

ЗАТВЕРДЖУЮ
Зав. кафедри

підпис, дата

Кваліфікаційна робота магістра

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

Тема роботи: Відділення очищення природного газу від H_2S . Розробити та модернізувати тарілчасту абсорбційну колону

Виконав:
студент групи ХМ.м-21/1
Мищенко Дмитро Іванович

підпис

Залікова книжка
№ _____

Кваліфікаційна робота магістра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20 ____ р.

Підпис голови
(заступника голови) комісії

Керівник:

канд. техн. наук, доцент

Михайловський Я.Е.

підпис, дата

ЗМІСТ

	С.
ВСТУП	4
1 АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ	6
1.1 Характеристика та вимоги до сировини та кінцевої продукції	6
1.2 Способи очищення нафтових газів від H ₂ S	11
1.3 Аналіз внутрішніх контактних пристроїв для процесу абсорбції	14
2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	20
2.1 Опис технологічної схеми очищення природного газу від сірководню	20
2.2 Теоретичні основи абсорбційних процесів	23
2.3 Опис конструкції проектованого апарата	28
2.4 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарата	32
2.5 Вибір допоміжного обладнання	48
3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	51
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	51
3.2 Розрахунки на міцність та стійкість	53
4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	57
4.1 Обґрунтування компоновання основного та допоміжного обладнання	57
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання	60
5 АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ	66
5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу	66
5.2 Розроблення системи автоматизованого керування роботою обладнання	70

6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ	75
6.1 Аналіз небезпечних та шкідливих факторів	75
6.2 Розрахунок потенційно-небезпечного фактора	78
СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ	83
ДОДАТКИ	

ВСТУП

Процес абсорбції включає контакт між газовою фазою і рідким поглиначем, який вбирає небажані компоненти. Такі рідкі поглиначі часто включають аміни, гліколи, або спеціальні розчини. Наприклад, амінові розчини часто використовуються для поглиблення сірководню та вуглекислого газу. Після контакту газової фази з рідким поглиначем утворюється насичений розчин, який потім може бути розділений для виділення чистих компонентів.

Цей метод застосовується не лише в нафтогазовій промисловості, але й у різних галузях, де важливо видалити домішки для досягнення визначених технічних та екологічних стандартів.

Процеси абсорбції можна розділити на два основних типи залежно від типу взаємодії небажаних домішок з розчинником:

1. Хімічна абсорбція включає хімічну реакцію між абсорбентом (розчинником) та абсорбатом (небажаним компонентом). У результаті цієї реакції утворюються хімічні зв'язки між абсорбентом та абсорбатом, що призводить до поглиблення домішок. Наприклад, використання амінових розчинів для знезараження сірководню в природному газі, де аміни реагують з сірководнем, утворюючи солі амонію.

2. Фізична абсорбція полягає у фізичному зв'язку між абсорбентом і абсорбатом без зазначених хімічних реакцій. Це може бути зумовлено взаємодією ван-дер-Ваальсових сил або інших фізичних сил. Наприклад, використання гліколів для знезараження вуглеводневих газів, де гліколи фізично поглиблюють сірководень та інші сіркоорганічні сполуки.

Обидва типи абсорбції мають свої переваги та обмеження, і вибір конкретного методу залежить від характеристик домішок та експлуатаційних умов.

Абсорбери за способом створення розвиненої поверхні контакту фаз між газовим сировиною і рідким поглиначем поділяють на насадкові, тарілчасті, плівкові і розпилювальні.

Насадкові апарати мають спеціальні насадки або наповнювачі, які створюють велику поверхню контакту між газом і рідиною. Насадки можуть бути виготовлені з різних матеріалів, таких як пластмаса або метал. Тарілчасті колони мають ряд плос-

ких тарілок, розташованих вертикально вздовж колони. Газ та рідина взаємодіють на кожній тарілці, що сприяє поглибленню компонентів. Плівкові апарати використовують тонкі плівки рідкої фази для створення контакту з газовою фазою. Це може бути забезпечено рухом плівки чи розподілом її на підкладці. Розпилювальні апарати використовують систему розпилення рідкого поглинача у вигляді дрібних крапель або струменів. Це створює велику поверхню контакту з газом.

У цій кваліфікаційній роботі [1] досліджено відділення очищення природного газу від сірководню, спроектовано та модернізовано тарілчасту абсорбційну колону.

1 АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ

1.1 Характеристика та вимоги до сировини та кінцевої продукції [2–4]

Природний газ – це важливий енергетичний ресурс, який має кілька характеристик, що визначають його властивості та застосування. Головними складовими природного газу є метан (зазвичай понад 70–90 %), етан, пропан, бутан та інші вуглеводні. Може також містити різноманітні домішки, такі як сірководень, водень, азот, двоокис вуглецю та інші гази.

Природний газ має високу теплотворну здатність, що робить його ефективним джерелом енергії. Він легко горить у повітрі, утворюючи воду та вуглекислий газ. Цей газ є легшим за повітря і володіє високою теплотворною здатністю. У воді природний газ розчиняється обмежено, і його вміст у повітрі понад 5 % вже може становити загрозу вибуху.

Зустрічається у вільному вигляді в порях гірських порід, в розчиненому стані у нафті, а також у газоконденсатних покладах. Використовується як джерело пального для опалення, виробництва електроенергії та у промисловості. Транспортується через газопроводи у газифіковані райони та для експорту.

Загальна характеристика природного газу визначає його значущість як чистого та ефективного джерела енергії для різноманітних галузей та побутового використання.

Природні вуглеводневі гази відносяться до речовин 4-го класу небезпеки. Зазвичай це група газів, таких як метан, етан, пропан, бутан і інші вуглеводні, які виявляються не токсичними для організму людини при звичайних концентраціях. Однак вони можуть стати небезпечними через своє властиве використання кисню в атмосфері. При концентраціях, що знижують вміст кисню в атмосфері до 15–16 %, ці гази можуть викликати задуху. Це пов'язано з тим, що при недостатній кількості кисню в повітрі може утруднюватися нормальний процес дихання, що створює ризик задухи для людей, які перебувають у цьому середовищі.

Метан має хімічну формулу CH_4 , що означає, що молекула метану складається з одного атома вуглецю та чотирьох атомів водню. Метан при нормальних

умовах температури і тиску є безбарвним та беззапаховим газом. Метан є летючим газом. При спалаху він утворює воду та вуглекислий газ без утворення шкідливих домішок або диму. Широко використовується як паливо. Він є ключовим компонентом природного газу та використовується для теплопостачання, електрогенерації, виробництва електроенергії, а також як паливо для автотранспорту. Спалення метану більш екологічно чисте порівняно з іншими видами палива, оскільки воно майже повністю згорає, утворюючи лише воду та вуглекислий газ. Метан, як і будь-який газ, може бути вибухонебезпечним у високих концентраціях у повітрі. Заходи безпеки та відповідність нормам обробки газу є важливими для забезпечення безпеки при його використанні. Метан є однією з головних парникових газів. Хоча він зберігається в атмосфері на короткий термін порівняно з вуглекислим газом, його вплив на парниковий ефект більш сильний.

Етан – це газ, який також входить до складу природного газу та є одним із простих вуглеводнів. Хімічна формула – C_2H_6 , що вказує на те, що молекула етану складається з двох атомів вуглецю та шести атомів водню. При нормальних умовах температури та тиску етан є безбарвним та беззапаховим газом. Етан має дуже низьку точку кипіння, приблизно $-88,6^{\circ}C$. Крім того, в кристалічній формі він може утворювати гексагональну кристалічну структуру. Етан широко використовується як паливо, а також як сировина для виробництва етілену, який використовується в хімічній промисловості для виробництва пластмас та інших хімічних продуктів. При правильному обробленні та використанні етан може бути безпечним. Він має високі межі займання, але як будь-який газ, вимагає відповідних заходів безпеки при обробці та транспортуванні. Етан також є парниковим газом, але його вплив на парниковий ефект у порівнянні з вуглекислим газом є меншим.

Пропан має хімічну формулу C_3H_8 , що означає, що молекула складається з трьох атомів вуглецю та вісім атомів водню. При нормальних умовах температури та тиску, пропан є безбарвним та беззапаховим газом. Але він може бути легко стиснений та зберігатися у рідкому стані під високим тиском, що робить його зручним для транспортування та зберігання. Пропан має низьку точку кипіння, приблизно $-42^{\circ}C$, тому він перетворюється у рідкий стан при помірно низьких температурах і тиску. Пропан часто виділяється з природного газу або виробляється

в результаті переробки нафти. Він також може бути отриманий внаслідок процесів виробництва етану та пропілену. Пропан є важливим джерелом енергії та використовується для опалення, приготування їжі, генерації електроенергії, а також у промислових та сільськогосподарських процесах. Також він широко використовується як паливо для автомобілів та інших транспортних засобів. Пропан є парниковим газом, і його вплив на парниковий ефект менший порівняно з вуглекислим газом, але він все ще є фактором, який варто враховувати у зв'язку з екологічними аспектами.

Бутан має хімічну формулу C_4H_{10} , що вказує на те, що молекула бутану містить чотири атоми вуглецю та десять атомів водню. При нормальних умовах температури та тиску, бутан є безбарвним та беззапаховим газом. Однак при помірно низьких температурах та під високим тиском він може переходити у рідкий стан. Бутан має низьку точку кипіння, приблизно $-0,5^{\circ}C$, що робить його застосованим для використання у газових балонах та рідких пальниках. Бутан часто виділяється з природного газу або виробляється в результаті переробки нафти. Він може бути також отриманий як побічний продукт при розщепленні більших вуглеводнів. Широко використовується як паливо для різноманітних прикладів, таких як кухонні плити, газові ліхтарі, газові балони для кемпінгу та інші газові пристрої. Бутан, також як і інші гази, вносить свій внесок до парникового ефекту, але його вплив є меншим порівняно з вуглекислим газом.

Оцінка якості продукції газопереробних заводів є важливим етапом у забезпеченні стабільності та надійності енергетичних систем. Встановлення показників якості продукції газопереробних заводів є важливою складовою ефективного та стабільного функціонування енергетичної інфраструктури. За допомогою цих показників можна не тільки забезпечити надійність постачання, але й оптимізувати виробництво, зменшити вплив на навколишнє середовище та підвищити загальну ефективність газопереробних заводів.

Основні принципи встановлення показників якості продукції:

1. Виробничі показники – вимірюють обсяг виробництва газопродуктів, ефективність процесів очищення та інші ключові параметри.

2. Коефіцієнти використання обладнання – визначають ступінь використання технічних засобів та ефективність їх функціонування.

3. Стабільність постачання газу – визначає, наскільки система забезпечує стабільний потік газу для споживачів.

4. Енергоефективність – визначає, як ефективно використовуються енергетичні ресурси в процесі газопереробки.

5. Матеріальна ефективність – вимірює ефективне використання сировини та інших матеріалів.

6. Моніторинг емісій – здійснюється для визначення викидів та дотримання екологічних стандартів.

7. Контроль якості продукції – включає в себе системи відбору та аналізу зразків продукції для визначення її відповідності стандартам.

За фізико-хімічними показниками природні гази повинні відповідати вимогам і нормам, зазначеним у табл. 1.1.

Таблиця 1.1 – Фізико-хімічні показники природного газу

Найменування показника	Значення для мікрокліматичних районів			
	Помірний		Холодний	
	з 1.05 до 30.09	з 1.10 до 30.04	з 1.05 до 30.09	з 1.10 до 30.04
1	2	3	4	5
Точка роси газу за вологою, °С, не вище	-3	-5	-10	-20
Точка роси газу за вуглеводнями, °С, не вище	0	0	-5	-10
Температура, °С	Температура газу на вході і на самому газопроводі встановлюється проектом			
Маса меркаптанової сірки, г/м ³ , не більше	0,016 (0,036)	0,016 (0,036)	0,016 (0,036)	0,016 (0,036)*
Маса сірководню, г/м ³	0,007 (0,02)	0,007 (0,02)	0,007 (0,02)	0,007 (0,02)*

Продовження табл. 1.1

Об'ємна частка кисню, %, не більше	0,5	0,5	1,0	1,0
Теплота згоряння нижча, МДж/м ³ , при 20 ⁰ С та 101,325 кПа, не менше	32,5	32,5	32,5	32,5
Маса механічних домішок та важколетких рідин	Умови обумовлюються в угодах на поставку газу з ГПЗ і промислів			

У газах, що видобуваються, часто можна виявити сірководень (H₂S) як складову, на фоні вуглеводнів. Варто відзначити, що зв'язок між сірководнем і газом не є дуже міцним, що дозволяє досить точно визначити його кількість шляхом забору проби газу прямо на місці видобутку.

Сірководень є горючим газом, і його теплотворна здатність при нормальних умовах становить 23135 кДж/м³. Важливо зауважити, що цей газ високо розчиняється у воді. Однак сірководень є не лише хімічно активною, але й потенційно шкідливою домішкою. Як сам газ, так і його побічний продукт згоряння, сірчистий ангідрид SO₂, можуть викликати отруєння людей, тварин і рослин.

Концентрація H₂S в повітрі в діапазоні від 0,05 до 1,0 %, або від 0,76 до 1,52 г/м³, становить потенційну небезпеку для здоров'я. Таким чином, важливо вживати заходи для виявлення та контролю рівнів сірководню. Проведення аналізу газових проб на місці видобутку та використання моніторингових систем є ефективними методами для забезпечення безпеки праці та відповідності стандартам в галузі газовидобутку.

Отже, газ, який містить сірководень, вимагає очищення від цього забруднення в рамках встановлених нормативів. Стандарт, що обмежує вміст сірководню в газі призначеному для побутового використання, встановлює максимально припустимі концентрації цієї речовини. Забезпечення дотримання цих норм дозволяє забезпечити безпечне та ефективне використання природного газу в побутових умовах.

1.2 Способи очищення нафтових газів від H_2S [4–6]

Для очищення газу від сірководню застосовують два основних технологічних процеси: адсорбцію твердою речовиною та абсорбцію рідиною. Кожен із цих процесів має свої переваги та використовується залежно від конкретних умов та вимог процесу очищення газу.

При адсорбції газ проходить через шар адсорбента (тверда речовина), яка здатна утримувати сірководень. Після того, як адсорбент насичений сірководнем, його можна відновити або регенерувати для подальшого використання. Прикладом може бути використання металевих оксидів чи інших адсорбентів для очищення газу від сірководню.

При абсорбції рідиною газ контактує з рідкісним поглиначем (наприклад, аміном чи гліколем), який абсорбує сірководень. Після абсорбції рідина може бути піддана процесу регенерації, під час якого сірководень вивільняється із поглиначем для повторного використання. Прикладом може бути використання амінних розчинів або гліколів для знезараження сірководню в газах.

Обидва методи є ефективними для очищення газу від сірководню, і вибір між ними залежить від конкретних вимог процесу, експлуатаційних умов і економічних факторів.

Активоване вугілля може добре адсорбувати сірководень та інші забруднюючі речовини, що дозволяє отримати високоочищений газ та витягнути чисту елементарну сірку. Але даний метод має також суттєві недоліки. По-перше, активоване вугілля може втрачати свою ефективність внаслідок забруднення механічними домішками та нафтою. Це може вести до швидкої дезактивації вугілля і вимагати частої регенерації або заміни. По-друге, перед подачею газу в адсорбер, його необхідно повністю очистити від механічних домішок і нафти. Це може вимагати додаткових етапів обробки та збільшити загальну складність процесу.

Хоча процес очищення газу активованим вугіллям може бути ефективним у лабораторних умовах чи в обмеженому масштабі, він не завоював широкого промислового застосування через вищезначені недоліки та конкуренцію з іншими технологіями.

Що стосується абсорбційних процесів та використовуваних абсорбентів, то промисловості відомо застосування трьох амінів: моноетаноламін $\text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}$, діетаноламін $\text{NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2$ і триетаноламін $\text{N}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_3$.

Моноетаноламін та діетаноламін є більш привабливими для промислового застосування у порівнянні з триетаноламіном через ряд причин. Давайте розглянемо основні особливості цих амінів.

Моноетаноламін: МЕА є моноаміном, який має одну аміногрупу та одну гідроксильну групу. МЕА визначається високою поглинаючою здатністю (до 100 %) до сірководню та вуглекислого газу. Вона широко використовується в газопереробній та нафтопереробній промисловості для видалення забруднюючих газів.

Діетаноламін: ДЕА є діаміном, який має дві аміногрупи та одну гідроксильну групу. ДЕА також має хорошу поглинаючу здатність (50 %) до сірководню і вуглекислого газу. Вона застосовується в системах очищення газів.

Триетаноламін: ТЕА є триаміном, який має три аміногрупи та одну гідроксильну групу. ТЕА витіснений від МЕА та ДЕА через низьку поглинаючу спроможність (на рівні 39 %), низьку реакційну здатність та незадовільну стабільність. Ці недоліки обмежують його ефективність у видаленні сірководню та інших забруднюючих речовин.

Основні реакції, що протікають при абсорбції H_2S розчином моноетаноламіна, можна представити рівнянням:



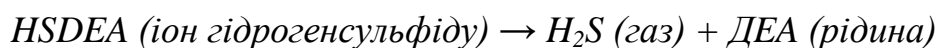
Як бачимо з рівняння, сірководень (H_2S) реагує з моноетаноламіном (МЕА), утворюючи іон гідрогенсульфіду (HSМЕА) та воду (H_2O). Ця реакція дозволяє абсорбції H_2S з газової фази у рідинну фазу.

Процес абсорбції H_2S розчином моноетаноламіну ґрунтується на хімічних реакціях, а не тільки на фізичній абсорбції. Це означає, що моноетаноламін реагує з сірководнем та вуглекислим газом, утворюючи іон гідрогенсульфіду (HSМЕА) та іон бікарбонату (HCO_3^-), відповідно.

Моноетаноламін (МЕА) має високу поглинальну здатність до сірководню (H_2S), що робить його ефективним агентом для видалення сірководню з газових сумішей. Але при цьому він є летючим, що може призводити до проникнення через нещільності апаратури. Це може бути важливим фактором при проектуванні та експлуатації системи.

Важливо враховувати баланс між поглинальною здатністю, летючістю та експлуатаційними аспектами при виборі конкретного аміну та його концентрації для конкретної системи очищення газу. Це може включати технічні заходи для запобігання виведенню розчину та максимізації ефективності абсорбції. У зв'язку із зазначеними летючими властивостями, на практиці може бути обрана знижена концентрація моноетаноламіну (15–20 %). Це може допомогти зменшити виведення розчину з газом та забезпечити ефективність процесу.

Таким чином, для нашого випадку вибір застосування 18 % водяного розчину діетаноламіну (ДЕА) для очищення природного газу від сірководню (H_2S) виглядає більш розумним. Діетаноламін є аміном, який широко використовується в газопереробних та нафтопереробних установках для знезараження газів. Основні етапи цього процесу можуть включати абсорбцію H_2S та регенерацію абсорбенту:



У процесі абсорбції H_2S утворюється іон гідрогенсульфіду (HSDEA), а під час регенерації відбувається вивільнення H_2S . Потім рідина знову може бути використана для абсорбції H_2S .

Концентрація ДЕА у водяному розчині на рівні 18 % вибрана, враховуючи оптимальний баланс між поглинальною здатністю, експлуатаційною простотою та ефективністю процесу.

1.3 Аналіз внутрішніх контактних пристроїв для процесу абсорбції [7–11]

Сучасні тарілчасті пристрої абсорбера виявляються важливими для досягнення максимальної ефективності та продуктивності в масообмінних процесах, зокрема в очищенні газів та рідин від забруднюючих компонентів. Деякі ключові аспекти, які вплинули на розвиток та конструкцію сучасних тарілчастих пристроїв, включають:

1. Інтенсифікація технологічних процесів. Високопродуктивні тарілчасті пристрої дозволяють досягти інтенсивності масообміну, що важливо для забезпечення ефективного видалення забруднюючих речовин.

2. Розвиток хімічної та нафтохімічної промисловості. Зростання цих галузей промисловості в останні десятиліття стимулювало попит на високоефективні технології, включаючи тарілчасті пристрої, для забезпечення ефективного масообміну.

3. Підвищення продуктивності. Зростання інтересу замовників до підвищення продуктивності в існуючих апаратах стимулювало розвиток більш ефективних та продуктивних тарілчастих пристроїв.

4. Підвищення міжремонтного циклу. Збільшення міжремонтного циклу установок років призвело до вдосконалення конструкції тарілчастих пристроїв, зокрема застосування нерухомих клапанів з високою надійністю та стійкістю до забруднень.

5. Розробка та впровадження нерухомих клапанів дозволили підвищити ступінь надійності тарілчастих пристроїв та їх ефективність при роботі в умовах забруднення.

Зазначені тенденції свідчать про постійне стрімке удосконалення технологій та конструкцій для забезпечення ефективного та довговічного функціонування тарілчастих пристроїв у різних умовах експлуатації.

Відносно низька вартість тарілчастих пристроїв, порівняно з іншими масообмінними пристроями, є ключовим фактором їхньої популярності та широкого застосування в промислових процесах. Тарілчасті пристрої мають просту будову, що полегшує їх виробництво та знижує вартість матеріалів і виготовлення. Виго-

товлення тарілчастих пристроїв є технологічно простим і вимагає менше часу та ресурсів порівняно з більш складними конструкціями. Тарілчасті пристрої можна виготовляти на велику кількість, що забезпечує масштабованість виробництва та дозволяє знижувати витрати на виробництво. Легкість обслуговування та можливість швидкого ремонту також допомагають знижувати вартість експлуатації та утримання. У порівнянні з іншими масообмінними пристроями, тарілчасті пристрої можуть вимагати менше енергії для їх функціонування.

Із цими перевагами тарілчасті пристрої залишаються конкурентоспроможними та ефективними з точки зору вартості, що робить їх привабливими для різних галузей промисловості.

Умови процесу можуть вимагати використання конкретних типів та конфігурацій тарілок. Деякі сучасні тарілки мають спеціальні конструкції для підвищення ефективності масообміну газу. Це може бути досягнуто за рахунок оптимізації форми та розташування тарілок, а також використання високоефективних матеріалів.

Деякі тарілки обладнані сучасними конструкціями переливних пристроїв, які збільшують продуктивність по рідині. Це може включати нові технології переливних каналок, що сприяють ефективнішому розподілу рідини.

Деякі виробники пропонують модульні тарілки, які можуть бути легко адаптовані до конкретних вимог процесу. Це забезпечує більшу гнучкість у виборі конфігурацій та апгрейдів.

Деякі конструкції тарілок дозволяють зменшити розмір колони, що може бути важливим для оптимізації простору або зниження витрат на будівництво.

Обрання конструкції залежить від конкретних потреб та умов процесу. Важливо враховувати такі параметри, як хімічний склад потоку, температура, тиск, вимоги до масообміну, енергоефективність тощо.

Ситчасті тарілки представляють собою один із типів масообмінних пристроїв і знаходять широке застосування в промислових процесах. Ситчасті тарілки застосовуються там, де не вимагається широкого діапазону робочих навантажень. Це може бути в деяких фазах масообмінних процесів, де вони можуть виявитися ефективними та економічними.

Такі тарілки використовуються в колонних апаратах діаметром від 400 до 4000 мм з відстанню між тарілками від 200 мм і більше. Основним елементом є металевий диск з отворами діаметром від 2 до 6 мм, розташованими по вершинах рівносторонніх трикутників. Ситчасті тарілки можуть бути обладнані зливним пристроєм, що дозволяє збирати та виводити рідину або інші продукти, що утворюються в процесі. Це може бути важливим для контролю над процесом та ефективного збору продуктів.

Виготовлення ситчастих тарілок є відносно простим і може бути виконане за допомогою металообробних технологій, таких як тиснення чи лазерне вирізання отворів.

Такі тарілки можуть використовуватися в різних галузях промисловості, включаючи хімічну, нафтову та інші галузі, де потрібен масообмін для розділення компонентів газів або рідин.

Ковпачкові тарілки складаються з полотна з патрубками, які прикриті зверху ковпачками. Ковпачки можуть мати різні форми, такі як круглі, прямокутні або тунельні. Ковпачки регулюються по висоті, що дозволяє адаптувати їх до конкретних вимог процесу. Круглі, прямокутні та тунельні форми ковпачків можуть бути вибрані залежно від вимог процесу і специфікацій установки. Можливість регулювання ковпачків по висоті дозволяє оптимізувати роботу тарілок відповідно до конкретних умов процесу.

Ковпачкові тарілки використовуються при низьких навантаженнях по рідині і в ситуаціях, коли необхідно працювати в дуже великому діапазоні змін навантажень по газовій фазі в колоні.

Шліцеві тарілки є варіантом ковпачкових тарілок і використовуються там, де необхідно управляти навантаженнями при роботі з рідиною і газом. Ці тарілки можуть використовуватися в різних галузях промисловості, включаючи хімічну, нафтову та інші галузі, де потрібен ефективний масообмін для розділення компонентів газів та рідин.

Касетні тарілки є специфічним типом масообмінних пристроїв, які знаходять своє застосування в царгових колонах, де умови роботи обмежують доступ

для монтажу та обслуговування. Давайте розглянемо деякі характеристики та особливості касетних тарілок:

Касетні тарілки використовуються в царгових колонах, де царги виготовлені з труб, і діаметр не дозволяє монтажникам працювати всередині колони. Такі колони зазвичай мають діаметр від 300 до 800 мм. Касетні тарілки з'єднуються та збираються в "етажерку" або касету. Це забезпечує зручність у встановленні та обслуговуванні, оскільки їх можна виготовити поза колоною та підняти до неї. У касеті можна використовувати різні типи полотен тарілок та різні конструкції переливних пристроїв в залежності від конкретних вимог процесу.

Завдяки касетній конструкції можливо уникнути проблем, пов'язаних з обмеженим доступом до внутрішніх частин колони, забезпечуючи при цьому ефективний масообмін. Касетні тарілки можуть бути використані в колонах з різними діаметрами, що дозволяє їх використовувати в різних умовах та галузях промисловості. Ці тарілки є добрим рішенням для ситуацій, коли обмежений доступ та діаметр колони роблять важким встановлення чи обслуговування інших типів тарілок.

Провальні тарілки представляють собою специфічний тип масообмінних пристроїв, які використовуються в умовах сильно забруднених середовищ. Провальні тарілки мають перфоровані полотна, але вони не обладнані переливами. Це може бути корисно в умовах, де переливи не є необхідними або можуть бути непрактичними. Відсутність переливів і наявність великої вільної поверхні перфорації роблять ці тарілки ефективними в умовах сильно забруднених середовищ. Вони можуть застосовуватися, наприклад, при переробці суспензій.

Провальні тарілки придатні для роботи в умовах сильно забруднених середовищ, де інші типи тарілок можуть стикатися з труднощами через наявність твердих частинок або інших забруднень. У випадках, коли можлива інтенсивна корозія, провальні тарілки можуть бути більш відповідним вибором, оскільки їх конструкція може бути менше схильною до забруднення та пошкоджень.

Ці тарілки можуть бути корисними в процесах переробки суспензій, де наявність твердих частинок може бути значною. Вибір провальних тарілок варіюється в залежності від конкретних умов процесу, виду забруднень та характеристик

середовища. Ці тарілки можуть бути використані в галузях промисловості, де важлива ефективність масообміну в умовах сильного забруднення середовища.

Тарілки з рухомими клапанами використовують рухомі клапани або вентилялі для регулювання потоку газу і рідини в колоні. Тарілки обладнані рухомими клапанами або вентилями, які можуть відкриватися або закриватися в залежності від потреб процесу. Це дозволяє регулювати потік рідини і газу в колоні.

Клапанні тарілки часто використовуються там, де потрібні великі діапазони зміни навантажень. Рухомі клапани можуть ефективно працювати при змінах інтенсивності потоку газу і рідини. Здатність регулювати потік дозволяє тарілкам з рухомими клапанами бути адаптивними до змін умов процесу, забезпечуючи ефективну роботу в різних сценаріях.

Цей тип тарілок часто використовується в галузях промисловості, де необхідно керувати великими потоками газу і рідини, таких як хімічна та нафтова промисловість. Використання рухомих клапанів може допомогти зменшити турбулентність в системі, що корисно для забезпечення стабільності процесу. Клапанні тарілки можуть сприяти підвищенню ефективності масообміну в колоні, особливо при роботі в умовах змінюючихся потоків.

Для нашого випадку вибір тарілок *ситчато-клапанного типу* для масообміну в процесі очищення природного газу від сірководню обґрунтований кількома факторами, які впливають на ефективність процесу:

1. Ефективність масообміну. Тарілки ситчато-клапанного типу можуть забезпечувати високу ефективність масообміну завдяки їхній конструкції, що сприяє інтенсивному контакту між газовою і рідкою фазами.

2. Регульований потік. Клапани на таких тарілках дозволяють регулювати потік газу та рідини, що корисно для оптимізації умов масообміну відповідно до потреб процесу.

3. Адаптивність до змін умов. Змінні умови процесу можуть легше управлятися за допомогою тарілок ситчато-клапанного типу, оскільки їх можна адаптувати до змін інтенсивності потоків індивідуально для кожного клапана.

4. Стійкість до забруднень. Ситчаті матеріали на тарілках можуть служити як фільтри, зменшуючи можливість забруднення системи твердими частинками або осадами.

5. Низька турбулентність. Такі тарілки можуть допомагати зменшити турбулентність газово-рідкісного потоку, що важливо для уникнення неефективного масообміну і подальших проблем з ефективністю процесу.

6. Можливість роботи в широкому діапазоні температур і тисків. Тарілки ситчато-клапанного типу можуть бути розроблені для роботи в різних умовах температури та тиску, що робить їх варіативними для різних об'ємів і видів газу.

7. Можливість виготовлення з корозійностійких матеріалів. Застосування корозійностійких матеріалів для клапанів і сіток дозволяє використовувати такі тарілки в умовах, де можлива корозія.

2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Опис технологічної схеми очищення природного газу від сірководню

Процес очищення природного газу від сірководню важливий для забезпечення високих стандартів якості газу, який використовується в різних галузях, включаючи побутове використання та промислові процеси. На рис. 2.1 наведено технологічну схему відділення очищення природного газу від сірководню етаноламіновим способом.

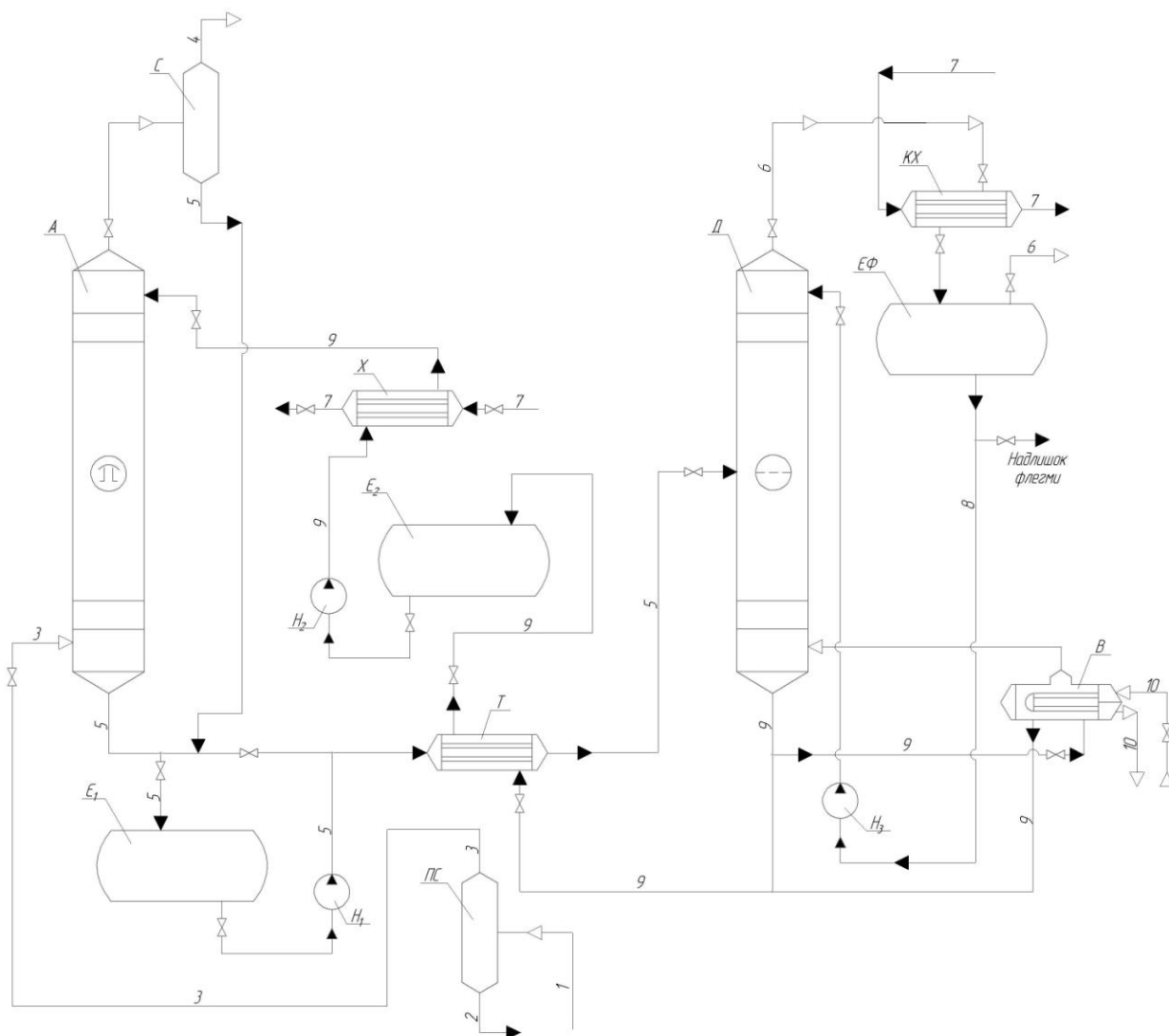


Рисунок 2.1 – Технологічна схема очищення природного газу від сірководню розчинами етаноламінів

Для вилучення сірководню з природного газу використовується етаноламіновий метод, який реалізується у тарілчастому абсорбері. Процес розпочинається подачею газу через приймальний сепаратор *ПС*. Поступово піднімаючись вгору, газ вступає в контакт із водним розчином етаноламіну, який потрапляє на верхні тарілки абсорбера *A* і стікає вниз. Важливою частиною цього процесу є ефективний контакт між газом і розчином, який забезпечується за допомогою тарілчастої конструкції абсорбера.

Очищений газ, що вийшов із абсорбера, проходить через скруббер *C*, який може бути встановлений як окремий елемент або інтегрований у верхню частину абсорбера. Мета подачі холодного конденсату на верхні тарілки полягає в тому, щоб ефективно збирати пари етаноламінів, що можуть знаходитися в газовій фазі під час процесу очищення. Холодний конденсат відіграє ключову роль у видаленні цих парів із газової суміші та їхньому збору на тарілках, що дозволяє забезпечити ефективне функціонування абсорбційного процесу.

Насичений розчин, який виходить з абсорбера, після проходження теплообмінної апаратури *T*, подається в десорбер *D*. Десорбер може бути виконаний у вигляді тарілчастого або насадкового апарату, в залежності від конкретних технічних та технологічних вимог системи. Такий вибір конструкції десорбера дозволяє оптимізувати процес відновлення розчину та підтримувати його високий рівень ефективності.

Якщо очищений газ утримується в абсорбері під відповідним тиском, достатнім для пропуску розчину через теплообмінну апаратуру в десорбер, процес подальшого оброблення розчину виглядає наступним чином. Розчин, що містить поглинені компоненти, через регулятор рівня подається в теплообмінник *T*. У теплообміннику розчин нагрівається за рахунок тепла, яке виділяється регенованим розчином. Цей етап теплового впливу допомагає вивільнити поглинені речовини з розчину та підготувати його до подальшого процесу очищення. Після нагрівання розчин і спрямовується в десорбер, де відбувається процес десорбції. В цьому апараті під впливом піднятого тиску та тепла регенованого розчину розчинені компоненти вивільнюються, а сам розчин готується до нового циклу пог-

ливання. Така послідовність операцій допомагає забезпечити ефективну та надійну роботу системи очищення газу.

Якщо тиск у внутрішньому просторі абсорбера є недостатнім для оптимальної роботи, встановлюється насос для постачання насиченого розчину в десорбер. У десорбері, який включає в себе підігрівач-кип'ятильник B , відбувається виділення кислих газів, які були поглинені в абсорбері. Цей процес відбувається під впливом вторинної водяної пари, що утворюється в нижній частині десорбера під час кипіння розчину.

Насичений розчин спрямовується в кип'ятильник з останньої тарілки, а під час його кипіння утворюється пара, яка проходить через тарілки, піднімаючись вгору по колоні. Кипляча суміш, яка містить розчин і утворену пару, повертається з кип'ятильника під тарілку. Цей процес сприяє частковій рециркуляції розчину через кип'ятильник, що може відбуватися багаторазово.

Така система дозволяє оптимізувати використання розчину та пари, забезпечуючи ефективну роботу десорбера та підвищуючи ефективність всього процесу.

Розчин, який пройшов процес десорбції у десорбері, подається до теплообмінника T для подальшого охолодження. Під час цього процесу розчин віддає тепло насиченому розчину, що сприяє його регенерації. Охолоджений розчин потрапляє в проміжну ємність C_2 , звідки, за допомогою насоса H_2 і холодильника X , знову направляється в абсорбер. Цей цикл дозволяє ефективно використовувати розчин, забезпечуючи його регенерацію та готовність до нового етапу поглиблення сірководню в абсорбері. Така система допомагає забезпечити стійку та продуктивну роботу обладнання для очищення газу від небажаних компонентів.

При збільшених температурах під час процесу регенерації виникає проблема корозії в нижній частині десорбера, і продукти корозії потрапляють у відновлений розчин. У таких умовах розглядається можливість направлення відновленого розчину через спеціальний резервуар, де домішки можуть відокремлюватися від розчину. У випадку наявності кисню в очищеному газі, важливо здійснювати вивільнення розчину від накопичених етаноламінів, щоб забезпечити ефективну обробку газу та уникнути негативного впливу корозійних продуктів на процес.

2.2 Теоретичні основи абсорбційних процесів [8–10]

Абсорбційні процеси широко використовуються в хімічній, нафтогазовій та інших промислових галузях для очищення газів від різних домішок або для видалення конкретних компонентів з газових потоків.

Абсорбція є вибірконим процесом, оскільки певні компоненти газової або парогазової суміші вибірково поглинаються рідким поглиначем. Це вибіркоче поглинання залежить від хімічних і фізичних властивостей компонентів та рідкого поглинача.

Дифузія гравітаційно не залежить від напрямку. Це означає, що речовини переміщуються від областей високої концентрації до областей низької концентрації. У контексті абсорбції, цей процес відбувається через газову фазу до рідкого поглинача.

Абсорбція є зворотнім процесом, що означає, що можливий оборотний перенесення речовини в обидві сторони між фазами в залежності від умов рівноваги. Умови рівноваги визначаються тиском, температурою та характеристиками речовин. Умови рівноваги визначають, в яку сторону відбувається абсорбція. Вони включають тиск, температуру та концентрації розподілення речовин між газовою і рідкою фазами.

Для вираження кількісного складу фаз у хімічних системах використовують різні способи, серед яких найпоширеніші: об'ємні концентрації, масові або молярні частки, відносні концентрації.

Об'ємні концентрації визначають відношення об'єму розчинника (або розчину) до загального об'єму системи. Цей показник часто використовується для газових розчинів. Об'ємні концентрації можуть бути виражені у відсотках (%), об'ємних відсотках або мольних відсотках.

Масова частка визначається як відношення маси речовини до загальної маси системи. Молярна частка визначається як відношення кількості молекул або молекул до загальної кількості молекул у системі. Ці показники часто використовуються для розчинів у рідинах та твердих розчинах.

Відносні концентрації визначають відношення кількості речовини одного компонента до кількості речовини іншого компонента в системі. Це може бути виражено в різних одиницях, таких як мольне відношення, масове відношення, атомне відношення тощо.

Вибір конкретного методу вираження залежить від характеристик системи та вимог конкретного дослідження чи виробничого процесу.

Визначення складу газових сумішей за допомогою парціальних тисків компонентів є важливою концепцією в хімії та фізиці газів. Парціальний тиск для кожного компонента газової суміші визначається як тиск, який цей компонент займав би, якщо б він винятково займав увесь об'єм суміші при тій самій температурі і тиску.

Рівновага в термодинаміці визначається як стан системи, при якому макроскопічні характеристики системи залишаються незмінними з часом при постійних температурі і тиску. Це вказує на те, що прямі і зворотні процеси в системі відбуваються з однаковою і взаємно компенсуючою швидкістю, і тому макроскопічні властивості залишаються сталими.

У рівновазі хімічної реакції концентрації реагентів і продуктів залишаються сталими при постійній температурі і тиску. Це може відбуватися як у газовій фазі, так і в рідкій чи твердій фазі. Рівновага може бути динамічною, де обидва процеси (прямий і зворотний) відбуваються, але з рівномірною швидкістю, або статичною, коли немає видимого зміщення у будь-якому напрямку.

В абсорбційних процесах рівновагу між газами і розчинами в рідині часто описують законом Генрі. Закон Генрі встановлює лінійну залежність між парціальним тиском розчиненого газу і його концентрацією (мольною часткою) у розчині при певній температурі. Формула закону Генрі має вигляд:

$$p^* = Ex \quad (2.1)$$

Коефіцієнт Генрі є температурною залежністю, і визначається властивостями конкретного газу та розчинника. Типово, з ростом температури значення коефіцієнта Генрі збільшується.

Для деяких систем, де є достатньо експериментальних даних, можна використовувати емпіричні моделі, такі як різні емпіричні рівняння, щоб описати температурну залежність коефіцієнта Генрі. Однак, відсутність експериментальних даних може бути вирішена за допомогою рівняння:

$$\ln E = -\frac{q}{RT} + C \quad (2.2)$$

де C – постійна, що залежить від природи газу і поглинача.

Розглянемо процес абсорбції газу у рідину. Залежність між рівноважними складами газової і рідкої фаз можна отримати на основі спільного використання законів Генрі і Дальтона:

$$y^* = \frac{Ex}{P} = mx, \text{ або } y^* = \frac{Py}{E} = \frac{y}{m} \quad (2.3)$$

При вираженні складу фаз у відносних концентраціях можна врахувати, що відносні концентрації (означені як масові або молярні частки) можуть служити апроксимацією абсолютних концентрацій, коли концентрації невеликі. Таким чином, вираз рівноважної залежності може бути спрощений:

$$Y^* = mX, \text{ или } X^* = \frac{Y}{m}. \quad (2.4)$$

У випадках, коли абсорбція включає багатоконпонентні газові суміші і розчин абсорбента відрізняється від ідеального, рівноважні залежності можуть бути досить складними і потребують експериментального визначення.

Загальний випадок для багатоконпонентних газових сумішей може бути складним через взаємовплив компонентів у розчині та їх взаємовплив на парціальні тиски. Ці залежності найчастіше вивчаються експериментально, і дані використовуються для побудови рівноважних графіків. У таких випадках можуть бути використані різноманітні емпіричні моделі, або, якщо дані досить складні, числові методи для апроксимації рівноважних даних.

Основне рівняння масопередачі визначає витрату речовини, яка переноситься з однієї фази в іншу в процесі абсорбції. Це рівняння можна представити в різних формах в залежності від конкретного процесу і моделі, що використовується. Однак одне з основних рівнянь, що використовують для опису масопередачі при абсорбції:

$$\Delta M = K_y F (y - y^*), \text{ або } \Delta M = K_x F (x - x^*). \quad (2.5)$$

Коефіцієнт масопередачі (або дифузії) визначає, наскільки ефективно речовина переходить з однієї фази в іншу через одиницю поверхні контакту фаз при русі, наприклад, при абсорбції.

Коефіцієнт масопередачі має фізичні одиниці, такі як м²/с або інші відповідні одиниці в залежності від контексту. Величина коефіцієнту залежить від конкретної системи та умов, включаючи властивості розчинника і розчиненого компонента, температуру, тиск і інші фактори. Рушійна сила масопередачі може виникати через концентраційний градієнт, температурний градієнт, або інші фізичні процеси, що спричиняють перенесення речовини від одного місця до іншого.

Коефіцієнт масопередачі і коефіцієнти масовіддачі встановлюють взаємозв'язок між концентраційними різницями і флюксами речовини в системі.

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}, \quad K_x = \frac{1}{\frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{m\beta_x}}, \quad (2.6)$$

Рушійна сила є основним фактором, що впливає на інтенсивність масопередачі в абсорбційних процесах. Вона виникає внаслідок різниці між робочою і рівноважною концентраціями цільового компонента в газовій фазі (зазвичай поглибленої) або різницею концентрацій в рідкій фазі. Ця сила приводить до переносу речовини з однієї фази в іншу, що визначає інтенсивність процесу абсорбції.

Масопередача при абсорбції може відбуватися при протитоці, прямотоці і перехресному тоці фаз. Крім того, можливі інші види взаємного руху фаз, пов'язані з переміщенням і розподілом потоків. Вибір конкретного режиму аб-

сорбції залежить від конкретних умов процесу, включаючи характеристики сирого газу, властивості абсорбента, обладнання та енергетичні вимоги.

Величина рушійної сили у процесі абсорбції суттєво залежить від взаємного напрямку руху фаз і характеру контакту між ними. Основні аспекти, які впливають на величину рушійної сили, включають:

- протиток – рушійна сила найбільша, оскільки газова і рідка фази рухаються в протилежних напрямках, створюючи ефективний контакт і високий ступінь очищення;
- прямоток – рушійна сила менша порівняно з протитіканням, оскільки фази рухаються в одному напрямку. Проте цей режим може бути більш простим у реалізації;
- перехресний ток має характеристики, що лежать між протитоком і прямотоком.

Характер контакту:

- безперервний контакт – рідка і газова фази мають тривалий контакт, що може підвищити рушійну силу;
- ступінчастий контакт – контакт між фазами відбувається на поверхні ступенів, що може призводити до менш ефективного масообміну.

Величина рушійної сили визначає ефективність масопередачі і, отже, ефективність процесу абсорбції. Оптимізація режиму руху фаз і контакту між ними є важливим етапом при проектуванні систем абсорбції.

Концентрації фаз змінюються при їх русі уздовж поверхні розділу, змінюється і рушійна сила, тому в основне рівняння масопередачі входить величина середньої рушійної сили:

$$\Delta Y_{cp} = (Y_H - Y_K) / \int_{Y_K}^{Y_H} \frac{dy}{y - y^*}; \quad \Delta X_{cp} = (X_H - X_K) / \int_X^{X_H} \frac{dX}{X^* - X}; \quad (2.7)$$

В окремому випадку, коли лінія рівноваги має незначну кривизну, середня рушійна сила визначається як середня логарифмічна величина з рушійних сил біля кінців апарату:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{(Y_H - Y_H^*) - (Y_K - Y_K^*)}{\ln((Y_H - Y_H^*)/(Y_K - Y_K^*))} = \frac{\Delta Y_H - Y_K}{\ln(\Delta Y_H/Y_K)}; \quad (2.7)$$

$$\Delta Y_{cp} = \frac{(Y_K - Y_K^*) - (Y_H - Y_H^*)}{\ln((Y_K - Y_K^*)/(Y_H - Y_H^*))} = \frac{\Delta Y_K - Y_H}{\ln(\Delta Y_K/Y_H)}; \quad (2.8)$$

У реальних умовах рух зустрічних потоків у абсорбері може відбуватися з деяким відхиленням від ідеального витіснення. Однією з причин цього може бути неідеальний контакт між фазами через різницю в швидкості або концентрації вздовж апарату. Також, фізичні обмеження апарату, неоднакові умови роботи в різних його частинах, турбулентність потоків тощо можуть впливати на реальний характер руху фаз.

У зв'язку з цим, ефективність абсорбції у реальних умовах може бути меншою, ніж теоретично передбачено моделями, що базуються на ідеальних умовах. Оптимізація процесу абсорбції у реальних умовах може включати в себе вдосконалення конструкції абсорбера, оптимізацію режимів руху фаз, і розгляд можливості використання додаткових засобів для покращення контакту фаз.

Збільшення концентрації аміну може дозволити знизити кількість циркулюючого розчину, при цьому забезпечуючи ефективну очистку газу від сірководню. Це може впливати на зниження енерговитрат і забезпечення більш ефективного використання абсорбента. Зменшення циркуляції абсорбента при підвищенні концентрації може також призвести до менших витрат теплоти на регенерацію насичених розчинів, що є етапом відновлення аміну після контакту з сірководнем.

Підвищення концентрації аміну може позитивно впливати на ефективність всього процесу абсорбції, забезпечуючи кращу очистку газу та знижуючи витрати ресурсів на утримання процесу.

2.3 Опис конструкції проектного апарату

Абсорбер представляє собою суцільнозварний циліндричний апарат, з напівсферичними кришкою та днищем і привареною опорою (рис. 2.2).

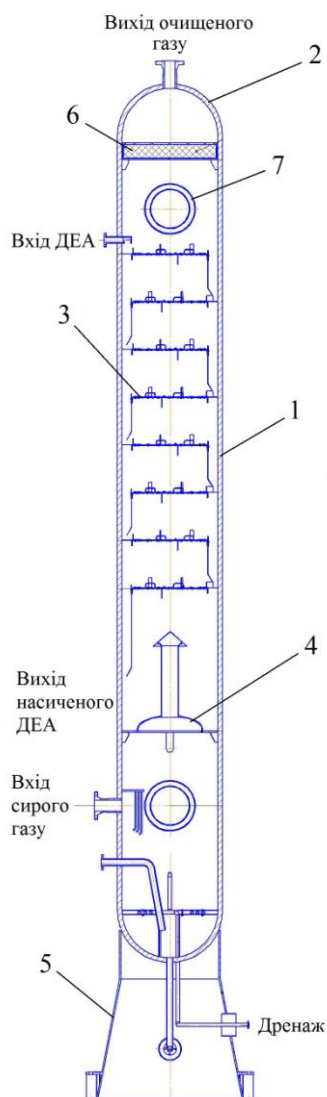


Рисунок 2.2 – Схема тарілчастої абсорбційної колони:
 1 – корпус апарата; 2 – кришка; 3 – контактна тарілка;
 4 – глуха тарілка; 5 – опора; 6 – краплевідбійник; 7 – люк

Проектований апарат призначений для використання в конкретних технологічних процесах (для очищення природного газу від сірководню), де його конструктивні особливості дозволяють ефективно взаємодіяти з речовинами і забезпечувати необхідний рівень стійкості та функціональності.

Після аналізу сучасних конструкцій масообмінних контактних пристроїв визначили, що для процесу очищення природного газу від сірководню доцільно використовувати тарілки ситчасто-клапанного типу (рис. 2.3). Ці тарілки складаються з ситчастого полотна, на якому розташовані прямокутні клапани. Такий дизайн унікально поєднує сито і клапан у єдиний функціональний елемент.

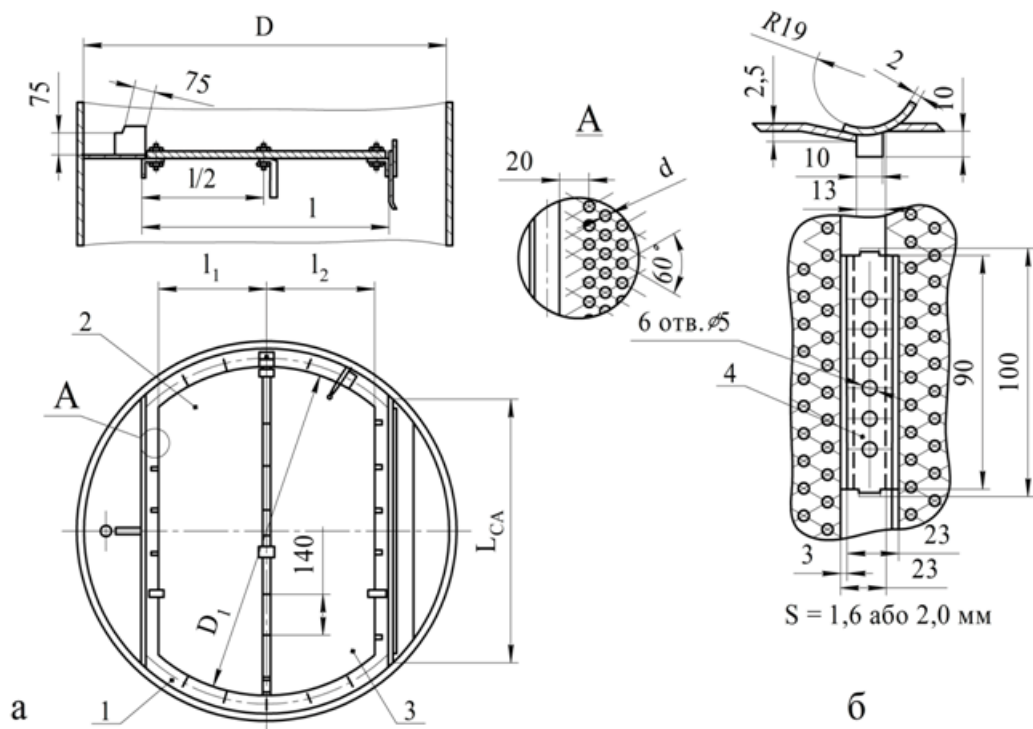


Рисунок 2.3 – Будова ситчасто-клапанної тарілки (а)
та прямокутний підйомно-поворотний клапан (б):

1 – рама опорна; 2, 3 – секції; 4 – клапан

Використання таких тарілок забезпечує не лише ефективне очищення від сірководню, але й оптимізовану систему роботи для різних обсягів та умов по газу. Важливим аспектом є те, що ситчасто-клапанні тарілки дозволяють значно зменшити гідравлічний опір, розширюючи при цьому діапазон стійкої роботи в умовах різних газових потоків. Це призводить до підвищення ефективності тарілки як при низьких, так і при великих продуктивностях по газу.

За такого підходу до внутрішніх контактних пристроїв отримуємо не тільки оптимальну чистоту газу, але і забезпечуємо ефективну роботу у різних режимах, що робить ситчасто-клапанні тарілки ідеальним вибором для використання у процесах очищення природного газу.

Для установки тарілок та проведення внутрішнього огляду передбачено наявність двох люків діаметром 500 мм у даній конструкції. Один люк розташований на одному боці, а інший – на протилежному. Це надає зручний доступ для монтажу та обслуговування елементів, забезпечуючи ефективність роботи системи.

У нижній частині колони розташований зміювик, який використовується для підігріву в зимовий період. Цей елемент є необхідним для забезпечення оптимальної температури в колоні, що підвищує ефективність процесу очищення. У верхній частині встановлені краплевідбійники, спроектовані для уловлювання крапель абсорбенту, які виносяться потоком очищеного газу. Ці відбійники відіграють ключову роль у тому, щоб рідинні краплі залишалися в колоні, а чистий газ продовжував свій шлях. Це сприяє підвищенню ефективності процесу очищення та забезпеченню високого ступеня чистоти очищеного газу.

Враховуючи ці конструктивні особливості, система стає не тільки функціональною, але і зручною у використанні та обслуговуванні.

Принцип роботи абсорбера полягає у наступному. Сирий природний газ направляється до кубової секції абсорбера, де проходить процес очищення від крапельної рідини. На цьому етапі газ піддається інтенсивній взаємодії з рідиною, що призводить до ефективного видалення забруднюючих речовин.

Після проходження очисного етапу, газ, який проштовхується через глуху тарілку, надходить в масообмінну частину абсорбера. Ця частина системи включає в себе контактні тарілки, які відіграють ключову роль у взаємодії між газом та рідиною для досягнення більшої чистоти та якості газу. Кожна контактна тарілка в масообмінній частині абсорбера спроектована для оптимального зближення газу і рідини, що сприяє ефективному масообміну та видаленню залишкових забруднень. Такий підхід підвищує ефективність процесу та забезпечує високу якість очищеного газу, готового для подальшого використання у різних галузях.

До нижньої частини корпусу колони приварена конічна опора, що надає стабільність всій структурі. У цій опорній частині розташовано один лаз та отвори для виведення трубопровідного залишку, сприяючи ефективному відводженню зайвих матеріалів.

У верхній частині абсорбера розпочинається процес очищення за допомогою подачі регенованого розчину ДЕА. Цей регенований розчин рівномірно стікає по тарілках назустріч газовому потоку, виконуючи функцію ефективного збагачення газу та подальшого очищення. Контактвання фаз всередині колони відбувається поступово, де кожна тарілка виступає як самостійна сходинка для

взаємодії газових і рідких потоків. Це дозволяє їм зустрічатися, взаємодіяти та перемішуватися, виконуючи важливу функцію в процесі очищення. Контактуючі фази обмінюються речовиною та енергією, створюючи умови для досягнення стану рівноваги між ними. Цей механізм дозволяє ефективно використовувати кожен тарілку для високоякісного обміну речовини та енергії, що призводить до високої ефективності процесу та досягнення очищеного газу високої якості.

У процесі взаємодії кислих компонентів та розчину ДЕА, сірководень з газу ефективно поглинається розчином, поки не встановиться рівновага між концентрацією сірководню в газі та його концентрацією у розчині. Цей механізм дозволяє оптимально використовувати абсорбент для зняття кислих компонентів з газового потоку та досягнення необхідної ефективності процесу очищення.

Насичений сірководнем абсорбент збирається на глухій тарілці абсорбера, після чого відводиться в холодильник. Подальший крок включає спрямування насиченого ДЕА на процес десорбції, де відбувається регенерація ДЕА. Цей процес дозволяє відновити ефективність ДЕА, який був насичений сірководнем під час очищення газу. Під час десорбції сірководень відділяється від ДЕА, що дозволяє повторно використовувати розчин для подальших циклів очищення. Цей етап є важливим для забезпечення стабільної та ефективної роботи всієї системи очищення газу.

2.4 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарата

Вихідні дані: продуктивність за вихідним газом 160000 $\text{нм}^3/\text{год.}$; склад газової суміші: $\text{CH}_4 = 0,75$ мол. част.; $\text{C}_2\text{H}_6 = 0,10$ мол. част.; $\text{C}_3\text{H}_8 = 0,08$ мол. част.; $\text{C}_4\text{H}_{10} = 0,06$ мол. част.; $\text{H}_2\text{S} = 0,01$ мол. част.; абсорбент – водяний розчин ДЕА за складом: $\text{H}_2\text{O} = 0,8199$ мас. част.; ДЕА = 0,18 мас. част.; $\text{H}_2\text{S} = 0,0001$ мас. част.; температура 40 °C; тиск 4 МПа;

Розрахунок проводимо, згідно методичних інструкцій, що викладені у [12].

Схема для розрахунку матеріального балансу абсорбера наведена на рис. 2.4.

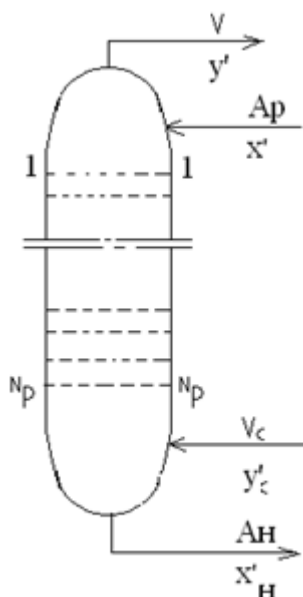


Рисунок 2.4 – Розрахункова схема абсорбера: A_p – водний розчин ДЕА;
 A_H – насичений кислими компонентами розчин ДЕА

Загальний вміст кислих компонентів:

$$y'_k = y'_{H_2S} + y'_{CO_2}, \quad (2.9)$$

де y'_{H_2S} і y'_{CO_2} – вміст кислих компонентів в газовій суміші, % об.

$$y'_k = y'_{H_2S} = 1,0 \text{ \% об.}$$

Наступним кроком є визначення кількості ДЕА, що циркулює в системі абсорбер – десорбер. Температура діетаноламіну при введенні в апарат приймається рівною $t_p = 40 \text{ }^\circ\text{C}$, згідно рекомендацій [12]. При цьому значенні температури густина 18 %-го водного розчину ДЕА становить $\rho_p = 1004 \text{ кг/м}^3$.

Розрахунок мольного складу регенованого розчину ДЕА і складу неочищеного газу наведено в таблицях 2.1 і 2.2.

Таблиця 2.1 – Розрахунок мольного складу регенованого розчину ДЕА

Компонент	Мольна маса M_i	g_i , кг/год	$n_i = \frac{g_i}{M_i}$ кмоль/год	$\frac{g_i}{g}$ мас. частки	$\frac{n_i}{n}$ мольн. частки	
H ₂ O	18	74086	4115,9	0,8199	0,96367	0,046
ДЕА	105	16265	154,9	0,18	0,03627	0,0017
H ₂ S	34	9	0,26	0,0001	0,000056	$2,94 \cdot 10^{-6}$
Σ	–	90360	4271,06	1,0000	$\approx 1,0000$	0,04770294
						$M_{cp}^{ДЕА} = 21$

Таблиця 2.2 – Розрахунок складу неочищеного газу

Компонент	Мольна маса M_i	Кількість V_i , $\text{нм}^3/\text{год}$	Вміст $y'_i = \frac{V_i}{\sum V_i}$, мольн. частки	$M_i y'_i$	Кількість $G_i = \frac{V_i M_i}{22,4}$, кг/год	Вміст $y'_i = \frac{M_i y'_i}{\sum M_i y'_i}$, мас. частки
CH_4	16	120000	0,75	12	85714	0,5372
C_2H_6	30	16000	0,10	3	21429	0,1343
C_3H_8	44	12800	0,08	3,52	25143	0,1576
C_4H_{10}	58	9600	0,06	3,48	24857	0,1558
H_2S	34	1600	0,01	0,34	2429	0,0152
Σ	–	160000	1,00	22,34	159572	$\approx 1,0000$

Кількість метану і етану, що розчинилися в одиницю часу у воді, що міститься у водному розчині ДЕА:

$$V_{\text{CH}_4} = \alpha_{\text{CH}_4} \cdot V_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \frac{273}{t + 273}; \quad V_{\text{C}_2\text{H}_6} = \alpha_{\text{C}_2\text{H}_6} \cdot V_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \frac{273}{t + 273} \quad (2.10)$$

де α_{CH_4} і $\alpha_{\text{C}_2\text{H}_6}$ – розчинність метану і етану у воді при температурі t і нормальному тиску;

$V_{\text{H}_2\text{O}}$ – об'ємна витрата води у водному розчині ДЕА;

t – температура, при якій відбувається розчинення (приймаємо $t = t_p = 40^\circ\text{C}$).

$$\alpha_{\text{CH}_4}^{40} = 0,02369 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}; \quad \alpha_{\text{C}_2\text{H}_6}^{40} = 0,02915 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}.$$

$$V_{\text{CH}_4} = 0,02369 \cdot 74,1 \cdot \frac{273}{40 + 273} = 1,53;$$

$$V_{\text{C}_2\text{H}_6} = 0,02915 \cdot 74,1 \cdot \frac{273}{40 + 273} = 1,88.$$

Витрати метану, етану і сірководню в очищеному газі дорівнюють:

$$V_{\text{CH}_4}^0 = V_{\text{CH}_4}' - V_{\text{CH}_4} = 120000 - 1,53 = 119998,47;$$

$$V_{\text{C}_2\text{H}_6}^0 = V_{\text{C}_2\text{H}_6}' - V_{\text{C}_2\text{H}_6} = 16000 - 1,88 = 15998,12.$$

Інший розрахунок складу очищеного газу наведено в табл. 2.3.

Таблиця 2.3 – Розрахунок складу очищеного газу

Компонент	Мольна маса M_i	Кількість V_i , нм ³ /год	Вміст $y'_i = \frac{V_i}{\sum V_i}$, мольн. частки	$M_i y'_i$	Кількість $G_i = \frac{V_i M_i}{22,4}$, кг/год	Вміст $y'_i = \frac{M_i y'_i}{\sum M_i y'_i}$, мас. частки
CH ₄	16	119998,47	0,7576	12,12	85713,19	0,5459
C ₂ H ₆	30	15998,12	0,1010	3,03	21426,05	0,1365
C ₃ H ₈	44	12800	0,0808	3,56	25142,86	0,1604
C ₄ H ₁₀	58	9600	0,0606	3,51	24857,14	0,1581
H ₂ S	34	2,4	0,0000152	0,00052	3,64	0,000023
Σ	–	158399,0	≈ 1,0000	22,2	157142,88	≈ 1,0000

Витрата газів, поглинених розчином ДЕА:

$$G_k = \sum G_{ci} - \sum G_i = 159572 - 157142,88 \approx 2430 \frac{\text{кг}}{\text{год}} \quad (2.11)$$

Витрата насиченого кислими компонентами водного розчину ДЕА:

$$A_H = G_k + A_p = 2430 + 90360 = 92790 \frac{\text{кг}}{\text{год}} \quad (2.12)$$

Зведені дані по матеріальному балансу абсорбера представлені в табл. 2.4.

Таблиця 2.4 – Розрахунок матеріального балансу

Потік, що надходить в абсорбер (рис. 1)	Кількість, кг/год	Потік, що виводиться з абсорбера (рис. 1)	Кількість, кг/год
Неочищений газ	159572	Очищений газ	157142,88
Регенований розчин ДЕА	90360	Насичений розчин ДЕА	92790
Σ	249932	Σ	249932,88 ≈ ≈ 249932

В розрахунковому абсорбері очищення газу повинно протікати при ізотермічних умовах, що майже непомітно вплине на температуру ДЕА.

Рівняння теплового балансу абсорбера має вигляд [1]:

$$Q_{G_y} + Q_{G_d} + Q_{G_K} = Q_{G_O} + Q_{G_{д.н}} \quad (2.13)$$

Його ліва частина відповідає приходу тепла (кВт): Q_{Gy} – з газовою сировиною; $Q_{Gд}$ – зі свіжим розчином ДЕА; $Q_{Gк}$ – кількість тепла, що виділяється при абсорбції компонентів; права – витраті тепла (кВт): Q_{Go} – з висушеним газом; $Q_{Gд.н}$ – з насиченим розчином ДЕА.

Кількість тепла, що вноситься в апарат неочищеним газом [12]:

$$Q_{Gy} = G_y c_p t_c, \quad (2.14)$$

де c_p – теплоємність газової сировини, кДж/(кг · °С).

Теплоємність газової сировини розраховується за формулою [12]:

$$c_p = c_p^0 - \Delta c_p, \quad (2.15)$$

де c_p^0 – ізобарна теплоємність газової суміші в розрахунку на ідеальний газ, кДж/(кг · °С);

Δc_p – поправка на тиск, кДж/(кг · °С).

Теплоємність c_p^0 обчислюється за формулою [1]:

$$c_p^0 = \sum y_i c_{pi}^0, \quad (2.16)$$

де y_i – вміст i -го компонента в суміші, мас. частки;

c_{pi}^0 – теплоємність i -го компонента в розрахунку на ідеальний газ, кДж/(кг · °С).

Теплоємність компонентів газової сировини як ідеальних газів розраховується за формулою [12]:

$$c_{pi}^0 = E_i + F_i \left(\frac{T}{100} \right) + G_i \left(\frac{T}{100} \right)^2 + H_i \left(\frac{T}{100} \right)^3 + N_i \left(\frac{100}{T} \right), \quad (2.17)$$

де E_i, F_i, G_i, H_i, N_i , кДж/(кг · °С) – коефіцієнти, значення яких для ряду, що часто зустрічаються в розрахунках речовин наведені в [12].

Розрахунок ізобарної теплоємності сировини як ідеального газу подано у табл. 2.5.

Поправка теплоємності на тиск в апараті розраховується по [12]:

$$\Delta c_p = \frac{R}{M} (\Delta c_p^0 + \omega \Delta c_p'), \quad (2.18)$$

де $R = 8,315$ кДж/(кмоль · °С) – універсальна газова постійна;

ω – фактор ацентричності (безрозмірна величина);

$\Delta c_p^0, \Delta c_p'$ – функція, що враховує вплив тиску (безрозмірна величина).

Таблиця 2.5 – Розрахунок ізобарної теплоємності газової сировини абсорбера (як ідеального газу) ($t_c=40\text{ }^\circ\text{C}$)

Компонент	Кількість g_i , кг/год	Вміст y_i , мас. частки	Теплоємність c_{pi}^0 , кДж/(кг · °C)	$y_i c_{pi}^0$, кДж/(кг · °C)
CH ₄	85714	0,5372	2,29	1,23
C ₂ H ₆	21429	0,1343	1,84	0,25
C ₃ H ₈	25143	0,1576	1,77	0,28
C ₄ H ₁₀	24857	0,1558	1,75	0,27
H ₂ S	2429	0,0152	1,34	0,02
Σ	159572	≈ 1,0000	–	2,05

Величина Δc_p^0 і $\Delta c_p'$ визначаються з графіків [12], в залежності від τ_{np} і P_{np} .

$$\tau_{np} = \frac{T}{T_{пс.кр}}; \quad (2.19)$$

$$P_{np} = \frac{P}{P_{пс.кр}}, \quad (2.20)$$

де $T_{пс.кр}$, К і $P_{пс.кр}$, МПа – псевдокритичні параметри компонентів, розраховані в табл. 2.6.

Таблиця 2.6 – Розрахунок псевдокритичних параметрів газової сировини абсорбера

Компонент	Вміст y_i' , мольн. частки	Критичні параметри		Псевдокритичні параметри	
		температура $T_{кр.і}, \text{K}$	тиск $P_{кр.і}, \text{МПа}$	температура $T_{пс.кр} = y_i' T_{кр}, \text{K}$	тиск $P_{пс.кр} = y_i' P_{кр}, \text{МПа}$
CH ₄	0,75	190,55	4,60	142,91	3,450
C ₂ H ₆	0,10	305,43	4,88	30,54	0,488
C ₃ H ₈	0,08	369,82	4,25	29,59	0,340
C ₄ H ₁₀	0,06	425,16	3,80	25,52	0,228
H ₂ S	0,01	373,6	9,00	3,74	0,090
Σ	1,00	–	–	232,30	4,60

$$\tau_{np} = \frac{313}{232,3} = 1,35;$$

$$P_{np} = \frac{4}{4,6} = 0,87.$$

Отже, з графіків [12] $\Delta c_p^0 = -0,83$; $\Delta c_p' = -0,55$.

Числове значення $\omega = 0,043$ розраховане в табл. 2.7.

Таблиця 2.7 – Розрахунок фактора ацентричності для газової сировини абсорбера

Компонент	Мольна маса M_i	Вміст $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мольн. частки	ω_i	$y'_i \omega_i$
CH ₄	16	0,75	0,0104	0,0078
C ₂ H ₆	30	0,10	0,0986	0,0099
C ₃ H ₈	44	0,08	0,1524	0,0122
C ₄ H ₁₀	58	0,06	0,2010	0,0121
H ₂ S	34	0,01	0,1000	0,0010
Σ	–	1,00	–	0,043 *

* в даному випадку ω

Величина Δc_p дорівнює:

$$\Delta c_p = \frac{8,315}{22,34} \cdot (-0,83 + 0,043 \cdot (-0,55)) = -0,32 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}),$$

тоді

$$c_p = 2,05 - (-0,32) = 2,37 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C});$$

$$Q_{Gy} = 159572 \cdot 2,37 \cdot 40 = 15127426 \text{ кДж} / \text{год} = 4202 \text{ кВт}.$$

Кількість тепла, яке вноситься в апарат з розчином ДЕА, становить [12]:

$$Q_{Gd} = G_d c_d t_d, \quad (2.21)$$

де c_d – середня масова теплоємність 18 % -ого водного розчину ДЕА; при температурі $t_d = 40^\circ\text{C}$ $c_d = 3,82 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$.

$$Q_{Gd} = 90360 \cdot 3,82 \cdot 40 = 13807008 \text{ кДж} / \text{год} = 3835 \text{ кВт}.$$

Кількість тепла, яке виділяється при абсорбції компонентів [12]:

$$Q_K = G_K \cdot q_A, \quad (2.22)$$

де q_A – теплота хемосорбції, кДж/кг.

$$q_A = r_{H_2S} x_{H_2S}, \quad (2.23)$$

Доля сірководню в суміші кислих компонентів $x_{H_2S} = 1$.

Таким чином, отримуємо:

$$Q_K = \frac{2430}{3600} \cdot 1905 = 2249 \text{ кВт}.$$

Кількість тепла, яке виводиться з апарату очищеним газом [12]:

$$Q_{G_o} = G_o c_p t_o, \quad (2.24)$$

де $c_p = 2,6$ кДж/(кг · °С) – теплоємність очищеного газу при температурі $t_c = 40$ °С, прийнята рівною теплоємності газової сировини.

$$Q_{G_o} = 157142,88 \cdot 2,6 \cdot 40 = 16342860 \text{ кДж} / \text{год} = 4540 \text{ кВт}.$$

Тепловий баланс апарату представлений в табл. 2.8.

Таблиця 2.8 – Тепловий баланс абсорбера

Найменування теплового потоку	Температура, °С	Кількість тепла, кВт
Прихід		
Газова сировина Q_{G_v}	40	4202
Свіжий розчин Q_{G_d}	40	3835
Тепло при абсорбції компонентів Q_k	–	2249
Σ	–	10286
Витрата		
Осушений газ Q_{G_o}	40	4540
Насичений розчин $Q_{G_{д.н}}$	t_n	5746
Σ	–	10286

(за різницею з приходом)

Для врахування залежності теплоємності насиченого абсорбенту від температури приймемо значення температури насиченого абсорбенту на 12 градусів вище температури регенованого розчину, тобто $t_n' = 40 + 12 = 52$ °С [12].

Теплоємність при даній температурі становить $c_n = 3,9$ кДж/(кг · °С).

Температура насиченого абсорбенту, що виводиться з апарату, розраховується за рівнянням [12]:

$$t_n = \frac{3600 Q_{G_{д.н}}}{A_n c_n}; \quad (2.25)$$

$$t_n = \frac{3600 \cdot 5746}{92790 \cdot 3,9} \approx 57 \text{ °С}.$$

Отримана і прийнята величини співпадають з точністю до 8 %.

На підставі проведеного літературного огляду для реалізації заданого процесу доцільно вибрати абсорбційну колону з ситчато-клапанними тарілками.

Розрахунковий діаметр абсорбера визначають на основі рівняння об'ємної витрати газу, а саме [12]:

$$D' = \sqrt{\frac{V/3600}{0,785 \cdot w'}}, \quad (2.26)$$

де V – об'ємна витрата сирого газу при робочих параметрах, м³/год,

$$V = V_0 \cdot \frac{(t + 273) \cdot 0,1}{273 \cdot P}, \quad (2.27)$$

де w' – фіктивна швидкість газу, враховуючи вільний переріз апарата.

Швидкість w' не повинна перевищувати деяке граничне значення w_{zp} , при якому різко збільшується винесення бризок на вищерозміщену тарілку.

Значення граничної швидкості w_{zp} наближено можна визначити за графіком [12] залежно від відстані H між тарілками та відношення густин газу та абсорбенту ρ_z/ρ_a .

Густину газу при робочих параметрах визначають за формулою

$$\rho_z = \frac{M}{22,4} \cdot \frac{273 \cdot P}{(t + 273) \cdot 0,1}, \quad (2.28)$$

$$\rho_z = \frac{22,34}{22,4} \cdot \frac{273 \cdot 4}{(40 + 273) \cdot 0,1} = 34,8 \text{ кг/м}^3.$$

Густина діетаноламіну за робочої температури дорівнює 1000 кг/м³ [12].

Таким чином, приймаючи відстань між тарілками $H = 600$ мм і знаючи величину комплексу $\rho_z/\rho_a = 34,8/1000=0,0348$, по графіку [12] визначаємо граничну швидкість газу в абсорбері: $w_{zp} = 1,2$ м/с.

Робочу швидкість газу беремо, згідно рекомендацій [12], $w' = (0,8 - 0,9) \cdot w_{zp}$.

Відтак, робоча швидкість газу дорівнює:

$$w' = (0,8 \dots 0,9) \cdot 1,2 = 0,96 \dots 1,08 \text{ м/с.}$$

Приймаємо робочу швидкість газу $w' = 1,05$ м/с.

Тоді, об'ємна витрата сирого газу при робочих параметрах за формулою (2.27):

$$V = 160000 \cdot \frac{(40 + 273) \cdot 0,1}{273 \cdot 4} = 4586 \text{ м}^3/\text{год.}$$

А розрахунковий діаметр абсорбера за рівнянням (2.26):

$$D' = \sqrt{\frac{4586/3600}{0,785 \cdot 1,05}} = 1,24 \text{ м.}$$

Розрахований діаметр D' округлюють до найближчого із ряду стандартних циліндричних обичайок (D_k , мм): 400, 500, 600, 800, 1000, 1200, 1400, 1600, 1800, 2000, 2200, 2400, 2600, 2800, 3000, 3200, 3400, 3600, 3800, 4000, 4500, 5000, 5500, 6000, 6400, 7000 [12].

Числове значення діаметра абсорбера приймаємо рівним $D_a = 1200$ мм.

Далі уточнюємо робочу швидкість газу в колоні за формулою:

$$w = \frac{V}{0,785 \cdot D_k^2}, \quad (2.29)$$

$$w = \frac{4586 / 3600}{0,785 \cdot 1,2^2} = 1,12 \text{ м/с.}$$

Розділююча суміш не містить механічних домішок. Задаємося міжтарілковою відстанню $H = 0,6$ м. Початкову глибину барботажа приймаємо $h_6 = 0,1$ м.

Діаметр отвору ситчатого полотна $d_0 = 0,005$ м. Приймаються в першому наближенні $\xi = 1,6$; коефіцієнт гідравлічного опору клапана приймаємо $\xi_k = 4,7$.

Діапазон сталої роботи тарілки $DIP = K_4/K_3 = 2/0,8 = 2,5$. $DIP < 3,56$, отже, ситчато-клапанна тарілка задовольняє вихідним даним.

Коефіцієнт, що залежить від поверхневого натягу

$$K_2 = 0,549 \cdot \sigma^{0,2}; \quad (2.30)$$

$$K_2 = 0,549 \cdot 48,5^{0,2} = 1,193.$$

Допоміжні комплекси:

$$A_1 = \left(\frac{\rho_x - \rho_y}{\rho_y} \right)^{0,5}; \quad (2.31)$$

$$A_1 = \left(\frac{1000 - 34,8}{34,8} \right)^{0,5} = 5,27;$$

$$A_2 = \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,5}; \quad (2.32)$$

$$A_2 = \frac{25,7}{44,3} \left(\frac{34,8}{1000} \right)^{0,5} = 0,108.$$

Об'ємне навантаження:

$$\text{по газу } G_v = G / \rho_y; \quad (2.33)$$

$$G_v = 44,3 / 34,8 = 1,27 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$\text{по рідини } L_v = L / \rho_x; \quad (2.34)$$

$$L_v = 25,7 / 1000 = 0,0257 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Допустима швидкість газу в колоні:

$$W_\delta = 0,25 \cdot A_1; \quad (2.35)$$

$$W_\delta = 0,25 \cdot 5,27 = 1,318 \text{ м/с}.$$

Розрахунковий діаметр тарілки:

$$D = (G_v / 0,785 \omega_\delta)^{0,5}; \quad (2.36)$$

$$D = \left(\frac{1,27}{0,785 \cdot 1,318} \right)^{0,5} = 1,108 \text{ м}.$$

Раніше прийнятий діаметр $D = 1,2$ м задовольняє умові.

Площа вільного перетину колони

$$S = 0,785 D^2; \quad (2.37)$$

$$S = 0,785 \cdot 1,2^2 = 1,13 \text{ м}^2.$$

Швидкість газу в колоні

$$W = G_v / S; \quad (2.38)$$

$$W = 1,27 / 1,13 = 1,12 \text{ м/с}.$$

Фактор навантаження по газу

$$F = \omega(\rho_y)^{0,5}; \quad (2.39)$$

$$F = 1,12(34,8)^{0,5} = 6,61 \text{ кг}^{0,5} / (\text{м}^{0,5} \cdot \text{с}).$$

Вибираємо периметр зливу $l_2 = 0,72$ м і відносний перетин переливу $S_2 = 5,3\%$.

Відносний робочий перетин тарілки

$$S_1 = 1 - 0,02 S_2; \quad (2.40)$$

$$S_1 = 1 - 0,02 \cdot 5,3 = 0,894.$$

Навантаження по рідині на одиницю активної площі тарілки

$$L_{v1} = L_v / (S \cdot S_1); \quad (2.41)$$

$$L_{v1} = 0,0257 / (1,13 \cdot 0,894) = 0,0254.$$

Коефіцієнт навантаження $B_1 = 0,47$.

Допустима швидкість газу в робочому перетині тарілки

$$W_o = K_2 B_1 A_1; \quad (2.42)$$

$$W_o = 1,193 \cdot 0,47 \cdot 5,27 = 2,95 \text{ м/с.}$$

$$K_4 W = 2 \cdot 1,12 = 2,24;$$

$$W_o S_1 = 2,95 \cdot 0,894 = 2,64;$$

$$K_4 W = 2,24 < W_o S_1 = 2,64.$$

Питоме навантаження на одиницю довжини периметра зливу

$$L_{v2} = L_v / l_2; \quad (2.43)$$

$$L_{v2} = 0,0257 / 0,72 = 0,036 \text{ м}^2/\text{с.}$$

Оскільки $L_{v2} > 0,017 \text{ м}^2/\text{с}$, то слід використовувати зубчасту зливну планку.

Підпір рідини над зливним порогом

$$h_1 = 1,44 (L_{v2})^{2/3}; \quad (2.44)$$

$$h_1 = 1,44 (0,036)^{2/3} = 0,157 \text{ м.}$$

Приймаємо мінімальну глибину барботажа $h_5 = h_6 = 0,1 \text{ м}$.

Висота газорідинного шару на тарілці

$$h_2 = h_5 \frac{1000}{\rho_x}; \quad (2.45)$$

$$h_2 = 0,1 \frac{1000}{1000} = 0,1 \text{ м.}$$

Висота зливного порога

$$h_7 = h_1 - h_2; \quad (2.46)$$

$$h_7 = 0,157 - 0,1 = 0,057 \text{ м.}$$

Динамічна глибина барботажу

$$h_6 = (h_7 + h_1) \frac{\rho_x}{1000}; \quad (2.47)$$

$$h_6 = (0,057 + 0,157) \frac{1000}{1000} = 0,214 \text{ м.}$$

Коефіцієнт, що залежить від глибини барботажу

$$B_2 = 21,03 + 1,626 \ln h_6 - 1,85 \cdot 10^{-11} h_6^{-5,65} \cdot \exp(9,3 h_6); \quad (2.48)$$

$$B_2 = 21,03 + 1,626 \cdot \ln 0,214 - 1,85 \cdot 10^{-11} \cdot 0,214^{-5,65} \cdot \exp(9,3 \cdot 0,214) = 13,5.$$

Мінімально допустима швидкість газу у вільному перетині ситчатого полотна

$$W_{0\min} = \frac{B_2 - 9(1 - 100 \cdot d_0)}{\rho_y^{0,5}}; \quad (2.49)$$

$$W_{0\min} = \frac{13,5 - 9(1 - 100 \cdot 0,005)}{34,8^{0,5}} = 1,53 \text{ м/с.}$$

Максимальна швидкість газу у вільному перетині клапанів

$$W_{K\max} = 2W_{0\min} \left(\frac{\xi}{\xi_K} \right)^{0,5}; \quad (2.50)$$

$$W_{K\max} = 2 \cdot 1,53 (1,6/4,7)^{0,5} = 1,79 \text{ м/с.}$$

Розрахунковий відносно вільний перетин клапанів

$$f_2 = W (K_4 - 2,4K_3) 100 / W_{K\max}; \quad (2.51)$$

$$f_2 = 1,12(2 - 2,4 \cdot 0,8) \cdot 100 / 1,79 = 5,0 \text{ \%}.$$

Оскільки $f_2 > 4,35$, то приймаємо тарілку модифікації Б / виконання 2 /. Вибираємо $f_6 = 7,1 \text{ \%}$ і крок між отворами $t = 0,014 \text{ м}$. Стандартний відносний перетин клапанів становить $f_4 = 5,5 \text{ \%}$.

Гідравлічний опір тарілки:

$$\Delta P = 5000 \xi \left(\frac{F}{f_5} \right)^2 + 9810 \beta h_6; \quad (2.52)$$

$$\Delta P = 5000 \cdot 1,6 \left(\frac{1,34}{7,39} \right)^2 + 9810 \cdot 0,5 \cdot 0,214 = 1312 \text{ Па.}$$

Повну висоту абсорбційної колони H_K визначають висотою її тарілчастої частини H_m і сумарною висотою всіх сепараційних просторів [12]:

$$H_K = H_m + H_e + H_n, \quad (2.53)$$

де H_e – висота зони апарата над верхньою тарілкою (повинна забезпечувати гарну

сепарацію газового потоку від бризок, що виносяться з верхньої тарілки);

H_n – висота зони апарата під нижньою тарілкою (визначають згідно з конструктивним вирішенням проблем відведення абсорбенту та уведення газу).

Висоту тарілчастої частини абсорбера H_m визначають числом реальних тарілок n_p та відстанню між ними H :

$$H_m = (n_p - 1) \cdot H. \quad (2.54)$$

Число реальних тарілок визначають за формулою

$$n_p = n/\eta, \quad (2.55)$$

де n – число теоретичних тарілок в абсорбері;

η – коефіцієнт корисної дії (к.к.д.) тарілки.

Для ситчато-клапанних тарілок, при абсорбції CO_2 і H_2S , к.к.д. знаходиться в межах 10–50 % [12]. Враховуючи, що CO_2 відсутній, приймаємо $\eta = 45$ %.

Розраховуємо число теоретичних тарілок, необхідне для забезпечення заданого коефіцієнта видобування H_2S в абсорбері при постійному середньому коефіцієнті його видобування на кожній тарілці [12]:

$$n = \frac{\lg(1 - \varphi_a)}{\lg(1 - \varphi)}, \quad (2.56)$$

де φ_a – коефіцієнт видобування H_2S в абсорбері;

φ – коефіцієнт видобування H_2S на тарілках.

Коефіцієнт видобування H_2S в абсорбері дорівнює:

$$\varphi_a = \frac{G_k - G_{\text{H}_2\text{S}}}{G_k} = \frac{2430 - 3,64}{2430} = 0,998. \quad (2.57)$$

Знайдемо константу фазової рівноваги з поправкою на іонну силу розчину ДЕА [12]:

$$m_1 = \frac{m_{\text{H}_2\text{S}}}{1 - (K_r' + \sum K^- Z^+ + \sum K^+ Z^-) \cdot C^{0,75}}. \quad (2.58)$$

де $m_{\text{H}_2\text{S}}$ – константа фазової рівноваги для H_2S ;

K^-, K^+, K_r' – поправочні коефіцієнти на присутність іонів і розчиненого газу;

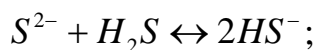
Z^+, Z^- – кількість іонів;

C – концентрація абсорбенту, кмоль/м³.

$$m_{H_2S} = 925 \cdot 10^2 \cdot 21 \cdot \frac{42}{1000 \cdot 8,315 \cdot 330} = 0,734.$$

де $m_{PH_2S} = 925 \cdot 10^2$ кПа – константа фазової рівноваги для водного розчину при температурі 57 °С; $M_{cp}^{DEA} = 21$ і $\rho_a = 1000$ кг/м³ – середня мольна маса і густина абсорбенту в нижній частині апарата; $T = 57 + 273 = 330$ К – абсолютна температура газу.

У водному розчині ДЕА в результаті хемосорбції містяться такі позитивні і негативні іони [12]:



Поправочні коефіцієнти і заряди іонів приведені в табл. 16 [12].

Розрахуємо концентрацію абсорбенту:

$$C = \frac{G_{DEA} \cdot \rho_{H_2O}}{M_{DEA} \cdot g_{H_2O}} = \frac{16265 \cdot 1000}{105 \cdot 74086} = 2,09 \text{ кмоль/м}^3. \quad (2.59)$$

Тоді

$$m_1 = \frac{0,734}{1 - (-0,2 + 3 \cdot 0,07 + 0,2 \cdot 2 + 3 \cdot 0,05) \cdot 2,09^{0,75}} = 27,6.$$

Не приводячи більш детальні розрахунки критеріїв Вебера, Фруда та від їх значення залежних величин, які співпадають з розрахунками, що наведено у [12], коефіцієнт видобування H₂S на тарілках буде дорівнювати:

$$\varphi = 1 - e^{-\frac{6,36 \cdot 0,64 \cdot 0,14}{0,314}} = 0,8363.$$

Число теоретичних тарілок за рівнянням (2.56):

$$n = \frac{\lg(1 - 0,998)}{\lg(1 - 0,8363)} = 3,43.$$

Число реальних тарілок за формулою (2.55):

$$n_p = \frac{3,43}{0,45} = 7,62 \approx 8.$$

Приймаємо $H_g = 2$ м; $H_n = 3$ м і розраховуємо повну висоту абсорбційної колони H_k за формулою (2.53):

$$H_k = (8 - 1) \cdot 0,6 + 2 + 3 = 9,2 \text{ м.}$$

Для всіх потоків по входу-виходу продуктів в проектованому апараті приймаємо стандартний штуцер з приварним фланцем встик і тонкостінним патрубком.

Внутрішній діаметр патрубка для введення і виведення природного газу приймаємо однаковим і визначимо за формулою:

$$d = \sqrt{4V / \pi\omega}, \quad (2.60)$$

де V – об’ємна витрата газу за робочих умов, $\text{м}^3/\text{с}$;

ω – рекомендована швидкість газового потоку, $\text{м}/\text{с}$.

Оскільки природний газ подається при тиску 4 МПа, то прийmemo швидкість ω газового потоку 25 $\text{м}/\text{с}$.

Патрубок подачі вихідної сировини. Об’ємну витрату визначаємо за формулою:

$$V = \frac{G_y}{3600 \cdot \rho_{p,y}}; \quad (2.61)$$

$$V = \frac{159572}{3600 \cdot 34,8} = 1,27 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

Діаметр штуцера:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,27}{3,14 \cdot 25}} = 0,25 \text{ м.}$$

Приймаємо діаметр штуцера $D_u = 250$ мм.

Приймаємо швидкість руху ДЕА в трубопроводі $w_p = 2 \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

Внутрішній діаметр патрубка для введення і виведення ДЕА. Об’ємна витрата ДЕА визначається за формулою:

$$V = \frac{G_d}{3600 \cdot \rho_d}; \quad (2.62)$$

$$V = \frac{90360}{3600 \cdot 1000} = 0,025 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

тоді

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,025}{3,14 \cdot 2}} = 0,125 \text{ м.}$$

Приймаємо діаметр штуцера $D_u = 125 \text{ мм.}$

2.5 Вибір допоміжного обладнання

Підбір насоса для подачі розчину ДЕА на зрошення у верхню частину колони проводимо по необхідному напору і витраті $V = 0,025 \text{ м}^3/\text{с.}$

Напір розраховують за формулою

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_f + h_n, \quad (2.63)$$

де $p_1 = 0,1 \text{ МПа}$ – тиск в апараті, з якого перекачується рідина;

$p_2 = 4 \text{ МПа}$ – тиск в апараті, до якого подається рідина;

$\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$ – щільність рідини, що перекачується (ДЕА);

$H_f = 13 \text{ м}$ – геометрична висота підйому рідини;

h_n – сумарні втрати напору у всмоктувальній і нагнітальній лініях.

Для всмоктувального і нагнітального трубопроводів прийmemo однакову швидкість течії рідини, що дорівнює $w = 2 \text{ м/с.}$

Діаметр трубопроводу визначаємо за рівнянням:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w}}, \quad (2.64)$$

де V – об'ємна витрата розчину, який подається в колону.

$$d = \sqrt{\frac{0,025}{0,785 \cdot 2}} = 0,125 \text{ м.}$$

Визначаємо критерій Рейнольдса для рідини в трубопроводі:

$$\text{Re} = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu}, \quad (2.65)$$

$$\text{Re} = \frac{2 \cdot 0,125 \cdot 1000}{5,8 \cdot 10^{-3}} = 43103,$$

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

$$e = \frac{\Delta}{d} = \frac{2 \cdot 10^{-4}}{0,125} = 0,0016.$$

Далі отримаємо:

$$\frac{1}{e} = 625; 560 \cdot \frac{1}{e} = 350000; 10 \cdot \frac{1}{e} = 6250;$$

$$\text{Re} > 560 \cdot \frac{1}{e}.$$

Для зони, яка є автотельною по відношенню до Re :

$$\lambda = 0,11 \cdot e^{0,25}, \quad (2.66)$$

$$\lambda = 0,11 \cdot 0,0016^{0,25} = 0,022.$$

Визначаємо суму коефіцієнтів місцевих опорів окремо для всмоктувальної і нагнітальної ліній.

Для всмоктувальної 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 прямоочні, 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 з труби $\xi_3 = 1$.

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

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

Втрачений напір у всмоктувальній лінії знаходимо за формулою:

$$h_{П.ВС.} = \left(\lambda \cdot \frac{l}{d_{\text{э}}} + \Sigma \xi \right) \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g}, \quad (2.67)$$

де $l, d_{\text{э}}$ – відповідно довжина і еквівалентний діаметр трубопроводу.

$$h_{П.ВС.} = \left(0,022 \cdot \frac{8}{0,125} + 2,7 \right) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 0,84 \text{ м.}$$

Втрачений напір у нагнітальній лінії знаходимо за формулою (2.67):

$$h_{П.НАГ.} = \left(0,022 \cdot \frac{12}{0,125} + 5,6 \right) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 1,57 \text{ м.}$$

Загальні втрати напорі:

$$h_{П} = h_{П.ВС.} + h_{П.НАГ.}, \quad (2.68)$$

$$h_{П} = 0,84 + 1,57 = 2,41 \text{ м.}$$

$$H = \frac{(4 - 0,1) \cdot 10^6}{1000 \cdot 9,81} + 13 + 2,41 = 413 \text{ м. вод. ст.}$$

Такий напір при заданій продуктивності забезпечується трьохплунжерним насосом марки ПТ-1-2,5/160.

Ємність для дренажу ДЕА. Більшість ємностей є вертикальними або горизонтальними циліндричними апаратами. При проектуванні основними керівними документами є ГОСТи, що передбачають нормалізований ряд циліндричних посудів до 200 м^3 . За нормального об'єму апарату вибирають його основні конструкторські розміри (довжину і висоту), які повинні відповідати ГОСТ 9617-72 і ГОСТ 9941-72.

Об'єм буферної ємності визначаємо за формулою:

$$V = \frac{V \cdot \tau}{\phi}, \quad (2.69)$$

де $V = 0,025 \text{ м}^3/\text{с}$ – кількість ДЕА;

τ – тривалість перебування середовища в ємності, $\tau = 3600 \text{ с}$;

ϕ – коефіцієнт заповнення ємності, $\phi = 0,8$.

$$V = \frac{0,025 \cdot 3600}{0,8} = 112,5 \text{ м}^3$$

Приймаємо горизонтальну ємність зі стандартного ряду $V = 120 \text{ м}^3$.

3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Вибір конструкційних матеріалів [13]

Розчини діетаноламіну (ДЕА) не викликають корозію вуглецевих сталей, є важливою з точки зору вибору матеріалів для апаратури, яка використовується в процесі очищення газу від сірководню. Однак важливо також враховувати можливі фактори, що впливають на стабільність розчинів та уникати умов, які можуть спричинити їхнє розкладання чи окислення.

Важливо обирати матеріали та конструкції апаратури, які максимально стійкі до впливу розчинів ДЕА та їхніх можливих домішок. Уникаючи перегріву і високих швидкостей руху розчинів, можна зменшити ризик корозії. Додавання інгібіторів корозії може бути ефективним заходом для запобігання можливих корозійних процесів, особливо у випадках, коли існують агресивні домішки або продукти розкладу.

Регулярний моніторинг стану апаратури та проведення обслуговування допоможуть вчасно виявити можливі проблеми і запобігти їх подальшому розвитку.

Дотримання стандартів і регулювань, пов'язаних із застосуванням розчинів ДЕА та безпекою промислових процесів, є ключовим аспектом забезпечення безпеки та ефективності систем.

При конструюванні хімічної апаратури, вибір конструкційних матеріалів грає ключову роль у забезпеченні ефективності, надійності та безпеки технологічних процесів. Основні вимоги до конструкційних матеріалів можуть бути сформульовані наступним чином:

- 1. Хімічна і корозійна стійкість.** Матеріали повинні бути стійкими до впливу агресивних середовищ, які можуть містити хімічно активні речовини. Це включає в себе різні хімічні реакції, окислення та інші взаємодії, які можуть виникнути в хімічних процесах.
- 2. Механічна міцність.** Матеріали повинні мати достатню механічну міцність для витримання тиску, температури та інших навантажень, які виникають під час технологічних процесів та в експлуатації обладнання.

- 3. Зварюваність.** Якщо конструкційні елементи потрібно з'єднувати зварюванням, матеріал повинен бути добре зварюваним. Зварювальні властивості матеріалу та якість зварювання мають визначальне значення для стійкості з'єднань.
- 4. Вартість.** Вибір матеріалу також пов'язаний із вартістю. Ефективність матеріалу повинна виправдовувати його вартість, інакше можуть застосовуватися альтернативні матеріали.
- 5. Доступність і освоєність промисловістю.** Матеріали повинні бути легкодоступними та вже використовуватися в промисловості. Це допомагає уникнути проблем з дефіцитністю матеріалу та забезпечити стабільність виробництва.

Забезпечення відповідності цим вимогам допомагає підтримувати довговічність та ефективність роботи хімічних апаратів.

Оскільки вміст сірководню в газі не велика, то для виготовлення абсорбера використовуємо сталь 09Г2С. Це конструкційна низьколегована сталь, часто використовується в нафтогазовій та хімічній промисловості. Має високу міцність та стійкість до корозії. Підходить для виготовлення апаратів, які піддаються дії агресивних середовищ.

Для стандартних виробів (болти, шпильки, гайки тощо) застосовуємо сталь 35. Це вуглецева сталь, яка може бути використана для болтів та кріпильних елементів. Добре піддається механічній обробці та зварюванню.

Пароніт-Б є традиційним матеріалом для виготовлення прокладок із значними властивостями стійкості до різних середовищ і температур. Давайте розглянемо основні характеристики та використання пароніту-Б. Це азбокаучукова маса, що містить азбест, каучук та порошкові інгредієнти. Температурна стійкість до +450°C; застосовується в середовищах з тиском до 5 МН/м². Підходить для води, пару, нафти, нафтових продуктів, рідкого та газоподібного кисню, етилового спирту тощо. У деяких випадках армують металевою сіткою, відомою як Феррон, для підвищення механічної міцності.

Застосовується для ущільнення з'єднань у різноманітних галузях промисловості, де важлива стійкість до температури та хімічних впливів.

3.2 Розрахунки на міцність та стійкість [13, 14]

Товщину стінки обичайки, що працює під внутрішнім тиском, визначаємо за формулою:

$$S_R = \frac{P_p D}{2[\sigma]\varphi_p - P_p}, \quad (3.1)$$

де $P_p = 1,1 \cdot P = 1,1 \cdot 4 \text{ МПа} = 4,4 \text{ МПа}$ - розрахунковий тиск;

$D = 1,2 \text{ м}$ - внутрішній діаметр обичайки;

$\varphi_p = 0,9$ - коефіцієнт, що характеризує міцність зварного шва в порівнянні з міцністю основного матеріалу;

$[\Sigma]$ - допустиме напруження, МПа.

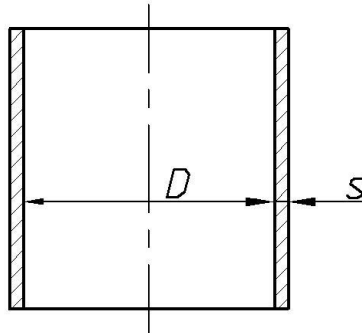


Рисунок 3.1 – Обичайка циліндрична

$$[\sigma] = \eta \cdot \sigma^*, \quad (3.2)$$

де $\eta = 0,9$ - поправочний коефіцієнт;

$\sigma^* = 191 \text{ МПа}$ - нормативна допустима напруга.

$$[\sigma] = 0,9 \cdot 191 = 171,5 \text{ МПа}.$$

$$S_R = \frac{4,4 \cdot 1,2}{2 \cdot 171,5 \cdot 0,9 - 4,4} = 0,021 \text{ м}.$$

Виконавчу товщину стінки визначимо за формулою

$$S \geq S_K + C, \quad (3.3)$$

де C - загальне значення прибавки, яка складається зі складових збільшень і визначається за формулою:

$$C = C_1 + C_2 + C_3, \quad (3.4)$$

де C_1 - надбавка на корозію і ерозію, при проникності $\Pi = 0,2 \text{ мм/рік}$ і терміні

служби абсорбера $\tau = 15$ років складе $C_1 = \Pi \cdot \tau = 0,2 \cdot 15 = 3$ мм;

C_2 - надбавка на мінусове значення граничного відхилення по товщині листа, мм;

C_3 - технологічна надбавка, яка враховується в залежності від прийнятої технології виготовлення і не включає в себе округлення розрахункової товщини елемента до номінальної товщини по стандарту, мм.

Збільшення C_2 і C_3 враховуються тільки в тому випадку, коли сума їх перевищує 5% від розрахункової товщини обичайки.

$$C = 3 + 0 + 0 = 3 \text{ мм};$$

$$S = 0,021 + 0,003 = 0,024 \text{ м.}$$

Приймаємо $S = 25$ мм.

Допустимий внутрішній надлишковий тиск визначається за формулою:

$$[p] = \frac{2[\sigma]\varphi_p(s-c)}{D+(s-c)}, \quad (3.5)$$

$$[p] = \frac{2 \cdot 171,5 \cdot 0,9(0,025 - 0,003)}{1,2 + (0,025 - 0,003)} = 5,6 \text{ МПа.}$$

Умова міцності має вигляд:

$$P < [p];$$

$$4,4 \text{ МПа} < 5,6 \text{ МПа,}$$

отже, умова міцності виконується.

Номінальну товщину стінки напівсферичного днища і кришки, навантажених внутрішнім надлишковим тиском визначимо за формулою:

$$S_R = \frac{P_p R}{2\varphi[\sigma] - 0,5P_p}, \quad (3.6)$$

де R - радіус кривизни в вершині днища, для напівсферичних днищ $R = 0,5D$.

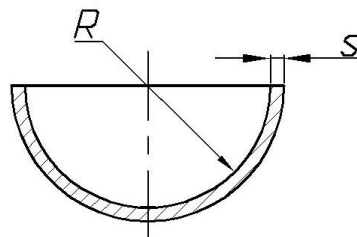


Рисунок 3.2 – Днище напівсферичне

$$R = 0,5 \cdot 1,2 = 0,6 \text{ м.}$$

$$S_R = \frac{4,4 \cdot 0,6}{2 \cdot 0,9 \cdot 171,5 - 0,5 \cdot 4,4} = 0,0086 \text{ м.}$$

Загальне значення прибавки до товщини стінки кришки, днища складе

$$C = 3 + 0 + 0 = 3 \text{ мм;}$$

$$S = 0,0086 + 0,003 = 0,0116 \text{ м.}$$

З метою додання апарату більшої міцності (до днища приварюється опора) приймаємо $S = 25 \text{ мм}$.

Допустимий внутрішній надлишковий тиск визначимо за формулою:

$$[p] = \frac{2(S - C)\phi[\sigma]}{R + 0,5(S - C)}, \quad (3.7)$$

$$[p] = \frac{2(0,025 - 0,01) \cdot 0,9 \cdot 171,5}{0,6 + 0,5(0,025 - 0,01)} = 7,6 \text{ МПа,}$$

що більше робочого. Отже, умова міцності виконується.

Визначимо навантаження порожнього апарату на опору по формулі:

$$Q_{an} = M_{an} \cdot g, \quad (3.8)$$

де M_{an} – маса порожнього апарату, кг;

$$M_{an} = M_{\kappa} + M_{\text{дн}} + M_{\text{кр}} + M_m + M_{\text{фл}}, \quad (3.9)$$

де $M_{\kappa}, M_{\text{дн}}, M_{\text{кр}}, M_m, M_{\text{фл}}$ – відповідно маси корпусу, днища, кришки, тарілок, фланців і арматури, кг;

$$M_{\kappa} = H \cdot \pi \cdot D \cdot s \cdot \rho, \quad (3.10)$$

де ρ – щільність матеріалу корпусу $\rho = 7850 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$;

$$M_{\kappa} = 11,44 \cdot 3,14 \cdot 1,2 \cdot 0,025 \cdot 7850 = 8460.$$

$$M_{\text{дн}} = M_{\text{кр}} = F \cdot s \cdot \rho, \quad (3.11)$$

де $F = 1,21 \text{ м}^2$ – площа внутрішньої поверхні еліптичного днища;

$$M_{\text{дн}} = M_{\text{кр}} = 1,21 \cdot 0,025 \cdot 7850 = 237 \text{ кг.}$$

маса тарілок

$$M_m = N \cdot m_m, \quad (3.12)$$

де $m_m = 44 \text{ кг}$ – маса тарілки.

тоді $M_m = 8 \cdot 44 = 352 \text{ кг}$.

Масу фланців і арматури приймемо рівної $M_{\text{фл}} = 1000 \text{ кг}$.

Тоді маса порожнього апарату:

$$M_{an} = 8460 + 2 \cdot 237 + 352 + 1000 = 10286 \text{ кг}.$$

$$Q_{an} = 10286 \cdot 9,81 = 100906 \text{ Н}.$$

Визначимо навантаження апарату на опори під час гідравлічних випробувань за формулою:

$$Q_{an}^u = (M_{an} + M_g) \cdot g, \quad (3.13)$$

де M_g – маса завантаженої в апарат води

$$M_g = V \cdot \rho_g, \quad (3.14)$$

де V – об'єм апарату.

$$V = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H, \quad (3.15)$$

$$V = \frac{3,14 \cdot 1,2^2}{4} \cdot 11,44 = 14,6 \text{ м}^3$$

де $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$ – густина води;

$$M_g = 14,6 \cdot 1000 = 14600 \text{ кг};$$

$$Q_{an}^u = (10286 + 14600) \cdot 9,81 = 244132 \text{ Н}.$$

Виходячи з $Q_{max} = Q_{an}^u$ і $Q_{min} = Q_{an}$ по [10] вибираємо опору:

Опора 4-1200-400-200-2100

4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА

4.1 Обґрунтування компоновання основного та допоміжного обладнання [15]

Правильне розміщення обладнання є дуже важливим. Саме компоновання має безпосередній вплив на ключові аспекти безпечної і ефективної експлуатації промислових об'єктів.

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

Установку слід компоувати так, щоб забезпечити належну вентиляцію, доступ до систем пожежогасіння, дотримання вимог щодо уникнення викидів та можливостей для рятування в разі аварійних ситуацій. Забезпечення можливості технічного контролю та обслуговування обладнання – це важливий аспект. Обладнання повинно бути розташовано так, щоб фахівці могли легко здійснювати інспекції, обслуговування та ремонт в разі необхідності.

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

Важливо враховувати економічні аспекти при компованні обладнання. Оптимізація розташування обладнання і систем підйому/транспортування може зменшити витрати на будівництво та експлуатацію. При компованні обладнання слід думати про спрощення процесів та мінімізацію зайвих операцій. Це може покращити продуктивність та знизити витрати.

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

За функціональним призначенням промислові будівлі поділяють на декілька категорій в залежності від їхнього призначення та функціональних завдань:

1. Виробничі будівлі. Ці будівлі призначені для виробництва готової продукції або напівфабрикатів. Вони можуть включати в себе цехи, лінії виробництва, обладнання та приміщення для виробничого процесу.

2. Підсобно-виробничі будівлі. Ця категорія включає в себе будівлі для експериментів, інструментальні майстерні, ремонтні майстерні та інші приміщення, які служать для підтримки виробничого процесу.

3. Енергетичні будівлі. Сюди входять будівлі та споруди, призначені для енергопостачання підприємства, такі як котельні, теплоелектроцентрали (ТЕЦ), компресорні станції та інші енергетичні об'єкти.

4. Складські та транспортні будівлі. Ці споруди використовуються для зберігання сировини, готової продукції, транспортування товарів та інших логістичних функцій.

5. Санітарно-технічні будівлі. Сюди входять насосні станції, очисні споруди та інші об'єкти, які служать для забезпечення санітарних та технічних потреб.

6. Допоміжні будівлі. Ця категорія включає в себе приміщення для керівництва підприємством, конструкторські бюро, медичні пункти та навчальні приміщення.

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

Компонування на відкритому майданчику дозволяє ефективно розсіювати викиди газів та тепловиділення, що сприяє зменшенню їхнього впливу на навколишнє середовище та забезпечує дотримання екологічних норм. Відкритий майданчик дозволяє ефективно контролювати вибухи та пожежі, які можуть виникнути на виробництві, а також залишає простір для майбутнього розширення

виробничих потужностей та об'єктів, що сприяє динамічному розвитку підприємства.

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.

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.

4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання [16, 17]

Монтаж тарілчастого абсорбера являє собою складний та важливий етап будівництва, який вимагає дотримання високих стандартів якості та безпеки. Перш за все, здійснюється підготовка робочого майданчика. Він повинен бути рівним, міцним і забезпечувати безпечний доступ для робітників і обладнання.

Кожен компонент колони, включаючи масообмінні тарілки, труби, фланці, насоси, резервуари та інше обладнання, постачається на будівельний об'єкт і перевіряється на відсутність пошкоджень.

Ситчасто-клапанні тарілки встановлюються внутрішньо в колоні. Їх розташування і кількість зазвичай визначаються проектом і технічними специфікаціями. Тарілки служать для збагачення і розподілу парово-рідкого потоку для ефективного ректифікаційного процесу.

Трубопроводи для подачі сировини, відведення продуктів і рідини, а також для подачі допоміжних речовин і теплоносіїв підключаються до колони та іншого обладнання.

Під час монтажу дотримуються всіх правил безпеки і вимог щодо охорони праці. Робочі повинні мати відповідне захисне обладнання і навчання. Заповнюється необхідна технічна документація, і обладнання проходить процес сертифікації, якщо це необхідно. Після успішного монтажу та пусканалагодження колона готова до введення в експлуатацію.

Монтаж колонного апарату за допомогою щоголів методом ковзання є досить поширеним і надійним способом підняття та розміщення важкого обладнання. Важливо дотримуватися правильної послідовності та методів для забезпечення безпеки та ефективності процесу. Апарат розташовується якнайближче до фундаменту, що спрощує процес підйому. Щогли встановлюються по обидва боки від

фундаменту, і їх висота і нахил визначаються враховуючи розташування та розміри апарату, а також метод стропування.

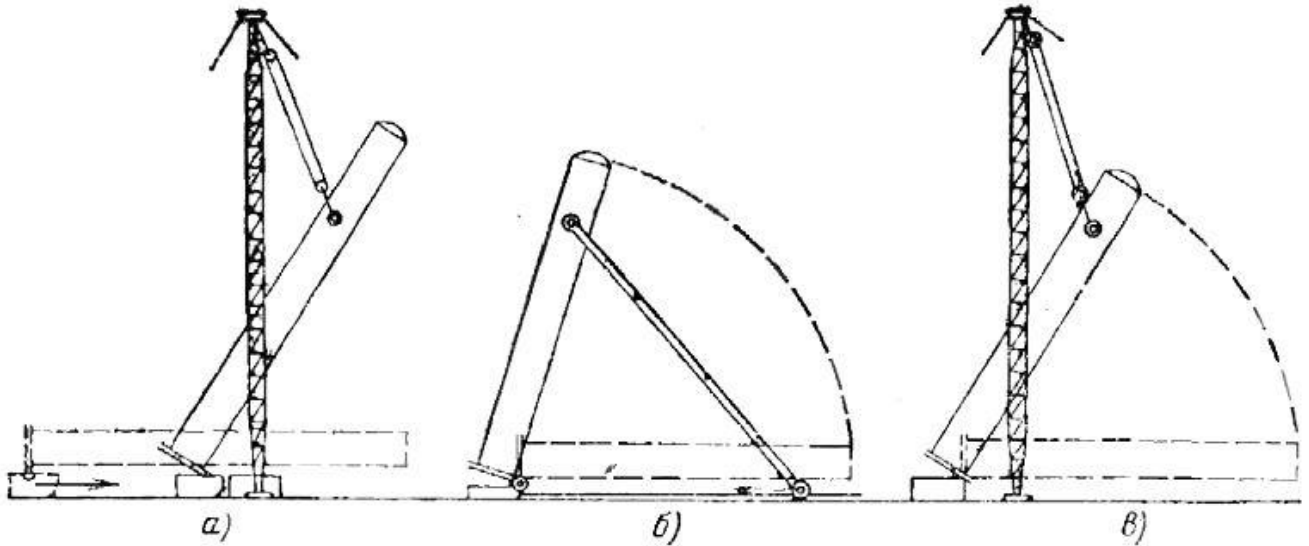


Рисунок 4.1 – Способи монтажу колонних апаратів:
а – метод підйому та ковзання; б – метод витискання

Стропи (спеціальні ліфтингові троси або стропи) правильно розташовуються і фіксуються на апараті. Вони повинні бути розраховані на вагу і габарити апарату. Апарат піднімається за допомогою щоголів або крану. Під час підйому необхідно забезпечити рівномірний і контрольований підйом апарату.

Після підняття апарату до потрібної висоти, його фіксують на фундаменті за допомогою фундаментних болтів. Фундаментні болти зазвичай вбивають у фундамент, і після цього на них намотують гайки для надійного кріплення. Для забезпечення горизонтальності або вертикальності апарату, в деяких випадках можуть використовувати тонкі металеві підкладки. Ці підкладки розміщуються під опорними частинами апарату для компенсації нерівностей.

Після кріплення апарату до фундаменту проводиться вивірка на вертикальність та горизонтальність. Це може виконуватися за допомогою теодолітів або інших точних вимірювальних інструментів. Після досягнення необхідної точності апарату за допомогою вивірки, анкерні болти затягуються для надійного закріплення.

Якщо апарат монтується ізоляцією, то для вивірки вертикальності і горизонтальності використовують репери, які намотують на бобишки, що припаяні до корпусу апарату. Це дозволяє забезпечити точність монтажу навіть при використанні ізоляції.

Після всіх вимірів і вивірок підливають фундамент бетонною сумішшю, яка фіксує апарат на фундаменті і забезпечує стабільність. Після закінчення монтажу та закріплення апарату на фундаменті встановлюють контактні пристрої.

Трубопроводи для подачі сировини, відведення продуктів і рідини, а також для подачі допоміжних речовин і теплоносіїв підключаються до колони та іншого обладнання.

Встановлення і підключення необхідної електричної апаратури для керування та моніторингу процесу ректифікації.

Після завершення монтажу, обладнання перевіряється на правильну роботу, тестирується і налаштовується для роботи в режимі ректифікації.

Під час монтажу дотримуються всіх правил безпеки і вимог щодо охорони праці. Робочі повинні мати відповідне захисне обладнання і навчання.

Заповнюється необхідна технічна документація, і обладнання проходить процес сертифікації, якщо це необхідно.

Після успішного монтажу та пусконаладження колона готова до введення в експлуатацію.

Підготовка колонного апарату до ремонту є важливим етапом для забезпечення безпеки та ефективності робіт. Під час цього процесу треба виконати:

1. Перш ніж розпочати будь-які роботи, необхідно знизити тиск в колоні до атмосферного рівня. Це забезпечить безпечність при подальших операціях і уникне небезпеки викиду робочого середовища.

2. Робоче середовище в колоні повинно бути повністю видалене. Це може включати в себе гази, рідини або пари, які працюють у процесі. Видалення робочого середовища допомагає зменшити ризик контакту з шкідливими речовинами.

3. Водяна пара використовується для витіснення залишкових парів і газів з колони. Це важливо, оскільки концентрація шкідливих і горючих речовин повин-

на бути знижена до безпечних рівнів. Пропарювання проводять, вводячи гарячу водяну пару в колону і далячи залишкове робоче середовище.

4. Після пропарювання колону промивають водою. Це сприяє охолодженню колони та видаленню залишкових речовин. Промивання може бути повтореним кілька разів, в залежності від потреби.

5. Після пропарювання і промивання колону від'єднують від всіх апаратів і комунікацій за допомогою глухих заглушок, які встановлюються у фланцевих з'єднаннях штуцерів. Кожну установку заглушки і подальше її зняття слід реєструвати в спеціальному журналі. Це допомагає забезпечити контроль над процесом підготовки колони до ремонту.

Початок ремонту колонного апарату – це критичний момент, і дотримання правил та безпечних процедур має вирішальне значення для запобігання небезпеці та забезпечення успішного ремонту. Люки колонного апарату розкривають по-спідовно, зверху вниз. Це означає, що спочатку відкривають верхній люк, і лише після того, як він повністю відкритий і апарат провітрюється, можна відкривати наступні люки. Не дозволяйте можливому підсосу повітря при відкриванні люків.

Після провітрювання колони слід взяти проби повітря на різних висотах і проаналізувати їх, щоб переконатися, що концентрація шкідливих газів не перевищує гранично допустимих норм. Це важливо для забезпечення безпеки робочого середовища всередині колони. Після аналізу повітря слід ретельно оглянути зовнішній і внутрішній корпус колони. Приділіть увагу можливим дефектам, таким як механічні пошкодження, тріщини, корозія та інші. Цей огляд допоможе визначити, які роботи потрібно виконати під час ремонту.

Якщо необхідно, для доступу до певних ділянок апарату або для заміни окремих компонентів може бути потрібно розібрати внутрішні пристрої. Впевніться, що розбірка проводиться обережно і відповідно до інструкцій, і що всі роботи відзначаються в журналі обліку робіт.

Під час проведення ремонту завжди дотримуйтесь правил та безпечних практик. Переконайтеся, що всі члени команди розуміють процедури і відомі ризики. Використовуйте необхідне захисне обладнання і додержуйтесь всіх стандартів безпеки.

Ремонт суцільнозварних колон може бути складним і вимагає дотримання великої кількості технічних норм і процедур. Якщо під час огляду було виявлено зношені або пошкоджені деталі, такі як штуцери або люки, їх необхідно вирізати і замінити новими. Під час заміни слід встановлювати зміцнюючі кільця для покращення міцності з'єднань.

Фактичну товщину стінки корпусу апарата слід виміряти і перевірити на відповідність нормам та стандартам. У залежності від ступеня зношеності може знадобитися заміна деяких ділянок корпусу. Пошкоджені ділянки корпусу слід виправити шляхом вирізування дефектів, зачищення і після цього зварювання нових деталей або ремонтних зварних швів. Дотримання вимог щодо якості зварювання має велике значення для безпеки і надійності апарата.

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

Усі поверхні металу мають бути добре очищені від корозії, фарби або інших дефектів під час ремонту. Це забезпечить максимальну міцність і надійність зварних швів. Під час ремонту слід вимірювати глибину пошкодження деталей і дотримуватися встановлених норм щодо допустимої глибини пошкоджень.

Під час ремонту важливо використовувати якісні матеріали, засоби зварювання та інструменти, щоб забезпечити найкращу якість робіт.

При кожному ремонті проводиться вимірювання фактичної товщини стінки корпусу експлуатованого колонного апарату. Для заміни найбільш зношених ділянок корпусу колони вони вирізаються, а на їх місце встановлюють нові ділянки, які заздалегідь звальцовані по радіусу колони. Зварювання виконують встик.

Однак вирізання великих ділянок корпусу може призвести до ослаблення перетину та порушення стійкості. Тому перед вирізанням дефектної ділянки застосовують зміцнення за допомогою стійок, які встановлюють всередині або зовні корпусу (рис. 4.2).

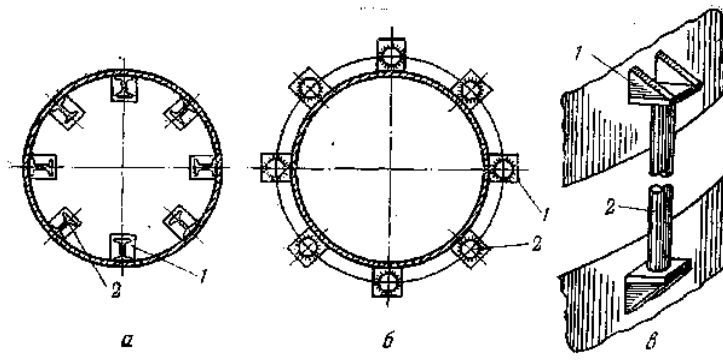


Рисунок 4.2 – Посилення колони в місцях вирізаних поясів:

а – внутрішніми стійками; б – зовнішніми стійками; в – схема кріплення стійки;

1 – лапа; 2 – стійка

5 АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ

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

Процес очищення природного газу відбувається в абсорбційній колоні, де газ проходить через контакт з розчином ДЕА, сприяючи видаленню кислотних компонентів та інших забруднень. У цьому контексті абсорбційна колона виконує роль основного елемента для забезпечення високої якості очищеного газу. Регенерація ДЕА, у свою чергу, відбувається в десорбері. Під час цього процесу насичений сірководнем ДЕА піддається обробці, щоб відновити його очищувальні властивості. Десорбер грає ключову роль у відокремленні сірководню від ДЕА, підготовляючи останній до подальшого використання в абсорбційній колоні. Такий цикл очищення та регенерації взаємодіє для забезпечення ефективного та стійкого процесу очищення природного газу.

Процес очищення газу базується на вибіркового поглинанні кислотних компонентів розчином ДЕА у тарілчастій колоні, яка відрізняється своєрідним ступінчастим характером проведення цього процесу. У цих колонах газ і рідина стикаються на окремих тарілках, де розвивається ступінчаста інтерфейсна зона.

Важливою особливістю є те, що газ і рідина взаємодіють послідовно на різних рівнях апарату. Поверхня зіткнення фаз розгортається під впливом потоку газу, утворюючи бульбашки і струмки у рідині. Цей процес сприяє інтенсивному контакту між газовою та рідкою фазами, забезпечуючи ефективний масообмін і вибіркоче поглинання кислотних компонентів.

Середовища рухаються вздовж апарату за принципом протитоку, що дозволяє забезпечити ефективну і надійну очистку газу від шкідливих компонентів.

У промислових умовах установки абсорбції для очищення газу стикаються з різноманітними зовнішніми впливами, що вимагає впровадження ефективного управління. Основною метою цього управління є забезпечення заданого рівня очищення газу при мінімальних енергетичних та матеріальних витратах, а також дотримання обмежень на технологічні параметри процесу.

Управління процесом абсорбції включає в себе ряд завдань, таких як оптимізація роботи обладнання, контроль і підтримка заданої витрати газу, а також забезпечення безперебійної експлуатації системи. Для досягнення цих цілей використовуються автоматизовані системи управління, які враховують змінні умови роботи та реагують на зовнішні фактори (рис. 5.1).

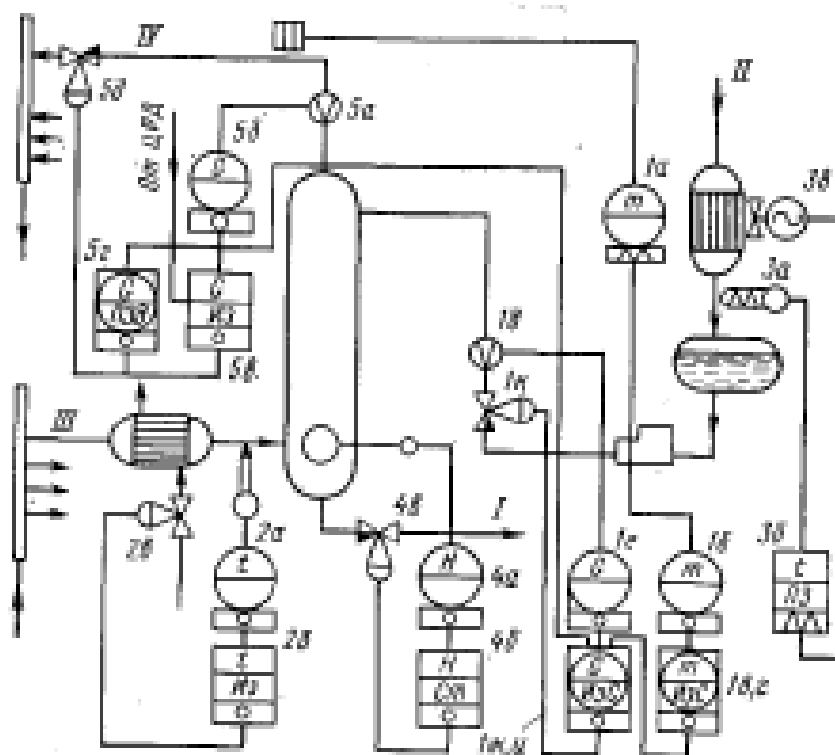


Рисунок 5.1 – Схема каскадного автоматичного управління процесом абсорбції:
 I – насичений абсорбент; II – зрошення колони; III – ненасичений абсорбент;
 IV – очищений газ

Завдяки ефективному управлінню можна досягти оптимальної продуктивності абсорбційних установок при забезпеченні економії ресурсів та відповідності технологічним вимогам. Перш за все, система визначає необхідний температурний рівень для досягнення оптимального очищення газу. Після цього каскадна система управління втручається для регулювання роботи обладнання таким чином, щоб забезпечити потрібний рівень очищення.

Окрім цього, важливо, щоб газовий потік рівномірно розподілявся в системі. Каскадна система вирішує це завдання, взаємодіючи з регулюючими пристро-

ями та контролюючи різні параметри, такі як тиск, температура та вологість. Такий підхід дозволяє досягти оптимальної ефективності очищення газу і забезпечити стійку роботу системи в різних умовах.

В ситуації, коли абсорбер працює у змінному режимі, особливо при зміні витрати газу, система автоматичного управління будується з урахуванням регулювання співвідношення між витратою газу і витратою абсорбенту. Основним принципом такої системи є корекція цього співвідношення на основі відхилень забрудненості газу від заданого значення.

Система автоматичного управління моніторить витрату газу та витрату абсорбенту, регулюючи їх відповідно один до одного. При виявленні відхилень від установленого значення система втручається для корекції співвідношення. Це може включати в себе, наприклад, регулювання витрати абсорбенту або зміну параметрів абсорбційного процесу.

Такий підхід дозволяє системі ефективно пристосовуватися до змін у витраті газу та умовах роботи, забезпечуючи оптимальне співвідношення витрат і необхідний рівень осушення газу в будь-який момент часу.

Система функціонує наступним чином: датчик 1а вимірює поточне значення концентрації кислого компонента в газі та перетворює його в пневматичний сигнал за допомогою електропневматичного перетворювача 1б. Цей уніфікований сигнал подається на вхід ПІ-регулятора (ПРЗ.21). З ручного задатчика вторинного приладу 1г, який є типом ПВ17.1Е, на вхід цього регулятора надходить пневматичний сигнал, пропорційний заданому значенню вологості.

При будь-якому відхиленні поточного значення від заданого, ПІ-регулятор видає коригувальний пневматичний сигнал, який надсилається на вхід регулятора співвідношення 1ж (ПРЗ.24). Останній, впливаючи на виконавчий механізм 1к, регулює витрату абсорбенту до тих пір, поки поточне значення концентрації не зрівняється із заданим.

У випадку зміни витрати газу, співвідношення між витратою газу та витратою абсорбенту порушується, і регулятор 1ж, отримуючи сигнал від датчиків витрати газу 5а і 5б, автоматично коригує витрату абсорбенту. Введення сигналу від

датчика витрати газу в контур регулювання сприяє підвищенню динамічної точності регулювання вологості.

Така комплексна система дозволяє ефективно контролювати та підтримувати задані параметри вологості газу в умовах змінних об'ємів та витрати газу.

У системі управління в основному використовуються пневматичні прилади ГСП. Вторинний прилад 1 типу ПВ10.1Е призначений для реєстрації витрати абсорбенту та для дистанційного керування виконавчим механізмом 1д при переході на ручне дистанційне керування. У ролі виконавчого механізму використовується регулятор витрати рідини типу РВР (рис. 5.2).

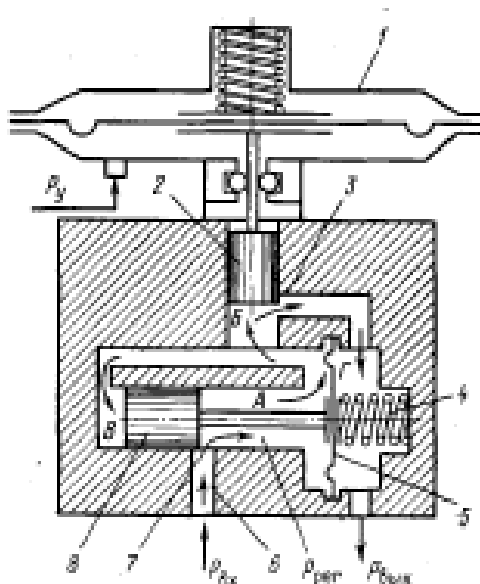


Рисунок 5.2 – Регулятор витрати рідини РВР-1

Цей вторинний прилад забезпечує точне вимірювання та реєстрацію витрати абсорбенту, а також можливість дистанційного управління роботою виконавчого механізму. Використання пневматичних приладів ГСП дозволяє забезпечити ефективну та надійну роботу системи управління, зменшити вплив зовнішніх факторів та забезпечити високу стабільність процесів в умовах змінних об'ємів і витрати газу.

Система автоматичного регулювання навантаження абсорбера включає компоненти, які сприяють підтримці стабільності та ефективності процесу. На рис. 5.1 представлені основні елементи цієї системи, які включають камерну діаф-

рагму 5а, дифманометр 5б, регулятор 5в та вторинний прилад 5г, що контролює штуцер 5д. Основним завданням цієї системи є підтримання заданого навантаження абсорбера. Камерна діафрагма 5а, дифманометр 5б і регулятор 5в взаємодіють для точного визначення і управління навантаженням абсорбера. Вторинний прилад 5г, здатний регулювати штуцер 5д, служить для дистанційного керування виконавчим механізмом 1д.

У системі також реалізовано стабілізацію температурного режиму абсорбера. Перша система регулювання температури газу включає манометричний термометр з пневмовиходом 2а, ПІ-регулятор 2б і регулюючий клапан 2в. Друга система забезпечує стабільність температури абсорбента та складається з термометра опору 3а та двопозиційного регулюючого пристрою 3б. Рівень рідини в абсорбері контролюється системою, що складається з датчика рівня 4а, пропорційного регулятора 4б і регулюючого клапана 4в.

Усі ці компоненти спільно допомагають забезпечити оптимальні умови для очищення газу, зберігаючи сталу витрату ДЕА та контролюючи його концентрацію та температуру фаз. Це особливо важливо при змінних об'ємах та витраті газу.

5.2 Розроблення системи автоматизованого керування роботою обладнання [18, 19]

При визначенні параметрів контролю і регулювання для системи очищення природного газу важливо керуватися принципом оптимізації інформативності. Мета полягає в тому, щоб мінімальна кількість контрольованих параметрів надавала максимально можливу інформацію про технологічний процес. При цьому основні параметри, що підлягають контролю, визначаються таким чином, щоб їх фіксація дозволяла успішно запускати, налагоджувати та вести технологічний процес. У випадку системи очищення природного газу, одним із ключових параметрів для контролю є витрата вихідної суміші, яка поступає в абсорбер.

Правильне регулювання цієї витрати вирішує завдання забезпечення продуктивності установки та її ефективної роботи. Витрата газу може бути регульована

для забезпечення оптимальних умов очищення газу, що є критичним для досягнення нормального функціонування системи. Такий підхід сприяє ефективному веденню технологічного процесу з мінімізацією контрольованих параметрів, забезпечуючи при цьому необхідний рівень інформації для оптимальної роботи системи.

Контроль проводиться за допомогою моніторингу наступних параметрів під час процесу:

1. Колона абсорбційна:

- тиск визначається для забезпечення оптимальних умов поглиблення газу;
- витрата газу регулюється для забезпечення ефективного контакту газу з абсорбентом;
- температура низу колони контролюється для оптимізації процесу поглиблення;
- температура верху колони є важливим параметром для забезпечення правильного розподілу та ефективності процесу;
- слід утримувати оптимальний робочий рівень рідини в колоні;
- витрата абсорбенту регулюється для досягнення необхідного ступеня очищення газу.

2. Ємність E_1 : рівень її заповнення контролюється для визначення обсягу робочої рідини в ємності.

3. Теплообмінник-підігрівач П: температури потоків насиченого і ненасиченого ДЕА контролюються для забезпечення необхідних умов підігріву в зимовий період.

Зазначені параметри взаємодіють для забезпечення оптимальної ефективності всього процесу абсорбції та обробки газу.

В процесі абсорбції головною регульованою величиною є концентрація певного компонента в отриманому продукті або вміст домішок, який визначається за допомогою оптико-акустичного газоаналізатора. Положення робочої лінії залежить від початкової та кінцевої концентрацій компонента в обох фазах, а рівноважної лінії – від температури та тиску в апараті. Таким чином, концентрація ви-

тягуючого компонента в суміші залежить від різних факторів, таких як початкові концентрації в газовій і рідкій фазах, витрати газової суміші, відносна витрата абсорбенту, температура та тиск в абсорбері.

Для ефективного регулювання цього процесу використовується електричний привід прямоходовий, який включає в себе перетворювач і регулюючий орган. У даному випадку головним контуром є контур регулювання тиску в абсорбері за допомогою витрати. Це дозволяє підтримувати оптимальні умови для процесу абсорбції та забезпечити необхідний рівень концентрації в продукті.

Температура в системі вимірюється за допомогою термоперетворювача, який має уніфікований вихідний сигнал у діапазоні від 4 до 20 мА, наприклад, такого як Метран-276. Цей тип термоперетворювача дозволяє зручно та точно вимірювати температуру і генерує стандартизований електричний сигнал для подальшого використання в системі контролю та регулювання.

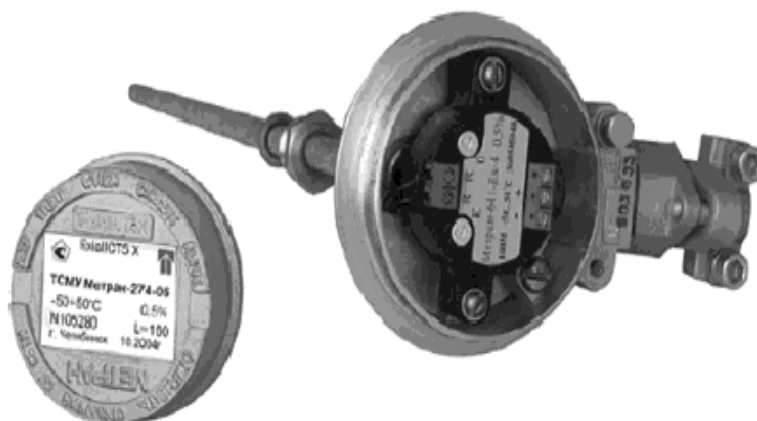


Рисунок 5.3 – Термоперетворювач ТСПУ Метран-276

Використання термоперетворювача з уніфікованим вихідним сигналом дозволяє отримувати консистентні вимірювання температури і забезпечує сумісність з іншими елементами системи автоматизації, які підтримують аналоговий сигнал у діапазоні від 4 до 20 мА.

Витрату в трубопроводі вимірюватимемо за допомогою витратоміра Метран-360-R100F. Цей витратомір призначений для вимірювання витрати різноманітних середовищ, таких як газу, рідини, емульсії, суспензії, нафта та інші.



Рисунок 5.4 – Регулятор потоку Метран-360-R100F

Метран-360-R100F є надійним і точним пристроєм, здатним працювати з різноманітними типами рідин та газів, включаючи важкі середовища, такі як нафта. Цей витратомір забезпечує точне вимірювання об'єму пройденого середовища, дозволяючи ефективно контролювати витрату в трубопроводі.

За допомогою Метран-360-R100F можна вимірювати витрату для різних типів робочих середовищ, що робить його універсальним і зручним для використання в різноманітних промислових умовах.

Використання датчика різниці тиску Метран-100-ДД є добрим вибором для вимірювання тиску в системі. Цей прилад надає точні та надійні вимірювання різниці тиску, що може бути корисним для контролю роботи системи абсорбції.

Метран-100-ДД дозволяє вимірювати різницю тиску між двома точками в системі трубопроводу чи апарату. Це може бути корисно для визначення ефективності абсорбційного процесу та контролю за параметрами системи.



Рисунок 5.5 – Датчик різниці тиску Метран-100-ДД

Важливо враховувати, що різниця тиску може бути показником опору або ступеня насичення абсорбенту. Ці дані можуть бути використані для оптимізації роботи системи та підтримання оптимальних умов абсорбції. Також слід переконатися, що встановлення та калібрування датчика різниці тиску проводиться відповідно до виробникових рекомендацій для отримання найкращих результатів вимірювань.

Оптико-акустичний газоаналізатор КЕДР-М, який працює на принципі виборчого поглинання інфрачервоного випромінювання, є потужним та ефективним засобом для автоматичного та безперервного визначення концентрації окремих компонентів у складних газових сумішах. Принцип його роботи полягає у вимірюванні взаємодії світла з газами у видимому та інфрачервоному діапазонах.

Зокрема, пристрій використовує властивість газів поглиблювати інфрачервоне випромінювання на певних довжинах хвиль. При цьому вимірюються зміни інтенсивності поглибленого світла, і на основі цих даних робиться висновок про концентрацію конкретного компонента.

Основні переваги оптико-акустичних газоаналізаторів включають високу точність вимірювань, широкий діапазон визначених газів, можливість роботи в реальному часі та велику надійність.

У системах абсорбції газів, такий газоаналізатор може бути використаний для контролю концентрації абсорбуючих компонентів та оптимізації ефективності процесу очищення газу.

6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ

6.1 Аналіз небезпечних та шкідливих факторів []

Охорона праці на газопереробному заводі (ГПЗ) має вирішальне значення для забезпечення безпеки працівників та стабільної роботи виробництва. Із урахуванням специфіки та потенційних ризиків, пов'язаних з газопереробними процесами, імплементація комплексу заходів та підходів є необхідною для забезпечення високого рівня охорони праці.

Основні аспекти системи охорони праці на ГПЗ можуть включати:

1. Інструктаж та навчання – забезпечення всіх працівників інструктажами з безпеки та відповідним навчанням для роботи з устаткуванням та матеріалами.
2. Оцінка ризиків – проведення регулярних аналізів ризиків для визначення потенційних небезпек та розробка стратегій їх управління.
3. Охорона від вибухів – встановлення та підтримка систем вибухозахисту для запобігання вибухам та мінімізації їх наслідків.
4. Особисті захисні засоби (ОЗЗ) – забезпечення відповідних ОЗЗ для працівників у відповідності з характером робіт та потенційними ризиками.
5. Системи вентиляції – впровадження ефективних систем вентиляції для зменшення рівня токсичних речовин у робочому середовищі.
6. Відповідність стандартам та нормам – забезпечення відповідності усіх процесів та устаткування чинним нормам та вимогам щодо безпеки.
7. Екстрені заходи – розробка та практика евакуаційних планів, перевірка систем пожежної безпеки та навчання працівників діяти в екстрених ситуаціях.

Ці заходи мають за мету забезпечити безпеку працівників та стабільну експлуатацію газопереробного заводу в умовах зниження можливих ризиків та аварій.

Основним моментом є вивчення і дотримання всіх законів та нормативних актів, пов'язаних із охороною праці, які стосуються газопереробного 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 ГПЗ 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 ГПЗ:

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

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

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

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

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

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

Таблиця 6.1 – Гранично-допустимі концентрації вуглеводнів

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

Обслуговуючий персонал установки повинен дотримуватися наступних важливих вимог і процедур:

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

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

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

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

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

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

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

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

6.2 Розрахунок потенційно-небезпечного фактора

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

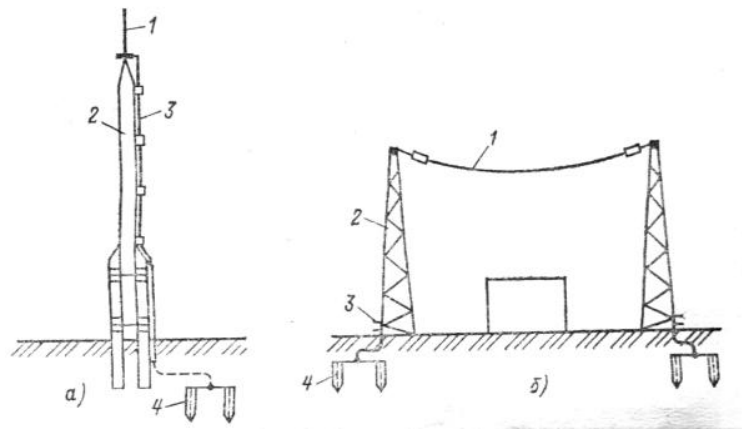


Рисунок 6.1 – Конструкція стрижневого (а) та тросового (б) відводів блискавки:

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

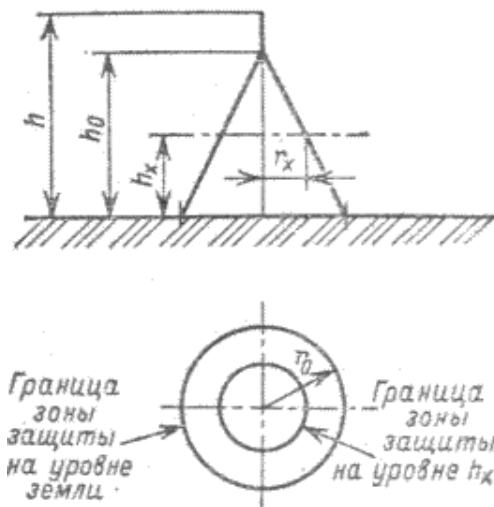


Рисунок 6.2 – Зона захисту одиничного стрижневого блискавковідводу висотою менше 150 м є конусом, вершина якого знаходиться на висоті h_0

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

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

Таблиця 6.2 – Розрахунок зони захисту одиничного стрижневого блискавко-відведення

Надійність захисту P_z	Висота блискавковідведення h , м	Висота конуса h_0 , м	Радіус конуса r_0 , м
0,9	від 0 до 100	$0,85h$	$1,2h$
	від 100 до 150	$0,85h$	$[1,2-10^{-3}(h-100)]h$
0,99	від 0 до 30	$0,8h$	$0,8h$
	від 30 до 100	$0,8h$	$[0,8-1,43 \cdot 10^{-3}(h-30)] h$
	від 100 до 150	$[0,8 - 10^{-3}(h - 100)]h$	$0,7h$
0,999	від 0 до 30	$0,7h$	$0,6h$
	від 30 до 100	$[0,7-7,14 \cdot 10^{-4}(h - 30)]h$	$[0,6-1,43 \cdot 10^{-3} (h-30)] h$
	від 100 до 150	$[0,65 - 10^{-3}(h - 100)]h$	$[0,5 - 2 \cdot 10^{-3} (h - 100)]h$

Таблиця 6.3 – Вихідні дані для розрахунку

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

Висота конуса:

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

Радіус конуса:

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

Радіус об'єкта, що захищається, визначаємо за формулою:

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

Правильність вибору блискавковідводу перевіряється за допомогою нерівності:

$$\frac{\sqrt{B^2 + L^2}}{2} < r_x. \quad (6.5)$$

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

Отже, обраний блискавковідвід зможе забезпечити безпеку відділення очищення природного газу.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Методичні вказівки до виконання магістерської кваліфікаційної роботи зі спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» освітньої програми «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів» : для студ. денної, заочної та дистанційної форм навчання / В.І. Склабінський, Я.Е. Михайловський, Р.О. Острога, М.С. Скиданенко. – Суми : СумДУ, 2019. – 53 с.
2. Переробка нафтових газів [Електронний ресурс]. – Режим доступу : <http://masters.donntu.edu.ua/2007/feht/mishina/library/index7.htm>
3. Franci P.E. New glycol regenerator adaptable to offshore use / P.E. Franci // World Illusion. – 2009. – № 9. – P. 35–43.
4. Smith R.S. Enhancement of drizo gas dehydration / R.S. Smith // 47th Laurance Reid Gas Conditioning Conference, March 2 – 5, 1997. – P. B7–B16.
5. Rigaiil C. Solving aromatic and H₂S emissions with the drizo gas/glycol dehydration process / C. Rigaiil // GPA Europe Meeting. – 2007. – № 2/3. – P. 49–58.
6. Franci P.F. Emission free, high purity TEG regenerator / P.E. Franci, J.W. Clarke // Gas Processing Air Toxic Conference. – 2010. – № 5. – P. 3–7.
7. 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.
8. Коваленко І.А., Малиновський В.В. Основні процеси, машини та апарати хімічних виробництв. – Київ: Воля, 2006. – 253 с.
9. Теплові й масообмінні процеси та обладнання хімічних і нафтогазопереробних виробництв у системах "газ (пара) – рідина": підручник / Я.Е. Михайловський, А.Є. Артюхов, М.П. Юхименко, Н.О. Артюхова ; за заг. ред. Я.Е. Михайловського. – Суми : СумДУ, 2021. – 391 с.
10. Онищук О.О., Кормош Ж.О. Процеси та апарати хімічних виробництв: курс лекцій. – Луцьк: Вежа-Друк, 2020. – 155 с.

11. Процеси та обладнання хімічних технологій. Базові принципи теорії тепломасообміну: практикум з кредитного модуля : навч. посіб. / уклад.: С.В. Гулієнко, Я.В. Гробовенко. – К. : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. – 120 с.
12. Кузнецов А.А. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов: Справочное пособие / А.А. Кузнецов, Е.Н. Судаков. – М. : Химия, 1983. – 224 с.
13. Конструювання і розрахунків 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 ділянок 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. 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.