

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 осушення природного газу.  
Розробити та модернізувати тарілчасту абсорбційну колону

Виконав:  
студент групи ХМ.м-21/2  
Шавкун Костянтин Едуардович

\_\_\_\_\_   
підпис

Залікова книжка  
№ \_\_\_\_\_

Кваліфікаційна робота магістра  
захищена на засіданні ЕК  
з оцінкою \_\_\_\_\_

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

**Підпис голови**  
(заступника голови) комісії

Керівник:  
докт. техн. наук, професор  
Склабінський В.І.

\_\_\_\_\_   
підпис, дата

## ЗМІСТ

	С.
ВСТУП	3
1 АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ	5
1.1 Умови залягання і основні властивості природного газу	5
1.2 Вимоги до газів, що подаються в магістральні трубопроводи	10
1.3 Аналіз основних факторів, що впливають на процес абсорбції	12
2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	17
2.1 Опис технологічної схеми осушення природного газу	17
2.2 Теоретичні основи абсорбційних процесів	19
2.3 Опис конструкції проектного апарата	25
2.4 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарата	26
2.5 Гідравлічні розрахунки	42
2.6 Вибір допоміжного обладнання	48
3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	50
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	50
3.2 Розрахунки на міцність та стійкість	51
4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	55
4.1 Обґрунтування компонування основного та допоміжного обладнання	55
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання	58
5 АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ	63
5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу	63
5.2 Розроблення системи автоматизованого керування роботою обладнання	66
6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ	70
СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ	75
ДОДАТКИ	

## ВСТУП

Процес осушення, який вже протягом численних років визнаний як ефективний, продовжує зберігати свою актуальність в газовій індустрії. Разом із технологією механічної сепарації крапельної рідини з газового потоку, осушення лишається ключовим етапом в процесі підготовки природного та попутного нафтового газу для транспортування та наступної переробки. Цей процес можна вважати фундаментальним кроком на шляху газу від його видобутку на газовій свердловині до завершального використання кінцевим споживачем.

Необхідність осушення газу впливає з численних технічних викликів, які включають утворення гідратів, корозію обладнання та інші проблеми, пов'язані з наявністю вологи у газовому потоці. Таким чином, осушення виконує важливу роль у забезпеченні безперебійного та ефективного транспортування газу від його джерела до кінцевого споживача.

На сучасному етапі розвитку газової промисловості, осушення газу методом абсорбції з використанням гліколів як основного абсорбенту є найбільш широко використовуваним та ефективним підходом. Ключовим елементом у системі осушення газу є абсорбційна колона, де відбувається важливий етап взаємодії між природним газом і осушувачем – гліколем.

У процесі абсорбції природний газ, який насичений вологою, проходить через абсорбційну колону, де гліколь вступає в контакт із газовим потоком. Гліколь абсорбує вологу, утворюючи глікольно-водний розчин. Цей розчин видаляється з газового потоку, і тепер осушений газ готовий до подальшого транспортування та використання.

Крім того, важливою частиною системи є вузол регенерації гліколю. У цьому етапі розчин, насичений водою, направляється в регенератор, де піддається процесу теплової регенерації. Під підвищеною температурою або тиском гліколь відокремлюється від води, яка виділяється. Після цього очищений гліколь повертається в абсорбційну колону, а вода виводиться або відновлюється, завершуючи цикл регенерації.

Ефективність цієї системи визначається ефективністю роботи абсорбційної колони та регенераційного вузла. Чим ефективніше гліколь відновлює свою абсорбційну спроможність, тим менший залишковий вміст вологи залишається в обробленому газі, забезпечуючи високу якість та стабільність газового потоку на всіх етапах транспортування та використання.

У даній кваліфікаційній роботі [1] досліджено відділення осушення природного газу, спроектовано та модернізовано тарілчасту абсорбційну колону.

## 1 АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ

### 1.1 Умови залягання і основні властивості природного газу [2–4]

Гази, які ми отримуємо із надр земної кори, можна класифікувати за декількома основними групами в залежності від їхнього походження та формування:

1. Біохімічного походження. Ця група газів утворюється внаслідок хімічного перетворення відмерлих організмів, таких як рослинний та тваринний матеріал. Біохімічні гази включають собою суміш вуглеводнів. Великі поклади цих газів є найціннішими для промисловості.

2. Літохімічні гази. Гази, які виділяються при високих температурах та тиску під час розкладання гірських порід; вулканічні гази також входять в цю категорію. Літохімічні гази можуть мати важливе значення для наукових досліджень та визначення процесів, що відбуваються в надрах землі.

3. Гази радіоактивного розпаду утворюються під час довільного розпаду радіоактивних речовин. Гази цієї групи можуть відігравати роль в радіоактивних процесах та дослідженнях.

4. Гази повітряного походження утворюються з атмосферного повітря, які проникають всередину земної кори у розчиненому стані під впливом дощової або талої води. Ці гази можуть впливати на хімічний склад ґрунту та гідрогеологічні процеси.

Ця класифікація надає інсайт у різноманітність газів, які ми отримуємо з надр земної кори та розглядає різні процеси їхнього утворення. Кожна група має своє власне значення у контексті науки, промисловості та екології.

Склад природного газу може значно варіюватися залежно від родовища. Проте, загальний характерний склад природного газу включає наступні основні компоненти:

**Метан (CH<sub>4</sub>).** Основна складова частина природного газу, зазвичай становить від 80% до 98%. Метан є основним складником через його високий енергетичний потенціал і чистоту згорання.

**Етан ( $C_2H_6$ ).** Інший важливий вуглеводень, що часто присутній в природному газі. Він може входити у склад від декількох відсотків до декількох десятків відсотків.

**Пропан ( $C_3H_8$ ) і Бутан ( $C_4H_{10}$ ).** Деякі родовища природного газу можуть містити певні кількості пропану та бутану. Ці гази використовуються, зокрема, як видобуткові продукти та сировина для виробництва пального газу.

**Сірководень ( $H_2S$ ).** Домішки сірководню можуть бути присутні в природному газі. Сірководень є корозійним та небезпечним, тому його вміст обмежують до безпечних рівнів.

**Азот ( $N_2$ ) та вуглекислий газ ( $CO_2$ ).** Ці гази можуть бути присутні в природному газі у невеликих кількостях. Вони визначаються як "інертні гази" і можуть впливати на якість газу та його використання.

**Інертні гази та водяна пара.** Можуть включати гелій, аргон, гази розкладу вугільних матеріалів та водяну пару.

Знання складу природного газу є важливим для ефективного використання та обробки, оскільки різні компоненти можуть вимагати різних методів обробки та можуть впливати на його властивості та застосування.

Природний газ є важливим та вигідним джерелом енергії через свої особливості та застосування. Він є безбарвним та не має запаху, що робить його легким у використанні та транспортуванні. Також він легший за повітря – ця характеристика робить його безпечним, оскільки газ випливає вгору та швидко розсіюється.

Велика кількість теплоти виділяється при згорянні природного газу, роблячи його ефективним джерелом енергії. У порівнянні з іншими видами палива, природний газ виділяє менше забруднюючих речовин у повітря, включаючи вуглекислий газ ( $CO_2$ ), сірководень та інші шкідливі речовини.

Природний газ має широкий спектр застосувань:

1. В енергетиці використовується для теплового та електричного виробництва, у теплових електростанціях, котельнях та інших енергетичних установках.

2. Побутове використання. Використовується для обігріву та приготування їжі у житлових будинках.
3. Транспорт. Застосовується в якості пального для автомобілів та інших транспортних засобів.

Природний газ є відносно дешевим та енергоефективним джерелом, що сприяє його широкому використанню у різних галузях.

Природний газ включає в себе не лише безпосередньо видобуток з газових родовищ, але й супутні нафтові гази, які виникають у процесі добування нафти. Під час видобутку нафти, супутні нафтові гази, які розчинені в нафті та розташовані над нею, виділяються. Ці супутні гази відрізняються від природного газу за своєю хімічною композицією, роблячи їх унікальним ресурсом для подальшої обробки та використання.

У порівнянні з природним газом, склад супутнього нафтового газу вражає своєю різноманітністю. Хоча в ньому може міститися менше метану, від 30% до 40%, проте його головними компонентами стають гомологи метану, такі як етан, пропан, бутан і пентан, які становлять від 60% до 70% об'єму. Крім того, супутні нафтові гази можуть містити різноманітні інші газові речовини.

Ця різноманітність у складі супутніх нафтових газів відкриває широкі можливості для їхньої хімічної переробки. Використовуючи спеціальні технології, можна отримати різноманітні корисні хімічні речовини, перетворюючи ці гази на цінні продукти. Такий підхід дозволяє максимально використовувати ресурси та забезпечує додаткові можливості для промислового виробництва.

У попередні часи супутній газ, що виникає під час видобутку нафти, залишався практично не використаним, і його зберігали та видаляли через факельний спосіб спалювання. Проте, сучасні технологічні розробки та сталий підхід до використання природних ресурсів дозволили перетворити цей ресурс в цінну сировину та паливо. Впровадження нових методів збору та обробки супутнього нафтового газу тепер дозволяє здобувати з нього не лише паливо, а й використовувати для виробництва цінних хімічних продуктів.

Процес переробки супутнього нафтового газу включає кілька етапів. Спочатку проводиться відокремлення важколетючих вуглеводнів, таких як

пентан, гексан та інші. Ці речовини утворюють газовий бензин, який виявляє застосування як додаток до звичайних видів бензину. Газовий бензин виявляється особливо ефективним при запуску двигунів, покращуючи їх займання.

Далі відокремлюється пропан-бутанова суміш, яка зберігається під тиском у балонах. Цей зріджений газ стає важливим ресурсом, використовуваним як газоподібне паливо. Залишковий "сухий газ", який залишається після відділення газового бензину та пропан-бутанової суміші, переважно складається з метану. Цей компонент використовується як паливо, забезпечуючи додаткові джерела енергії та сприяючи екологічно чистому використанню природних ресурсів. Такий підхід не лише максимізує використання супутнього нафтового газу, але й виробляє різноманітні цінні продукти для різних галузей промисловості.

Для проведення хімічної переробки супутнього нафтового газу, спочатку відбувається відокремлення окремих складових вуглеводнів, таких як етан, пропан, бутан та інші. Цей процес стає ключовим кроком у використанні супутнього газу як цінної хімічної сировини.

Насичені вуглеводні, такі як етан, пропан і бутан, спочатку відділяють від загального складу супутнього газу. Оскільки ці насичені вуглеводні характеризуються хімічною інертністю та обмеженими властивостями для хімічного синтезу, їх піддають процесу дегідрування. Ця реакція перетворює їх у ненасичені вуглеводні, які виявляються хімічно активними. Ці активні вуглеводні, у свою чергу, використовують для синтезу різноманітних продуктів, таких як каучуки та пластмаси.

Крім того, проведення окислення вуглеводнів, отриманих в результаті дегідрування, дозволяє видобувати багатоцільові продукти. Серед них можна виділити органічні кислоти, спирти та інші хімічні речовини, які мають широкий спектр застосувань у виробництві.

Цей комплексний підхід до переробки супутнього газу дозволяє максимізувати використання його складових, перетворюючи їх у вартісні хімічні продукти та сприяючи сталому використанню природних ресурсів.



Видобуток природного газу здійснюється шляхом використання свердловин, які проникають у глибину землі. Газ, який знаходиться під непроникиними газонепроникиними породами, розташованими в газоносних пластах, представлених пористими формаціями, такими як пісковики та пористі вапняки, витягується на поверхню для подальшої обробки та використання.

Завершальний продукт, який ми отримуємо, починається з первинної стадії обробки, коли газ направляється до сепараторів. Тут відбувається перше етапне очищення газу від будь-яких механічних домішок. Подальший процес включає осушення газу, видалення сірководню та діоксиду вуглецю, додавання характерного запаху (зазвичай за допомогою етил меркаптану –  $C_2H_5SH$ ) для безпеки та, нарешті, ще одне етапне очищення від механічних домішок.

У разі, якщо тиск природного газу достатньо високий, його транспортують у магістральні газопроводи для подальшого розподілу та використання. Цей комплексний процес забезпечує високу якість та безпеку природного газу, який використовується для різноманітних потреб, включаючи опалення, енергогенерацію та промислові застосування.

Природний газ, отриманий з промислових джерел, включає різноманітні забруднення, такі як тверді частинки (пісок і окалина), конденсат важких вуглеводнів, водяні пари, а часто також присутній сірководень і вуглекислий газ. Ця різноманітність домішок може суттєво впливати на якість та ефективність природного газу, а також на функціонування газопроводів та обладнання.

Наявність твердих частинок у газі несе ризик швидкого зношування деталей компресорів та іншого обладнання. Ці тверді частинки можуть також викликати засмічення та пошкодження арматури газопроводу і приладів контролю та вимірювання. Коли вони накопичуються на певних ділянках газопроводу, це може призводити до звуження його поперечного перерізу, обмежуючи нормальний рух газу і збільшуючи опір в системі.

Для ефективною та безпечною експлуатації природного газу важливо вживати заходи для видалення цих домішок і забезпечення якості газу. Технології очищення та фільтрації застосовуються для усунення твердих частинок,

конденсату та інших домішок, щоб забезпечити безперебійний та ефективний транспорт природного газу в газопровідній системі.

Відкладення рідких частинок у низьких ділянках трубопроводу призводять до не лише зменшення площі його поперечного перерізу, але й мають потенційно корозійний вплив на стінки трубопроводу, арматуру та прилади. Це може викликати погіршення структури та міцності матеріалів, що використовуються в системі транспорту газу.

Сірководень, який є однією з домішок, представляє особливо великий ризик. У великих концентраціях, перевищуючи 0,01 мг на 1 л повітря в робочій зоні, сірководень стає отруйним. В промисловому використанні газу, який містить сірководень, може негативно впливати на якість виробленої продукції. Його присутність може викликати інтенсивну корозію металічних елементів у системі транспорту газу, особливо в умовах вологості.

Для забезпечення безпеки та ефективності газопровідних систем важливо вживати заходи для очищення газу від різних домішок, включаючи рідкі частинки та сірководень. Технології фільтрації та усунення забруднень допомагають підтримувати чистоту газу, що перекладається на безперебійний його транспорт та надійну роботу газопровідних мереж.

## **1.2. Вимоги до газів, що подаються в магістральні трубопроводи [4–6]**

У сучасний період основним засобом транспортування природного газу залишається трубопровідний транспорт. Газ, утримуючись під надлишковим тиском, переміщується по трубах, діаметр яких може досягати 1420 мм. Проте, в ході переміщення газ втрачає енергію через подолання опору як між газом і стінкою труби, так і між різними шарами газу. У зв'язку з цим на певних ділянках трубопроводу встановлюють компресорні станції, де газ піддається додатковому надтисканню для забезпечення потрібного рівня атмосферного тиску.

Будівництво та експлуатація трубопроводу є досить витратною операцією, проте, незважаючи на це, воно залишається найбільш економічно вигідним методом транспортування газу. Протягом переміщення газу через трубопровідну сис-

тому, потрібно регулярно використовувати компресорні станції для збереження ефективності та стабільності тиску газу.

У зв'язку з поступовим втратою енергії під час транспортування, система трубопроводів вимагає ретельного планування та обслуговування для забезпечення безперебійного та ефективного перенесення природного газу, що робить трубопровідний транспорт найбільш оптимальним з точки зору економічної вигідності.

Присутність у газі вологи, рідких вуглеводнів та інших агресивних і механічних домішок виявляє негативний вплив на ефективність газопроводів, призводячи до ряду проблем. Зокрема, ці домішки впливають на пропускну здатність газопроводів, збільшуючи витрату інгібіторів, які застосовуються для захисту системи від корозії. Крім того, вони сприяють збільшенню корозії, що вимагає додаткових зусиль для забезпечення безпеки та ефективності транспорту газу.

Такий вплив домішок ускладнює експлуатацію технологічних систем і газопроводів. Зменшена пропускну здатність газопроводів вимагає більшої потужності компресорних агрегатів, збільшуючи енерговитрати і операційні витрати. Крім того, існує ризик забивання ліній контрольно-вимірювальних та регулюючих приладів, що додатково підвищує ймовірність аварійних ситуацій.

Загальною наслідком цих факторів є зниження надійності роботи газотранспортних систем, що може призвести до потенційно небезпечних ситуацій на компресорних станціях та газопроводах. Покращення методів очищення та захисту газу від забруднень стає важливим завданням для забезпечення стабільності та надійності функціонування газопровідних систем.

Пил і механічні домішки, крім того, сприяють процесу стирання металу. Коли ці забруднення осідають на поверхнях теплообмінних апаратів, це може призводити до погіршення їх теплових характеристик та ефективності.

У випадку, коли тиск газу знижується при постійній температурі, газ стає недонасиченим, і виділення крапельної вологи не відбувається. З іншого боку, при зниженні температури під час транспортування газу за постійного тиску, його рівноважна вологоємність зменшується, і газ стає перенасиченим. Це може призводити до конденсації вологи та утворення конденсату, який відкладається у трубі.

Отже, присутність пилу і механічних домішок в природному газі вносить додаткові виклики в експлуатації газопровідних систем. Вони не тільки можуть зменшувати теплові характеристики обладнання, але і впливати на фазовий стан газу при змінах тиску та температури в процесі транспортування. Застосування відповідних заходів контролю та очищення газу є ключовим для забезпечення надійності та ефективності газотранспортних систем.

Точка роси газу води та вуглеводнів є критичним параметром для забезпечення надійності та безперебійності постачання газу споживачам у однофазному стані. Цей параметр визначає температуру, при якій волога у газі конденсується у вигляді роси, забезпечуючи ефективне управління вологістю газопостачання. Крім того, точка роси по вуглеводням грає важливу роль у вилученні важких вуглеводнів з газу. Цей процес сприяє ефективному використанню ресурсів природних і нафтових газів, оскільки важкі вуглеводні можуть бути виділені, що дозволяє оптимізувати якість та склад газу для використання його в промислових та побутових потребах.

Таким чином, збалансована точка роси газу води та вуглеводнів відіграє важливу роль у забезпеченні стабільності та ефективності газопостачання, а також у максимізації використання природних ресурсів, сприяючи раціональному використанню природного та нафтового газу.

### **1.3. Аналіз основних факторів, що впливають на процес абсорбції [7–11]**

Показники експлуатації систем абсорбційного осушення газу піддаються впливу як первинних, так і вторинних факторів, що визначають ефективність та надійність цих установок.

Первинні фактори обумовлюються тиском, температурою, складом сировинного газу, який надходить до установки комплексної підготовки газу (УКПГ), а також концентрацією осушувача в регенованому розчині. Ці параметри визначають вміст вологи в газі як перед абсорбцією, так і після неї, що має вирішальне значення для забезпечення необхідної якості обробленого газу.

Другорядні фактори експлуатації включають ступінь насичення абсорбента, ефективність роботи обладнання та наявність забруднюючих домішок у газі, таких як пил, механічні домішки, мінеральні солі та інші. Ці фактори взаємодіють між собою та впливають на робочий процес системи осушення газу, визначаючи її загальну ефективність та тривалість служби.

Отже, оптимальне управління як первинними, так і вторинними факторами є ключовим для досягнення ефективної та стабільної роботи установок абсорбційного осушення газу.

Тиск у процесі відіграє ключову роль і визначає ряд важливих параметрів, що впливають на функціонування систем абсорбційного осушення газу. Серед цих параметрів можна виділити металоємність абсорбера, питому витрату осушувача, який постачається до абсорбера, та енергії, яка витрачається на роботу циркуляційного насосу та інші аспекти.

Зазвичай установки абсорбційного осушення газу спроектовані для робочого тиску газу на рівні 7,4 МПа. Однак в подальшому, внаслідок зниження тиску газу перед установкою комплексної підготовки газу (УКПГ), виникає необхідність введення дотискної компресорної станції (ДКС). Це необхідно для того, щоб забезпечити нормальний гідравлічний режим в апаратах УКПГ та магістральному газопроводі, забезпечуючи ефективну роботу системи осушення газу при зміні тиску.

В умовах підвищеного тиску виникає необхідність розглядати вплив цього фактору на процес осушення газу як взаємодію між показниками роботи дотискної компресорної станції (ДКС) та обладнанням для осушення газу. Важливою рушійною силою стає вибір оптимального розташування ДКС щодо технологічних установок, незалежно від того, чи вона розташована до чи після них. Цей вибір впливає на капіталовкладення у влаштування родовищ, експлуатаційні витрати на обробку газу та якість кінцевого газу, незалежно від складу оброблюваного газу (газів сеноманських або газоконденсатних покладів).

Зниження тиску призводить до збільшення рівноважної вологоємності газу, що, в свою чергу, призводить до більшої кількості вологи, яка витягується з газу в абсорбері.

Ефективне проведення процесу осушення при високому тиску, при рівних інших умовах, сприяє зниженню витрат на обробку газу, оскільки зменшуються витрати енергії на регенерацію насиченого розчину і подачу розчину гліколю в абсорбер. Підвищення тиску також призводить до зменшення кількості розчину, який потрібно подавати для отримання газу із заданою точкою роси. Це може значно поліпшити ефективність процесу осушення газу в умовах високого тиску.

При збереженні об'єму видобутку газу та зі зниженням тиску процесу виникає ситуація, коли лінійна швидкість газу в апаратах збільшується, що може негативно вплинути на ефективність роботи установок комплексної підготовки газу (УКПГ). Особливо це стосується збільшення крапельного винесення рідини з вхідних сепараторів, де крапельна рідина містить мінеральні солі і механічні домішки. Ці компоненти абсорбуються розчином гліколю, накопичуючись у ньому і впливаючи на надійність функціонування установок.

Важливо враховувати, що наразі процес очищення гліколей від розчинених солей не знаходить широкого застосування в промисловості. У зв'язку з цим розміщення дотискної компресорної станції (ДКС) перед установкою осушення газу отримує додаткову вагу. Такий підхід дозволяє уникнути негативного впливу збільшення тиску на роботу УКПГ, сприяє підтримці сталого тиску в абсорбері та забезпечує оптимальний гідравлічний режим в абсорбері, зокрема, щодо швидкості газу. Це особливо важливо в зимовий період, коли питомі витрати осушувача можуть бути значно знижені.

Температура в процесі осушення газу є одним з ключових параметрів, що визначає техніко-економічні характеристики. Зниження температури осушувача газу при не змінених інших умовах призводить до зменшення його рівноважної вологості. Це означає, що для виділення вологи з газу потрібна менша кількість циркулюючого абсорбенту. Такий аспект впливає на значущі показники метало- та енергоемності регенераційного блоку в системах осушення газу.

Зниження температури особливо актуально при розгляді економічних вигід блоку регенерації, оскільки це сприяє оптимізації витрат абсорбенту та енергії. Відзначимо, що при зниженні температури спостерігається зменшення витрат глі-

колю з висушеним газом, що додатково покращує технічні та економічні показники установок осушення газу.

Температура абсорбенту, який вводиться в колону, має дотримуватися того, щоб не перевищувати температуру газу на виході більше ніж на 6–8°C. Це обумовлено тим, що в іншому випадку можливе збільшення втрат абсорбенту. Коли температура гліколю нижча, ніж температура газу, відбувається охолодження газу, що може призвести до конденсації частини важких вуглеводнів і, як наслідок, до вспінювання абсорбенту та потенційно до захлинання тарілок та підвищення перепаду тиску в колоні.

В ситуації, коли осушуваний газ має низьку температуру, можливе встановлення теплообмінника для охолодження регенованого розчину гліколю за допомогою сировинного газу. Цей підхід сприяє покращенню умов процесу та дозволяє оптимізувати роботу системи осушення газу, зменшуючи ризик захлинання та інших негативних ефектів.

Характеристики процесу осушення газу значно визначаються якісними показниками, такими як вміст основної речовини в абсорбенті, в'язкість розчину, гігроскопічність і інші, а також питомою витратою осушувача. Якісні параметри стають ключовими факторами, що визначають точку роси газу на виході з абсорбера.

Обсяг розчину, що постачається в абсорбер, розраховується на основі термодинамічних параметрів процесу, таких як тиск і температура. При цьому концентрацію вихідного (регенерованого) розчину гліколю визначають, враховуючи рівновагу парів води в природному газі при визначеній температурі контакту.

Отже, на більш глибокому рівні якісні показники стають необхідними визначниками, впливаючи на ефективність та результативність процесу осушення газу, забезпечуючи оптимальні умови для досягнення заданих параметрів точки роси та забезпечуючи ефективну роботу системи в цілому.

При визначенні концентрації використаного розчину осушувача важливо забезпечити, щоб тиск парів води над відпрацьованим розчином, що виходить з апарата, був не менший за тиск парів води у газі, який поступає на процес осушення. За цим принципом можна утримувати високий вміст води в насиченому

розчині, який може перевищувати 10%. Проте на практиці, розведення розчину гліколю допускається лише на декілька відсотків.

Важливо враховувати, що використання концентрованого розчину осушувача з обмеженим розведенням визначається необхідністю забезпечити оптимальні умови рівноваги парів води та розчину гліколю, що максимізує ефективність процесу осушення газу.

Зазначимо, що ступінь насичення осушувача виступає одним із ключових параметрів у сфері установок з осушення газу. Величина цього показника має безпосередній вплив на такі важливі аспекти як кількість циркулюючого розчину в системі, енергозатрати на роботу насосів, а також процеси охолодження та нагрівання розчину, що обертається у системі. Безпосередньо ступінь насичення визначає розміри комунікацій, впливаючи таким чином на їхню металоемність.

Цей показник грає важливу роль у забезпеченні ефективності всього процесу осушення газу, оскільки його оптимальне значення дозволяє досягти оптимальної роботи системи, зменшуючи витрати ресурсів та забезпечуючи високу продуктивність.



## 2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

### 2.1 Опис технологічної схеми осушення природного газу

На рис. 2.1 наведено технологічну схему відділення осушення природного газу.

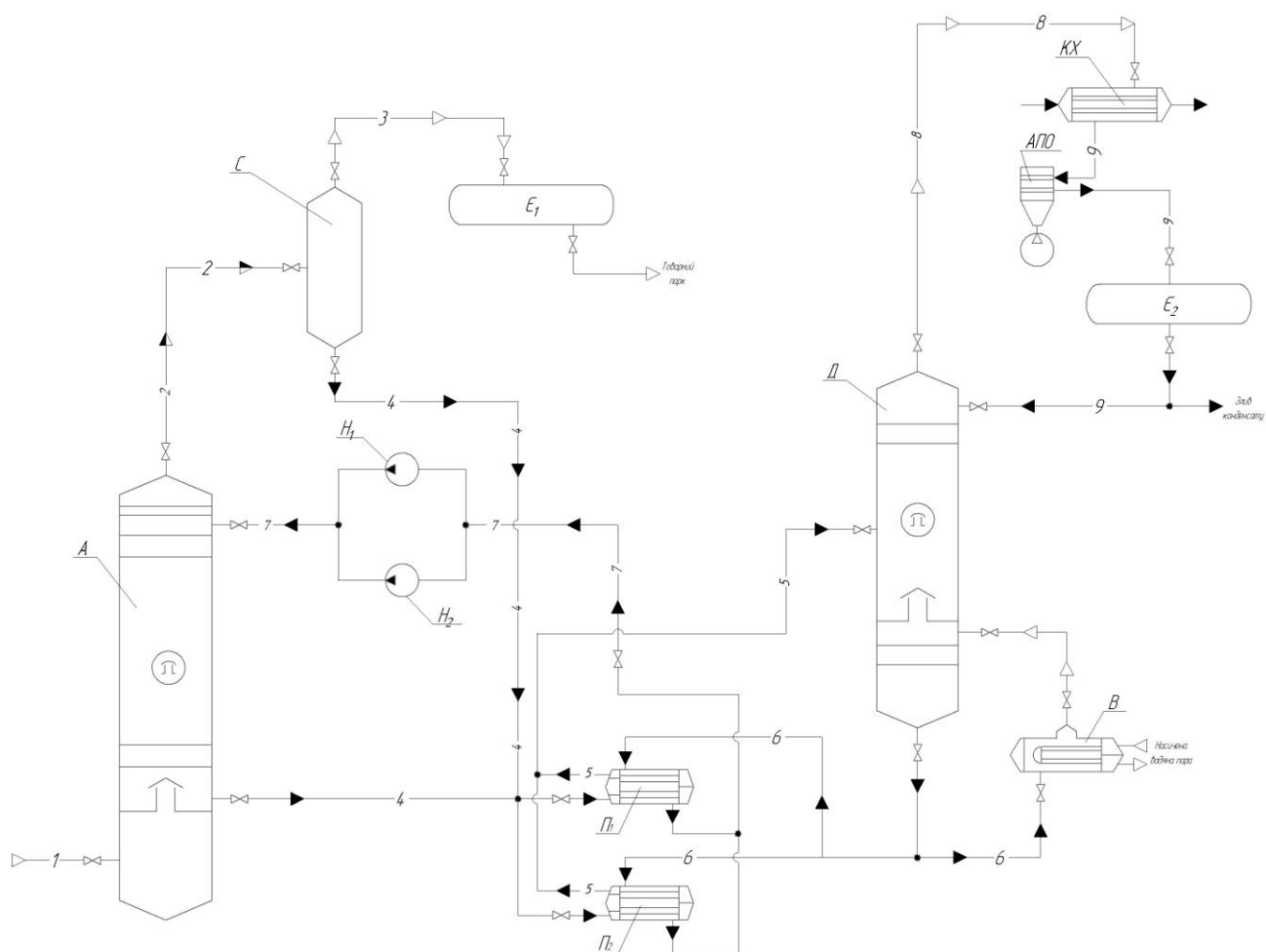


Рисунок 2.1 – Технологічна схема осушення природного газу

Система осушення газу та регенерації гліколю призначена для ефективного видалення вологи з природного газу перед його подачею в газопровід високого тиску, з метою уникнення гідратуутворення. Принцип роботи цієї установки може бути описаний наступним чином.

Після проходження через компресорну установку для газліфтного видобування нафти (УКГН) при температурі від 35 до 45°C, сирій природний газ вво-

диться у кубову (нижню) частину абсорбера А, який представляє собою високоефективний апарат типу колонни. В той самий час, висококонцентрований діетиленгліколь (ДЕГ) подається на верхню масообмінну тарілку абсорбера з концентрацією не менше 98%, відповідно до постановлення завдання на кваліфікаційну роботу. ДЕГ стікає вздовж газового потоку, формуючи робочий рівень на кожній контактній тарілці. Під час переміщення газу через рідкий шар на тарілках, вода у газі поглинається ДЕГом, насичуючи його. Осушений природний газ, зведений до точки роси, що становить мінус 5°C, подається у сепаратор С, де відбувається відокремлення залишкових крапель ДЕГу. Після цього осушений газ потрапляє до проміжної ємності Є1 і, нарешті, направляється у газопровід високого тиску для подальшого використання.

Нафтогазовий конденсат, який насичений водою, збирається на замкнутій тарілці абсорбера та відводиться до газовідокремлювача (який не відображений на схемі рис. 2.1). У газовідокремлювачі, де мається тиск 0,4 МПа, відбувається розгазування діетиленгліколю, тобто вивільнення газу, який був поглинений абсорбером. Газ, який відокремлений від діетиленгліколю, повертається до нижньої частини абсорбера А, тоді як сам діетиленгліколь проходить через два паралельно встановлені рекуперативні підігрівачі, П1 і П2, де його нагрівають до температури 105°C, після чого направляють в блок регенерації. Цей процес дозволяє ефективно відокремити газ від нафтогазового конденсату та знову використати діетиленгліколь для подальшого осушення природного газу у системі.

У блоку регенерації, насичений діетиленгліколем подається в центральну частину (на живильну тарілку) десорбера Д. Тут, при температурі 150–160°C та зниженому тиску, відбувається випаровування основної частини вологи із діетиленгліколю. Процес нагрівання гліколю у випарнику И здійснюється за допомогою продуктів згоряння паливного газу.

Регенований діетиленгліколь, пройшовши міжтрубний простір підігрівачів П1 і П2, охолоджується до температури 40–45°C за рахунок зустрічного потоку насиченого діетиленгліколю. Після цього він направляється за допомогою насосів Н1 і Н2 у абсорбер А для подальшого використання в процесі осушення природного газу.

Випарована водяна пара виходить через верхній випускний отвір десорбера Д і подається в конденсатор-холодильник КХ, де вона конденсується і проходить охолодження. Отриманий конденсат додатково охолоджується до температури 30°C в повітряному холодильнику АПО. Частина цього охолодженого конденсату, у вигляді зрошення, подається у верхню частину десорбера Д, в той час як інша частина може бути використана для вирішення технологічних завдань. Такий процес підвищує ефективність системи та максимізує використання утвореного конденсату.

## 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 га-

зових 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:

$$p^* = Ex$$

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:

$$\ln E = -\frac{q}{RT} + C$$

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:

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

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:

$$Y^* = mX, \text{ или } X^* = \frac{Y}{m}$$

У випадках, коли абсорбція включає багатокомпонентні 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:

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

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  $m^2/s$  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.

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

Рушійна сила є основним фактором, що впливає на інтенсивність масопередачі в абсорбційних процесах. Вона виникає внаслідок різниці між робочою і рів-

новажною 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, прямої тоці і перехресному тоці фаз. Крім того, можливі інші види взаємного руху фаз, пов'язані з перемішуванням і розподілом потоків. Вибір конкретного режиму абсорбції 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;
- прями ток – 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 прями током.

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:

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

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

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

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

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 апарата

Абсорбер – це цілісно складений циліндричний апарат із напівсферичними кришками та циліндро-конічною опорою (див. рис. 2.2). У корпусі передбачені люки діаметром 500 мм для монтажу контактних тарілок і проведення внутрішнього огляду апарату.

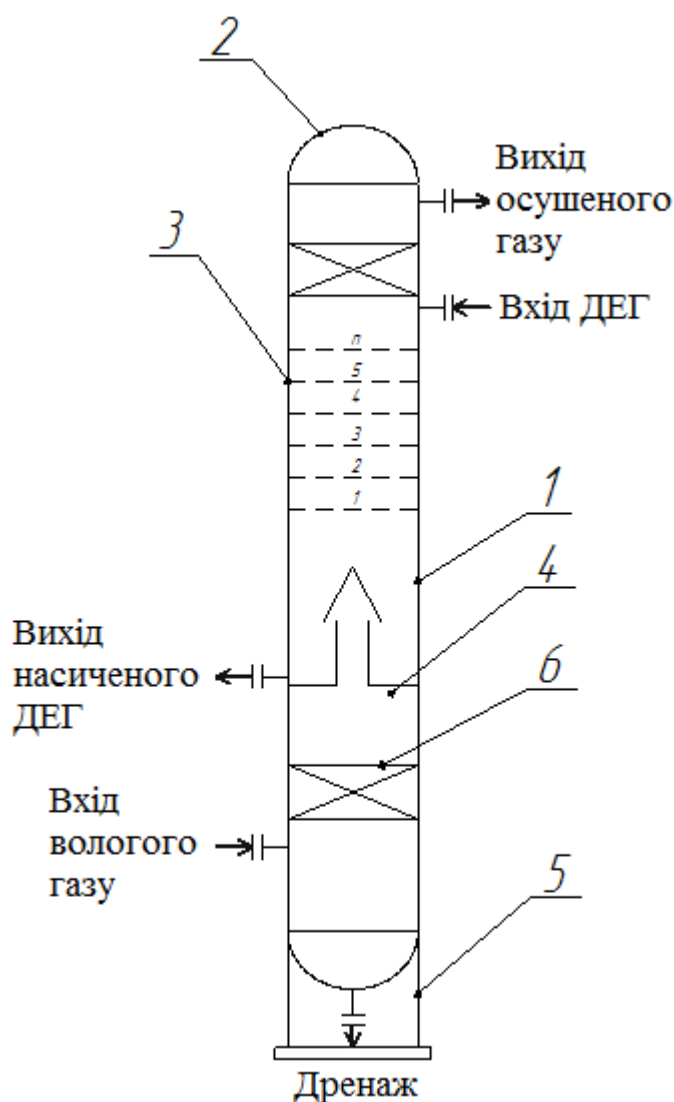


Рисунок 2.2 – Схема тарічастого абсорбера із основними технологічними потоками:

- 1 – корпус; 2 – кришка; 3 – контактна (масообмінна) тарілка;  
4 – глуха тарілка; 5 – опора; 6 – краплевідбійник

Додатково в абсорбер вбудовано змійовик для уникнення замерзання рідини в кубовій частині колони. У холодний період року через цей змійовик подається га-

рячий теплоносій з централізованої системи теплопостачання. Краплевідбійники надійно захищають від утворення крапель ДЕГу. Така конструкція абсорбера забезпечує необхідну функціональність та надійність у різних умовах експлуатації.

Головною функцією абсорбера є видалення вологи, представленої у вигляді водяної пари, з природного газу за допомогою спеціального рідкого абсорбента - діетиленгліколю (ДЕГ).

Сирій природний газ направляється у нижню частину абсорбера, де відбувається процес очищення газу від крапельної рідини. Сток конденсату здійснюється періодично. Після очищення газ проходить через герметичну тарілку та увиходить у масообмінну секцію апарата, де розташовані контактні елементи у формі ситчasto-клапанних тарілок. У нижній частині корпусу колони прикріплена опорна структура циліндрично-конічної форми, обладнана лазом і отворами для відведення дренажної системи.

У верхню частину абсорбера неперервно подається відновлений абсорбент (діетиленгліколь), що стікає по тарілках, зустрічаючи газовий потік. Процес контакту фаз в середині колони відбувається поетапно. Механізм роботи тарілчастої колони полягає в тому, що кожна тарілка функціонує як самостійна область для взаємодії газу і рідини. Під час взаємодії фаз вони обмінюються речовиною та енергією, допоки не досягнуть стану рівноваги. Процес видалення вологи з газу триває до тих пір, поки парціальний тиск води у газі і над розчином осушувача не зрівняється, що означає, що вода з газу поглинається абсорбентом, поки той не насититься. Осушений газ, знищений до необхідної точки роси, направляється у верхню частину абсорбера, де пройшовши краплевідбійник для уловлювання крапель абсорбента, видаляється від нього. Насичений водою абсорбент збирається на глухій тарілці абсорбера і потім направляється на процес регенерації.

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

У разі насичення газу водяною парою, вологовміст визначається за графіком [10], у залежності від температури і тиску в системі.

Температура контакту вологого газу (або температура, при якій подається газова суміш в абсорбер) визначається у залежності від вмісту діетиленгліколю. Із графіка [10] при  $x_1 = 0,992$  мас. частки  $t_c = 45^\circ\text{C}$ .

Точка роси вологого газу до контакту з діетиленгліколем:

$$t'_p = t_p + \Delta t, \quad (2.1)$$

де  $\Delta t = 36^\circ\text{C}$  – зниження точки роси; визначається у залежності від температури контакту [10].

$$t'_p = -5 + 36 = 31^\circ\text{C}.$$

Початковий вологовміст вуглеводневого газ при температурі  $t_c = 45^\circ\text{C}$  і тиску  $p = 10$  МПа дорівнює  $C_H = 100 \cdot 10^{-5}$  кг/м<sup>3</sup>; кінцевий – при температурі  $t_p = -5^\circ\text{C}$  і тиску  $p = 10$  МПа дорівнює  $C_K = 6 \cdot 10^{-5}$  кг/м<sup>3</sup> [10].

Температура діетиленгліколю при введенні в апарат приймається рівною  $t_{гЛ} = 45^\circ\text{C}$  [10].

Кількість свіжого розчину, який подається в поглинальну абсорбційну колону, розраховується за формулою [10]:

$$G_{ГЛ} = G_{ВЛ.П} \frac{x_2}{x_1 - x_2}, \quad (2.2)$$

де  $G_{ВЛ.П}$  – кількість вологи що поглинається, кг/год.;

$x_1$  і  $x_2$  – відповідно концентрації ДЕГ у свіжому і насиченому розчині, мас. частки.

Кількість поглинаючої вологи розраховується за формулою [10]:

$$G_{ВЛ.П} = (C_H - C_K)V, \quad (2.3)$$

де  $V$  – об'ємна кількість вуглеводневої сировини, м<sup>3</sup>/год.

Об'ємну кількість вуглеводневої сировини знаходимо за формулою:

$$V = \frac{22,4 \cdot G \cdot (t_c + 273) \cdot P_0 \cdot 10^6 \cdot z}{M_z \cdot T_0 \cdot P} \quad (2.4)$$

де  $G$  – кількість газу, кг/год. (див. табл. 2.1);

$P_0$  – атмосферний тиск, МПа;

$T_0$  – абсолютна температура, К;

$z$  – коефіцієнт стисливості газової суміші.

Таблиця 2.1 – Розрахунок складу газу

Компо- нент	Мольна маса, $M_i$	Кількість $V_i$ , нм <sup>3</sup> /ГОД.	Вміст $y'_i = \frac{V_i}{\sum V_i}$ , мол. 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 <sub>4</sub>	16	76302	0,76302	12,21	54501	0,5765
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	9616	0,09616	2,88	12879	0,1360
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	5473	0,05473	2,41	10751	0,1138
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	1844	0,01844	1,07	4775	0,0505
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	530	0,0053	0,38	1704	0,0179
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	226	0,00226	0,19	868	0,0090
CO <sub>2</sub>	44	1927	0,01927	0,85	3785	0,0401
N <sub>2</sub>	28	4067	0,04067	1,14	5084	0,0538
O <sub>2</sub>	32	15	0,00015	0,05	21	0,0024
Σ	–	100000	1,00000	21,18	94368	1,0000

Для суміші газів коефіцієнт стисливості визначається у залежності від приведених температури і тиску [10]:

$$\tau_{np} = \frac{T}{T_{пс.кр}}; \quad (2.5)$$

$$P_{np} = \frac{P}{P_{пс.кр}}, \quad (2.6)$$

де  $T_{пс.кр}$  і  $P_{пс.кр}$  – псевдокритичні параметри компонентів (див. табл. 2.2).

$$\tau_{np} = \frac{318}{217} = 1,47;$$

$$P_{np} = \frac{10}{4,6} = 2,17.$$

Коефіцієнт стисливості при  $\tau_{np} = 1,47$  і  $P_{np} = 2,17$  дорівнює  $z = 0,83$  [14].

$$V = \frac{22,4 \cdot 94368 \cdot (45 + 273) \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 0,83}{21,18 \cdot 273 \cdot 10 \cdot 10^6} = 100000 \text{ м}^3/\text{ГОД.}$$

$$G_{в.л.п} = (100 - 6) \cdot 10^{-5} \cdot 100000 = 94 \text{ кг/ГОД.}$$

Таблиця 2.2 – Розрахунок псевдокритичних параметрів сирого газу

Компо- нент	Вміст $y'_i$ , мол. частки	Критичні параметри		Псевдокритичні параметри	
		температура $T_{кр.i}$ , К	тиск $P_{кр.i}$ , МПа	температура $T_{пс.кр} = y'_i T_{кр}$ , К	тиск $P_{пс.кр} = y'_i P_{кр}$ , МПа
CH <sub>4</sub>	0,7654	190,55	4,60	145,8	3,521
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0968	305,43	4,88	29,6	0,472
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0538	369,82	4,25	19,9	0,228
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0172	425,16	3,80	7,3	0,065
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0045	470	3,37	2,1	0,015
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0013	507	3,01	0,7	0,004
CO <sub>2</sub>	0,0194	304,20	7,38	5,9	0,143
N <sub>2</sub>	0,0414	126,1	3,29	5,2	0,136
O <sub>2</sub>	0,0002	154,62	5,08	0,0	0,001
Σ	1,0000	–	–	217	4,6

Концентрація гліколю в насиченому розчині дорівнює  $x_2 = 0,975$ ; правильність прийнятого числового значення підтверджується подальшим розрахунком.

Кількість свіжого розчину дорівнює:

$$G_{ГЛ} = 94 \frac{0,975}{0,992 - 0,975} = 5391 \text{ кг/год.}$$

Об'ємна кількість свіжого розчину [10]:

$$V_{ГЛ} = \frac{G_{ГЛ}}{\rho}, \quad (2.7)$$

де  $\rho = 1105 \text{ кг/м}^3$  – густина розчину гліколю при температурі  $t_c = 45^\circ\text{C}$  [10].

$$V_{ГЛ} = \frac{5391}{1105} = 4,9 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Кількість циркулюючого гліколю залежить, головним чином, від продуктивності установки, вмісту вологи у сирому газі і ступеня осушення. У промислових системах вона складає  $1\text{--}10 \text{ м}^3/\text{год.}$  [10].

Рівняння матеріального балансу абсорбера має вигляд [10]:

$$G_y + G_{ГЛ} = G_o + G_{ГЛ.Н}. \quad (2.8)$$

Його ліва частина відповідає матеріальним потокам, які вводяться в апарат

(кг/год.):  $G_y$  – зі зволженим газом;  $G_{гг}$  – із розчином гліколю; права – виведеним з апарату матеріальним потоком (кг/год.):  $G_o$  – з осушеним газом;  $G_{гг.н}$  – з насиченим розчином гліколю.

На рис. 2.3 приведена розрахункова схема абсорбера для осушення природного газу.

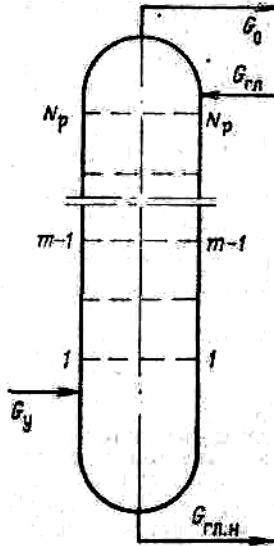


Рисунок 2.3 – Розрахункова схема абсорбера для осушення газу

Кількість зволоженої газової сировини дорівнює [10]:

$$G_y = G + C_H V, \quad (2.9)$$

$$G_y = 94368 + 100 \cdot 10^{-5} \cdot 100000 = 94468 \text{ кг/год.}$$

Кількість осушеної газової сировини [10]:

$$G_o = G_y - G_{вл.п} - G_{р.у}, \quad (2.10)$$

де  $G_{р.у}$  – кількість вуглеводневих компонентів, розчинних в ДЕГу, кг/год.

Кількість вуглеводневих компонентів, що поглинаються діетиленгліколем у результаті розчинення [10]:

$$G_{р.у} = V_{р.у} \rho_{р.у} V_{гг}, \quad (2.11)$$

де  $V_{р.у}$  – розчинність вуглеводневих газів в діетиленгліколі,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ;

$\rho_{р.у}$  – густина газової суміші,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Розчинність вуглеводневих газів у діетиленгліколі при тиску  $P = 10$  МПа і прийнятій середній температурі в апараті  $t = 53^\circ\text{C}$  дорівнює  $V_{р.у} = 7,04 \text{ м}^3/\text{м}^3$ .

Густина газової суміші дорівнює [10]:

$$\rho_{p,y} = \frac{M_r P 273}{22,4(t + 273)0,1z}, \quad (2.12)$$

Рівноважні втрати ДЕГу при його випаровуванні і унесенні з колони із осушеним газом визначаються за діаграмою [10] у залежності від температури контакту  $t_c = 45^\circ\text{C}$  і тиску в апараті  $P = 10$  МПа. Таким чином,  $\Delta g = 4,8 \cdot 10^{-3}$  кг/(м<sup>3</sup>·10<sup>3</sup>).

$$\rho_{p,y} = \frac{21,18 \cdot 10 \cdot 273}{22,4(45 + 273)0,1 \cdot 0,83} = 97,8 \text{ кг/м}^3;$$

$$G_{p,y} = 7,04 \cdot 97,8 \cdot 4,9 = 2875 \text{ кг/год.}$$

Кількість  $i$ -го вуглеводню, що розчиняється в діетиленгліколі [10]:

$$g_i = G_{p,y} x_i, \quad (2.13)$$

де  $x_i$  – масова частка  $i$ -го вуглеводню, що розчинився в діетиленгліколі.

Масова частка  $i$ -го вуглеводню, що розчинився в діетиленгліколі знаходиться із припущення при одночасному розчиненні вуглеводнів пропорційно їх коефіцієнтам дифузії в розчиннику.

Коефіцієнти дифузії вуглеводнів в ДЕГ, при середній температурі процесу  $t = 53^\circ\text{C}$ , розраховуються за наближеною формулою [10]:

$$D_i = D_{20} [1 + b(t - 20)], \quad (2.14)$$

де  $D_{20}$  – коефіцієнт дифузії вуглеводнів в ДЕГ при температурі  $20^\circ\text{C}$ , м<sup>2</sup>/с;

$b$  – коефіцієнт, який враховує вплив температури на дифузію речовини.

Коефіцієнт  $D_{20}$  розраховується за формулою [14]:

$$D_{20} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu} (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (2.15)$$

де  $A$  і  $B$  – коефіцієнти, що залежать від властивостей розчиненої речовини і розчинника (для газів  $A = 1$ ; для гліколю  $B = 2$ );

$\mu = 25$  мПа·с – динамічний коефіцієнт в'язкості [15];

$V_A, V_B$  – молярні об'єми розчиненої речовини і діетиленгліколю;

$M_A$  і  $M_B$  – молярні маси газу і діетиленгліколю.

Молярний об'єм вуглеводнів і діетиленгліколю, які визначаються як сума атомних об'ємів елементів, що входять до складу газу і діетиленгліколю.

Таблиця 2.3 – Розрахунок складу вуглеводнів, розчинених в ДЕГ

Компонент	Мольна маса, $M_i$	Молярний об'єм, $V_i$	Коефіцієнт дифузії $D_i \cdot 10^{10}, \text{ м}^2/\text{с}$	$x_i = \frac{D_i}{\sum D_i}$ мас. частки
$\text{CH}_4$	16	29,6	8,19	0,3019
$\text{C}_2\text{H}_6$	30	51,8	5,39	0,1987
$\text{C}_3\text{H}_8$	44	74,8	4,20	0,1548
$\text{C}_4\text{H}_{10}$	58	96,2	3,50	0,1290
$\text{C}_5\text{H}_{12}$	72	118,4	3,08	0,1135
$\text{C}_6\text{H}_{14}$	86	140,6	2,77	0,1021
$\Sigma$	–	–	27,13	1,0000

Кількість втраченого діетиленгліколю дорівнює [10]:

$$g_{\text{ГЛ}} = \Delta g \frac{V}{1000}; \quad (2.16)$$

$$g_{\text{ГЛ}} = 4,8 \cdot 10^{-3} \frac{100000}{1000} \approx 0,48 \text{ кг/год.}$$

Кількість осушеного газу дорівнює [10]:

$$G_O = G_Y - G_{\text{ВЛ.П}} - G_{\text{Р.У}} + g_{\text{ГЛ}}; \quad (2.17)$$

$$G_O = 94468 - 94 - 2875 + 0,48 = 91499,5 \text{ кг/год.}$$

Кількість насиченого розчину гліколю дорівнює [10]:

$$G_{\text{ГЛ.Н}} = G_{\text{ГЛ}} + G_{\text{ВЛ.П}} + G_{\text{Р.У}} - g_{\text{ГЛ}}; \quad (2.18)$$

$$G_{\text{ГЛ.Н}} = 5391 + 94 + 2875 - 0,48 = 8359,5 \text{ кг/год.}$$

Матеріальний баланс процесу осушення природного газу представлений у табл. 2.4.

Масова частка ДЕГ в насиченому розчині становить 97,5 %.

У нашому абсорбері осушення газу повинно відбуватись при ізотермічних умовах, що майже непомітно вплине на температуру діетиленгліколю.

Рівняння теплового балансу абсорбера має вигляд [10]:

$$Q_{G_Y} + Q_{G_{\text{ГЛ}}} + Q_{G_K} + Q_{G_P} = Q_{G_O} + Q_{G_{\text{ГЛ.Н}}}. \quad (2.19)$$



Таблиця 2.4 – Матеріальний баланс процесу осушення природного газу

Потік, який надходить в апарат	Кількість, кг/год.	Потік, який виводиться з апарату	Кількість, кг/год.
Зволожена парогазова суміш $G_y$	94468	Осушена газова суміш $G_o$	91499,5
Свіжий розчин гліколю $G_{гл}$	5391	Насичений розчин гліколю $G_{гл.н}$	8359,5
$\Sigma$	99859	$\Sigma$	99859

Ліва частина рівняння (2.19) відповідає приходу тепла (кВт):  $Q_{G_y}$  – із газовою сировиною;  $Q_{G_{гл}}$  – зі свіжим розчином ДЕГ;  $Q_K$  – від виділення тепла при конденсації водяної пари і розчинення конденсату в гліколі;  $Q_P$  – від часткового розчинення вуглеводнів у гліколі; права – витраті тепла (кВт):  $Q_{G_o}$  – з осушеним газом;  $Q_{G_{гл.н}}$  – з насиченим розчином гліколю.

Кількість тепла, що вноситься в апарат вологим газом [10]:

$$Q_{G_y} = G_y c_p t_c, \quad (2.20)$$

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

Теплоємність газової сировини розраховується за формулою [10]:

$$c_p = c_p^0 - \Delta c_p, \quad (2.21)$$

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

$\Delta c_p$  – поправка на тиск, кДж/(кг · °С).

Теплоємність  $c_p^0$  обчислюється за формулою [10]:

$$c_p^0 = \sum y_i c_{pi}^0, \quad (2.22)$$

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 [10]:

$$c_{pi}^0 = E_i + F_i \left( \frac{T}{100} \right) + G_i \left( \frac{T}{100} \right)^2 + H_i \left( \frac{T}{100} \right)^3 + N_i \left( \frac{100}{T} \right), \quad (2.23)$$

де  $E_i, F_i, G_i, H_i, N_i$ , кДж/(кг·°C) – коефіцієнти, значення яких для ряду речовин, які часто зустрічаються в розрахунках, наведені у [10].

Розрахунок ізобарної теплоємності сировини як ідеального газу наведено в табл. 2.5.

Таблиця 2.5 – Розрахунок ізобарної теплоємності газової сировини абсорбера, як ідеального газу (при  $t_c=45$  °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 <sub>4</sub>	54501	0,577531	2,29	1,32
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	12879	0,136475	1,84	0,25
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	10751	0,113925	1,77	0,20
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	4775	0,050599	1,75	0,09
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1704	0,018057	1,56	0,03
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	868	0,009198	0,55	0,01
CO <sub>2</sub>	3785	0,040109	0,86	0,03
N <sub>2</sub>	5084	0,053873	1,03	0,06
O <sub>2</sub>	21	0,000222	0,92	0,00
H <sub>2</sub> O	1	0,000011	1,85	0,00
Σ	94369	1,000000	–	1,99

Поправка теплоємності на тиск в апараті розраховується за [10]:

$$\Delta c_p = \frac{R}{M} (\Delta c_p^0 + \omega \Delta c'_p), \quad (2.24)$$

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

$\omega$  – фактор ацентричності (безрозмірна величина);

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

Величина  $\Delta c_p^0$  і  $\Delta c'_p$  визначаються за графіками [10], у залежності від  $\tau_{пр} = 1,47$  і  $P_{пр} = 2,17$ . Вони відповідно дорівнюють:  $\Delta c_p^0 = -1,8$ ;  $\Delta c'_p = -0,53$ .

Величина  $\Delta c_p$  дорівнює:

$$\Delta c_p = \frac{8,315}{21,18} (-1,8 + 0,041(-0,53)) = -0,7 \text{ кДж/(кг·°C)}.$$

Числове значення  $\omega = 0,041$  розраховано у табл. 2.6.

Таблиця 2.6 – Розрахунок фактора ацентричності для газової сировини абсорбера

Компонент	Мольна маса, $M_i$	Кількість		Вміст $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$ , мол. частки	$\omega_i$	$y'_i \omega_i$
		$g_i$ , кг/год.	$n_i = \frac{g_i}{M_i}$ , кмоль/год.			
CH <sub>4</sub>	16	54501	3406,3	0,762992	0,013	0,0099
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	12879	429,3	0,096161	0,105	0,0101
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	10751	224,3	0,054722	0,152	0,0083
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	4775	82,3	0,018435	0,393	0,0072
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	1704	23,7	0,005309	0,458	0,0024
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	868	10,1	0,002262	0,290	0,0007
CO <sub>2</sub>	44	3785	86,0	0,019263	0,041	0,0008
N <sub>2</sub>	28	5084	181,6	0,040677	0,040	0,0016
O <sub>2</sub>	32	21	0,7	0,000157	0,0213	0,0000
H <sub>2</sub> O	18	1	0,1	0,000022	0,348	0,0000
$\Sigma$	–	94369	4464,4	1,0000	–	0,041 *

\* у даному випадку  $\omega$

Тоді

$$c_p = 1,99 - (-0,7) = 2,69 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{°C)};$$

$$Q_{Gy} = 94369 \cdot 2,69 \cdot 45 = 11423367 \text{ кДж / год} = 3173 \text{ кВт}.$$

Кількість тепла, яке вноситься в апарат із розчином діетиленгліколю, становить [10]:

$$Q_{G_{гг}} = G_{гг} c_{гг} t_{гг}, \quad (2.25)$$

де  $c_{гг}$  – середня масова теплоємність 99,2 %-го розчину діетиленгліколю при температурі  $t_{гг} = 45^\circ\text{C}$ , кДж/(кг · °C).

Величину теплоємності ДЕГ знаходять за графіком [10]:  $c_{гг} = 2,3 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{°C)}$ .

Тоді:

$$Q_{G_{ГЛ}} = 52,2 \cdot 2,3 \cdot 45 = 5402,7 \text{ кДж} / \text{год} = 1,5 \text{ кВт} .$$

Кількість тепла, яке виділяється при конденсації водяної пари та розчиненні конденсату і діетиленгліколю [10]:

$$Q_K = Q' + Q'' , \quad (2.26)$$

де  $Q'$  – кількість тепла, що виділяється при конденсації водяної пари, кВт;

$Q''$  – кількість тепла, що виділяється при розчиненні конденсату, кВт.

Кількість тепла, що виділяється при конденсації водяної пари [10]:

$$Q' = G_{ВЛ.П} r_{H_2O} , \quad (2.27)$$

де  $r_{H_2O} = 2391,3$  кДж/кг – теплота конденсації водяної пари при температурі  $t_c = 45^\circ\text{C}$ .

$$Q' = 0,91 \cdot 2391,3 = 2176 \text{ кДж} / \text{год} = 0,6 \text{ кВт} .$$

Кількість тепла, що виділяється при розчиненні води в діетиленгліколі [10]:

$$Q'' = G_{ВЛ.П} r_p , \quad (2.28)$$

де  $r_p = 135,2$  кДж/кг – теплота розчинення води в діетиленгліколі.

$$Q'' = 0,91 \cdot 135,2 = 123 \text{ кДж} / \text{год} = 0,034 \text{ кВт} .$$

Тоді:

$$Q_K = 0,6 + 0,034 = 0,634 \text{ кВт} .$$

Кількість тепла, яке виділяється при частковому розчиненні вуглеводнів у діетиленгліколі, розраховується за формулою [10]:

$$Q_p = \sum g_i r_i , \quad (2.29)$$

де  $g_i$  – кількість  $i$ -го вуглеводню, що розчинився в діетиленгліколі, кг/год.;

$r_i$  – теплота розчинення  $i$ -го вуглеводню в діетиленгліколі, кДж/кг [10].

Розрахунок кількості тепла, яке виділяється при частковому розчиненні вуглеводнів в діетиленгліколі, представлений у табл. 2.7.

При цьому теплота розчинення  $r_i$  вуглеводнів прийнята рівною теплоті їх пароутворення.

Кількість тепла, яке відводиться із осушеним газом [10]:

$$Q_{G_O} = G_O c_p t_o , \quad (2.30)$$

Таблиця 2.7 – Розрахунок кількості тепла, що виділяється при розчиненні вуглеводнів в ДЕГ

Компонент	Склад розчинених вуглеводнів $x_i$ , мас. частки	Кількість розчиненого вуглеводню $g_{pi} = G_{p,y} x_i$ , кг/год.	Теплота розчинення вуглеводню $r_i$ , кДж/кг	$\frac{g_i r_i}{3600}$ , кВт
CH <sub>4</sub>	0,3019	867,9	–	–
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,1987	571,3	–	–
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,1548	445,1	–	–
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,1290	370,9	–	–
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,1135	326,3	–	–
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,1021	293,5	–	–
$\Sigma$	1,0000	2875	–	–

де  $c_p = 2,69$  кДж/(кг·°C) – теплоємність осушеного газу при  $t_c = 45^\circ\text{C}$ .

$$Q_{G_o} = 94333,7 \cdot 2,69 \cdot 45 = 11419094 \text{ кДж / год} = 3172 \text{ кВт}.$$

Тепловий баланс абсорбера представлений у табл. 2.8.

Таблиця 2.8 – Тепловий баланс абсорбера

Найменування теплового потоку	Температура, °C	Кількість тепла, кВт
<b>Прихід</b>		
Газова сировина $Q_{G_y}$	45	3173
Свіжий розчин $Q_{G_{ГЛ}}$	45	1,5
Тепло конденсації розчинення води $Q_k$	–	0,634
Тепло розчинення вуглеводнів $Q_p$	–	–
$\Sigma$	–	3264,8
<b>Витрата</b>		
Осушений газ $Q_{G_o}$	27	3172
Насичений розчин $Q_{G_{ГЛ.Н}}$	$t_n$	92,8
$\Sigma$	–	3264,8

Температура насиченого абсорбенту, що виводиться з апарату, розраховується за рівнянням [10]:

$$t_H = \frac{3600Q_{G_{ГЛ.Н}}}{G_{ГЛ.Н}c_n}; \quad (2.31)$$

$$t_H = \frac{3600 \cdot 3,1}{87,7 \cdot 2,3} \approx 55 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Тоді середня температура в абсорбері буде дорівнювати [10]:

$$t' = \frac{t_C + t_H}{2}; \quad (2.32)$$

$$t' = \frac{45 + 55}{2} = 50 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Розбіжність із прийнятим в умовах розділення середнім значенням температури в апараті  $t = 53^\circ\text{C}$  становить прийнятну величину 5,7 %.

Число теоретичних тарілок визначаємо графічним способом.

Координати крайніх точок [10]:

– на вході розчину і виході осушеного газу

$$x'_1 = \frac{1 - x_1}{x_1} \cdot \frac{M_{ГЛ}}{M_B}; \quad (2.33)$$

$$x'_1 = \frac{1 - 0,992}{0,992} \cdot \frac{106,12}{18} = 0,0475 \text{ кмоль води / один кмоль ДЕГ};$$

$$y'_2 = \frac{22,4C_K}{M_B}; \quad (2.34)$$

$$y'_2 = \frac{22,4 \cdot 6 \cdot 10^{-5}}{18} = 0,000045 \text{ кмоль води / один кмоль газу}.$$

– на виході розчину і вході сирого газу

$$x'_2 = \frac{1 - x_{2p}}{x_{2p}} \cdot \frac{M_{ГЛ.Н}}{M_B}; \quad (2.35)$$

$$x'_2 = \frac{1 - 0,975}{0,975} \cdot \frac{54,35}{18} = 0,1237 \text{ кмоль води / один кмоль ДЕГ};$$

$$y'_1 = \frac{22,4C_H}{M_B}; \quad (2.36)$$

$$y'_1 = \frac{22,4 \cdot 100 \cdot 10^{-5}}{18} = 0,0012 \text{ кмоль води / один кмоль газу}.$$

Мольна маса насиченого розчину діетиленгліколю  $M_{\text{гл.н}} = 54,35$  розрахована в табл. 2.9. Розрахунок координат рівноважної лінії поданий у табл. 2.10; при цьому заданий ряд числових значень концентрації води у розчині  $x_i$  (мас. частки) і за діаграмою [10] визначені числові значення парціальних тисків води у розчині ДЕГ.

Таблиця 2.9 – Розрахунок середньої мольної маси насиченого розчину ДЕГ

Компонент	Мольна маса, $M_i$	Кількість		Вміст		$M_i x'_i$
		$g_i$ , кг/год.	$n_i = \frac{g_i}{M_i}$ , кмоль/год.	$x_i = \frac{g_i}{\sum g_i}$ мас. частки	$x'_{ni} = \frac{n_i}{\sum n_i}$ , мол. частки	
ДЕГ	106,1	5391	50,81	0,6448	0,3304	35,06
H <sub>2</sub> O	18	94	5,22	0,0112	0,0339	0,61
CH <sub>4</sub>	16	867,9	54,24	0,1038	0,3528	5,64
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	571,3	19,04	0,0683	0,1238	3,71
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	445,1	10,12	0,0532	0,0658	2,89
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	370,9	6,39	0,0444	0,0416	2,41
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	326,3	4,53	0,0390	0,0295	2,12
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	293,5	3,41	0,0351	0,0222	1,91
$\Sigma$	–	8360	153,76	1,0000	1,0000	54,35 *

\* у даному випадку  $M_{\text{гл.н}}$

Оперативна лінія АВ, побудована за координатами А ( $x'_1, y'_2$ ) і В ( $x'_2, y'_1$ ), зображена на рис. А.1 (додаток А).

Мольна концентрація води в розчині розраховується за формулою [10]:

$$x'_i = M_{\text{срi}} \frac{x_i}{M_B}, \quad (2.37)$$

де  $M_{\text{срi}}$  – середня мольна маса розчину ДЕГ.

Числові значення середньої мольної маси розчинів ДЕГ розраховані за формулою [10]:

$$M_{\text{срi}} = \frac{1}{\frac{x_i}{M_B} + \frac{1-x_i}{M_{\text{гл}}}} \quad (2.38)$$

і представлені в табл. 2.10

Таблиця 2.10 – Розрахунок координат рівноважної лінії

Концентрація води в розчині $x_i$ , мас. частки	Мольна маса розчину, $M_{\text{спі}}$	Тиск водяної пари в розчині $p_i$ , Па	Мольна концентрація води в розчині $x'_i$ , кмоль/кмоль	Рівноважна молярна концентрація водяної пари в газі $y'_i = \frac{p_i}{P}$ , кмоль/кмоль
0,01	101,2	205	0,0562	0,000021
0,02	96,7	600	0,1072	0,00006
0,03	92,5	1000	0,1542	0,0001
0,05	85,3	1800	0,2368	0,00018
0,10	71,2	3000	0,3958	0,0003

Крива рівноваги CD зображена на рис. А.1 (додаток А).

Число теоретичних тарілок визначається шляхом побудови ступінчастої лінії від точки входу газу в апарат і виходу розчину з апарату (точка В) до точки виходу газу і входу розчину (точка А). Приймаючи із деяким запасом,  $N_T = 2$ .

Діаметр абсорбера в найбільш навантаженому перетині (під нижньою тарілкою) розраховуємо за формулою [10]:

$$D_a = \frac{\frac{1800G'_{\text{ГЛ.Н}}}{\rho_{\text{ГЛ.Н}}} + \sqrt{(K_0C + 35) \frac{G_y}{\sqrt{\rho_{\text{р.у}}(\rho_{\text{ГЛ.Н}} - \rho_{\text{р.у}})}}}{K_0C + 35}, \quad (2.39)$$

де  $G'_{\text{ГЛ.Н}}$  – витрата насиченого абсорбенту, кг/с;

$\rho_{\text{ГЛ.Н}} = 1110 \text{ кг/м}^3$  – густина розчину ДЕГ при температурі  $t_n = 50^\circ\text{C}$  [10];

$K_0 = 0,35$  – коефіцієнт для ситчасто-клапанних тарілок [10];

$C = 480$  – коефіцієнт для абсорберів при відстані між тарілками  $h_T = 600 \text{ мм}$ ;

$G_y$  – витрата газової сировини, кг/год.;

$\rho_{\text{р.у}} = 97,8 \text{ кг/м}^3$  – густина газової сировини.

Витрата насиченого абсорбенту становить [10]:

$$G'_{\text{ГЛ.Н}} = \frac{G_{\text{ГЛ.Н}}}{3600}; \quad (2.40)$$

$$G'_{\text{ГЛ.Н}} = \frac{8359,5}{3600} = 2,32 \text{ кг/с.}$$

Діаметр абсорбера дорівнює:



$$D_a = \frac{\frac{1800 \cdot 2,32}{1110} + \sqrt{(0,35 \cdot 480 + 35) \frac{94468}{\sqrt{97,8(1110 - 97,8)}}}}{0,35 \cdot 480 + 35} = 1,191 \text{ м.}$$

Із нормативного ряду приймаємо стандартизований діаметр 1200 мм.

Робоча висота абсорбера дорівнює [10]:

$$H_p = h_1 + h_2 + h_3, \quad (2.41)$$

де  $h_1$  – висота нижньої частини апарату, м;

$h_2$  – висота тарілчастої частини апарату, м;

$h_3$  – висота верхньої частини апарату, м.

Висота нижньої частини колони приймається рівною  $h_1 = 3$  м [10].

Висота тарілчастої частини дорівнює:

$$h_2 = (N_p - 1)h_T, \quad (2.42)$$

де  $N_p$  – число робочих тарілок в колоні.

Число робочих тарілок в апараті визначається за формулою [10]:

$$N_p = \frac{N_T}{\eta_T}, \quad (2.43)$$

де  $\eta_T$  – коефіцієнт корисної дії (ККД) ситчасто-клапанних тарілок.

Зазвичай, ККД ситчасто-клапанних тарілок в промислових абсорберах приймають у межах 0,25–0,4 [10]. З метою максимального осушення газу приймаємо  $\eta_T = 0,25$ . Тоді:

$$N_p = \frac{2}{0,25} = 8;$$

$$h_2 = (8 - 1)0,6 = 4,2 \text{ м.}$$

Висота верхньої частини колони приймається рівною  $h_3 = 2$  м.

Робоча висота абсорбера за (2.41):

$$H_p = 3 + 4,2 + 2 = 9,2 \text{ м.}$$

Для усіх потоків по входу і виходу продуктів в проектованому абсорбері приймаємо стандартний штуцер із приварним встик фланцем і тонкостінним патрубком. Внутрішній діаметр патрубка для введення і виведення природного газу приймаємо однаковим і визначаємо за формулою:

$$d = \sqrt{4V / \pi\omega}, \quad (2.44)$$

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

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

Оскільки природний газ подається під тиском 10 МПа, то прийmemo швидкість  $\omega$  газового потоку  $\omega = 15 \text{ м}/\text{с}$  [16].

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

$$V = \frac{G_y}{3600 \cdot \rho_{p,y}}; \quad (2.45)$$

$$V = \frac{94468}{3600 \cdot 97,8} = 0,268 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Діаметр штуцера:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,268}{3,14 \cdot 15}} = 0,15 \text{ м}.$$

Приймаемо діаметр штуцера  $D_y = 150 \text{ мм}$ .

Згідно із рекомендацією [16] приймаемо швидкість руху ДЕГу в трубопроводі  $w_p = 1,5 \text{ м}/\text{с}$ .

Патрубок для введення і виведення ДЕГу. Об’ємну витрату ДЕГу визначаемо за формулою:

$$V = \frac{G_{zt}}{3600 \cdot \rho_{zt}}; \quad (2.46)$$

$$V = \frac{5391}{3600 \cdot 1105} = 0,0014 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0014}{3,14 \cdot 1,5}} = 0,034 \text{ м}.$$

Приймаемо діаметр штуцера  $D_y = 50 \text{ мм}$ .

## 2.5 Гідрравлічні розрахунки

Природний газ не містить механічних домішок. Тип тарілок – ситчато-клапанні; міжтарілчаста відстань  $H = 600 \text{ мм}$ ; початкова глибина барботажу – приймаемо  $h_6 = 0,1 \text{ м}$ .

Діаметр отворів ситчастого полотна  $d_0 = 0,005$  м – приймаємо  $\xi = 1,6$ ; коефіцієнт гідравлічного опору клапана приймаємо  $\xi_K = 4,7$ .

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

Коефіцієнт, який залежить від поверхневого натягу:

$$K_2 = 0,549 \cdot \sigma^{0,2}; \quad (2.47)$$

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

Допоміжні комплекси:

$$A_1 = \left( \frac{\rho_x - \rho_y}{\rho_y} \right)^{0,5}; \quad (2.48)$$

$$A_1 = \left( \frac{1110 - 97,8}{97,8} \right)^{0,5} = 3,22;$$

$$A_2 = \frac{L}{G} \left( \frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,5}; \quad (2.49)$$

$$A_2 = \frac{1,5}{26,2} \left( \frac{97,8}{1110} \right)^{0,5} = 0,002.$$

Об'ємне навантаження:

$$\text{по газу } G_V = G / \rho_y; \quad (2.50)$$

$$G_V = 26,2 / 97,8 = 0,27 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$\text{по рідини } L_V = L / \rho_x; \quad (2.51)$$

$$L_V = 1,5 / 1110 = 0,00014 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Допустима швидкість газу в колоні:

$$W_\delta = 0,1 \cdot A_1; \quad (2.52)$$

$$W_\delta = 0,1 \cdot 3,22 = 0,322 \text{ м/с}.$$

Розрахунковий діаметр тарілки:

$$D = (G_V / 0,785 \omega_\delta)^{0,5}; \quad (2.53)$$

$$D = \left( \frac{0,27}{0,785 \cdot 0,322} \right)^{0,5} = 1,034 \text{ м}.$$

Приймаємо діаметр  $D = 1,2$  м.

Площа вільного перетину колони:

$$S = 0,785D^2; \quad (2.54)$$

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

Швидкість газу в колоні:

$$W = G_v / S; \quad (2.55)$$

$$W = 0,27 / 1,13 = 0,24 \text{ м/с}.$$

Фактор навантаження по газу:

$$F = \omega(\rho_y)^{0,5}; \quad (2.56)$$

$$F = 0,24(97,8)^{0,5} = 2,37 \text{ кг}^{0,5} / (\text{м}^{0,5} \cdot \text{с}).$$

За [17] вибираємо периметр зливу  $l_2 = 0,72 \text{ м}$  і відносний перетин переливу  $S_2 = 5,3 \%$ .

Відносний робочий перетин тарілки:

$$S_1 = 1 - 0,02S_2; \quad (2.57)$$

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

Навантаження по рідині на одиницю активної площі тарілки:

$$L_{v1} = L_v / (S \cdot S_1); \quad (2.58)$$

$$L_{v1} = 0,00014 / (1,13 \cdot 0,894) = 0,000139.$$

Коефіцієнт навантаження  $B_1 = 0,071$  [17].

Допустима швидкість газу в робочому перетині тарілки:

$$W_o = K_2 B_1 A_1; \quad (2.59)$$

$$W_o = 1,193 \cdot 0,071 \cdot 3,22 = 0,27 \text{ м/с}.$$

$$K_4 W = 1,2 \cdot 0,24 = 0,168;$$

$$W_o S_1 = 0,34 \cdot 0,894 = 0,304;$$

$$K_4 W = 0,168 < W_o S_1 = 0,304.$$

Питоме навантаження на одиницю довжини периметра зливу:

$$L_{v2} = L_v / l_2; \quad (2.60)$$

$$L_{v2} = 0,00014 / 0,72 = 0,00019 \text{ м}^2/\text{с}.$$

Оскільки  $L_{v2} < 0,0017 \text{ м}^2/\text{с}$ , то слід використовувати зубчасту зливну планку.

Підпір рідини над зливним порогом:

$$h_1 = 1,44(L_{v_2})^{2/3}; \quad (2.61)$$

$$h_1 = 1,44(0,00019)^{2/3} = 0,01 \text{ м.}$$

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

Висота газорідинного шару на тарілці:

$$h_2 = h_5 \frac{1000}{\rho_x}; \quad (2.62)$$

$$h_2 = 0,1 \frac{1000}{1110} = 0,09 \text{ м.}$$

Висота зливного порогу:

$$h_7 = h_2 - h_1; \quad (2.63)$$

$$h_7 = 0,09 - 0,01 = 0,08 \text{ м.}$$

Динамічна глибина барботажу:

$$h_6 = (h_7 + h_1) \frac{\rho_x}{1000}; \quad (2.64)$$

$$h_6 = (0,08 + 0,01) \frac{1110}{1000} = 0,08 \text{ м.}$$

Коефіцієнт, що залежить від глибини барботажу:

$$B_2 = 21,03 + 1,626 \ln h_6 - 1,85 \cdot 10^{-11} h_6^{-5,65} \cdot \exp(90,33 h_6); \quad (2.65)$$

$$B_2 = 21,03 + 1,626 \cdot \ln 0,08 - 1,85 \cdot 10^{-11} \cdot 0,08^{-5,65} \cdot \exp(90,33 \cdot 0,08) = 16,92.$$

Мінімально допустима швидкість газу у вільному перетині ситчастого полотна:

$$W_{0\min} = \frac{B_2 - 9(1 - 100 \cdot d_0)}{\rho_y^{0,5}}; \quad (2.66)$$

$$W_{0\min} = \frac{16,92 - 9(1 - 100 \cdot 0,005)}{97,8^{0,5}} = 1,3 \text{ м/с.}$$

Розрахунковий відносно вільний перетин ситчастого полотна:

$$f_1 = \frac{WK_3}{W_{0\min}} 100; \quad (2.67)$$

$$f_1 = \frac{0,24 \cdot 0,8}{1,3} 100 = 8,62 \text{ \%}.$$

Максимальна швидкість газу у вільному перетині клапанів:

$$W_{K\max} = 2W_{0\min} \left( \frac{\xi}{\xi_K} \right)^{0,5}; \quad (2.68)$$

$$W_{K \max} = 2 \cdot 1,3(1,6/4,7)^{0,5} = 1,52 \text{ м/с.}$$

Розрахунковий відносно вільний перетин клапанів:

$$f_2 = W(K_4 - 2K_3)100/W_{K \max} ; \quad (2.69)$$

$$f_2 = 0,14(2 - 2 \cdot 0,85) \cdot 100/1,52 = 2,76 \text{ \%}.$$

Оскільки  $f_2 < 4,35$ , то приймаємо тарілку модифікації Б (виконання 2). Вибірємо  $f_6 = 7,1 \text{ \%}$  і крок між отворами  $t = 0,014 \text{ м}$  [17]. Стандартний відносний перетин клапанів становить  $f_4 = 2,5 \text{ \%}$  [17].

Максимальний фактор газового навантаження:

$$F_{K \max} = W_{K \max} (\rho_y)^{0,5} ; \quad (2.70)$$

$$F_{K \max} = 1,52(97,8)^{0,5} = 14,5 \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с}).$$

Питоме навантаження клапана:  $q = 256,6 \text{ Па}$ .

Коефіцієнт гідравлічного опору ситчастого полотна:

$$\xi = (d_0/t)^2 [t/(0,62d_0) - 1]^2 ; \quad (2.71)$$

$$\xi = (0,005/0,014)^2 [0,014/(0,62 \cdot 0,005) - 1]^2 = 1,58 .$$

Коефіцієнт використання діапазону стійкої роботи ситчастого полотна:

$$B_{11} = f_1/(K_3 f_6) ; \quad (2.72)$$

$$B_{11} = 8,62/(0,85 \cdot 7,1) = 1,43 .$$

Швидкість газу у вільному перетині клапанів:

$$W_K = (W - B_{11} f_6 W_{0 \min}) / f_4 ; \quad (2.73)$$

$$W_K = (0,14 - 1,43 \cdot 7,1 \cdot 1,3 \cdot 0,01) / (0,01 \cdot 2,5) = 0,32 \text{ м/с.}$$

Допоміжний комплекс:

$$A_3 = \frac{2q}{W_K^2 \rho_n} - 0,82 ; \quad (2.74)$$

$$A_3 = \frac{2 \cdot 256,6}{0,32^2 \cdot 97,8} - 0,82 = 54,13 .$$

Тоді:

$$B_3 = \frac{1,5}{A_3^{0,5}} ; \quad (2.75)$$

$$B_3 = \frac{1,5}{54,13^{0,5}} = 0,2 .$$

Робочий відносно вільний перетин тарілки:

$$f_5 = f_6 + B_3 f_4 (\xi / \xi_K)^{0,5}; \quad (2.76)$$

$$f_5 = 7,1 + 0,2 \cdot 2,5 (1,58 / 4,7)^{0,5} = 7,39 .$$

Фактор аерації:

$$\beta = \frac{0,1}{\frac{30W}{f_5} + 4} + \frac{0,253}{h_6^{0,25}}; \quad (2.77)$$

$$\beta = \frac{0,1}{\frac{30 \cdot 0,14}{7,39} + 4} + \frac{0,253}{0,08^{0,25}} = 0,5 .$$

Гідравлічний опір тарілки:

$$\Delta P = 5000 \xi \left( \frac{F}{f_5} \right)^2 + 9810 \beta h_6; \quad (2.78)$$

$$\Delta P = 5000 \cdot 1,58 \left( \frac{1,34}{7,39} \right)^2 + 9810 \cdot 0,5 \cdot 0,08 = 652 \text{ Па.}$$

Тоді гідравлічний опір усієї колони складе:

$$\Delta P_K = 652 \cdot 6 = 3912 \text{ Па.}$$

Приймаємо величину гідравлічного опору абсорбера  $\Delta P_K = 5000 \text{ Па}$ .

Висота сепарації простору:

$$H_c = H - 2,5 \frac{h_6}{f_5}; \quad (2.79)$$

$$H_c = 0,6 - 2,5 \frac{0,08}{7,39} = 0,57 \text{ м.}$$

Швидкість рідини в переливі:

$$u = \frac{100 \cdot L_v}{SS_2}; \quad (2.80)$$

$$u = \frac{100 \cdot 0,00014}{1,13 \cdot 5,3} = 0,023 \text{ м/с.}$$

Допустима швидкість рідини в переливі:

$$u_\delta = 0,008 K_5 [H(\rho_x - \rho_y)]^{0,5}; \quad (2.81)$$

$$u_\delta = 0,008 \cdot 0,85 [0,6(1110 - 97,8)]^{0,5} = 0,168 \text{ м/с;}$$

$$u_\delta = 0,168 > u = 0,023 .$$

## 2.6 Вибір допоміжного обладнання

Розрахунок і вибір насосів проводимо за необхідними напором і витратою  $V = 1,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ . На технологічній схемі (див. рис. 2.1) подача регенованого ДЕГу у верхню частину абсорбера забезпечується двома, паралельно встановленими, насосами. У такому випадку продуктивність одного насоса становить:  $V = 7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$ .

Напір розраховують за формулою:

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + H_r + h_n, \quad (2.82)$$

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

$p_2 = 10 \text{ МПа}$  – тиск в абсорбері;

$\rho = 1110 \text{ кг/м}^3$  – густина ДЕГу;

$H_r = 10 \text{ м}$  – геометрична висота підйому рідини;

$h_n$  – сумарні втрати напором у всмоктувальній і нагнітальній лініях.

Приймемо сумарні втрати напором у всмоктувальній і нагнітальній лініях рівними  $h_n = 4 \text{ м}$ .

Тоді:

$$H = \frac{(10 - 0,1) \cdot 10^6}{1110 \cdot 9,81} + 10 + 4 = 923 \text{ м}.$$

Такий напір при заданій продуктивності може забезпечити насос марки ПТ-1-2,5/160.

При проектуванні дренажної ємності основними керівними документами є стандарти, які передбачають нормальний ряд циліндричних посудів об'ємом до  $200 \text{ м}^3$ .

Ємність для , виходячи з 6–8 годинного резерву робочого часу, а також з урахуванням коефіцієнту заповнення  $\psi = 0,8 \dots 0,85$ . Приймаємо  $\psi = 0,82$ .

Розрахунковий об'єм ємності дренажної ємності:

$$V_{EP} = \frac{V \cdot \tau}{\psi}, \quad (2.83)$$

де  $V = 0,0014 \text{ м}^3/\text{с}$  – витрата ДЕГу;



$\tau = 9000$  с – тривалість перебування середовища в ємності;

$\varphi = 0,8$  – коефіцієнт заповнення ємності.

$$V_{EP} = \frac{0,0014 \cdot 9000}{0,8} = 15,75 \text{ м}^3.$$

Приймаємо ємність горизонтальну зі стандартизованим об'ємом  $V = 20 \text{ м}^3$ :  
діаметр  $D = 2,0$  м, довжина  $H = 6,4$  м.

## 3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

### 3.1 Вибір конструкційних матеріалів [13]

Вибір матеріалів та конструкцій для обладнання важливий з урахуванням їхньої максимальної стійкості до впливу розчинів діетиленгліколю (ДЕГ) та можливих домішок у них. Попередження перегріву і використання матеріалів, стійких до впливу розчинів, може суттєво знизити ризик корозії. Додатково, застосування інгібіторів корозії може бути ефективним заходом для запобігання можливих процесів корозії, особливо в умовах наявності агресивних домішок чи продуктів розкладу.

Необхідно уникати експлуатаційних умов, які можуть сприяти високим температурам та швидкостям руху розчинів, оскільки це може призвести до пошкодження матеріалів і збільшення ймовірності корозії. Зазначимо, що впровадження заходів з контролю за процесами та вживання необхідних заходів безпеки може сприяти підтриманню ефективності та тривалості експлуатації обладнання.

Під час конструювання хімічної апаратури вибір конструкційних матеріалів відіграє надзвичайно важливу роль у забезпеченні ефективності, надійності та безпеки технологічних процесів. Основні вимоги до конструкційних матеріалів можуть бути висловлені наступним чином:

- конструкційні матеріали повинні бути стійкими до агресивних хімічних середовищ, що присутні під час процесів обробки;
- матеріали повинні здати витримувати високі температури, які можуть виникнути під час технологічних процесів;
- мати високу міцність та витримувати тиск і механічні навантаження;
- матеріали повинні мати прийнятну термоекспансію для уникнення проблем, пов'язаних з тепловими розширеннями та скороченнями;
- повинні бути стійкими до корозії та ерозії, що може виникнути в хімічному середовищі;
- повинні бути легко піддаються обробці та мають прийнятні технологічні характеристики для виготовлення апаратури.

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/м<sup>2</sup>. 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.

### 3.2 Розрахунки на міцність та стійкість [13, 14]

Товщину стінки циліндричної обичайки, яка навантажена внутрішнім тиском, визначаємо за формулою:

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

де  $P_p = 1,1 \cdot P = 1,1 \cdot 10 = 11$  МПа – розрахунковий тиск;

$D = 1,2$  м – внутрішній діаметр обичайки;

$\varphi_p = 0,9$  – коефіцієнт, який характеризує міцність зварного шва;

$[\sigma]$  – допустиме напруження, МПа.

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

де  $\eta = 0,9$  – поправний коефіцієнт;

$\sigma^* = 191$  МПа – нормативне допустиме напруження.

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

$$S_R = \frac{11 \cdot 1,2}{2 \cdot 171,5 \cdot 0,9 - 11} = 0,044 \text{ м.}$$

Виконавчу товщину стінки визначимо за формулою:

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

де  $C$  – загальне значення прибавки до розрахункових товщин, яка за формулою:

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

де  $C_1$  – прибавка на корозію і ерозію; при проникності  $\Pi = 0,2$  мм/рік і терміні служби апарату  $\tau = 15$  років складе  $C_1 = \Pi \cdot \tau = 0,2 \cdot 15 = 3$  мм;

$C_2$  – прибавка на мінусове значення граничного відхилення по товщині листа, мм;

$C_3$  – технологічна прибавка, яка враховується залежність від прийнятої технології виготовлення і не включає в себе округлення розрахункової товщини елемента до номінальної товщини за стандартом, мм.

Прибавки  $C_2$  і  $C_3$  враховуються лише в тому випадку, коли їх сумарне значення перевищує 5 % від розрахункової товщини обичайки.

$$C = 3 + 0 + 0 = 3 \text{ мм;}$$

$$S = 0,044 + 0,003 = 0,047 \text{ м.}$$

Приймаємо товщину циліндричної обичайки  $S = 50$  мм.

Допустимий внутрішній надлишковий тиск визначається за формулою:

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

$$[p] = \frac{2 \cdot 171,5 \cdot 0,9(0,05 - 0,003)}{1,2 + (0,05 - 0,003)} = 12 \text{ МПа.}$$

Умова міцності має вигляд:

$$P < [p];$$

$$11 \text{ МПа} < 12 \text{ МПа.}$$

Умова міцності виконується.

Номінальну товщину стінки напівсферичних 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 у вершині днища; для напівсферичних днищ  $R = 0,5D$ .

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

$$S_R = \frac{11 \cdot 0,6}{2 \cdot 0,9 \cdot 171,5 - 0,5 \cdot 11} = 0,022 \text{ м}.$$

Загальне значення прибавки до товщини стінки кришки та днища складе:

$$C = 3 + 0 + 7,5 = 10,5 \text{ мм};$$

$$S = 0,022 + 0,0105 = 0,0325 \text{ м}.$$

З метою надання апарату більшої міцності (до днища приварюється опора) приймаємо  $S = 50 \text{ мм}$ .

Допустимий внутрішній надлишковий тиск визначимо за формулою:

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

$$[p] = \frac{2(0,05 - 0,01) \cdot 0,9 \cdot 171,5}{0,6 + 0,5(0,05 - 0,01)} = 16,5 \text{ МПа},$$

що більше робочого. Отже, умова міцності виконується.

Визначимо навантаження порожнього апарату на опору за формулою:

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

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

$$M_{an} = M_k + M_{dn} + M_{kp} + M_m + M_{fl}, \quad (3.9)$$

де  $M_k, M_{dn}, M_{kp}, M_m, M_{fl}$  – відповідно маси корпусу, днища, кришки, тарілок, фланців і арматури, кг;

$$M_k = H \cdot \pi \cdot D \cdot s \cdot \rho, \quad (3.10)$$

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

$$M_k = 11,44 \cdot 3,14 \cdot 1,2 \cdot 0,060 \cdot 7850 = 20303.$$

$$M_{dn} = M_{kp} = F \cdot s \cdot \rho, \quad (3.11)$$

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

$$M_{dn} = M_{kp} = 1,21 \cdot 0,060 \cdot 7850 = 570 \text{ кг}.$$

Маса тарілок:

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

де  $m_m = 44 \text{ кг}$  – маса однієї ситчасто-клапанної тарілки.

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

Загальну масу фланців і арматури приймемо рівною  $M_{\text{фл}} = 1000 \text{ кг.}$

Тоді маса порожнього апарату складе:

$$M_{\text{ан}} = 20303 + 2 \cdot 570 + 352 + 1000 = 22795 \text{ кг.}$$

$$Q_{\text{ан}} = 22795 \cdot 9,81 = 223619 \text{ Н.}$$

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

$$Q_{\text{ан}}^u = (M_{\text{ан}} + M_{\text{в}}) \cdot g, \quad (3.13)$$

де  $M_{\text{в}}$  – маса залитої води.

$$M_{\text{в}} = V \cdot \rho_{\text{в}}, \quad (3.14)$$

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

$V$  – об'єм апарату.

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

$$V = \frac{3,14 \cdot 1,2^2}{4} \cdot 9,2 = 10,4 \text{ м}^3;$$

$$M_{\text{в}} = 10,4 \cdot 1000 = 10400 \text{ кг};$$

$$Q_{\text{ан}}^u = (22795 + 10400) \cdot 9,81 = 233821 \text{ Н.}$$

Вибираємо опору 4-1200-400-200-2100 ОСТ 26-467-78.

## **4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА**

### **4.1 Обґрунтування компоновання основного та допоміжного обладнання [15]**

Правильна локація обладнання виявляється критичною у забезпеченні безпеки та оптимальної ефективності експлуатації промислових об'єктів. Сам процес компоновання має непосредний вплив на ключові аспекти функціонування та управління промисловими установками.

На початковому етапі, слід провести детальний аналіз процесу переробки нафти з метою визначення оптимального порядку та послідовності операцій установки. Цей аналіз може включати в себе такі етапи, як розділення фракцій, конденсацію, крекінг, гідроочищення та інші ключові процеси, спрямовані на отримання певних продуктів.

Ефективне розташування обладнання визначається потребами кожного конкретного етапу переробки. Наприклад, установки для розділення фракцій можуть бути найбільш ефективними, коли розташовані поблизу джерела сировини, забезпечуючи мінімальні втрати у процесі транспортування. З іншого боку, обладнання для крекінгу чи гідроочищення може бути оптимальним на більшій відстані, де забезпечується необхідна ізоляція та безпека.

Важливим аспектом є також врахування можливих взаємодій між різними частинами установки та їх вплив на загальну продуктивність. Оптимальне розташування обладнання дозволяє забезпечити гармонійну та ефективну взаємодію всіх компонентів системи переробки.

Узагальнюючи, компоновання обладнання має стратегічне значення для досягнення оптимальної продуктивності, забезпечення безпеки та максимізації ресурсів у промислових об'єктах.

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.

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

Монтаж тарілчастого абсорбера є ключовим та складним етапом будівництва, вимагаючим високих стандартів якості та безпеки. Процес розпочинається з підготовки робочого майданчика, який повинен бути не лише рівним та міцним, але й забезпечувати безпечний доступ для робітників та обладнання.

Кожен елемент колони, включаючи масообмінні тарілки, труби, фланці, насоси, резервуари та інше обладнання, доставляється на будівельний об'єкт і ретельно перевіряється на відсутність пошкоджень. Цей етап є критичним для забезпечення безперебійності подальшої експлуатації.

Ситчасто-клапанні тарілки встановлюються всередині колони згідно з проектом та технічними специфікаціями. Їхнє точне розташування та кількість визначається, зокрема, проектом та технічними характеристиками. Функціонал тарілок полягає в збагаченні та розподілі парово-рідкого потоку для ефективного проведення ректифікаційного процесу.

Трубопроводи для подачі сировини, відведення продуктів та рідини, а також для подачі допоміжних речовин і теплоносіїв підключаються до колони та іншого обладнання, утворюючи інтегровану систему для забезпечення оптимального функціонування абсорбера.

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.

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.

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 пусконалагодження 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 повинна бути знижена до безпечних рівнів. Пропарювання проводять, вводячи гарячу водяну пару в колону і давлячи 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-спільно, 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 апарату 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, вико-

ристовуючи 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.

## 5 АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ

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

Процес видалення вологи та інших забруднень з природного газу відбувається в абсорбційній колоні, де газ взаємодіє з розчином діетиленгліколю (ДЕГ). Ця колона є ключовим компонентом системи та відіграє визначальну роль у забезпеченні високої якості очищеного газу. Під час проходження через абсорбційну колону газ зазнає ефективного видалення кислотних компонентів та інших забруднень завдяки взаємодії з розчином ДЕГ.

Важливо враховувати, що абсорбційна колона виступає як ключовий елемент у процесі очищення, де забруднення поглинаються та усуваються, сприяючи отриманню газу високої якості. Після цього, регенерація розчину ДЕГ відбувається у десорбері, що дозволяє відновити його ефективність та готовність до нового циклу очищення. Такий підхід забезпечує надійну та ефективну роботу системи очищення природного газу.

Істотним аспектом є послідовна взаємодія газу та рідини на різних рівнях апарату. Вплив потоку газу на поверхню контакту фаз призводить до розгортання бульбашок і струмків у рідині. Цей динамічний процес створює оптимальні умови для інтенсивного контакту між газовою та рідкою фазами, забезпечуючи ефективний масообмін та вибіркоче поглинання кислотних компонентів.

Рух середовищ по апарату в напрямку протитоку сприяє ефективній та надійній очистці газу від шкідливих компонентів. Цей принцип дозволяє оптимізувати процес і забезпечити високий рівень очищення газу.

В умовах промислового виробництва системи абсорбції для осушення газу стикаються з різноманітними зовнішніми впливами. Це вимагає впровадження ефективного управління для досягнення заданих показників очищення газу при мінімальних енергетичних та матеріальних витратах. Головною метою такого управління є забезпечення високої ефективності процесу, дотримання технологічних параметрів та оптимізація ресурсів.

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).

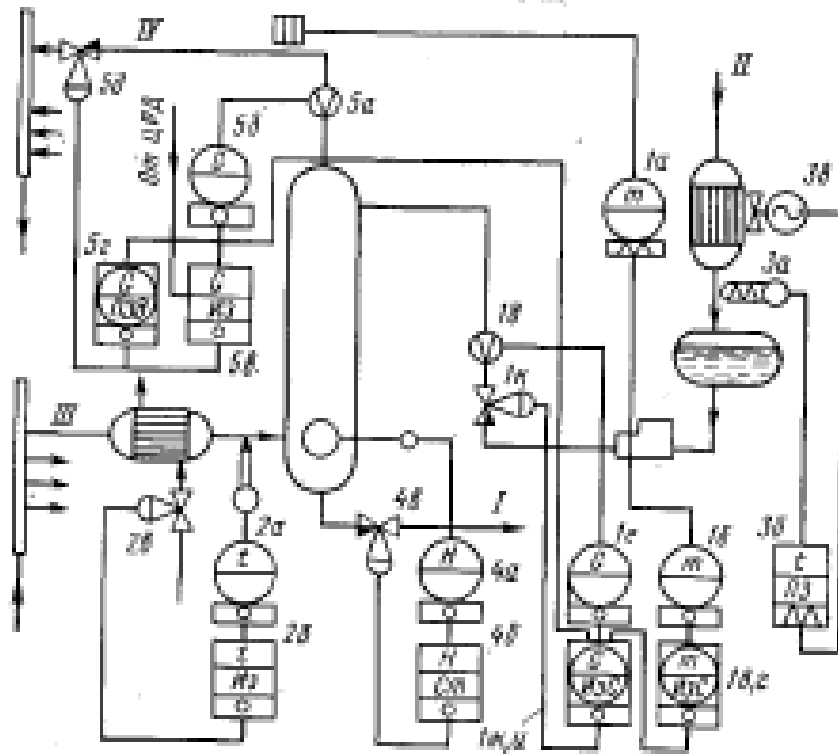


Рисунок 5.1 – Схема каскадного автоматичного управління процесом абсорбції:  
 I – насичений абсорбент; II – зрошення колони; III – ненасичений абсорбент;  
 IV – очищений газ

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 встановленого 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.

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

При визначенні параметрів контролю та регулювання для системи осушення природного газу важливо дотримуватися принципу оптимізації інформативності з метою максимізації отримуваної інформації про технологічний процес за допомогою мінімальної кількості контрольованих параметрів. Основна мета цього підходу – забезпечити успішний запуск, налагодження та оптимальне ведення технологічного процесу.

У випадку системи осушення природного газу, одним із ключових параметрів для контролю є витрата вихідної суміші, яка потрапляє в абсорбер. Правильне регулювання цієї витрати є вирішальним завданням для забезпечення продуктивності установки та її ефективного функціонування. Можливість регулювання витрати газу дозволяє створювати оптимальні умови для ефективного очищення газу, що є критичним для нормального функціонування системи. Такий підхід сприяє ефективному керуванню технологічним процесом, мінімізуючи при цьому кількість контрольованих параметрів, але забезпечуючи 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: рівень її заповнення контролюється для визначення обсягу робочої рідини в ємності.
  3. Підігрівач: температури потоків насиченого і ненасиченого ДЕА контролюються для забезпечення необхідних умов підігріву в зимовий період.

У 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 витягуючого 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.

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.

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.

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 [20]

Забезпечення безпеки та охорони праці на газопереробному заводі (ГПЗ) виявляється ключовим аспектом для забезпечення безпечної та стабільної експлуатації виробничого процесу та захисту працівників. Ураховуючи унікальні властивості та потенційні небезпеки, пов'язані з газопереробними процесами, впровадження вичерпного комплексу заходів та стратегій є невід'ємною умовою для досягнення високого рівня охорони праці.

Важливою складовою цього підходу є адекватний аналіз потенційних ризиків, що можуть виникнути внаслідок газопереробних процесів, та розробка та впровадження відповідних систем безпеки та захисту працівників. Ретельне вивчення працездатності обладнання, виявлення можливих джерел небезпеки та розробка ефективних методів їх усунення стають необхідними кроками для забезпечення найвищого стандарту охорони праці на ГПЗ.

Крім того, вдосконалення та постійне навчання працівників щодо використання захисного обладнання, дотримання безпекових протоколів та реагування на екстрені ситуації є важливою частиною загальної стратегії забезпечення безпеки на робочому місці. Усі ці заходи спрямовані на створення невід'ємного культурного середовища безпеки та своєчасного реагування на можливі ризики, що може максимально знизити імовірність нещасних випадків та захворювань серед працівників ГПЗ.

Система охорони праці на газопереробному заводі (ГПЗ) включає низку важливих аспектів, призначених для забезпечення безпеки працівників та оптимального функціонування виробничих процесів. До ключових компонентів цієї системи відносяться:

1. Забезпечення всіх працівників інструктажами з питань безпеки та відповідним навчанням, спрямованим на правильну роботу з устаткуванням та матеріалами. Це включає в себе ознайомлення з процедурами та вимогами щодо безпеки на робочому місці.

2. Проведення регулярних аналізів ризиків для ідентифікації потенційних небезпек та розробка стратегій для їх управління. Цей процес спрямований на передбачення можливих проблем та вжиття запобіжних заходів.

3. Встановлення та підтримка систем вибухозахисту для запобігання вибухам та зменшення можливих наслідків. Це включає в себе застосування технологій та обладнання, спрямованих на запобігання небезпек вибухів.

4. Забезпечення працівників відповідними ОЗЗ відповідно до характеру робіт та потенційних ризиків, що може включати захисний одяг, респіратори, окуляри тощо.

5. Впровадження ефективних систем вентиляції для зниження рівня токсичних речовин у робочому середовищі. Це спрямовано на забезпечення чистого та безпечного повітря для працівників.

6. Забезпечення відповідності усіх процесів та устаткування чинним нормам та вимогам щодо безпеки, зокрема стандартам безпеки промисловості та екологічних стандартів.

7. Розробка та проведення евакуаційних планів, перевірка систем пожежної безпеки та регулярне навчання працівників діяти в екстрених ситуаціях. Це гарантує готовність працівників до ефективного реагування на будь-які негайні ситуації.

Зазначені 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 газопереробному заводі (ГПЗ) передбачає вивчення потенційних небезпек та негативних впливів на здоров'я працівників і оточуюче середовище. Для досягнення цієї мети, використовуються спеціальні оцінки та аудити, що включають в себе наступні етапи:

**Ідентифікація потенційних ризиків.** Проводять оцінку всіх етапів виробничого процесу для визначення можливих джерел небезпек. Це включає в себе аналіз характеру робіт, використовуваних матеріалів, устаткування та інших факторів, які можуть створити загрозу.

**Вимірювання та моніторинг шкідливих речовин.** Здійснюють вимірювання концентрацій шкідливих речовин у робочому середовищі. Важливо виявити, які конкретні речовини можуть бути присутні та в яких концентраціях.

**Оцінка впливу на здоров'я.** Визначають можливий вплив шкідливих факторів на здоров'я працівників. Це включає аналіз можливих захворювань, які можуть виникнути внаслідок довготривалого чи короткотривалого впливу.

**Аналіз впливу на навколишнє середовище.** Визначають можливий негативний вплив виробничих процесів на природу та навколишнє середовище.



Це включає оцінку забруднення ґрунту, води, повітря та інших елементів природи.

**Створення системи контролю.** Розробляють систему моніторингу та контролю за шкідливими факторами. Це може включати в себе регулярні аналізи, вимірювання, аудити та інші заходи, спрямовані на підтримку безпеки.

**Аудити та перевірки систем безпеки.** Проводять регулярні аудити та перевірки систем безпеки для оцінки ефективності заходів безпеки та виявлення можливих недоліків.

**Розробка профілактичних заходів.** На основі отриманих даних розробляють профілактичні заходи для мінімізації ризиків та покращення умов праці та виробничого середовища.

Цей комплексний аналіз допомагає забезпечити ефективний контроль над шкідливими факторами та забезпечує високий рівень безпеки на газопереробних заводах.

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.

## 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 H<sub>2</sub>S 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. Кузнецов А.А. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов: Справочное пособие / А.А. Кузнецов, Е.Н. Судаков. – М. : Химия, 1983. – 224 с.

- 11.Онищук О.О., Кормош Ж.О. Процеси та апарати хімічних виробництв: курс лекцій. – Луцьк: Вежа-Друк, 2020. – 155 с.
- 12.Процеси та обладнання хімічних технологій. Базові принципи теорії тепломасообміну: практикум з кредитного модуля : навч. посіб. / уклад.: С.В. Гулієнко, Я.В. Гробовенко. – К. : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. – 120 с.
- 13.Конструювання і розрахунок елементів тонкостінних посудин та апаратів, які знаходяться під зовнішніми навантаженнями: навч. посіб. для студ. / І.А. Андреев; КПІ ім. Ігоря Сікорського. – Київ: КПІ, 2018. – 121 с.
- 14.Андреев, І. Роз'ємні міцно-щільні з'єднання: навчальний посібник для студентів спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» / Ігор Андреев ; КПІ ім. Ігоря Сікорського. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2020. – 138 с.
- 15.Методичні вказівки до вивчення дисципліни «Проектування хімічних підприємств та основи САПР» / Укл.: О.О. Ляпощенко, В.М. Маренок. – Суми : Вид-во СумДУ, 2008. – 81 с.
- 16.Обладнання заготівельних та котельно-зварювальних 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.