невеликою теплопровідністю, наприклад, з хромонікелієвої сталі ($\lambda=12$ Вт/(м²·К)), або з пластичної маси, або зроблені товстостінними. Тоді основним

опором, що обмежує величину теплового навантаження, виявиться термічний опір стінки, і їм у жодному разі знехтувати вже не можна.

Після того як Q , K і Δt_{cp} знайдені, за основним рівнянням теплопередачі визначають поверхню теплообміну, яка для труби або трубного пучка дорівнюватиме

$$F = \pi \cdot d_p \cdot n \cdot l = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}}, \quad \text{м}^2, \quad (1.16)$$

де l – довжина трубок, м;

n – число трубок;

d_p – розрахунковий діаметр трубок, м.

Залежно від умов теплообміну поверхню визначають або за внутрішнім, зовнішнім, або по середньому діаметру трубок. Оскільки величина K визначається значенням меншого коефіцієнтів тепловіддачі α , то розрахунковий діаметр d_p беруть по той бік труби, з якої коефіцієнт тепловіддачі менший. При приблизно рівних коефіцієнтах тепловіддачі приймають у якості розрахункового середній діаметр, тобто

$$\left. \begin{array}{l} \text{якщо } \alpha_g < \alpha_n, \text{ то } d_p = d_g; \\ \text{якщо } \alpha_g > \alpha_n, \text{ то } d_p = d_n; \\ \text{якщо } \alpha_g \approx \alpha_n, \text{ то } d_p = \frac{d_g + d_n}{2}; \end{array} \right\} \quad (1.17)$$

Під час визначення коефіцієнтів теплопередачі іноді доводиться задаватися температурою стінки. Після визначення K цю температуру необхідно перевірити розрахунком. Якщо отримана температура помітно відрізняється від прийнятої, слід знову поставити температуру стінки і знову провести перевірку, доки не буде досягнуто задовільного збігу прийнятої та отриманої температури.

Температура стінки завжди буває ближче до температури теплоносія з великим коефіцієнтом α . Вона дорівнює середньої арифметичної тільки в порівняно рідкісних випадках, коли обидва коефіцієнти тепловіддачі приблизно рівні.

Температура стінки з боку теплоносія, що гріє

$$t_r = T - \frac{K}{\alpha_r} \cdot \Delta t_{cp} = T - \frac{q}{\alpha_r} . \quad (1.18)$$

Температура стінки з боку холоднішого теплоносія, що нагрівається

$$t_x = t + \frac{K}{\alpha_x} \cdot \Delta t_{cp} = t + \frac{q}{\alpha_x} , \quad (1.19)$$

де T – середня температура теплоносія, що гріє, К;

t – середня температура теплоносія, що нагрівається, К;

α_r , α_x – коефіцієнти тепловіддачі з боку гарячого та холоднішого теплоносіїв, Вт/(м²·К).

З цих рівнянь випливає, що зниження відведення тепла призводить до підвищення температур стінки та зменшення різниці між температурами обох сторін стінок.

Середня температура стінки

$$t_{cp} = \frac{t_x + t_r}{2} . \quad (1.20)$$

Визначення температури стінки апаратів необхідне для призначення допустимих напруг, з'ясування температурних подовжень, в оцінці температурних напруг, оцінці швидкості корозії та у багатьох інших випадках.

Зі сказаного ясна важливість по можливості точного визначення α_g і α_n для проектування ефективних теплообмінників.

Основні критерії подібності, які застосовуються у розрахунках процесів конвективного теплообміну при вимушеному русі теплоносіїв, наведені нижче [5].

Критерій Нуссельта характеризує теплообмін між теплоносієм і стінкою

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}; \quad (1.21)$$

Критерій Рейнольдса характеризує гідродинамічний режим руху теплоносія

$$Re = \frac{w \cdot l \cdot \rho}{\mu}; \quad (1.22)$$

Критерій Прандтля характеризує теплофізичні властивості теплоносія

$$Pr = \frac{\mu \cdot c}{\lambda}; \quad (1.23)$$

Критерій Грасгофа характеризує режим руху теплоносія при вільній конвекції

$$Gr = \frac{l^3 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot \beta \cdot \Delta\theta}{\mu^2}. \quad (1.24)$$

У рівняннях (1.21)–(1.24) наступні позначення: α – коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м²·К); λ – теплопровідність теплоносія, Вт/(м·К); μ – динамічна в'язкість теплоносія, Па·с; c – питома теплоємність теплоносія, Дж/(кг·К); ρ – густина теплоносія, кг/м³; β – коефіцієнт об'ємного розширення теплоносія, 1/К; w – швидкість теплоносія, м/с; l – визначальний геометричний розмір, м; g – прискорення сили тяжіння, м/с²; $\Delta\theta$ – частковий температурний напір (різниця між температурою гаря-

чого теплоносія і температурою стінки або між температурою стінки і температурою холодного теплоносія), К.

Під час вимушеної конвекції теплоносії рухаються уздовж поверхні теплообміну з певною швидкістю під дією зовнішньої сили, наприклад, сили тяжіння або сили тиску, що розвивається насосом, компресором або вентилятором.

Критерії Re , Pr і Gr є визначеними, а критерій Nu – невизначеним (тобто залежить від інших критеріїв подібності).

Для визначення коефіцієнта тепловіддачі при течії рідини в прямих трубах рекомендуються [5] наступні критеріальні рівняння:

$$\text{– для ламінарного режиму} \quad Nu_2 = 0,74 \cdot (Re_2 \cdot Pr_2)^{0,2} \cdot (Gr_2 \cdot Pr_2)^{0,1}; \quad (1.25)$$

$$\text{– для перехідного режиму} \quad Nu_2 = 0,008 \cdot Re_2^{0,9} \cdot Pr_2^{0,43}; \quad (1.26)$$

$$\text{– для турбулентного режиму} \quad Nu_2 = 0,023 \cdot Re_2^{0,8} \cdot Pr_2^{0,4}. \quad (1.27)$$

У рівняннях (1.25)–(1.27) визначальним лінійним розміром є внутрішній діаметр труб $d_{вн}$, а визначальною температурою є середня температура гарячого теплоносія t_2 .

Рівняння тепловіддачі при кипінні рідин істотно розрізняються в залежності від виду термомеханічного режиму цього енергоємного гетерогенного процесу, що супроводжується фазовим перетворенням. У цьому випадку коефіцієнт тепловіддачі α можна виразити без прямого звернення до методів статистики через узагальнений критерій Нуссельта Nu^* і за допомогою модифікованого критерію Рейнольдса Re^* і критерію Прандтля Pr [8]:

$$Nu^* = C \cdot Re^{*n_1} \cdot Pr^{n_2}, \quad (1.28)$$

де C , n_1 , n_2 – постійні.

Також в умовах як вільного, так і вимушеного руху теплоносія можна використовувати перетворене рівняння (1.28), якому надають спрощений вигляд – більш зручний для визначення усередненого значення коефіцієнта тепловіддачі α через рушійну силу процесу $\Delta T_{кин}$ [8]:

$$\alpha = b^3 \cdot \frac{\lambda^2 \cdot (\Delta T_{кин})^2}{\nu \cdot \sigma \cdot |T_{кин}|}. \quad (1.29)$$

Чисельне значення безрозмірною функції b , визначаємо з рівняння [8]:

$$b = 0,75 + 7,5 \cdot \left(\frac{\rho_{II}}{\rho_P - \rho_{II}} \right)^{2/3}, \quad (1.30)$$

де ρ_P, ρ_{II} – відповідно густини рідини і пари, кг/м³.

2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Опис технологічної схеми установки

Бензол – це ароматичний вуглеводень з хімічною формулою C_6H_6 . Він є однією з основних ароматичних сполук та має ряд характеристик та властивостей, які роблять його важливим компонентом в хімічній промисловості. Це безбарвна рідина з легким ароматним запахом. Кипіння бензолу відбувається при $80,1^\circ C$. Бензол застигає при температурі приблизно $-11^\circ C$ [9].

Бензол має високу леткість, тобто легко випаровується в атмосфері. Він розчиняється у багатьох органічних розчинниках, таких як етанол та етер. Бензол хімічно стійкий, але може реагувати з окисниками за утворенням перекисів. Утворює азеотропні суміші з багатьма іншими розчинниками та хімічними сполуками. Він широко використовується в промисловості для синтезу різноманітних хімічних продуктів, таких як стирол, фенол, кумол та інші [9].

Бензол є токсичною речовиною і його довготривале впливання може викликати серйозні проблеми здоров'я, такі як порушення кровотворення та інші захворювання. Під впливом сонячного випромінювання бензол може утворювати фотохімічний смог, що становить екологічну проблему [10].

Технологічну схему ректифікаційної установки виділення бензолу і толуолу представлено на рис. 2.1.

Принцип роботи установки полягає у наступному. Екстракт, отриманий з блоку екстракції ароматичних вуглеводнів, подається у бензолну ректифікаційну колону (БРК) для подальшого перероблення. У верхній частині колони БРК відокремлюється азеотропна суміш, яка включає неароматичні вуглеводні та частину бензолу. Потім пари цього азеотропу спрямовуються у апарат повітряного охолодження (АПО₁), де вони конденсуються. Отриманий конденсат піддається додатковому охолодженню в кожухотрубному холодильнику (X₁) та направляється у збірник (З₁).

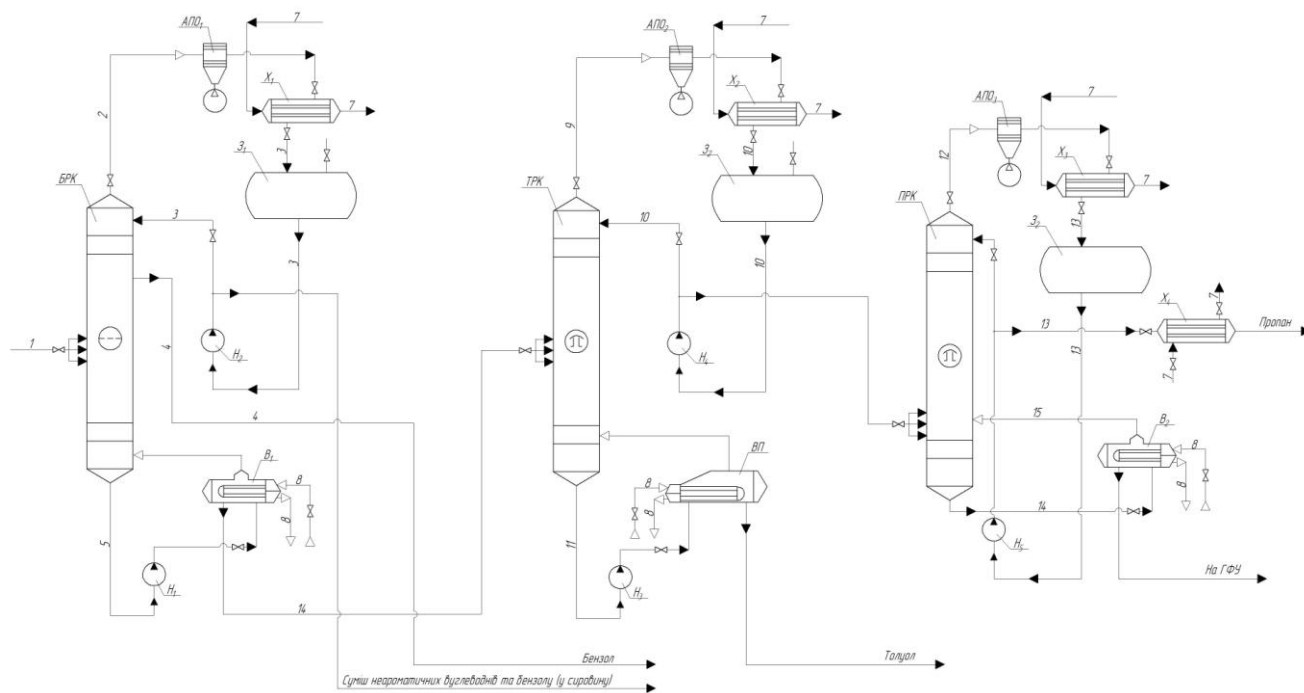


Рисунок 2.1 – Технологічна схема ректифікаційної установки виділення бензолу і толуолу

Зі збірника Z_1 частина рідини, за допомогою насоса H_2 , повертається назад у колону у формі флегми, тим самим забезпечуючи зворотний цикл процесу. Надлишок рідини з нагнітальної лінії насоса H_2 направляється в лінію сировини для подальшого використання. Отриманий бензол високої чистоти виділяється як побічний продукт у вигляді бічного потоку.

Крім того, колона БРК підтримується оптимальною температурою завдяки виносному випарнику (B_1). Рідина з кубової частини колони БРК подається насосом H_1 у секцію живлення толуольної ректифікаційної колони (ТРК), взаємодія з якою сприяє подальшому перетворенню та виділенню цінних компонентів.

У толуольній ректифікаційній колоні (ТРК) суміш вуглеводнів з температурою кипіння нижче, ніж температура кипіння толуолу, відокремлюється як верхній продукт. Парі цієї суміші конденсуються в апараті повітряного охолодження (АПО₂), а отриманий конденсат проходить додаткове охолодження в кожухотрубному холодильнику (X_2) перед тим, як бути направленим до збірника (Z_2).

Рідина, яка знаходиться у збірнику Z_2 , частково повертається в толуольну колону ТРК, використовуючи насос H_4 для створення зворотного потоку у вигляді

флегми. Такий процес допомагає забезпечити ефективну роботу колони та оптимізує умови для подальшого перероблення рідини. Надлишкова частина зріджених вуглеводневих газів направляється на тарілку живлення депропанізатора (П), де подальші перетворення та розділення відбуваються відповідно до технологічних вимог.

Толуол, який залишається у кубічній частині толуольної ректифікаційної колони (ТРК), становить кубовий залишок і є цінним продуктом. Щоб використати його повністю, цей толуол подається на випаровування у виносний кожухотрубний випарник із паровим простором (ВП) за допомогою насосу H_3 .

Під час цього процесу виносний випарник генерує тепловий потік, який взаємодіє з рідиною, приводячи її до випаровування. Це дозволяє виділити толуол у вигляді парів і вивести їх для подальшого використання. Одночасно з цим, переливна планка у випарнику встановлена на рівні, який гарантує оптимальний обсяг рідини в апараті. Випарована рідина пройде через виносний кожухотрубний випарник, де відбувається процес перетворення її у пари. Температурний режим у випарнику підтримується на відповідному рівні, забезпечуючи ефективно випаровування толуолу. Частина рідини, яка перевищила рівень, установлений переливною планкою, виводиться за межі випарника. Ця частина, що містить товарний толуол відповідної якості, направляється на склад готової продукції. Такий підхід дозволяє ефективно використовувати та відокремлювати толуол для подальшого використання у виробництві.

У процесі роботи депропанізатора (П) відбувається важливий етап відокремлення пропанової фракції від ізобутан-бутан-пентанової. Пропанові пари, які утворюються під час цього процесу, проходять через апарат повітряного охолодження (АПО₃), де вони конденсуються, а потім піддаються додатковому охолодженню у холодильнику (Х₃), що призводить до утворення рідиною стану.

Отриманий конденсат, який складається з пропанових пар, надходить до збірника (З₃), де забезпечується відокремлення від ізобутан-бутан-пентанової фракції. Частина пропанової фракції, після проходження через холодильник (Х₄),

направляється до товарного парку, тоді як основна кількість використовується для зрошення депропанізатора (П).

Забезпечення тепла у нижній частині пропанової колони (П) здійснюється за допомогою випарника (B_2), до трубного простору якого подається водяна пара. Цей механізм дозволяє ефективно управляти температурним режимом та забезпечує необхідні умови для ефективного відокремлення компонентів.

Більша частина ізобутан-бутан-пентанової фракції направляється на газофракціонуючу установку (ГФУ) для проведення подальших технологічних операцій та отримання цінних продуктів. Такий підхід забезпечує оптимальну обробку сировини та раціональне використання різних компонентів у виробництві.

2.2 Опис конструкції проектного апарата [8]

Загальний вигляд проектного апарату (випарник з паровим простором типу ТП) представлений на рис. 2.2.

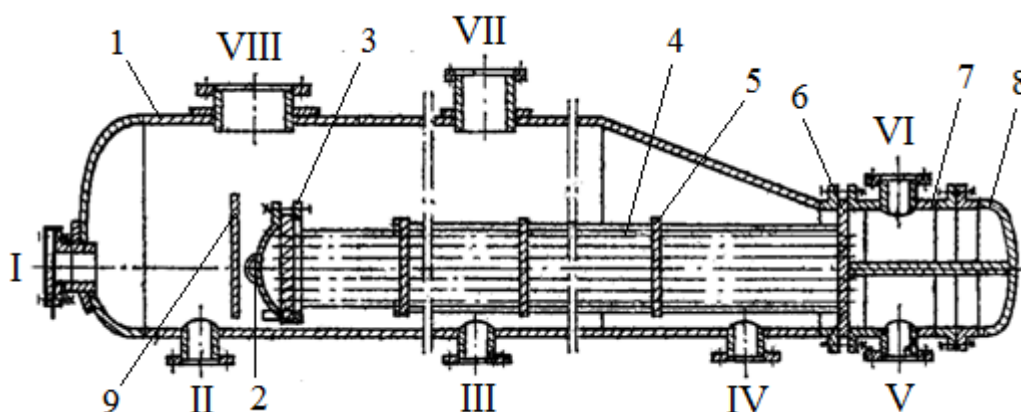


Рисунок 2.2 – Схема випарника з паровим простором типу ТП (виконання 1):

I – для монтажу пучка; II – вихід залишку продукту; III – дренаж; IV – вхід бензолу; V – вихід водяної пари (конденсату); VI – вхід водяної пари; VII – вихід парів бензолу; VIII – люк; 1 – кожух; 2 – плаваюча головка; 3 – рухома трубна решітка; 4 – теплообмінна труба; 5 – перегородка; 6 – нерухома трубна решітка; 7 – розподільна камера; 8 – кришка розподільчої камери

Принцип роботи випарника полягає в наступному. Через патрубок IV при температурі кипіння під абсолютним тиском 1,25 ат у міжтрубний простір випарника подається холодний теплоносій – бензол. При цьому через патрубок VI в розподільну камеру 7 надходить гарячий теплоносій – насичена водяна пара, яка при тиску 1,4 ат має температуру 109°C). За допомогою теплопередачі через стінку теплообмінних труб 4, відбувається активне випаровування бензолу. Відпрацьований водяна пара виводиться з апарату через патрубок V.

Утворені в результаті випаровування пари бензолу залишають апарат за допомогою патрубка VII. Рівень рідини у випарнику підтримується за допомогою переливної планки 9. Рідина, яка перевищила встановлений планкою рівень, виводиться за межі апарату за допомогою патрубка II. Перегородка 5 надає теплообмінним трубам жорсткість, запобігаючи їх провисанню. Також для монтажних і ремонтних робіт в апараті передбачені люк VIII і спеціальний патрубок I.

2.3 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарата [8]

Теплове навантаження випарника у нашому випадку буде становити:

$$Q = Q_{исп} = G_x \cdot r_x, \quad (2.1)$$

де r_x – питома теплота пароутворення бензолу, $r_x = 398 \cdot 10^3$ Дж/кг.

$$Q = Q_{исп} = \frac{2900}{3600} \cdot 398 = 320 \text{ (кВт)}.$$

Витрата гарячого теплоносія (водяної пари):

$$G_2 = \frac{Q}{c_2 \cdot (t_{н2} - t_{к2})}, \quad (2.2)$$

де c_2 – теплоємність водяної пари, $c_2 = 2,17 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К);

$t_{к2}$ – кінцева температура водяної пари.

Для наближених (навчальних) розрахунків орієнтовно приймають, що температура кипіння робочого тіла повинна бути на 5–6°C нижче середньої температури охолоджуваного теплоносія.

Таким чином, температура кипіння робочої речовини ректифікаційної установки фактично визначає тиск, при якому випаровується робоча речовина.

Отже, за рекомендацією [8] приймаємо $t_{к2} = 95^\circ\text{C}$.

$$G_2 = \frac{320}{2,17 \cdot (109 - 95)} = 10,5 \text{ (кг/с)}.$$

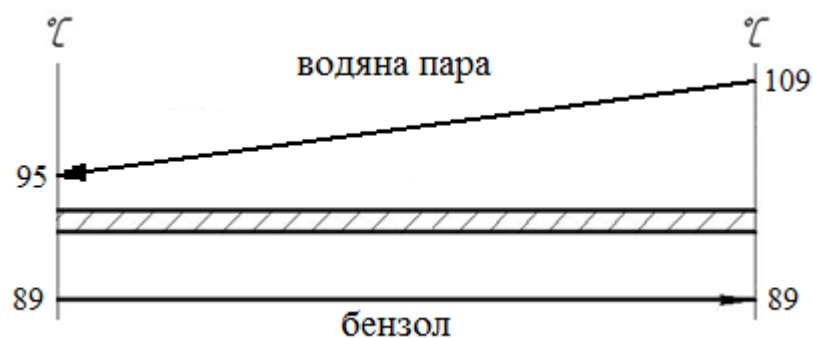


Рисунок 2.3 – Температурна схема процесу випаровування бензолу

Середня різниця температур:

$$\Delta t_{cp} = \frac{20 - 6}{\ln\left(\frac{20}{6}\right)} = 12^\circ\text{C},$$

де більша різниця температур дорівнює $\Delta t_B = 109 - 89 = 20^\circ\text{C}$;

менша різниця температур дорівнює $\Delta t_M = 95 - 89 = 6^\circ\text{C}$.

Розраховуємо поверхню теплопередачі:

$$F = \frac{320 \cdot 10^3}{450 \cdot 12} = 59 \text{ (м}^2\text{)}.$$

Вибираємо стандартизований теплообмінник з такими характеристиками: поверхня теплообміну $F = 62 \text{ м}^2$; внутрішній діаметр кожуха $D = 1000 \text{ мм}$; довжина труб $L = 6000 \text{ мм}$; сортамент труб $\text{Ø}25 \times 2 \text{ мм}$; кількість трубних пучків 1; кількість труб у трубному пучку 132; площа прохідного перетину одного ходу по трубах $s_{mp} = 23 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$.

Фактична швидкість руху водяної пари у трубах:

$$w_2 = \frac{G_2}{\rho_2 \cdot s_{mp} \cdot n}, \quad (2.3)$$

де ρ_2 – густина водяної пари; при усередненій температурі $\rho_2 = 0,82 \text{ кг/м}^3$;
 n – число ходів по трубах; згідно із прийнятою конструкцією $n = 2$.

$$w_2 = \frac{10,5}{0,82 \cdot 23 \cdot 10^{-2} \cdot 2} = 27,8 \text{ (м/с)}.$$

Враховуючи, що для водяної пари динамічний коефіцієнт в'язкості дорівнює $\mu_2 = 12,4 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$, коефіцієнт теплопровідності $\lambda_2 = 2,48 \cdot 10^{-2} \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$ і коефіцієнт об'ємного розширення теплоносія $\beta_2 = 2,6 \cdot 10^{-3} \text{ 1/К}$ визначаємо критерії:

– за рівнянням (1.22) – критерій Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{27,8 \cdot 0,021 \cdot 0,82}{12,4 \cdot 10^{-6}} = 38657.$$

– за рівнянням (1.23) – критерій Прандтля:

$$\text{Pr} = \frac{12,4 \cdot 10^{-6} \cdot 2,17 \cdot 10^3}{2,48 \cdot 10^{-2}} = 1,085.$$

За чисельним значенням критерію Рейнольдса можемо встановити, що режим руху водяної пари в трубах – турбулентний. Значить, для визначення критерію Нуссельта використовуємо рівняння (1.27):

$$Nu_2 = 0,023 \cdot 38657^{0,8} \cdot 1,085^{0,4} = 131.$$

Коефіцієнт тепловіддачі α_2 :

$$\alpha_2 = \frac{131 \cdot 0,248}{0,021} = 1547 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коефіцієнт тепловіддачі зі сторони бензолу α_x визначаємо з рівняння (1.29), попередньо розрахувавши за рівнянням (1.30) значення безрозмірної функції b :

$$b = 0,75 + 7,5 \cdot \left(\frac{6,8}{800 - 6,8} \right)^{2/3} = 1,06.$$

Для бензолу: $\nu_x = 0,138 \text{ м}^2/\text{с}$, $\lambda_x = 0,121 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$, $\sigma_x = 0,019 \text{ Н}/\text{м}$.

$$\alpha = 1,06 \cdot \frac{0,121^2 \cdot 99^2}{0,138 \cdot 0,019 \cdot 89} = 652 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Далі визначаємо реальний коефіцієнт теплопередачі:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{1547} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{652}} = 449,8 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Розрахункова поверхня випарника складе:

$$F_p = \frac{320 \cdot 10^3}{449,8 \cdot 12} = 59 (\text{м}^2).$$

Запас поверхні:

$$\Delta = \frac{F - F_p}{F} \cdot 100\%; \quad (2.4)$$

$$\Delta = \frac{62 - 59}{62} \cdot 100\% = 5\% .$$

Як бачимо, запас поверхні забезпечується.

Остаточо вибираємо випарник типу ТП з такими характеристиками: поверхня теплообміну $F = 62 \text{ м}^2$; внутрішній діаметр кожуха $D = 1000 \text{ мм}$; довжина труб $L = 6000 \text{ мм}$; сортамент труб $\text{Ø}25 \times 2 \text{ мм}$; кількість трубних пучків 1; кількість труб у трубному пучку 132; площа прохідного перетину одного ходу по трубах $s_{mp} = 23 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$.

Діаметри штуцерів випарника для підведення-відведення теплоносіїв визначаємо за формулою:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot G}{\pi \cdot \rho \cdot w}}, \quad (2.5)$$

де V і G – об'ємна і масова витрати рідини/пари відповідно, $\text{м}^3/\text{с}$ і $\text{кг}/\text{с}$;

ρ – густина потоку середовища, $\text{кг}/\text{м}^3$;

w – швидкість витікання середовища, $\text{м}/\text{с}$.

Рекомендовані швидкості руху теплоносіїв [8]: для рідини 0,1–0,5 $\text{м}/\text{с}$ при самопливі і 0,5–2,5 $\text{м}/\text{с}$ в напірних трубопроводах; для пари або газу 5–25 $\text{м}/\text{с}$.

Діаметр патрубку IV (рис. 2.2) для входу бензолу в апарат:

$$d_{x.ex} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2900 / 3600}{3,14 \cdot 800 \cdot 1,3}} = 0,0316 \text{ (м)}.$$

Діаметр патрубкa VII (рис. 2.2) для виходу парів бензолу:

$$d_{x.вux} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2900 / 3600}{3,14 \cdot 6,8 \cdot 15}} = 0,100 \text{ (м)}.$$

Діаметр патрубкa VI (рис. 2.2) для входу водяної пари:

$$d_{z.ex} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10,5}{3,14 \cdot 0,8 \cdot 20}} = 0,098 \text{ (м)}.$$

Діаметр патрубкa V (рис. 2.2) для виходу водяної пари:

$$d_{z.вux} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10,5}{3,14 \cdot 0,85 \cdot 20}} = 0,096 \text{ (м)}.$$

За отриманими значеннями приймаємо стандартні патрубкa: для входу бензолу $D_y = 32$ мм; для виходу парів бензолу $D_y = 100$ мм; для входу водяної пари $D_y = 100$ мм; для виходу водяної пари $D_y = 100$ мм.

2.4 Гідрaвлічні розрахунки [8]

Розрахунок гідрaвлічного опору випарника визначає кількість енергії, витраченої на рух теплоносіїв через апарат. Гідрaвлічний опір міжтрубного простору не визначаємо, оскільки, враховуючи невеликі швидкості теплоносія, його значення дуже маленьке.

Повний напір, необхідний для руху рідини або газу через теплообмінник, визначаємо за такою формулою:

$$\Delta P = \Sigma \Delta P_{TP} + \Sigma \Delta P_M + \Sigma \Delta P_Y + \Sigma \Delta P_{\Gamma}, \quad (2.6)$$

де $\Sigma \Delta P_{TP}$ – сума гідравлічних втрат на тертя, Па;

$\Sigma \Delta P_M$ – сума втрат напору в місцевих опорах, Па;

$\Sigma \Delta P_Y$ – сума втрат напору, обумовлених прискоренням потоку, Па;

$\Sigma \Delta P_{\Gamma}$ – перепад тиску для подолання стовпа рідини, Па.

Гідравлічні втрати на тертя в каналах при поздовжньому омиванні пучка труб теплообмінного апарату визначаємо за формулою:

$$\Delta P_{TP} = \lambda_{TP} \cdot \frac{L}{d_E} \cdot \frac{w_z^2 \cdot \rho_z}{2}, \quad (2.7)$$

де λ_{TP} – коефіцієнт опору тертя.

$$\lambda_{TP} = 0,11 \cdot \left(\frac{\Delta}{d_E} + \frac{68}{\text{Re}} \right)^{0,25}, \quad (2.8)$$

де Δ – абсолютна шорсткість поверхні труб, мм.

Для сталевих нових труб $\Delta = 0,06-0,1$ мм, для сталевих труб, що були в експлуатації, з незначною корозією $\Delta = 0,1-0,2$ мм.

$$\lambda_{TP} = 0,11 \cdot \left(\frac{0,1}{0,021} + \frac{68}{76380} \right)^{0,25} = 0,163.$$

$$\Delta P_{TP} = 0,163 \cdot \frac{6}{0,021} \cdot \frac{55^2 \cdot 0,82}{2} \approx 57700 \text{ (Па)}.$$

Гідравлічні втрати тиску в місцевих опорах визначаємо за формулою:

$$\Delta P_M = \xi \cdot \frac{w_z^2 \cdot \rho_z}{2}, \quad (2.9)$$

де ξ – коефіцієнт місцевого опору. Його знаходять як суму опорів кожного елемента випарника: $\xi = 2 \cdot \xi_1 + \xi_2 + \xi_3 + \xi_4$ (вхідна і вихідна камери $\xi_1 = 1,5$, вхід у труби $\xi_2 = 0,5$ і вихід із них $\xi_3 = 1$, поворот на 180° між ходами $\xi_4 = 1,4$ [14]).

$$\xi = 2 \cdot 1,5 + 0,5 + 1 + 1,4 = 5,9.$$

$$\Delta P_M = 5,9 \cdot \frac{55^2 \cdot 0,82}{2} \approx 7300 \text{ (Па)}.$$

Оскільки для крапельних рідин втрати тиску ΔP_y мізерно малі, то вони в розрахунок не приймаються ($\Delta P_y = 0$).

Перепад тиску для подолання гідростатичного стовпа рідини дорівнює нулю ($\Delta P_T = 0$), оскільки випарник не сполучається із навколишнім середовищем.

Повний напір, необхідний для руху середовищ через апарат складе:

$$\Delta P = 57700 + 7300 = 65000 \text{ Па} = 65 \text{ кПа}.$$

2.5 Вибір допоміжного обладнання

Для всмоктуючого і нагнітального трубопроводів приймемо однакову швидкість плинину рідини, що дорівнює $w = 2 \text{ м/с}$.

Діаметр трубопроводу визначаємо за рівнянням:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w}}, \quad (2.10)$$

де V – об'ємна витрата вихідної суміші, $\text{м}^3/\text{с}$.

$$d = \sqrt{\frac{9,65 \cdot 10^{-4}}{0,785 \cdot 2}} = 0,025 \text{ м}.$$

Визначаємо критерій Рейнольдса для рідини в трубопроводі:

$$\text{Re} = \frac{w \cdot d \cdot \rho_p}{\mu}; \quad (2.11)$$

$$\text{Re} = \frac{2 \cdot 0,025 \cdot 777}{0,251 \cdot 10^{-3}} = 154780,$$

тобто режим турбулентний. Абсолютну шорсткість трубопроводу приймаємо $\Delta = 2 \cdot 10^{-4}$ м. Тоді

$$e = \frac{\Delta}{d} = \frac{2 \cdot 10^{-4}}{0,025} = 0,008.$$

Далі отримаємо:

$$\frac{1}{e} = 125; \quad 560 \cdot \frac{1}{e} = 70000; \quad 10 \cdot \frac{1}{e} = 1250;$$

Для зони, що є автомодельною по відношенню до Re:

$$\lambda = 0,11 \cdot e^{0,25}; \quad (2.12)$$

$$\lambda = 0,11 \cdot 0,008^{0,25} = 0,033.$$

Далі визначаємо суму коефіцієнтів місцевих опорів окремо для всмоктуючої і нагнітальної ліній.

Для всмоктуючої лінії:

1) вхід у трубу (приймаємо з гострими краями) $\xi_1 = 0,5$;

2) 2 коліна з кутом 90° $\xi_2 = 2 \cdot 1,1 = 2,2$.

$$\Sigma \xi = \xi_1 + \xi_2;$$

$$\Sigma\xi = 0,5 + 2,2 = 2,7.$$

Для нагнітальної лінії:

1) вентилі прямоточні, 2 шт. $\xi_1 = 2 \cdot 0,65 = 1,3$;

2) 3 коліна з кутом 90° $\xi_2 = 3 \cdot 1,1 = 3,3$;

3) вихід із труби $\xi_3 = 1$.

$$\Sigma\xi = \xi_1 + \xi_2 + \xi_3;$$

$$\Sigma\xi = 1,3 + 3,3 + 1 = 5,6.$$

Втрачений напір у всмоктуючій лінії знаходимо за формулою:

$$h_{П.ВС.} = \left(\lambda \cdot \frac{l}{d_E} + \Sigma\xi \right) \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g}, \quad (2.13)$$

де l, d_E – відповідно довжина і еквівалентний діаметр трубопроводу.

$$h_{П.ВС.} = \left(0,033 \cdot \frac{5}{0,025} + 2,7 \right) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 1,90 \text{ м.}$$

Втрачений напір в нагнітальній лінії знаходимо за формулою (2.23):

$$h_{П.НАГ.} = \left(0,033 \cdot \frac{3}{0,025} + 5,6 \right) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 1,95 \text{ м.}$$

Загальні втрати напорі:

$$h_{П.} = h_{П.ВС.} + h_{П.НАГ.}; \quad (2.14)$$

$$h_{П.} = 1,90 + 1,95 = 3,85 \text{ м.}$$

Знаходимо напір насоса за рівнянням:

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho_p \cdot g} + H_{\Gamma} + h_{\Pi}, \quad (2.15)$$

де $(P_2 - P_1)$ – різниця тисків в апараті і в ємності, із якої подається рідина;

H_{Γ} – геометрична висота підйому рідини.

$$H = \frac{0,3 \cdot 10^6}{777 \cdot 9,81} + 2 + 3,85 = 45,2 \text{ м.}$$

Корисну потужність насоса визначаємо за рівнянням:

$$N_{\Pi} = \rho_p \cdot g \cdot Q \cdot H, \quad (2.16)$$

де Q – подача (витрата);

H – напір насоса.

$$N_{\Pi} = 777 \cdot 9,81 \cdot 9,65 \cdot 10^{-4} \cdot 45,2 = 332,5 \text{ Вт.}$$

Потужність, яку повинен розвивати електродвигун насоса на вихідному валу при сталому режимі роботи:

$$N = \frac{N_{\Pi}}{\eta_{\text{пер}} \cdot \eta_n}, \quad (2.17)$$

де $\eta_n, \eta_{\text{пер}}$ – коефіцієнти корисної дії відповідно насоса і передачі від електродвигуна до насоса. Приймаємо $\eta_n = 0,6$ і $\eta_{\text{пер}} = 1$.

Отримуємо:

$$N = \frac{332,5}{1 \cdot 0,6} = 554 \text{ Вт.}$$

Вибираємо відцентровий насос марки ЦНС 8-65 з параметрами: об'ємна подача насоса 8 м³/год.; напір насоса 65 м; потужність, споживана насосом 17,5 кВт; частота обертання 2800 об/хв.

Ємність для тимчасового зберігання толуолу розраховуємо, виходячи із 3–5 годинного резерву робочого часу і з урахуванням коефіцієнта заповнення $\psi = 0,8 \dots 0,85$. Приймаємо $\psi = 0,82$.

Розрахунковий об'єм ємності:

$$V_{EP} = \frac{G \cdot \tau}{\psi \cdot \rho}, \quad (2.18)$$

де G – загальна витрата суміші, кг/год.;

τ – резерв робочого часу, $\tau = 3$ год.;

ρ – густина вихідної суміші, $\rho = 777$ кг/м³.

$$V_{EP} = \frac{2700 \cdot 3}{0,82 \cdot 777} = 12,7 \text{ м}^3.$$

Задаємося стандартизованим діаметром ємності $D = 2,0$ м, тоді її висота складе:

$$H = \frac{V_{EP}}{0,785 \cdot D^2}; \quad (2.19)$$

$$H = \frac{12,7}{0,785 \cdot 2,0^2} = 4,0 \text{ м.}$$

3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Вибір конструкційних матеріалів [13, 14]

Матеріал повинен мати необхідні механічні характеристики для витримання навантажень та деформацій, які відбуваються в умовах експлуатації. Врахування температурного режиму є критичним для уникнення деформацій та руйнувань матеріалу при високих чи низьких температурах. У випадку взаємодії з агресивним середовищем важливо обрати матеріал, який має високу стійкість до корозії та окислення.

У випадку, якщо конструкційний елемент контактує з продуктами чи середовищем, важливо враховувати токсичність та екологічну придатність матеріалу. Вибраний матеріал повинен бути вартісним та доступним для забезпечення ефективної технології виготовлення виробу.

Матеріал повинен піддаватись ефективній обробці та формуванню, що сприяє технологічності виготовлення виробу.

Оскільки апарат використовується для проведення технологічного процесу з використанням речовини, яка характеризується невеликою агресивністю, то вирішено використовувати сталь Ст3 як конструкційний матеріал. Цей вибір зумовлений кількома ключовими перевагами, які сталь Ст3 може надати у контексті технологічного процесу. Сталь Ст3 є оптимальним вибором завдяки своїм механічним та хімічним властивостям, оскільки вона може ефективно опиратися на вплив речовини з обмеженою агресивністю. Даний матеріал вирізняється високою міцністю та доброю деформованістю як при гарячій, так і при холодній обробці.

Сталь Ст3 відмінно піддається обробці та зварюванню, що спрощує виготовлення корпусних деталей шляхом гнуття та гарантує високу якість зварювальних швів. Можливість легкої деформації в гарячому і холодному стані

робить сталь Ст3 ідеальним матеріалом для виготовлення різноманітних деталей та елементів конструкції.

Для елементів випарника, які не знаходяться у прямому контакті з робочим середовищем, визначено використання різних матеріалів для забезпечення оптимальних характеристик та надійності конструкції.

Болти, гайки та шайби виготовляємо зі сталі 35. Сталь 35 обрана для цих елементів завдяки своїй високій міцності та стійкості до механічних навантажень. Це забезпечує надійне кріплення та довговічність болтів, гайок і шайб.

Використання сталі 3сп для опори апарату обумовлено її доброю міцністю та відмінною стійкістю до деформацій. Це забезпечить стійкість та надійну опору для всього апарату.

Пароніт ПОН-1 є оптимальним вибором для обтюрації через його високу стійкість до впливу агресивних середовищ та ефективні властивості утримання герметичності. Виготовлений із азбокаучукової маси, він забезпечує надійне ущільнення та довговічність.

3.2 Розрахунки на міцність та стійкість [8]

Розрахунок проводимо відповідно до методики, що викладена у [15]. Приймаємо робочий тиск у міжтрубному просторі 0,125 МПа.

Знаходимо величину нормативної допустимого напруження для сталі 16ГС при розрахунковій температурі 89°C: $\sigma^* = 202$ МПа.

Допустиме напруження:

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

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

$$[\sigma] = 202 \cdot 1 = 202 \text{ МПа} .$$

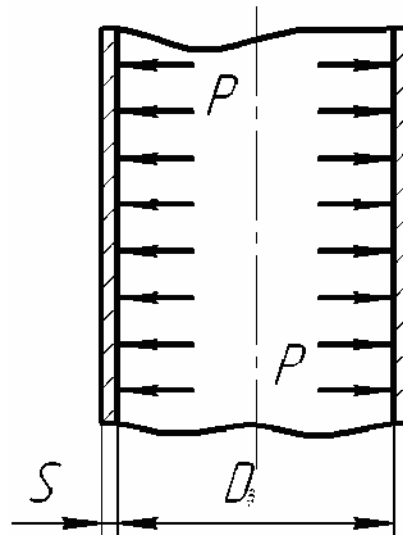


Рисунок 3.1 – Розрахункова схема циліндричної обичайки

Допустиме напруження при гідравлічних випробуваннях:

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

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

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

Далі визначаємо розрахунковий тиск:

$$P_p = P + P_\Gamma, \quad (3.3)$$

де $P = 0,125 \text{ МПа}$ – робочий тиск;

P_Γ – гідростатичний тиск середовища.

Гідростатичний тиск середовища:

$$P_\Gamma = g \cdot \rho_p \cdot H_p; \quad (3.4)$$

$$P_r = 9,81 \cdot 850 \cdot 0,6 = 0,005 \text{ МПа};$$

$$P_p = 0,125 + 0,005 = 0,13 \text{ МПа}.$$

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

$$P_H = \max \left\{ \frac{1,5 \cdot P_p \cdot [\sigma]_{20}}{[\sigma]}, 0,2 \right\}, \quad (3.5)$$

де $[\sigma]_{20} = \sigma_{20}^* = 196 \text{ МПа}$ – допустиме напруження сталі 16ГС при 20°C.

$$P_H = \max \left\{ \frac{1,5 \cdot 0,13 \cdot 196}{202} = 0,19 \text{ МПа}, 0,2 \text{ МПа} \right\} = 0,2 \text{ МПа}.$$

Розрахункова товщина циліндричної обичайки:

$$S_p^H = \max \left\{ \frac{P_p \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - P_p}, \frac{P_H \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_H - P_H} \right\}, \quad (3.6)$$

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

$$S_p^H = \max \left\{ \frac{0,13 \cdot 1000}{2 \cdot 1 \cdot 202 - 0,13} = 0,32 \text{ мм}, \frac{0,2 \cdot 1000}{2 \cdot 1 \cdot 254,4 - 0,2} = 0,4 \text{ мм} \right\} = 0,4 \text{ мм}.$$

Виконавча товщина циліндричної обичайки:

$$S_{II} \geq S_P^H + c, \quad (3.7)$$

де c – прибавка до розрахункових товщин конструктивних елементів:

$$c = c_1 + c_2 + c_3, \quad (3.8)$$

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:

$$c_1 = \Pi \cdot \tau, \quad (3.9)$$

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

$\tau = 15$ років – термін роботи апарата.

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

$$S_{II} = 0,4 + 1,8 = 2,2 \text{ мм}.$$

Приймаємо $S_{II} = 4 \text{ мм}$.

Розрахункова товщина еліптичного днища:

$$S_P^E = \max \left\{ \frac{P_P \cdot D}{2 \cdot \phi \cdot [\sigma] - 0,5 \cdot P_P}, \frac{P_{II} \cdot D}{2 \cdot \phi \cdot [\sigma]_{II} - 0,5 \cdot P_{II}} \right\}, \quad (3.10)$$

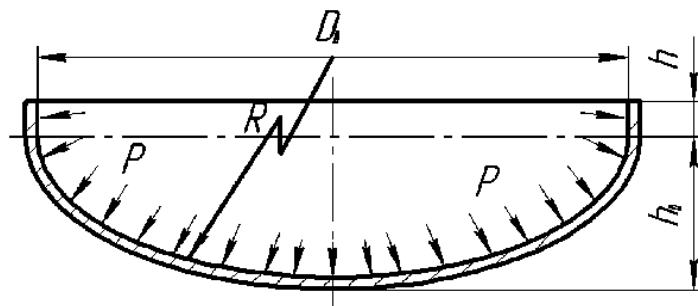


Рисунок 3.2 – Розрахункова схема еліптичного днища

$$S_P^E = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{0,13 \cdot 1000}{2 \cdot 1 \cdot 202 - 0,5 \cdot 0,13} = 0,32 \text{ мм} \\ \frac{0,2 \cdot 1000}{2 \cdot 1 \cdot 254,4 - 0,5 \cdot 0,2} = 0,4 \text{ мм} \end{array} \right\} = 0,4 \text{ мм}.$$

Виконавча товщина еліптичного днища:

$$S_E \geq S_P^E + c, \quad (3.11)$$

$$S_E = 0,4 + 1,8 = 2,2 \text{ мм}.$$

Приймаємо $S_E = 4 \text{ мм}$.

Знаходимо масу обичайки кожуха:

$$m_k = \left[\frac{\pi \cdot (D + 2 \cdot S_{II})^2}{4} - \frac{\pi \cdot D^2}{4} \right] \cdot H \cdot \rho, \quad (3.12)$$

де ρ – щільність сталі; $\rho = 7890 \text{ кг/м}^3$.

$$m_k = \left[\frac{3,14 \cdot (1 + 2 \cdot 0,004)^2}{4} - \frac{3,14 \cdot 1^2}{4} \right] \cdot 6 \cdot 7890 = 597 \text{ (кг)}.$$

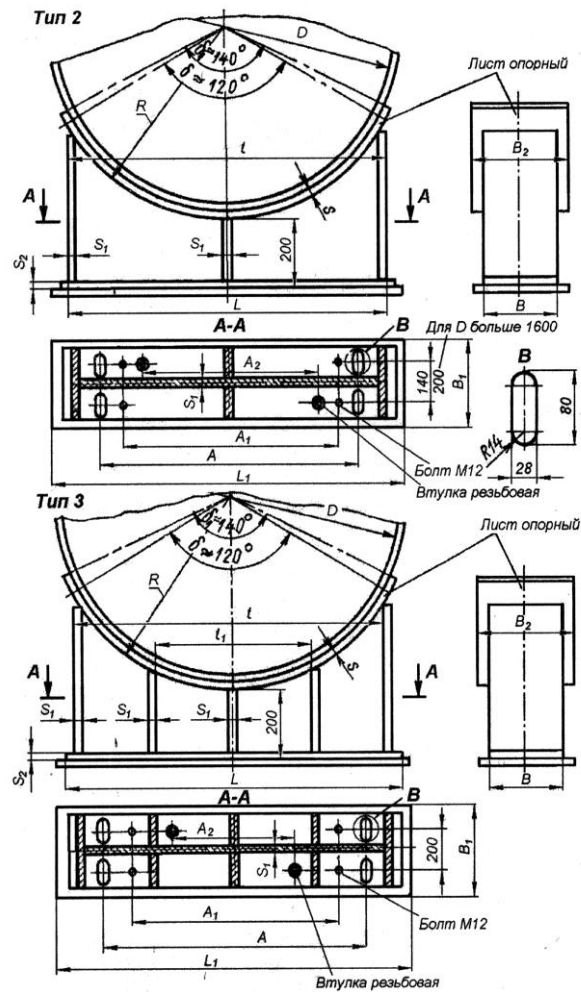


Рисунок 3.3 – Конструктивна схема стандартних сідлових опор

Маса еліптичного днища і кришки:

$$m_E = 1,24 \cdot D^2 \cdot S_E \cdot \rho, \quad (3.13)$$

$$m_{E_{дн}} = 1,24 \cdot 1^2 \cdot 0,004 \cdot 7890 = 39 \text{ (кг)};$$

$$m_{E_{кр}} = 1,24 \cdot 0,6^2 \cdot 0,004 \cdot 7890 = 14,1 \text{ (кг)}.$$

Маса труб:

$$m_{mp} = \frac{\pi}{4} \cdot (d_n^2 - d_{вн}^2) \cdot H \cdot n \cdot \rho, \quad (3.14)$$

$$m_{mp} = \frac{3,14}{4} \cdot (0,025^2 - 0,021^2) \cdot 6 \cdot 132 \cdot 7890 = 903 \text{ (кг)}.$$

Маса фланця з решіткою:

$$m_{\phi} = \frac{\pi \cdot D_{\phi}^2}{4} \cdot h_{\phi} \cdot \rho, \quad (3.15)$$

де D_{ϕ} – зовнішній діаметр фланця, м;

h_{ϕ} – висота фланця, м.

$$m_{\phi} = \frac{3,14 \cdot 0,61^2}{4} \cdot 0,06 \cdot 7890 = 138 \text{ (кг)}.$$

Об'єм міжтрубного простору:

$$V_{mtp} = f_{mtp} \cdot H, \quad (3.16)$$

$$V_{mtp} = 0,2 \cdot 6 = 1,2 \text{ (м}^3\text{)}.$$

При коефіцієнті заповнення $\varphi=0,5$ маса бензолу в апараті складе:

$$m_x = V_{mtp} \cdot \rho_x \cdot \varphi, \quad (3.17)$$

$$m_x = 1,2 \cdot 800 \cdot 0,5 = 480 \text{ (кг)}.$$

Сила тяжіння апарату в робочому стані:

$$G = g \cdot (m_k + m_{\text{Эдн}} + m_{\text{Экр}} + m_{mp} + m_{\phi} + m_x); \quad (3.18)$$

$$G = 9,81 \cdot (597 + 39 + 14,1 + 903 + 138 + 480) = 21300 \text{ (Н)}.$$

Приймаємо кількість опор $n = 2$ шт.

Навантаження на одну опору складе:

$$Q = \frac{G}{n}; \quad (3.19)$$

$$Q = \frac{21300}{2} = 10650 \text{ (Н)}.$$

Остаточно приймаємо стандартну сідлову опору 400-514-2-П, конструктивні розміри якої (умовні позначення див. рис. 3.3): $D = 1000$ мм; $R = 514$ мм; $S_1 = 8$ мм; $S_2 = 14$ мм; $L = 1000$; $A = 650$ мм; $A_1 = 550$ мм; $A_2 = 400$ мм; $l = 980$ мм; $B = 250$ мм; $L_1 = 1020$ мм; втулка для опори М48; $S = 6$ мм; $B_2 = 360$ мм.

4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА

4.1 Обґрунтування компоновки основного та допоміжного обладнання [15]

При плануванні розташування обладнання необхідно враховувати комплексний підхід, що охоплює виробничі, технічні та безпекові аспекти.

Зниження витрат та підвищення продуктивності завдяки правильному розміщенню обладнання може позитивно вплинути на прибутковість виробництва і підвищити конкурентоспроможність підприємства.

Мінімізація зайвих операцій та оптимізація розміщення обладнання сприяють підвищенню продуктивності та зниженню витрат. Планування розміщення обладнання з урахуванням логістики постачання сировини та транспортування готової продукції забезпечує безперебійну роботу виробництва.

Враховуючи низку ключових аспектів при обранні відкритого майданчика для розташування обладнання у нафтопереробній галузі, слід прагнути створити ідеальні умови для оптимального функціонування виробництва. Використання відкритого майданчика дозволяє розмістити обладнання та інфраструктуру таким чином, що це може призвести до значних економічних вигід при будівництві та подальшій експлуатації підприємства.

Обираючи відкритий варіант компоновки, ми здійснили ряд стратегічних виборів, орієнтованих на оптимізацію ефективності та безпеки виробництва. Один із ключових факторів, які слід враховувати, – це раціональне розміщення обладнання, і відкритий майданчик надає можливість здійснити це в найкращому вигляді. Ми можемо точно розпланувати розміщення обладнання та інфраструктури так, щоб кожен елемент буде розташований оптимально для максимальної продуктивності та ефективності виробництва. Це також дає можливість значно заощадити на будівельних витратах, оскільки не потрібно будувати обмежувальні стіни або дахи, які б лімітували розміщення обладнання.

Крім того, вибір відкритого майданчика надає переваги у зв'язку з доступністю для монтажу нового обладнання та проведення ремонтних робіт. Ми можемо легко підходити до будь-якого обладнання для його обслуговування, і це сприяє підвищенню загальної продуктивності завдяки можливості вчасного проведення технічного обслуговування та ремонтних робіт. Ця доступність також допомагає знижувати витрати, оскільки ми можемо оперативно реагувати на будь-які проблеми та уникати довгострокових перерв у виробництві.

Позиціонування виробничого обладнання на відкритому майданчику прирівнюється до стратегічного вибору, що надає чимало переваг для хімічних та харчових підприємств. Це рішення дозволяє керувати (контролювати) викидами газів і тепловиділенням, зменшуючи їх вплив на природу та забезпечуючи відповідність найсуворішим екологічним нормам. Відкритий майданчик виявляється важливим інструментом для ефективного контролю можливих вибухів та пожеж, які можуть виникнути на нафтогазових підприємствах, що забезпечує високий ступінь безпеки для персоналу та майна.

За допомогою цього підходу ми також залишаємо простір для майбутнього розширення наших виробничих потужностей та об'єктів, що створює сприятливі умови для динамічного розвитку нашого підприємства. Вільний простір дозволяє нам планувати та впроваджувати нові технології та обладнання, що сприяє підвищенню продуктивності та конкурентоспроможності на ринку.

При обранні розташування обладнання на відкритому майданчику, важливо дотримуватися рекомендацій та керуватися технічними нормами і стандартами безпеки. Бажано розташовувати важке і габаритне обладнання на позначці землі, оскільки це забезпечить стійкість та надійність під час експлуатації. Важливо враховувати необхідність високопрочних опорних конструкцій. Для опорних пристроїв рекомендується використовувати типові конструкції залізобетону. Вони відомі своєю міцністю та стійкістю до навантажень і погодних умов.

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

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:

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.

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. 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 3 групи: перша група включає трубопроводи для небезпечних речовин; друга – для менш небезпечних; третя – 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 прокласти так, щоб вони були якнайкоротшими і не перетинали обслуговуючі майданчики апарату.

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

1. 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, 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. 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. 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 [8]

Випарник бензолу з паровим простором відноситься до кожухотрубних теплообмінників. Технологія монтажу апаратів такої конструкції залежить від місця і способу їх установки. Вони можуть бути встановлені на відкритому майданчику, на постаменті чи в середині будівлі, а також горизонтально чи вертикально.

У нашому випадку мова йде про горизонтальний апарат, який розміщений на відкритому майданчику на нульовій позначці. Фундаменти виконують у вигляді двох залізобетонних стовпів з анкерними болтами під опори. При монтажі встановлюють нерухому і рухому опори. Гайки на болтах не закручують повністю (залишають зазор 1–2 мм), щоб апарат міг вільно переміщуватись в горизонтальному напрямку. При установці опор, які мають змогу переміщуватися, перевіряють рівномірність прилягання ковзанок до опорних поверхонь і їх перпендикулярність осі апарата. Горизонтальність апарату перевіряють за рівнеміром.

У деяких випадках при монтажі проводять контрольне розбирання (ревізію) кожухотрубних теплообмінників. При цьому перевіряють наявність прокладок, комплектність знімних деталей, правильність їх взаємного розташування.

Для виявлення дефектів у розвальцьовуванні і обварці трубок трубний пучок спресовують (при знятій розподільній камері і кришці) шляхом подачі води в міжтрубний простір. При цьому також оглядають корпус теплообмінника. Дефекти розвальцьовування або обварки усувають.

Горизонтальне обладнання монтують за допомогою одного або двох (спарених) кранів. Спосіб підйому і вантажопідйомність кранів вибирають в залежності від розміру і маси обладнання, висоти і конфігурації фундаменту або постаменту під обладнання, наявності розташованих поруч будівельних конструкцій та ін.

Горизонтальні апарати особливо великої маси і при підйомі на значну висоту часто монтують за допомогою двох кранів. Монтаж починають з підйому апарата із вихідного горизонтального положення без відриву його від землі. На рис. 4.1 показані найбільш сприятливі умови роботи кранів при монтажі апаратів.

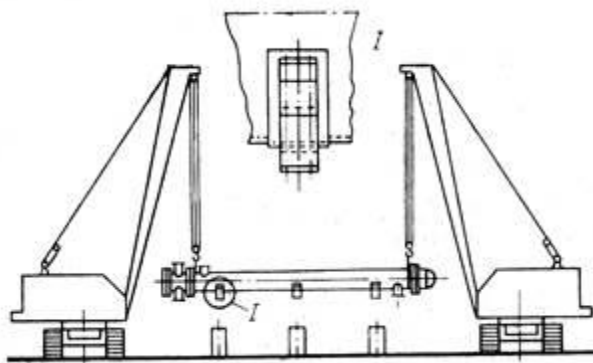


Рисунок 4.1 – Схема монтажу горизонтального теплообмінника за допомогою двох кранів

Коли установка одного з кранів із зовнішньої сторони фундаментів неможлива, монтаж апаратів виконують лише маневруванням стріли крана. У тих випадках, коли при підйомі апаратів неможливо розташувати крани із зовнішньої сторони фундаментів і проїхати між фундаментами, збільшують виліт стріли кранів або переміщують крани з піднятим апаратом у межах їх вантажної характеристики.

Теплообмінники із трубною системою мають підвищену надійність, що дозволяє їм функціонувати без збоїв протягом довгих років. Але не варто забувати, що планове технічне обслуговування просто необхідне для профілактики поломок. Циркулюючий теплоносій з часом засмічує стінки трубок, осідаючи на їх поверхні та перешкоджаючи вільному потоку. Уникнути передчасного виходу обладнання із ладу та зберегти ефективність дозволить регулярне очищення трубчатки. Завдяки систематичному промиванню є можливість тривалий час підтримувати робочі параметри у нормі. Безпосередньо ремонт кожухотрубних теплообмінників, у більшості випадків, необхідний лише у разі надмірного зношення обладнання.

Найбільш поширеними дефектами поламаних теплообмінників є наступні:

1. Виривання трубок із трубних решіток.

Дана проблема зазвичай виникає через нерівномірне розширення трубок та корпусу. Варіанти вирішення: зачистка місця розриву і обварювання трубки заново; висвердлювання трубки і установка нової трубки; зачистка і заглушка трубки.

Якщо встановлюються заглушки на дефектні трубки, необхідно враховувати, що опір даної ділянки зростає, а також трохи погіршується теплообмін. Зазви-

чай, теплообмінники розраховують таким чином, щоб без сильного впливу на технологічний процес можна було заглушити до 10 % трубок. У кожному разі це питання треба вивчати окремо.

2. Наскрізна корозія трубок.

Дана проблема виникає або через тривалість використання теплообмінника і безпосередній корозії, або при неправильно підбраному матеріалі трубчатки. Варіанти вирішення: висвердлювання трубки і установка нової трубки; зачистка і заглушка трубки.

Так само, як і в описаному вище випадку, при встановленні заглушок необхідно дотримуватись вимог з урахуванням збільшеного опору. Із огляду на причини виникнення наскрізної корозії, можна припустити, що із великою ймовірністю, найближчим часом можуть почати виходити із ладу іншу трубки.

Нерідко при виникненні наскрізної корозії найбільш ефективним шляхом є просто заміна трубного пучка (виготовлення нового трубного пучка). Це особливо актуально, якщо повторний дефект виник швидко після першої поломки.

3. Наскрізна корозія корпусу чи камери.

Дана проблема, так само як і наскрізна корозія трубок, зазвичай виникає або через тривалість використання теплообмінника і безпосередній корозії, або при неправильно підбраному матеріалі. Варіанти вирішення: підварювання або установка заплатки; виготовлення нової камери чи корпусу.

4. Засмічення трубок чи міжтрубного простору.

Ця проблема може виникнути в тому випадку, якщо один із теплоносіїв не фільтрується належним чином, або якщо відбувається поява природного нагару (наприклад, при роботі з вихлопними газами).

Варіанти вирішення: механічне очищення; хімічне очищення.

Якщо засмічення відбувається через відсутність належної фільтрації середовища, рекомендується установка необхідних фільтрів. Якщо ж відбувається поява нагару, швидше за все, це обумовлено технологічними моментами. У такому випадку треба визначати, коли відбувається чергове засмічення теплообмінника (вимірювання температури або протитиску) і чистити його.

Подібні роботи слід проводити на місці експлуатації. У разі необхідності фахівці повинні виїхати на місце і провести цю роботу, але в більшості випадків ці операції виробляє експлуатаційний персонал.

5. Покриття вапном (накипом) чи іншими відкладеннями.

Ця проблема може виникнути в тому випадку, якщо один з теплоносіїв є рідина (вода) з невідповідним для даного процесу хімічним складом (наприклад, надмірно мінералізована). Варіанти вирішення: очистка за допомогою спеціальних хімічних засобів.

У разі появи великого шару мінеральних відкладень (накипу) хімічне очищення може бути неефективним. У такому випадку трубний пучок не підлягатиме ремонту і буде необхідно виготовити новий трубний пучок.

Дефектні штуцера і трубні решітки при досягненні максимальних величин зносу і прогину замінюються.

Свищі і тріщини усуваються шляхом заварки або постановкою накладок з попереднім видаленням дефектної ділянки.

За допомогою кольорової дефектоскопії визначають протяжність і положення кінців тріщин, виявлених в корпусі. Ці кінці до заварки засвердлюють свердлами діаметром 3–4 мм. Некрізні тріщини глибиною не більше 0,4 товщини стінки розправляються під заварку односторонньою вирубкою на максимальну глибину тріщини зі зняттям крайок під кутом 50–60°. При тріщині понад 100 мм зварювання проводять оберненоступеневим методом. Наскрізні і некрізні тріщини глибиною більше 0,4 товщини стінки обробляють на всю товщину вирубкою зубилом або газорізкою. При появі гніздових тріщин пошкоджені місця вирізають і закривають латками без гострих кутів. Латки вваривать в рівень з основним металом. Площа латки не повинна перевищувати площі листа апарату.

Надійність ліквідації поверхневих дефектів контролюють магнітною або ультразвуковою дефектоскопією. Допускається глибина пошкодження в межах 10–20 % товщини стінки в залежності від розмірів ушкодження.

5 АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ

5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу [18]

Ректифікаційна установка виділення бензолу і толуолу 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.

Під час проведення процесу ректифікації важливо здійснювати контроль за основними параметрами, що визначають ефективність та якість процесу. Серед цих параметрів вирізняють такі ключові характеристики: витрату, рівень, температуру та тиск.

Важливо вимірювати та контролювати витрату сировини або розчину, яка подається у ректифікаційну колону. Витрата визначає кількість матеріалу, що піддається ректифікації, і впливає на рівень концентрації продукту. Рівень ректифікаційної колони вказує на кількість ректифікації, яку отримує продукт. Забезпечення правильного рівня дозволяє досягти бажаної чистоти та концентрації виготовленого продукту.

Контроль температури важливий для забезпечення оптимальних умов ректифікації. Температурні параметри впливають на розділення компонентів і конденсацію парів, що відіграє ключову роль у формуванні фракцій продукту.

Тиск у ректифікаційній колоні визначає умови кипіння та конденсації. Оптимальний тиск сприяє відповідному розділенню компонентів та формуванню бажаного продукту.

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 дистиллят як цільовий продукт.

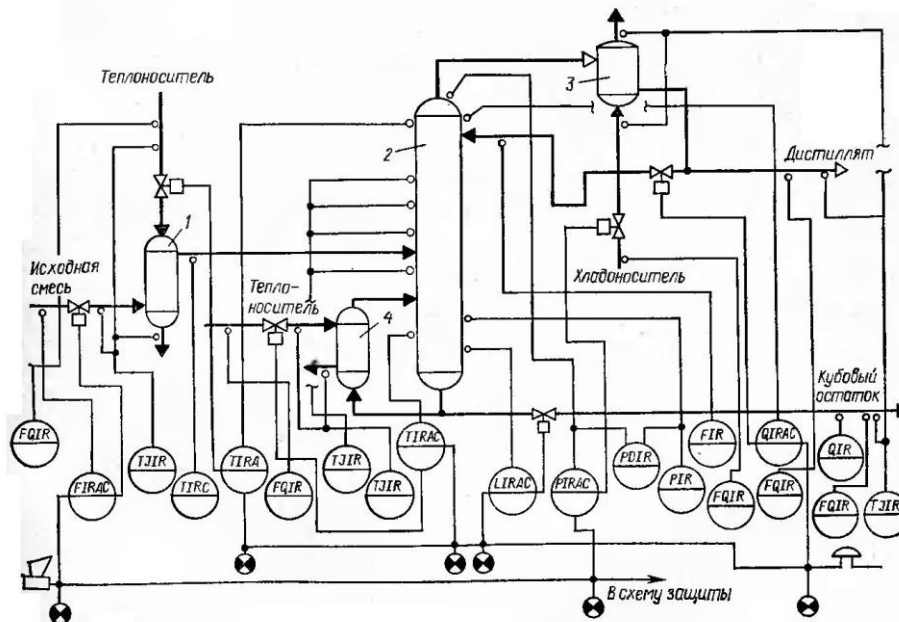


Рисунок 5.1 – Типова схема автоматизації процесу ректифікації:

- 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.

5.2 Розроблення системи автоматизованого керування роботою обладнання [19]

Вибір приладів автоматизації є важливим етапом в розробці будь-якої автоматизованої системи. Важливо обирати прилади, які вже випускаються серійно та мають відому надійність. Це допоможе уникнути можливих проблем з обслуговуванням і підтримкою.

У стандартній конфігурації МСКУ-М реалізовано використання різноманітних блоків, кожен з яких відіграє ключову роль у забезпеченні ефективності та точності системи. У виробництві толуолу використовуються пневматичні виконавчі механізми типу "МІМ", що дозволяє ефективно керувати різними процесами. Електропневмоперетворювач ЕПП-63 встановлюється на виході сигналу з уніфікованого вимірювально-керуючого комплексу, забезпечуючи перетворення сигналів між електричним та пневматичним струмами для взаємодії з іншими елементами системи.

SIEMENS пропонує широкий вибір вимірювальних перетворювачів температури, які надійно функціонують навіть у найскладніших умовах. Датчики температури цієї фірми застосовуються у різних промислових галузях, таких як хімічна, фармацевтична, харчова, енергетична та інші. Вони гарантують точне вимірювання температури, навіть в екстремальних умовах.

Серія перетворювачів SITRANS T включає універсальні перетворювачі з вихідним сигналом 4–20 мА + HART, які можна програмувати за допомогою ПК. Ці перетворювачі дозволяють зручно контролювати температуру в вашому процесі та передавати дані в автоматизовану систему керування.

Окрім того, доступні варіанти термометрів з цифровою індикацією показань, що полегшують спостереження за температурою. Якщо вам потрібно використовувати датчики температури в вибухонебезпечних середовищах, SIEMENS також пропонує вибухозахищені варіанти датчиків.

Сімейство витратомірів SITRANS F від SIEMENS є ідеальним рішенням для точного та безперервного вимірювання витрати різних середовищ. Вони використовують сучасні та надійні методи для вимірювання витрати рідини та суспензій. Серія SITRANS F серії M Magflo використовує магнітоіндукційний принцип для вимірювання витрати електропровідних рідин та суспензій. Ці витратоміри є надійними та дозволяють вимірювати витрату різних середовищ, забезпечуючи точність та стабільність результатів. За допомогою витратомірів SITRANS F можливо ефективно контролювати витрату рідин та суспензій і підтримувати оптимальний рівень виробництва.

Сімейство рівнемірів SIEMENS в рамках серії SITRANS L є ідеальним рішенням для контролю рівня рідких і сипких середовищ. Вони надають можливість вирішити широкий спектр завдань, пов'язаних з контролем рівня в різних умовах і середовищах. Сигналізатор граничного рівня Pointek CLS 200 є універсальним і відрізняється високою хімічною стійкістю. Він призначений для надійного визначення рівня рідини чи сипких матеріалів в ємностях та резервуарах. Цей

сигналізатор допомагає попередити переливання або витік рідини, що може призвести до аварійних ситуацій.

Застосування рівнемірів SIEMENS забезпечує надійний та точний контроль рівня рідких і сипких середовищ, що сприяє безпеці та ефективності виробництва. Такі прилади дозволяють уникнути небажаних ситуацій та забезпечують безперебійну роботу системи.

Сімейство вимірювальних перетворювачів SITRANS P, представлене в серії ZD, гарантує надійне та точне вимірювання різних параметрів тиску та рівня рідини в різних умовах та середовищах. Ці перетворювачі призначені для вимірювання наступних параметрів: надлишковий тиск, вакууметричний тиск, абсолютний тиск, диференціальний тиск.

Вони підходять для вимірювання тиску рідких, газоподібних та пароподібних середовищ. Крім того, ці перетворювачі можуть бути використані для вимірювання гідростатичного рівня рідини в ємностях.

Перетворювачі SITRANS P серії ZD мають цифровий індикатор, який дозволяє зручно відслідковувати вимірювані параметри тиску та рівня. Вони володіють високою точністю та надійністю, що робить їх ідеальними для застосування в різних промислових секторах та умовах.

6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ [20]

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.

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.

Небезпека утворення статичної електрики завжди присутня в процесі роботи з рідинами та газами. У цьому випадку, можливість утворення статичної електрики існує при відносному переміщенні двох тіл, які перебувають у контакті, таких як тіла, шари рідини, або при руху потоку рідини, струменя пари чи газу.

Нагромадження статичної електрики існує під час процесу обробки та переміщення рідин і газів, і небезпеку варто усувати за допомогою відповідних заходів безпеки та антистатичних засобів, щоб запобігти виникненню пожеж та вибухів і захистити життя та здоров'я працівників.

Будівництво та обладнання приміщень ректифікаційних відділень слід вести із суворим дотриманням норм і правил пожежної безпеки для будівель, що належать до категорії А. Важливо застосовувати наступні заходи та стандарти пожежної безпеки:

1. Вибудовувати приміщення ректифікаційних відділень відповідно до вимог категорії А, що включають в себе застосування вогнезахисних та вихозахисних матеріалів.
2. Забезпечити належну систему вентиляції та витяжки, щоб в разі витоку легкозаймистих речовин можливе негайне видалення їх із приміщення.

3. Використовувати вибухозахищене обладнання та матеріали відповідно до класифікації вибухонебезпечності.
4. Встановити системи автоматичного пожежогасіння та сигналізації в разі виявлення небезпеки.
5. Провести блискавкозахист будівель згідно із стандартами і вимогами для запобігання небезпеці статичної електрики та уникнення пожеж.

Запровадження цих заходів та дотримання вищезгаданих норм та правил пожежної безпеки допомагають зменшити ризик пожежі та вибуху під час виробничого процесу.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Принципова технологічна схема виробництва ароматичних вуглеводнів (бензолу та толуолу) платформінгом [Електронний ресурс]. – Режим доступу : https://bstudy.net/971143/tehnika/printsipialnaya_tehnologicheskaya_schema_proizvodstva_aromaticeskikh_uglevodorodov_benzola_toluola_platfo
2. Промислові методи виробництва бензолу [Електронний ресурс]. – Режим доступу : <http://um.co.ua/6/6-5/6-58368.html>
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. Шаманська О. І. Сучасні тенденції розвитку спиртової промисловості України / О. І. Шаманська, Я. В. Паламаренко // Електронний журнал «Ефективна економіка». – 2014. – № 4 [Електронний ресурс]. – Режим доступу : <http://www.economy.nayka.com.ua/?op=1&z=2903>
5. Врагов А.П., Михайловський Я.Є, Якушко С.І. Матеріали до розрахунків процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв. – Суми: видавництво СумДУ, 2008. – 170 с.
6. Коваленко І.А., Малиновський В.В. Основні процеси, машини та апарати хімічних виробництв. – Київ: Воля, 2006. – 253 с.
7. 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.
8. Касьянов Д. М. Виробництво бензолу. Розробити кожухотрубний теплообмінник для випаровування бензолу : робота на здобуття кваліфікаційного ступеня бакалавра : спец. 133 - галузеве машинобудування / наук. кер. М. П. Юхименко. Суми : Сумський державний університет, 2022. 51 с.
9. Вікіпедія. Бензен [Електронний ресурс]. – Режим доступу : <https://uk.wikipedia.org/wiki/%D0%91%D0%B5%D0%BD%D0%B7%D0%B5%D0%BD>

10. Основи охорони праці: Підручник. 2-ге видання, доповнене та перероблене / К.Н. Ткачук, М.О. Халімовський, В.В. Зацарний, Д.В. Зеркалов, Р.В. Сабарно, О.І. Полукаров, В.С. Коз'яков, Л.О. Мітюк. За ред. К.Н. Ткачука і М.О. Халімовського. – Київ : Основа, 2006. – 448 с.

11. Онищук О.О., Кормош Ж.О. Процеси та апарати хімічних виробництв: курс лекцій. – Луцьк: Вежа-Друк, 2020. – 155 с.

12. Процеси та обладнання хімічних технологій. Базові принципи теорії тепломасообміну: практикум з кредитного модуля : навч. посіб. / уклад.: С.В. Гулієнко, Я.В. Грובовенко. – К. : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. – 120 с.

13. Конструювання і розрахунок елементів тонкостінних посудин та апаратів, які знаходяться під зовнішніми навантаженнями: навч. посіб. для студ. / І.А. Андреев; КПІ ім. Ігоря Сікорського. – Київ: КПІ, 2018. – 121 с.

14. Андреев, І. Роз'ємні міцно-щільні з'єднання: навчальний посібник для студентів спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» / Ігор Андреев ; КПІ ім. Ігоря Сікорського. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2020. – 138 с.

15. 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.

16. Обладнання заготівельних та котельно-зварювальних діляниць ремонтно-механічних цехів хімічних виробництв : навч. посіб. / С.М. Яхненко, М.С. Скиданенко, Є.М. Піддубний. – Суми : СумДУ, 2022. – 170 с.

17. Виготовлення обладнання хімічних виробництв : підруч. [для студ. закл. вищ. освіти]. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського», 2022. – 233 с.

18. САПР технологічних ліній та комплексів хімічних і нафтогазопереробних виробництв / О. О. Ляпощенко, О. Є. Старинський // Дистанційний курс. – Суми : СумДУ, 2020. [Електронний ресурс] – Режим доступу: <https://elearning.sumdu.edu.ua/s/4b-z0x>

19. Промислові прилади та засоби автоматизації: Довідник / В.Я. Баранов, Т.Х. Безповська, В.А. Бек та ін.. Київ : Вид-во «Віста», 2017. – 847 с.

20. Методичні вказівки до дипломного проекту «Розрахунок захисного заземлення» із розділу «Охорона праці / Л. О. Гурець, І. О. Трунова». – Суми : Видавництво СумДУ, 2012. – 21 с.