

ЗАТВЕРДЖУЮ
Зав. кафедри

підпис, дата

Кваліфікаційна робота магістра

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

Тема роботи: Виробництво концентрованої азотної кислоти.
Розробити та модернізувати абсорбер

Виконала:
студентка групи ХМ.мдн-21п
Личман Тетяна Анатоліївна

підпис

Залікова книжка
№ 22320098

Кваліфікаційна робота магістра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20 ____ р.

Підпис голови
(заступника голови) комісії

Керівник:

канд. техн. наук, доцент

Юхименко Микола Петрович

підпис, дата

ЗМІСТ

	С.
ВСТУП	3
1 АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ	5
1.1 Сировинна база виробництва неконцентрованої азотної кислоти	5
1.2 Теоретичні основи виробництва слабкої азотної кислоти	7
1.3 Апаратурне оформлення стадії абсорбції	12
2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	15
2.1 Опис технологічної схеми виробництва слабкої азотної кислоти контактним способом	15
2.2 Опис модернізованого абсорбера	18
2.3 Теоретичні основи процесу абсорбції	20
2.4 Технологічні розрахунки	26
2.5 Конструктивні розрахунки	36
2.6 Гідравлічні розрахунки	38
2.7 Вибір допоміжного обладнання	40
3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	45
3.1 Вибір основних конструкційних матеріалів	45
3.2 Розрахунки апарата на міцність, стійкість та герметичність	46
4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	55
4.1 Обґрунтування компоновки обладнання установки	55
4.2 Монтаж та ремонт основного технологічного обладнання	57
5 ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ ЗАСОБАМИ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ	63
6 АНАЛІЗ ПОТЕНЦІЙНИХ НЕБЕЗПЕК ПРИ ВИРОБНИЦТВІ СЛАБКОЇ АЗОТНОЇ КИСЛОТИ	69
СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ	77
ДОДАТКИ	

ВСТУП

Азотна кислота, яка є однією з ключових хімічних сполук у сучасній промисловості, відіграє важливу роль у виробництві різноманітних азотовмісних речовин. Її сфера застосування надзвичайно різноманітна, і ця хімічна сполука має велике вплив на різні галузі промисловості.

Однією з основних областей використання азотної кислоти є виробництво азотних і комплексних мінеральних добрив, а також нітратів. На ці цілі витрачається значна частина азотної кислоти, до 75–80% її загального обсягу. Це пов'язано з тим, що азот є важливим компонентом для росту рослин, і азотні добрива є ключовими для забезпечення високих врожаїв [1].

Додатково, приблизно 10–15% азотної кислоти використовується в процесах отримання вибухових речовин і ракетного палива. Ця хімічна сполука грає важливу роль у виробництві вибухів, що використовуються в різних галузях, включаючи оборонний комплекс.

Решта частини азотної кислоти споживається в інших галузях промисловості, таких як виробництво барвників, органічний синтез і кольорова металургія. Ці застосування вимагають особливої якості азотної кислоти і часто стосуються виробництва високоякісних продуктів [1].

Важливо зазначити, що на ринку доступні різні типи азотної кислоти, включаючи концентровану (з вмістом до 60-62% HNO_3) і димну азотну кислоту (з вмістом 98-99% HNO_3). Крім того, існує реактивна азотна кислота особливої чистоти, яка використовується у спеціалізованих дослідницьких і наукових цілях [2].

У світовій промисловості значна кількість цього хімічного сполуку використовується у виробництві промислових хімікатів, зокрема адипінової кислоти, толуїлендіізоціанатів і нітробензолу. Це виробництво в основному сконцентроване в Західній Європі і США, але останніми роками також спостерігається швидке розширення виробництва цих хімічних сполук в

країнах Східної Азії, зокрема в Індії, де ринок концентрованої азотної кислоти зростає швидкими темпами (на рівень 7% на рік).

Додатково, азотна кислота знаходить застосування у виробництві нітроароматичних з'єднань, акрилонітрильних волокон, пестицидів, ліків і барвників. Особливо слід відзначити зростання споживання азотної кислоти для виробництва лікарських засобів і пестицидів [1].

У світлі неспроможності зупинити безперервний ріст виробництва азотної кислоти, актуальність постійного вдосконалення технологічних процесів та розробки нових методів виробництва цієї хімічної сполуки стає надзвичайно важливою. Процеси виробництва азотної кислоти є ключовими для задоволення потреб сучасного світу, і подальший їхній розвиток залежить від технічного прогресу та наукових досягнень.

З огляду на стабільний та постійний ріст обсягів виробництва азотної кислоти, важливо розглянути питання оптимізації технологічних процесів та впровадження нових, більш ефективних методів для її отримання. Це стосується як виробництва азотних добрив для сільськогосподарського сектора, так і використання азотної кислоти в хімічній, фармацевтичній, технологічній та інших галузях промисловості.

Загальною метою подальших досліджень і розвитку є підвищення якості та ефективності виробництва азотної кислоти, а також зменшення впливу цього процесу на навколишнє середовище. Для досягнення цих цілей важливо не лише вдосконалювати існуючі методи, але й активно розробляти та впроваджувати нові, більш сталими та екологічно безпечними.

Магістерська кваліфікаційна робота виконана відповідно до методичних вказівок [4] і з дотриманням нормативних вимог та демонструє важливий внесок у розуміння та вдосконалення процесів виробництва азотної кислоти.

1 АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ

1.1 Сировинна база виробництва неконцентрованої азотної кислоти [1, 2]

На сьогоднішній день, для виробництва неконцентрованої азотної кислоти, основною сировиною є аміак, який виготовляється з ресурсів, таких як повітря та вода. Важливою роллю в процесі виробництва відіграють також допоміжні матеріальні і енергетичні ресурси, такі як каталізатори для окислення аміаку та засоби очищення вихлопних газів, а також природний газ і електроенергія.

Аміак, у стандартних умовах, представляє собою безбарвний газ із характерним запахом. Він легко розчиняється у воді та інших розчинниках. Суттєвим етапом у розвитку виробництва синтетичного аміаку було впровадження методу отримання водню шляхом конверсії метану, який міститься в природному газі, в попутних нафтових газах та продуктах нафтопереробки. Важливо зазначити, що якість рідкого аміаку регулюється відповідно до ГОСТ 6221-82, який встановлює норми для домішок, таких як вода, мастила, каталізаторний пил, окалина, карбонат амонію, розчинені гази (зокрема водень, азот, метан). Недотримання цих стандартів може призвести до потрапляння домішок в аміачно-повітряну суміш (АПС), що може вплинути на виход оксиду азоту (II), а також змінити межі вибуховості АПС.

Щодо *повітря*, для технічних розрахунків зазвичай приймають, що сухе повітря містить такі компоненти в наступних відсотках об'єму: N_2 – 78,1%; O_2 – 21,0%; Ar_2 – 0,9%; H_2O – 0,1–2,8%. В повітрі також можуть присутні сліди інших речовин, таких як SO_2 , NH_3 , CO_2 . В околицях промислових об'єктів, повітря може бути забрудненим пилом різного походження, а також різноманітними компонентами неорганізованих газових викидів, такими як SO_2 , SO_3 , H_2S , C_2H_2 , Cl_2 і інші. Концентрація пилу у повітрі зазвичай становить від 0,5 до 1,0 мг/м³.

Вода відіграє ключову роль у процесах виробництва азотної кислоти і знаходить широке використання в різних аспектах цього складного хімічного

виробництва. Вона використовується для зрошення абсорбційної колони, що важливо для забезпечення ефективного процесу абсорбції та виділення оксидів азоту. Крім того, вода служить джерелом пари, що необхідно для утилізації тепла в котлах-утилізаторах та для охолодження реакційних апаратів.

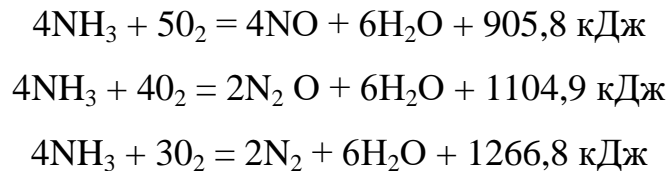
У процесі абсорбції оксидів азоту найчастіше використовується паровий конденсат та хімічно очищена вода, які мають високий ступінь чистоти. Однак існують схеми, де допускається використання конденсату сокової пари аміачної селітри. Важливим аспектом є забезпечення високої якості води, яка використовується для зрошення колони. Вона повинна бути вільною від аміаку та твердих суспензій, а також відповідати стандартам, які обмежують вміст хлорид-іонів (не більше 2 мг/л), масел (не більше 1 мг/л) та NH_4NO_3 (не більше 0,5 г/л).

Щодо води, яка використовується в котлах-утилізаторах, важливо, щоб вона відповідала стандартам ГОСТ 20995-75. Ця вода відіграє важливу роль у процесі утилізації тепла, і її якість має бути належною. Для технічних цілей, таких як відвод тепла в теплообмінниках та охолодження обладнання, використовується оборотна вода. Її характеристики повинні відповідати певним стандартам: жорсткість карбонатна не більше 3,6 мекв/кг, вміст зважених речовин не більше 50 мг/кг, та значення рН повинно знаходитися в діапазоні від 6,5 до 8,5.

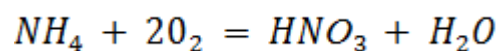
Кисень, в свою чергу, зазвичай використовується у виробництві концентрованої азотної кислоти за методом прямого синтезу. У деяких особливих випадках, він може бути також використаний для збагачення аміачно-повітряної суміші при виробництві неконцентрованої азотної кислоти.

1.2 Теоретичні основи виробництва слабкої азотної кислоти

Окислення аміаку. Процес окислення аміаку киснем повітря до оксиду азоту представляє собою каталітичний процес. В залежності від умов, за яких проходить даний процес можливе протікання таких реакцій:



Також можливе утворення N_2 в процесі розкладання оксиду азоту NO , та в результаті взаємодії його з NH_3 . Так як в процесі окислення NH_3 використовується повітря, вміст аміаку в аміачно-повітряній суміші, що утворюється, обмежується вмістом кисню в повітрі. Оптимальний вміст аміаку в аміачно-повітряній суміші знаходять на основі сумарної реакції:



Виходячи з даного рівняння вмісту NH_3 складає:

$$\frac{17}{2} : \left(100 + \frac{17}{2} \right) 100 = 9,5 \%$$

У виробничих умовах практичний вміст аміаку в аміачно-повітряній суміші підтримують у відносних межах від 9,5% до 11,5% об'єму при встановленому співвідношенні між концентраціями кисню та аміаку ($[\text{O}_2] : [\text{NH}_3] = 1,7 : 2$). Ці межі важливі для забезпечення безпеки і стабільності процесів виробництва.

Варто відзначити, що будь-яке відхилення вмісту аміаку вище 13% може призвести до серйозної пожежі або вибуху. Наприклад, при підвищених температурах, таких як 380–400°C, суміш, що містить від 12,5% до 13% аміаку, стає критично вибухонебезпечною. Це свідчить про те,

наскільки важливо дотримуватися встановлених меж для запобігання небезпечним ситуаціям у виробництві.

Регулювання вмісту аміаку в аміачно-повітряній суміші є обов'язковою для забезпечення безпеки промислових процесів.

Каталізатори. Оскільки процес окислення аміаку може протікати в різних напрямках, важливо використовувати каталізатори, які мають здатність вибрати лише необхідний продукт - оксид азоту (NO). Один із таких каталізаторів - це платиноїдний каталізатор, який виготовляється із сплаву платини, паладію та родію. Він найчастіше представлений у вигляді сіток, що складаються із дроту або ниток, діаметр яких становить приблизно 0,09 мм, з кількістю осередків, розташованих на площі 1 см², рівно 1024. Такий каталізатор є надзвичайно важливим для забезпечення ефективності процесу отримання оксиду азоту.

Серед платиноїдних каталізаторів, які отримали широке поширення в процесі окислення аміаку, можна виділити два основних типи. Перший містить 4% паладію та 3,5% родію і призначений для роботи при атмосферному тиску. Другий, з вмістом 7,5% родію, використовується для операцій при підвищеному тиску. Вони забезпечують високу селективність та видачу необхідного продукту, що є критично важливим для виробництва азотної кислоти та інших сполук.

Сітки платиноїдних каталізаторів мають особливу структуру. На початку їхньої служби вони виглядають як гладкі, блискучі та еластичні структури. Проте в процесі експлуатації вони поступово трансформуються у матові, губчасті структури з виразленою внутрішньою поверхнею. Це призводить до поступового руйнування сіток. Якщо сітки втратили більше 12% своєї початкової маси, їх відправляють на переплавку для подальшого використання.

Швидкість окислення аміаку. Процес окислення аміаку до оксиду азоту (NO) є складним гетерогенним процесом, що включає в себе кілька послідовних стадій:

- Надходження газових молекул до поверхні каталізатора: на початковому етапі газова маса, що містить аміак та кисень, надходить до зовнішньої поверхні каталізатора.

- Дифузія речовин до внутрішньої поверхні каталізатора: після надходження газових молекул до зовнішньої поверхні, вони повинні проникнути вглиб каталізатора, до його внутрішньої поверхні.

- Взаємодія адсорбованих молекул із поверхнею каталізатора: на цій стадії адсорбовані аміак та кисень молекули реагують між собою на поверхні каталізатора за каталітичною реакцією, що призводить до утворення оксиду азоту.

- Дифузія продуктів реакції до зовнішньої поверхні каталізатора: отримані продукти реакції повинні дифундувати назовні, до зовнішньої поверхні каталізатора.

- Надходження продуктів реакції в газовий потік: на заключному етапі продукти реакції виходять з каталізатора та потрапляють у газовий потік.

Швидкість реакції окислення аміаку до оксиду азоту визначається, насамперед, швидкістю дифузії кисню (O_2) та аміаку (NH_3) до поверхні каталізатора. Швидкість дифузії аміаку до поверхні платиноїдного каталізатора зазвичай нижча, ніж швидкість дифузії кисню, і саме ця різниця в швидкостях є визначальним фактором для швидкості окислення аміаку до NO.

Важливо відзначити, що механізм окислення аміаку до оксиду азоту на платиноїдних каталізаторах включає в себе декілька проміжних реакцій, які відбуваються на поверхні каталізатора.

Для досягнення заданого рівня окислення аміаку аміачно-повітряна суміш повинна пройти через шар каталізатора, і час контакту газів з

каталізатором має бути точно визначеним. Для розрахунку цього часу контакту використовують рівняння:

$$\tau = \frac{V_g}{V_z} \quad (1.1)$$

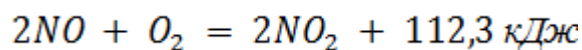
де τ – час перебування в зоні каталізу, °С ;

V_g – вільний об'єм каталізатора, м³;

V_z – об'ємна швидкість газу в умовах конверсії, м³/с.

В практиці встановлено, що оптимальний час, протягом якого аміачно-повітряна суміш повинна перебувати в зоні каталізу, становить від 10⁻⁴ до 10⁻⁵ секунд. Збільшення цього часу, а отже, зменшення швидкості газового потоку, призводить до утворення елементарного азоту. З іншого боку, підвищення швидкості газу понад оптимальний рівень скорочує час перебування газової суміші в зоні каталізу, що спричиняє проскакування аміаку в потік нітрозного газу. Аміак, який проскакує в потік нітрозного газу, може реагувати з оксидом азоту, утворюючи елементарний азот; взаємодіяти з діоксидом азоту з утворенням нітриту і нітрату амонію; за високих температур може також розкладатися на елементарний азот і N₂O. Усі ці реакції призводять до втрати аміаку.

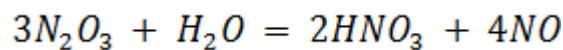
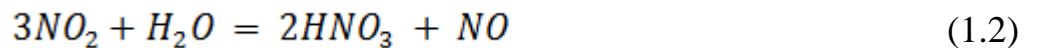
Окислення оксиду азоту. Реакція перетворення NO в NO₂ є рівноважною та оборотною, і вона відбувається з виділенням тепла:



За принципом Ле-Шательє, зі збільшенням температури рівновага реакції зміщується вліво, що призводить до зменшення виходу NO₂. Для прискорення цієї реакції доцільно застосовувати підвищені тиски, знижені температури, а також підвищені концентрації NO і O₂. Швидкість реакції пропорційна квадрату концентрації NO у газовій суміші і концентрації O₂.

Процес окислення NO в NO₂ залежить від концентрації NO і O₂, тиску і температури газу.

Абсорбція оксидів азоту. Нитрозні гази, які подаються на абсорбцію, містять NO₂, N₂O₄, N₂O₃ і NO. Усі ці оксиди, за винятком NO, реагують із водою, утворюючи азотну кислоту. Процес утворення HNO₃ може бути описаним такими рівняннями:



З рівняння (1.2) стає очевидним, що для виробництва 2 моль HNO₃ витрачається 3 моль NO₂, і цікаво те, що 1/3 азоту, який вводиться у процес, виділяється в газовій фазі у вигляді NO. Після цього оксид азоту знову окислюється киснем до NO₂, і під час повторного поглинання утвореного оксиду, знову виділяється у вигляді NO. Математично цей процес можна описати як геометричну прогресію, сума членів якої розраховується за допомогою наступного виразу:

$$1 + \frac{1}{3} + \frac{1}{3} + \frac{1}{3} + \frac{1}{3} \cdot \frac{1}{3} \cdot \frac{1}{3} + \dots = 1,5.$$

З цього випливає, що абсолютно перетворити оксиди азоту в азотну кислоту під час водяної абсорбції неможливо. В газах, що виходять з абсорбційної колони, завжди будуть міститися оксиди азоту, і їхній вміст залежатиме від умов абсорбції.

Ступінь перетворення NO₂ в азотну кислоту може збільшуватися при поглинанні оксидів азоту розбавленими водними розчинами азотної кислоти та при знижених температурах. Проте абсорбція майже повністю зупиняється, коли утворюється розчин азотної кислоти з концентрацією близько 65% мас. HNO₃. Отже, отримання кислоти з концентрацією вище

65% мас. HNO_3 ускладнюється наявністю в газовій фазі невеликої кількості NO , яке повільно окислюється.

1.3 Апаратурне оформлення стадії абсорбції

У розглянутому агрегаті АК-72М на етапі абсорбції використовуються спеціальні абсорбційні колони зі ситчатими тарілками.

Ці абсорбційні колони, в основному, є вертикальними структурами, всередині яких розміщені горизонтальні перегородки, відомі як тарілки. Тарілки виконують важливу роль у спрямованому переміщенні рідини та газу і сприяють багаторазовому контакту між ними.

На сьогоднішній день в промисловості існують різноманітні конструкції тарілчастих абсорбційних апаратів. Вони можуть бути розділені на два основних типи в залежності від того, як відбувається зливання рідини з тарілок:

- 1) колони з тарілками зі зливними пристроями;
- 2) колони з тарілками без зливних пристроїв.

Тарілчасті колони зі зливними пристроями. В цих абсорбційних колонах, рух рідини з тарілки на тарілку відбувається за допомогою спеціальних устаткувань, таких як зливні трубки та кармани. Нижні частини цих трубок занурені в стакан на нижче розташованих тарілках, і вони створюють гідравлічні бар'єри, які запобігають проходженню газу через зливні пристрої. Відомі різні види тарілок із зливними пристроями, такі як ситчаті, ковпачкові, клапанні та баластні, а також пластинчасті.

Розглянемо колону із ситчатими тарілками як приклад барботажного агрегату. Колона з ситчатими тарілками представляє собою вертикальний циліндричний корпус із горизонтальними тарілками, на яких є багато невеликих отворів діаметром від 1 до 5 мм. Для контролю над рівнем рідини на тарілках використовують переливні трубки.

Газ проникає через отвори тарілок та утворює дрібні бульбашки в рідині. Якщо швидкість газу занадто низька, то рідина може просочуватися через отвори тарілки на нижче розташовані тарілки, що може призвести до зменшення інтенсивності обміну масами. Тому газ повинен рухатися з відповідною швидкістю та мати тиск, достатній для подолання опору рідини на тарілці та запобігання витоку рідини через отвори тарілки.

Ситчаті тарілки відрізняються своєю простотою, легкістю в установці, обслуговуванні та ремонті. Гідравлічний опір цих тарілок невеликий. Однак в умовах виробництва азотної кислоти, на тарілки потрібно додатково встановлювати охолоджувальні системи. Ситчаті тарілки працюють ефективно при різних швидкостях газу та масових навантаженнях, але вони чутливі до забруднень, які можуть заблокувати отвори. В разі раптового припинення газоподачі або значного зниження тиску газу, рідина може витікати з ситчатих тарілок, і для відновлення процесу доведеться повторно запустити колону. Ситчаті тарілки також вимагають точної горизонтальної установки.

Масообмін відбувається в барботажному шарі, що розташований на поверхні тарілок. Оскільки процес абсорбції супроводжується виділенням теплової енергії, необхідно забезпечити відведення цього тепла. В багатьох випадках відведення тепла в абсорбційних колонах відбувається безпосередньо з барботажного шару за допомогою систем змішувиків, які містять охолоджуючу рідину. У ролі охолоджуючого теплоносія часто використовується вода.

Динаміка поглинання оксидів азоту була досліджена в лабораторних умовах з достатньою глибиною. Останні досягнення у цій галузі представлені у джерелі [14]. Досліджено процес абсорбції оксидів азоту під підвищеним тиском до 3,92 МПа при різних умовах та режимах. З практики видно, що робочі режими абсорбційних колон досить точно можуть бути описані за допомогою запропонованих коефіцієнтів досягнення ступеня абсорбції.

Присутність системи змієвиків в барботажному шарі суттєво впливає на гідравлічні характеристики роботи тарілок. У табл. 1.1 можемо побачити результати вимірювання гідравлічного опору.

Таблиця 1.1 – Результати вимірювання гідравлічного опору за різних умов

Швидкість, м/с	Опір сухих змієвиків, Па	Опір газорідинного шару, Па		
		без змієвиків (а)	із 7 рядами змієвиків (б)	б-а
0,9	100	850	1050	200
1,2	200	900	1300	400
1,5	350	1050	1700	650
1,8	500	1300	2000	700
2,1	550	1300	2200	900

Експерименти проведені в апараті з перетином 300×1000 мм та між-тарільчастою відстанню 1 м при атмосферному тиску. В цьому дослідженні використовувалися різні рідини, такі як вода і розчин із густиною приблизно 1400 кг/м³, що схожий на густину 60%-ої азотної кислоти. Рідина подавалася в кількості 0,625 м³/год. Висота зливного порогу становила 100 мм, і на висоті 25 мм над плато тарілок були встановлені елементи, які моделювали тепловідвідні змієвики абсорбера агрегату АК-72 [14].

Результати вимірювань, представлені в таблиці 1.1, показують, що при зміні швидкості повітря від 0,9 до 2,1 м/с опір сухих елементів, що імітують змієвики, зростає від 100 до 550 Па. Особливо значним є збільшення опору газорідинного шару в присутності змієвиків порівняно з шаром без них. В області, що відповідає робочим режимам абсорбера АК-72, опір сухих змієвиків становить від 200 до 350 Па, а додатковий опір газорідинного шару, спричинений наявністю змієвиків, становить від 400 до 700 Па. Важливо відзначити, що ці результати були отримані при рівномірному заповненні всього обсягу газорідинного шару елементами, що імітують змієвики.

2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Опис технологічної схеми виробництва слабкої азотної кислоти контактним способом

На рис. 2.1 наведено технологічну схему функціонування апаратури, яка використовується для виробництва азотної кислоти з концентрацією 60%. Цей апарат працює під підвищеним тиском і має добову продуктивність на рівні 1150 тонн, якщо вимірювати її в контексті 100%-ної кислоти.

Ця схема передбачає важливий технологічний процес для отримання висококонцентрованої азотної кислоти, яка є важливою хімічною сполукою для багатьох галузей промисловості. Використання підвищеного тиску та ретельно розроблених процесів дозволяє досягти бажаного результату і отримати кислоту в потрібному ступені концентрації.

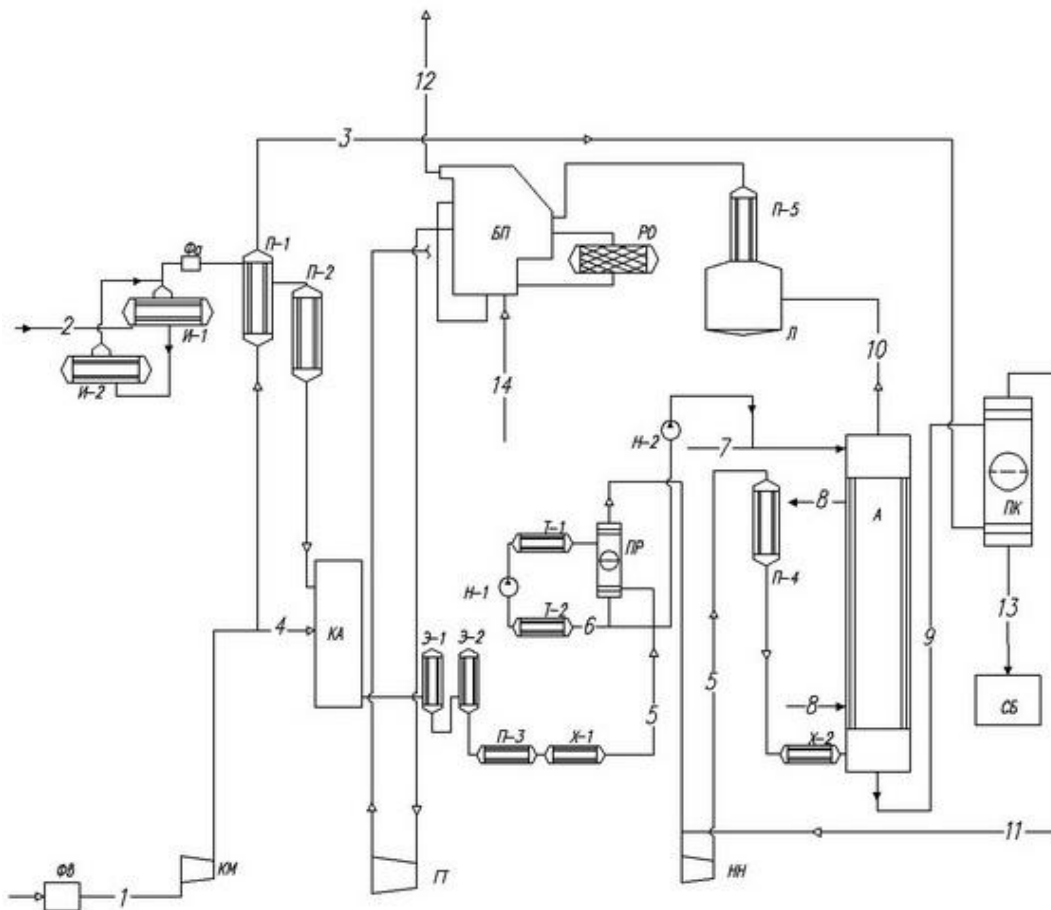


Рисунок 2.1 – Технологічна схема виробництва слабкої азотної кислоти
контактним способом

Розглянемо принцип роботи установки докладніше. Атмосферне повітря, після проходження очистки від механічних забруднень на фільтрах грубого і тонкого очищення в апараті Фв, подається до осьового повітряного компресора КМ, де його стискають. Стиснене повітря розділяється на два потоки. Основний потік направляється до контактного апарату для окислення аміаку (КА), тоді як другий потік проходить послідовно через підігрівач газоподібного аміаку П-1, продувну колону ПК, і потім змішується з нітрозними газами на лінії всмоктування нітрозного нагнітача НН.

Рідкий аміак потрапляє до випарника И-1, де він перетворюється у газоподібний стан за рахунок тепла, що подається циркулюючою водою. Газоподібний аміак, який міститься в цьому процесі, піддається очищенню в фільтрі Фа, щоб видалити механічні домішки, а також пари масла. Після очищення він нагрівається в підігрівачі П-1 за допомогою стисненого повітря (в холодний період року також може додатково підігріватися в підігрівачі П-2 паром). Після нагрівання гарячий газоподібний аміак змішується з повітрям у спеціальному змішувачі, який вбудовано у верхню частину контактного апарату КА. Аміачно-повітряна суміш проходить додаткову тонку очистку в фільтрі, також вбудованому в контактний апарат.

Окислення аміаку (конверсія) відбувається на каталізаторних сітках, виготовлених з платино-родієво-паладієвого сплаву.

Отримані гарячі нітрозні гази поступово охолоджуються у котлі-утилізаторі, розташованому під каталізаторною сіткою, а також у економайзерах Е-1 і Е-2, підігрівачі хімічно очищеної води П-3, холодильнику-конденсаторі Х-1, а також промивачі ПР. Під час охолодження і конденсації парів утворюється азотна кислота, і проводиться промивка нітрозних газів для видалення аміаку, який не реагував на каталізаторних сітках, а також нітрит-нітратів амонію, що утворюються з аміаку і оксидів азоту під час транспортування газів до промивача.

Промивач зрошується азотною кислотою, циркуляція якої забезпечується насосом Н-1 через теплообмінники Т-1 і Т-2. Після цього кислота подається насосом Н-2 на зрошення в абсорбційну колону А.

Охолоджений нітрозний газ, що виходить з абсорбційної колони, потрапляє в нагнітач НН, де його стискають. Далі газ послідовно охолоджується у підігрівачі живильної води П-4 і в холодильнику-конденсаторі Х-2, перед тим як увійти в абсорбційну колону А.

Азотна кислота, яка продукується з концентрацією 60%, направляється в продувну колону ПК, де під тиском повітря розчиняються оксиди азоту, і потім вона переходить в збірник продукційної кислоти СБ.

Викиди газів з абсорбційної колони направляються до пастки Л, обладнаної підігрівачем П-5. Тут гази підігріваються для випаровування захоплених дрібних бризок. Далі гази проходять через блок підігріву вихлопних газів БП. Після цього вони вводяться у регенеративну секцію блоку, де досягається температура близько 300°C, і вони потрапляють у змішувач. Сюди ж подається газоподібний аміак, який отримується випаровуванням рідкого аміаку.

Зі змішувача гази подаються в реактор каталітичного очищення РВ. Під час цього процесу температура газу залишається сталою. Після очищення вихлопний газ повертається в блок підігріву, де його нагрівають до 760°C, і потім газ направляється в газову турбіну.

Енергія, яка вивільняється під час розширення гарячих вихлопних газів у газовій турбіні, майже повністю використовується для стиснення повітря і нітрозних газів. Після цього розширені вихлопні гази піддаються охолодженню і виводяться в атмосферу через вихлопну трубу.

2.2 Опис модернізованого абсорбера

Після докладного аналізу доступних літературних джерел, можна зробити наступні важливі висновки:

- Технологія виробництва азотної кислоти: у сучасній промисловості для виробництва азотної кислоти використовується контактний спосіб. При цьому процесі використовуються агрегати, такі як АК-72 і АК-72М, які були детально розглянуті вище.

- Барботажна колона із ситчастими тарілками: на етапі абсорбції ключовим апаратом є барботажна колона із ситчастими тарілками. Проте, ці колони мають вибудовану складну та громіздку конструкцію. Ця складність виготовлення призводить до високих витрат дорожніх матеріалів, таких як корозійностійкі високолеговані сталі.

- Вдосконалення технології: з огляду на постійне зростання виробництва азотної кислоти, розвиток технології та нових методів виробництва стають надзвичайно важливими завданнями. Можливість вдосконалення апаратного оформлення окремих етапів виробництва, зокрема процесу абсорбції, стає перспективним напрямком.

- Модернізація абсорбційної колони: у зв'язку з унікальними вимогами технології виробництва неконцентрованої азотної кислоти, абсорбційний апарат повинен одночасно забезпечувати інтенсивну масопередачу і теплопередачу. Саме тому варто розглядати можливість модернізації конструкції абсорбційної колони. Замість традиційної барботажної колони зі структурованими тарілками можна розглядати використання плівкового абсорбера трубчастого типу (зображеного на рисунку 2.2).

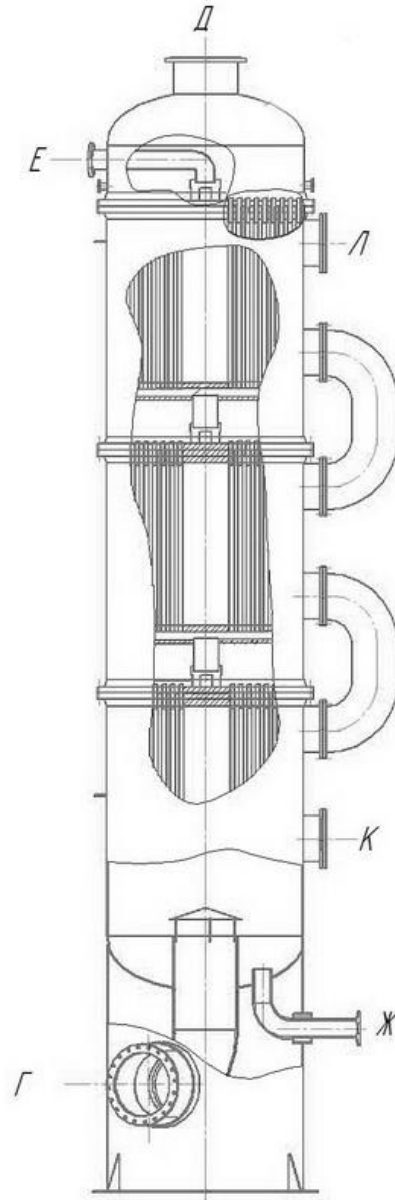


Рисунок 2.2 – Загальний вигляд трубчастого абсорбера

Апарат трубчастого абсорбера має схожу конструкцію з вертикальним кожухотрубчастим теплообмінником. У цьому апараті абсорбент, який готовий абсорбувати речовину, подається на верхню трубну решітку через спеціальний штуцер позначений як «Е». Після подачі, абсорбент рівномірно розподіляється по всіх трубах апарата та стікає по їх внутрішній поверхні у вигляді тонкої плівки. В апаратах, які мають велику кількість труб, щоб забезпечити більш рівномірну подачу та розподіл рідини по всіх трубах, використовують спеціальні розподільні пристрої.

Газ, який має бути абсорбований абсорбентом, вводиться в апарат через спеціальний штуцер, позначений як «Г», і рухається по трубах від нижньої частини до верхньої, напрямкується назустріч стікаючій рідкій плівці. Готова кислота виводиться з апарата через штуцер, позначений як «Ж».

Для відведення надлишкового тепла, яке виникає під час абсорбційного процесу, в міжтрубному просторі апарата пропускають охолоджувальний агент, такий як вода або інший подібний рідинний компонент. Цей агент вводиться та виводиться через відповідні штуцери, позначені як «К» і «Л» відповідно. Цей процес дозволяє підтримувати оптимальну температуру та умови для ефективної абсорбції речовини.

2.3 Теоретичні основи процесу абсорбції [1, 2, 4, 5]

Фундаментом для розуміння законів перенесення маси і енергії лежить другий закон термодинаміки. Цей закон говорить нам про те, що всі фізико-хімічні процеси в природі протікають у напрямку досягнення рівноваги. Рівновага - це стан, в якому всі взаємодіючі фактори у системі збалансовані.

Параметри складної фізико-хімічної системи, в якій досягнуто рівноважний стан, називаються рівноважними параметрами. Однією з основних ідей термодинаміки є те, що у рівноважній системі рівність температур, тисків та хімічних потенціалів є обов'язковою. Це важливо для розуміння того, як системи змінюються з часом і як вони досягають рівноваги.

Нехай у двофазній системі (як показано на рисунку 2.3 а) із трикомпонентної газової суміші речовина A поглинається рідкою фазою. На початку спостереження концентрація речовини A в газовій суміші відносно висока і позначається як y_{A1} . Ця концентрація в певний момент часу називається робочою концентрацією. В той самий момент робоча концентрація речовини A в рідкій фазі досить низька і позначається як x_{A1} .

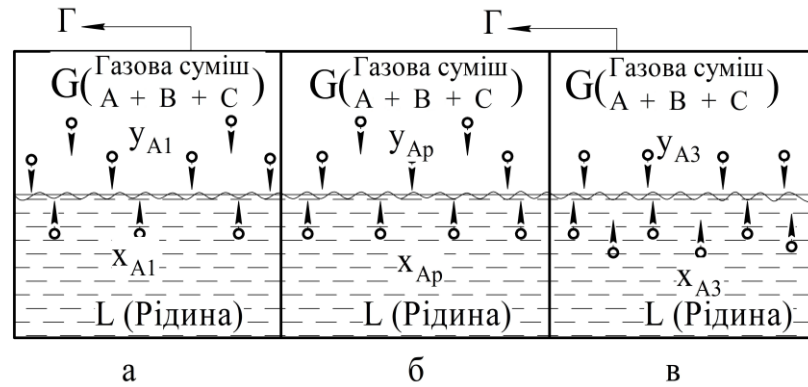


Рисунок 2.3 – Варіанти процесів масопередачі в системі «газ – рідина»:

a – масопередача речовини з газової фази в рідку (абсорбція); *б* – динамічна рівновага в системі; *в* – масопередача речовини з рідкої фази в газу (десорбція)

Якщо на початку спостереження газова та рідка фази сприйшли взаємодію у фазовому контакті, то це спричинить початок перенесення речовини А із газової фази в рідку. Поступово, зі зниженням концентрації речовини А в газовій фазі, швидкість прямого процесу почне зменшуватися. У той самий час, зі збільшенням концентрації речовини А в рідкій фазі, швидкість зворотного процесу збільшиться. Через певний час концентрація переданої речовини в газовій фазі знизиться до певного значення. Одночасно, в рідкій фазі концентрація речовини А також підвищиться до певного значення. Настає момент, коли швидкості масопередачі в прямому напрямку (з газової фази в рідку) і зворотному напрямку (з рідкої фази в газу) вирівнюються.

Цей стан системи, коли швидкості прямого і зворотного процесів масопередачі дорівнюють одна одній, називається рівноважним. Рівноважний стан і відповідна кількість незалежних параметрів системи відображаються правилом фаз Гіббса. Згідно з цим правилом, кількість незалежних ступенів вільності системи дорівнює.

$$C = K - \Phi + 2, \quad (2.1)$$

де C – число незалежних змінних параметрів (ступенів вільності), які визначають термодинамічну рівновагу в системі;

K – число компонентів системи;

Φ – число фаз, що беруть участь у процесі.

Абсорбція, яка є типовим дифузійним процесом, реалізується в системі, що складається з двох фаз: «газ – рідина». У цій системі, яка містить три компоненти (інертні гази-носії, поглинальний компонент і абсорбент), одна речовина, абсорбат, переходить з газової фази в рідину.

За правилами фази Гіббса в такій системі можна змінювати три незалежних параметри: температуру, тиск і концентрацію абсорбату в одній із фаз. Ці параметри визначають рівновагу процесу абсорбції і дозволяють контролювати його характеристики.

У більш складних випадках, таких як абсорбційне вилучення вуглеводневих компонентів із природних газів, в системі присутня багатокомпонентна газова суміш, і абсорбент може поглинати декілька компонентів. Це призводить до збільшення кількості параметрів, які необхідно враховувати при розрахунках процесу абсорбції, і робить їх більш складними.

У стані рівноваги для двофазної трикомпонентної системи за умови постійної температури і тиску залежність між концентраціями компонента в газовій і рідкій фазах описується законом Генрі. Згідно з цим законом, парціальний тиск компонента газової суміші над рідиною пропорційний його мольній концентрації в рідині:

$$p_A^* = E_A \cdot x_A, \quad (2.2)$$

або розчинність газу в рідині за даної температури пропорційна його парціальному тиску над рідиною:

$$x_A^* = p_A / E_A, \quad (2.3)$$

де E_A – коефіцієнт пропорційності, що називається константою Генрі;
 p_A^* – парціальний тиск поглиненого газу, що перебуває в рівновазі з рідиною концентрації x_A ;
 x_A^* – концентрація газу в рідині, рівноважна з газовою фазою, в якій парціальний тиск поглиненого компонента дорівнює p_A .

Значення коефіцієнта Генрі залежать від характеристик поглиненого газу і властивостей поглинача, а також температурних умов. Важливо зазначити, що цей коефіцієнт не залежить від загального тиску в системі.

У випадках, коли немає доступних експериментальних даних щодо залежності коефіцієнта Генрі від температури, можна використовувати спеціальне рівняння для розрахунку цієї залежності:

$$\ln E = -\frac{q}{R \cdot T} + C, \quad (2.4)$$

де q – диференціальна теплота розчинення газу, кДж/кмоль, кДж/кг;
 R – універсальна газова стала, $R = 8,31$ кДж/(кмоль·К);
 T – температура розчинення, К;
 C – експериментальна константа для індивідуального газового компонента.

Закон Генрі добре узгоджується з експериментальними даними коли маємо справу з невисокими значеннями тиску газу в системі (до 0,5 МПа) і низькими концентраціями розчиненої речовини, яка не взаємодіє хімічно з розчинником.

Залежність між рівноважними складами газової та рідкої фаз можна одержати на основі сумісного використання законів Генрі й Дальтона ($p_A = P \cdot y_A$):

$$y_A^* = \frac{E_A}{P} \cdot x_A = m_A \cdot x_A \text{ або } x_A^* = \frac{P}{E_A} \cdot y_A = \frac{y_A}{m_A}, \quad (2.5)$$

де m_A – коефіцієнт розподілу поглиненої речовини між газом і рідиною:

$$m_A = E_A/P. \quad (2.6)$$

У випадку, коли ми обчислюємо склад фази, не використовуючи абсолютні концентрації, а визначаємо їх у відносних одиницях, форма закону Генрі зазнає змін. Проте, при дуже малих концентраціях можна взяти $X_A \approx x_A$ та $Y_A \approx y_A$, тоді вираз рівноважної залежності буде виглядати наступним чином:

$$Y_A^* = m_A \cdot X_A \text{ або } X_A^* = Y_A/m_A. \quad (2.7)$$

Рівняння (2.6) і (2.7) вказують на те, що при постійних значеннях температури і тиску рівноважна залежність для системи "газ - рідина" виражається у вигляді прямої лінії. Ця лінія проходить через початок координат і має певний кут нахилу, тангенс якого дорівнює m_A .

Важливо відзначити, що робочі концентрації розподільної речовини в діючих апаратах ніколи не досягають рівноважних значень. У реальних процесах залежність між цими робочими концентраціями у фазах зображується лінією, яку називають робочою лінією процесу.

Давайте розглянемо схему абсорбера на прикладі (див. рис. 2.4), який працює в режимі ідеального витіснення. У цьому процесі абсорбтив переходить із газової фази (позначено як G) в рідку фазу (позначено як L), і при цьому обидві фази залишаються інертними щодо одна одної і відносно абсорбтиву. Тобто $G = \text{const}$ і $L = \text{const}$. В такому випадку рівняння матеріального балансу за цільовим компонентом може бути виражене так:

$$G \cdot Y_n + L \cdot X_n = G \cdot Y_k + L \cdot X_k, \text{ або } \Delta M = G \cdot (Y_n - Y_k) = L \cdot (X_k - X_n). \quad (2.8)$$

Звідси знаходять загальну й питому витрату абсорбенту:

$$L = G \cdot \frac{Y_n - Y_k}{X_k - X_n}, \quad (2.9)$$

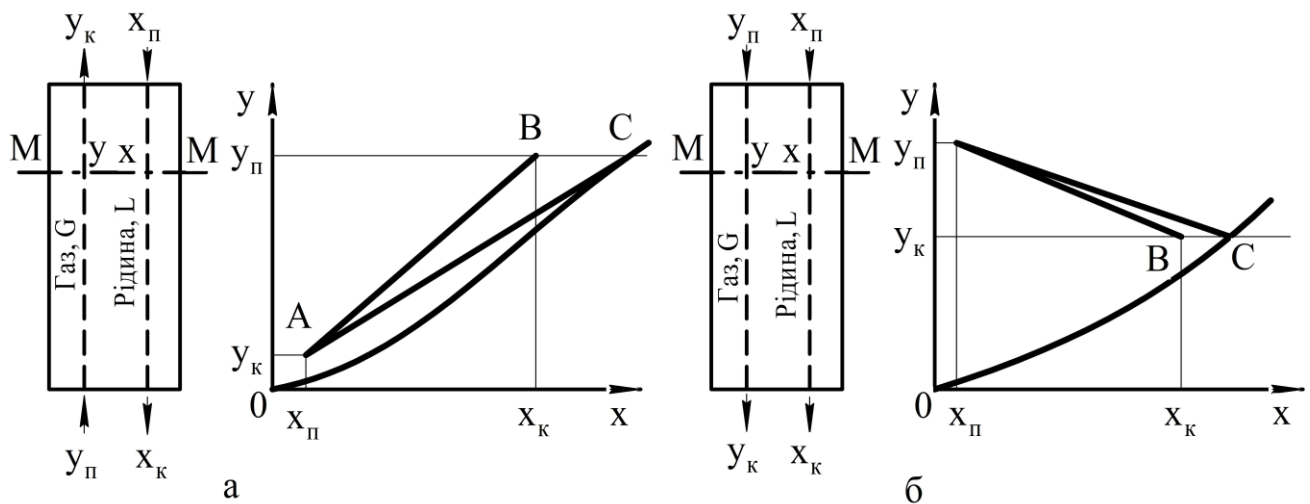


Рисунок 2.4 – Схема матеріального балансу та Y - X -діаграма:

а – при протитечії; б – при прямотечії; OC – рівноважна лінія; AB – робоча лінія

$$l = \frac{L}{G} = \frac{Y_n - Y_k}{X_k - X_n}. \quad (2.10)$$

Для довільного перерізу протитечійного абсорбера $M - M$ (рис. 2.4, а) рівняння матеріального балансу виглядає наступним чином:

$$G \cdot Y_n + L \cdot X = G \cdot Y + L \cdot X_k, \quad (2.11)$$

звідси

$$Y = \frac{L}{G} \cdot X + \left(Y_n - \frac{L}{G} \cdot X_k \right) = l \cdot X + (Y_n - l \cdot X_k). \quad (2.12)$$

Рівняння (2.12), відоме як рівняння робочої лінії виражає залежність між нерівноважними складами фаз у будь-якому перерізі апарата. Це рівняння надає нам інформацію про те, як змінюються концентрації під час проходження речовини через апарат. Із цього рівняння видно, що робоча лінія є прямою з нахилом до осі абсцис під кутом, тангенс якого дорівнює l .

Ця робоча лінія вказує на залежність між концентраціями речовини у газовій і рідкій фазах під час проходження через апарат. Важливо зазначити, що ця лінія не співпадає з рівноважною лінією, оскільки робочі концентрації ніколи не досягають значень рівноважних концентрацій. Робоча лінія стає інструментом для розуміння і моделювання дійсних процесів абсорбції і визначення оптимальних умов роботи апарата.

2.4 Технологічні розрахунки

У цьому дослідженні детально розглядається трубчастий абсорбер з точки зору його використання в складі установки для виробництва неконцентрованої азотної кислоти АК-72М. Основна мета полягає в тому, щоб покращити ефективність апарата без зміни якості і кількості вихідних матеріалів та продуктів, а також без впливу на основні технологічні характеристики встановленої системи. Таким чином, при розробці модернізованого трубчастого абсорбера обов'язково слід враховувати постійну продуктивність агрегату АК-72М.

Основні вихідні параметри для проектування цієї установки включають:

- денна продуктивність азотної кислоти – 1150 тонн на добу (з 100% чистою кислотою).

- поглинач – розчин азотної кислоти.
- ступінь поглинання – 98%.
- тиск у апараті – 1,08 МПа.
- температура процесу абсорбції – 60°C.
- зміна температури охолоджуючої води – 25°C.

У цьому контексті обрано тиск (p) і температуру (t) як змінні параметри, які можуть варіюватися в певних межах для проведення розрахунків. Після аналізу отриманих результатів можна буде змінювати ці параметри, враховуючи вихідні дані, і визначити найбільш оптимальні комбінації цих значень [2].

До речі, згідно з виробничими умовами апарату АК-72М, відомий склад і кількість газу після стадії контактного окислення аміаку за методикою наведеною в [2, с. 373-375].

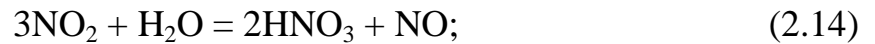
Таблиця 2.1 – Склад газової суміші після контактного відділення

Компонент	v^k , моль	Концентрація, % об.
NO	777	10
O ₂	378,7	4,8
H ₂ O	1199	15,46
N ₂	5402	69,64
Усього	7756,7	100

З огляду на той факт, що не весь оксид азоту проходить процес конденсації, ми можемо припустити, що лише 42,2% оксидів азоту перетворюються в азотну кислоту в промивачі. Оскільки виробничий процес надає інформацію про кількість оксиду азоту в газовій суміші, ми можемо визначити точну кількість оксиду азоту, який перетворився у кислоту:

$$v_{\text{перв}} = v_{\text{NO}}^k \cdot 0,422 = 777 \cdot 0,422 = 328 \text{ моль} \quad (2.13)$$

Розраховуємо кількість води, яка витрачається на утворення конденсату у вигляді 53 %-ої азотної кислоти. Утворення кислоти відбувається за наступною реакцією:



$$\nu'_{\text{H}_2\text{O}} = \nu_{\text{превр}} \cdot 0,5 = 328 \cdot 0,5 = 164 \text{ моль} . \quad (2.15)$$

Кількість води в нинішньому конденсаті (x) обчислюємо з рівняння:

$$53 = \frac{\nu_{\text{превр}} \cdot M_{\text{HNO}_3} \cdot 100}{\nu_{\text{превр}} \cdot M_{\text{HNO}_3} + x \cdot M_{\text{H}_2\text{O}}} \quad (2.16)$$

$$\begin{aligned} x &= \frac{\left[\frac{\nu_{\text{превр}} \cdot M_{\text{HNO}_3} \cdot 100}{53} \right] - \nu_{\text{превр}} \cdot M_{\text{HNO}_3}}{M_{\text{H}_2\text{O}}} = \\ &= \frac{\left[\frac{328 \cdot 63 \cdot 100}{53} \right] - 328 \cdot 63}{18} = 1018 \text{ моль} \end{aligned}$$

Загальна кількість води, що сконденсувалася:

$$\nu^{\text{конд}}_{\text{H}_2\text{O}} = \nu'_{\text{H}_2\text{O}} + x = 164 + 108 = 1182 \text{ моль} \quad (2.17)$$

Залишок водяної пари у газовій суміші:

$$\nu_{\text{H}_2\text{O}} = \nu^{\text{к}}_{\text{H}_2\text{O}} - \nu^{\text{конд}}_{\text{H}_2\text{O}} = 1199 - 1182 = 17 \text{ моль} \quad (2.18)$$

Кількість азотної кислоти, що сконденсувалася буде:

$$\nu^{\text{к}}_{\text{HNO}_3} = \nu_{\text{превр}} + x = 328 + 1018 = 1346 \text{ моль} \quad (2.19)$$

Виходячи з рівняння реакції, що відбувається



знаходимо кількість кисню в газі:

$$\nu'_{\text{O}_2} = \nu_{\text{перевр}} \cdot 0,75 = 328 \cdot 0,75 = 246 \text{ моль} \quad (2.21)$$

Обчислюємо кількість кисню на додаткове окислення оксидів азоту:

$$\nu^{\text{дон}}_{\text{O}_2} = (\nu^{\text{к}}_{\text{NO}} - \nu_{\text{перевр}}) \cdot 0,27 \cdot 0,5 = (777 - 328) \cdot 0,27 \cdot 0,5 = 60,62 \text{ моль} \quad (2.22)$$

Кількість кисню, що залишився в газі:

$$\nu_{\text{O}_2} = \nu^{\text{к}}_{\text{O}_2} - \nu'_{\text{O}_2} - \nu^{\text{дон}}_{\text{O}_2} = 378,7 - 246 - 60,62 = 72,1 \text{ моль} \quad (2.23)$$

Кількість утвореного двоокису азоту:

$$\nu_{\text{NO}_2} = (\nu^{\text{к}}_{\text{NO}} - \nu_{\text{перевр}}) \cdot 0,27 = (777 - 328) \cdot 0,27 = 121,2 \text{ моль} \quad (2.24)$$

Кількість окису азоту, що залишився в газі:

$$\nu_{\text{NO}} = (\nu^{\text{к}}_{\text{NO}} - \nu_{\text{перевр}}) - \nu_{\text{NO}_2} = (777 - 328) - 121,2 = 327,8 \text{ моль} \quad (2.25)$$

Загальна кількість газової суміші, що надходить в промивач:

$$\nu_{\text{см}}^{\text{н}} = \nu_{\text{NO}} + \nu_{\text{NO}_2} + \nu_{\text{O}_2} + \nu_{\text{H}_2\text{O}} + \nu_{\text{N}_2} = 327,8 + 121,2 + 72,1 + 17 + 5402 = 5940,1 \text{ моль} \quad (2.26)$$

Отже, газова суміш, яка виходить із промивача має наступний склад (див. табл. 2.2).

Таблиця 2.2 – Склад газової суміші після промивача

Компонент	v , моль	% об.	кг/год.
NO	327,8	5,5	9834
NO ₂	121,2	2	5575
O ₂	72,1	1,2	2307
H ₂ O	17	0,3	306
N ₂	5402	91	151256
Усього	5940,1	100	169278

Знаходимо загальну кількість отриманої кислоти:

$$v_{\text{кисл}} = v_{\text{NO}}^{\text{к}} \cdot c_n = 777 \cdot 0,98 = 761,5 \text{ моль} \quad (2.27)$$

Обчислюємо втрати кислоти, пов'язані з неповнотою поглинання:

$$v_{\text{пот}} = v_{\text{NO}}^{\text{к}} - v_{\text{кисл}} = 777 - 761,5 = 15,5 \text{ моль} \quad (2.28)$$

Кількість води, яка потрібна для утворення 100 %-ої кислоти за реакцією (2.14)

$$L_{100} = v_{\text{кисл}} \cdot 0,5 = 761,5 \cdot 0,5 = 380,8 \text{ моль} \quad (2.29)$$

Кількість води, яка потрібна для утворення 60 %-ої кислоти:

$$L_{60} = \frac{v_{\text{кисл}} \cdot M_{\text{HNO}_3} \cdot (100 - 60)}{60 \cdot M_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{761,5 \cdot 63 \cdot (100 - 60)}{60 \cdot 18} = 1777 \text{ моль} \quad (2.30)$$

Умовами виробництва нам відомо, що вміст парів води у вихлопі складає 0,52 % об. [2]. Орієнтовно можемо прийняти, що кількість реакційної води:

$$v_{вл} = 5940,1 \cdot 0,0052 = 36,4 \text{ моль} \quad (2.31)$$

Урахувавши вологість газів і кількість реакційної води, обчислюємо загальну кількість води, яку потрібно ввести в колону:

$$L_{вод} = L_{100} + L_{60} + v_{вл} - v_{реакц} = 380,8 + 1777 + 36,4 - 1199 = 995,2 \text{ моль} \quad (2.32)$$

Масова секундна витрата води, що подається на зрошення буде складати:

$$L'_{вод} = \frac{L_{вод} \cdot 18}{3600} = \frac{995,2 \cdot 18}{3600} = 4,97 \text{ кг/с} \quad (2.33)$$

Обчислимо витрату 53 %-ої кислоти из промивача:

$$L'_{кисл} = \frac{(v_{превр} \cdot M_{HNO_3})}{3600} + \frac{(x \cdot M_{H_2O})}{3600} = \frac{(328 \cdot 63)}{3600} + \frac{(1018 \cdot 18)}{3600} = 10,83 \text{ кг/с} \quad (2.34)$$

Отже, в колону для зрошення надходить суміш з 4,97 кг/с води і 10,83 кг/с кислоти. Загальна витрата абсорбенту (30 %-ої азотної кислоти) буде:

$$L = L'_{води} + L'_{кисл} = L'_{води} + L'_{кисл} = 15,8 \text{ кг/с} \quad (2.35)$$

Процес поглинання двоокису азоту кислотою відбувається через екзотермічну реакцію (2.9). На кожні 2 молі кислоти виділяється 136,3 кілоджоулів теплової енергії [2, стор. 394]. Таким чином, для 211 молів чистої кислоти можна обчислити кількість виділеної теплової енергії, пропорційно до цієї кількості:

$$Q = \frac{211 \cdot 136,3}{2} = 14380 \text{ кДж/с}.$$

Для охолодження використовуємо воду як хладоагент. Питома теплоємність води, позначена як $C_{\text{вод}}$ становить 4,19 кДж/кг·К. Задамося значенням величини нагріву води $\Delta t = 25^\circ\text{C}$.

Визначаємо витрату охолоджуючої води за наступною формулою:

$$W_{\text{вод}} = \frac{Q}{C_{\text{вод}} \cdot \Delta t_{\text{вод}}} = \frac{14380}{4,19 \cdot 25} = 137 \text{ кг/с} \quad (2.36)$$

Визначення коефіцієнта теплопередачі.

Лінійна щільність зрошення в колоні:

$$\Gamma = \frac{l \cdot W_g \cdot \rho_{\text{см}} \cdot d_{\text{вн}}}{4} = \frac{0,34 \cdot 4 \cdot 11,07 \cdot 0,034}{4} = 0,13 \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}} \quad (2.37)$$

де W_g – прийнята швидкість газу;

$\rho_{\text{см}}$ – щільність газової суміші в робочих умовах;

$d_{\text{вн}}$ – внутрішній діаметр труб (приймаємо труби розміром 38×2 мм);

l – питома витрата абсорбенту.

$$l = \frac{L}{G_{\text{см}}} = \frac{15,8}{47} = 0,34 \quad (2.38)$$

Критерій Рейнольдса для рідини обчислюємо за такою формулою:

$$\text{Re}_{\text{жс}} = \frac{4\Gamma}{\mu_{\text{жс}}} = \frac{4 \cdot 0,13}{0,9 \cdot 10^{-3}} = 622 \quad (2.39)$$

де $\mu_{\text{жс}}$ – динамічна в'язкість газової суміші.

Критерій Прандтля для рідини розраховуємо за наступною формулою:

$$\text{Pr}_{\text{жс}} = \frac{\mu_{\text{жс}} \cdot c_{\text{жс}}}{\lambda_{\text{жс}}} = \frac{0,9 \cdot 10^{-3} \cdot 2,975}{0,51 \cdot 10^{-3}} = 5,25 \quad (2.40)$$

Значення наведеної товщини плівки рідини буде:

$$v_{\text{прив}} = \left(\frac{\mu_{\text{ж}}^2}{\rho_{\text{ж}}^2 \cdot g} \right)^{1/3} = \left(\frac{(0,9 \cdot 10^{-3})^2}{1220^2 \cdot 9,81} \right)^{1/3} = 3,8 \cdot 10^{-5} \text{ м} \quad (2.41)$$

Критичне значення критерію Рейнольдса:

$$\text{Re}_{\text{кр}} = 2460 \cdot \text{Pr}^{-0,65} = 2460 \cdot 5,25^{-0,65} = 837,2 \quad (2.42)$$

Умова $\text{Re}_{\text{ж}} < \text{Re}_{\text{кр}}$ виконується, отже приймемо значення коефіцієнтів рівняння: $A=2,06$; $m=-0,33$; $n=0$ [7, с.404].

Значення критерію Нуссельта з урахуванням знайдених коефіцієнтів розраховуємо за наступною формулою:

$$\text{Nu} = A \cdot \text{Re}_{\text{ж}}^m \cdot \text{Pr}_{\text{ж}}^n = 2,06 \cdot 622^{-0,33} = 0,25 \quad (2.43)$$

Обчислюємо коефіцієнт тепловіддачі від плівки рідини до стінки труби:

$$\alpha_1 = \frac{\lambda \cdot \text{Nu}}{v_{\text{прив}}} = \frac{0,1 \cdot 10^{-3} \cdot 0,25}{3,8 \cdot 10^{-5}} = 3,36 \frac{\text{кВт}}{\text{м}^2 \text{К}} \quad (2.44)$$

Задаємося значеннями теплопровідності стінки труби $\lambda_{\text{ст}}=0,029 \frac{\text{кВт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$

і коефіцієнта тепловіддачі між стінкою труби і хладагентом $\alpha_2=0,185 \frac{\text{кВт}}{\text{м}^2 \text{К}}$.

Коефіцієнт теплопередачі розраховуємо за наступною формулою:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}}} = \frac{1}{\frac{1}{3,36} + \frac{1}{0,185} + \frac{0,002}{0,029}} = 0,173 \frac{\text{кВт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}} \quad (2.45)$$

де $\delta_{\text{ст}}$ – товщина стінки труби, м.

Визначення коефіцієнта масопередачі.

Швидкість газу при вході в трубу складає:

$$W_r = \frac{V_{cm}}{0,785 \cdot n \cdot d_{BH}^2} = \frac{4,25}{0,785 \cdot 1138 \cdot 0,034^2} = 4,12 \text{ м / с} \quad (2.46)$$

Швидкість, з якою рухається плівка рідини буде:

$$U_{cp} = \sqrt[3]{\frac{\Gamma^2 \cdot g}{3 \cdot \mu_{ж} \cdot \rho_{ж}}} = \sqrt[3]{\frac{0,14^2 \cdot 9,81}{3 \cdot 0,9 \cdot 10^{-3} \cdot 1220}} = 0,4 \text{ м / с} \quad (2.47)$$

Відносна швидкість газу:

$$W_0 = W_r + U_{cp} = 4,12 + 0,4 = 4,52 \text{ м / с} \quad (2.48)$$

Безрозмірний комплекс K розраховуємо за такою формулою:

$$K = \frac{U_{cp} \cdot \mu_{ж}}{\sigma} = \frac{0,4 \cdot 0,9 \cdot 10^{-3}}{0,0588} = 6,12 \cdot 10^{-3}, \quad (2.49)$$

де σ – коефіцієнт поверхневого натягу.

Коефіцієнт дифузії газової суміші в робочих умовах $D_r = 2 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ обчислений за методикою [8, с. 90].

Розраховуємо критерії Рейнольдса і Прандтля за такими формулами:

$$Re_{O_r} = \frac{W_0 \cdot d \cdot \rho_{cm}}{\mu_{cm}} = \frac{4,52 \cdot 0,034 \cdot 11,07}{19,1 \cdot 10^{-6}} = 89070; \quad (2.50)$$

$$Pr'_r = \frac{\mu_{cm}}{\rho_{cm} \cdot D_r} = \frac{19,1 \cdot 10^{-6}}{11,07 \cdot 2 \cdot 10^{-6}} = 0,9. \quad (2.51)$$

Коефіцієнт масовіддачі за газовою фазою:

$$\begin{aligned}\beta_{\Gamma} &= 0,125 \cdot (0,11 + 0,9 \cdot K^{2/3}) \cdot W_{\Gamma} \cdot \text{Re}_{\text{ор}}^{-0,16} \cdot \text{Pr}'_{\Gamma}{}^{-2/3} = \\ &= 0,125 \cdot (0,11 + 0,9 \cdot 0,034) \cdot 4,12 \cdot 89070^{-0,16} \cdot 0,9^{-2/3} = 0,011 \frac{\text{M}}{\text{c}}\end{aligned}\quad (2.52)$$

$$\beta_y = \beta_z \cdot \rho_{\text{см}} = 0,011 \cdot 11,07 = 0,122 \frac{\text{кК}}{\text{M}^2 \cdot \text{c}} \quad (2.53)$$

Коефіцієнт дифузії за рідкою фазою $D_{\text{ж}} = 1,97 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$.

Залежно від значення критерію $\text{Re}_{\text{ж}}$ задаємося значеннями коефіцієнтів $A=31$; $m = -0,167$; $n=0,34$; $p=0,5$ [9, с. 397].

Задавшись довжиною однієї секції труб $l=1,5 \text{ м}$, обчислюємо критерій Нуссельта для рідини за наступною формулою:

$$\text{Nu}'_{\text{ж}} = A \cdot \text{Re}_{\text{ж}}^m \cdot (\text{Pr}'_{\text{ж}})^n \cdot \left(\frac{v_{\text{прив}}}{1}\right)^p = 31 \cdot 622^{-0,167} \cdot (375)^{0,34} \cdot \left(\frac{3,8 \cdot 10^{-5}}{1,5}\right)^{0,5} = 0,4 \quad (2.54)$$

Коефіцієнт масовіддачі за рідкою фазою:

$$\beta_{\text{ж}} = \frac{D_{\text{ж}} \cdot \text{Nu}'_{\text{ж}}}{v_{\text{прив}}} = \frac{1,97 \cdot 10^{-9} \cdot 0,4}{3,8 \cdot 10^{-5}} = 0,21 \cdot 10^{-4} \frac{\text{M}}{\text{c}} \quad (2.55)$$

$$\beta_x = \beta_{\text{ж}} \cdot \rho_{\text{ж}} = 0,21 \cdot 10^{-4} \cdot 1220 = 0,026 \frac{\text{кК}}{\text{M}^2 \cdot \text{c}} \quad (2.56)$$

Коефіцієнт масопередачі дорівнюватиме:

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{m \cdot \beta_y} + \frac{1}{\beta_x}} = \frac{1}{\frac{1}{3926 \cdot 0,122} + \frac{1}{0,026}} = 0,026 \frac{\text{кК}}{\text{M}^2 \cdot \text{c}} \quad (2.57)$$

Визначення середньої рушійної сили процесу за рідкою фазою.

Початкова і кінцева рівноважні концентрації рідкої фази:

$$X_{\kappa}^* = Y_{\text{н}} \frac{P}{E} = 0,1 \frac{1,08}{4240} = 2,6 \cdot 10^{-5} \frac{\text{кмоль оксидів}}{\text{кмоль азоту}}; \quad (2.58)$$

$$X_{\text{н}}^* = Y_{\kappa} \frac{P}{E} = 0,0018 \frac{1,08}{4240} = 4,6 \cdot 10^{-7} \frac{\text{кмоль оксидів}}{\text{кмоль азоту}}; \quad (2.59)$$

$$\bar{X}_{\kappa}^* = X_{\kappa}^* \frac{M_{\text{NO}}}{M_{\text{H}_2\text{O}}} = 2,6 \cdot 10^{-5} \frac{30}{18} = 4,3 \cdot 10^{-5} \frac{\text{кг оксидів}}{\text{кг азоту}}; \quad (2.60)$$

$$\bar{X}_{\text{н}}^* = X_{\text{н}}^* \frac{M_{\text{NO}}}{M_{\text{H}_2\text{O}}} = 4,6 \cdot 10^{-7} \frac{30}{18} = 7,7 \cdot 10^{-7} \frac{\text{кг оксидів}}{\text{кг азоту}}. \quad (2.61)$$

Обчислюємо середню рушійну силу процесу:

$$\Delta \bar{X}_{\text{cp}} = \frac{0,44 - 0,26}{\ln \frac{0,44}{0,26}} = 0,34 \frac{\text{кг оксидів}}{\text{кг азоту}} \quad (2.62)$$

2.5 Конструктивні розрахунки

Визначення кількості труб у секції і діаметра апарата.

$$n = \frac{L}{\Gamma \cdot \pi \cdot d_{\text{вн}}} = \frac{15,8}{0,13 \cdot 3,14 \cdot 0,034} = 1138 \text{ шт.} \quad (2.63)$$

При визначеній кількості труб 38×2 мм приймемо діаметр апарата 2000 мм, згідно з рекомендаціями [10, с. 144 табл. 8.2].

Визначення необхідної довжини всіх секцій апарата.

Потрібна площа поверхні масопередачі:

$$F = \frac{G_{nk}}{k_x \cdot \Delta \bar{X}_{cp}} = \frac{6,41}{0,026 \cdot 0,34} = 725 \text{ м}^2. \quad (2.64)$$

де G_{nk} – маса поглиненого цільового компоненту.

$$l_{TP} = \frac{F}{\pi \cdot d_{6H} \cdot n} = \frac{725}{3,14 \cdot 0,034 \cdot 1138} = 5,97 \text{ м}. \quad (2.65)$$

Беручи до уваги необхідну довжину приймемо, що апарат складатиметься із чотирьох секцій труб по 1,5 м.

Визначення діаметра патрубків.

Діаметр патрубка розраховується за наступною формулою [6]:

$$D = \sqrt{\frac{G}{\rho \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot \omega}}; \quad (2.66)$$

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

Швидкість пари приймається в межах 15–20 м/с, швидкість рідини 0,5–2 м/с [6].

Діаметри патрубків для входу і виходу газової суміші:

$$d_v = \sqrt{\frac{47,02}{16,3 \cdot 0,785 \cdot 15}} = 0,495 \text{ м}.$$

Приймемо діаметри патрубків $d_v = 500 \text{ мм}$.

Діаметри патрубків для входу і виходу абсорбенту:

$$d_w = \sqrt{\frac{15,8}{1150 \cdot 0,785 \cdot 1,0}} = 0,132 \text{ м.}$$

Прийmemo діаметр патрубків $d_w = 150$ мм.

2.6 Гідравлічні розрахунки

Розрахунок гідравлічного опору трубчастого абсорбера є важливим етапом, оскільки він дозволяє визначити кількість енергії, яка витрачається на переміщення теплоносіїв через цей апарат. Важливо відзначити, що гідравлічний опір міжтрубного простору, так званий «гідравлічний опір між трубами», не враховується в даному розрахунку. Це обумовлено тим, що при відносно низьких швидкостях теплоносія він має незначне значення, і може бути ігнорованим [6].

Гідравлічний розрахунок проводиться відповідно до методики, наведеної у джерелі [6]. Повний напір, необхідний для переміщення газорідного потоку через труби абсорбера, визначається за наступним рівнянням:

$$\Delta P = \Sigma \Delta P_{\text{ТР}} + \Sigma \Delta P_{\text{М}} + \Sigma \Delta P_{\text{У}} + \Sigma \Delta P_{\text{Г}}, \quad (2.67)$$

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

$\Sigma \Delta P_{\text{М}}$ – сума втрат напору в місцевих опорах, Па;

$\Sigma \Delta P_{\text{У}}$ – сума втрат напору, обумовлених прискоренням потоку, Па;

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

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

$$\Delta P_{TP} = \lambda_{TP} \cdot \frac{L}{d_E} \cdot \frac{w^2 \cdot \rho}{2}, \quad (2.68)$$

де λ_{TP} – коефіцієнт опору тертя.

$$\lambda_{TP} = 0,11 \cdot \left(\frac{\Delta}{d_E} + \frac{68}{\text{Re}} \right)^{0,25}, \quad (2.69)$$

де Δ – абсолютна шорсткість поверхні труб, мм.

Для сталевих нових труб $\Delta = 0,06-0,1$ мм, для сталевих труб, що експлуатувалися, та мають незначну корозію $\Delta = 0,1-0,2$ мм [6].

$$\lambda_{TP} = 0,11 \cdot \left(\frac{0,1}{0,028} + \frac{68}{20000} \right)^{0,25} = 0,151;$$

$$\Delta P_{TP} = 0,151 \cdot \frac{1,5}{0,028} \cdot \frac{2^2 \cdot 150}{2} = 2427 \text{ (Па)}.$$

Гідравлічні втрати тиску в місцевих опорах обчислюємо за допомогою наступної формули:

$$\Delta P_M = \xi \cdot \frac{w^2 \cdot \rho}{2}, \quad (2.70)$$

де ξ – коефіцієнт місцевого опору. Його знаходять як суму опорів кожної секції абсорбера (а таких секцій чотири): $\xi = 2 \cdot \xi_1 + \xi_2 + \xi_3$ (вхідна і вихідна камери $\xi_1 = 1,5$, вхід у труби $\xi_2 = 0,5$ і вихід із них $\xi_3 = 1$ [6]).

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

$$\Delta P_M = 4 \cdot 4,5 \cdot \frac{2^2 \cdot 150}{2} = 5400 \text{ (Па)}.$$

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

Перепад тиску, необхідний для подолання гідростатичного стовпа рідини може бути рівним нулю ($\Delta P_T = 0$). Це пояснюється тим, що абсорбер не має прямого зв'язку або контакту з навколишнім середовищем.

Повний напір, який потрібний для руху середовищ через апарат складатиме:

$$\Delta P = 2427 + 5400 = 7827 \text{ (Па)}.$$

2.7 Вибір допоміжного обладнання

Розрахунок і вибір збірника продукційної кислоти (поз. СБ на рис. 2.1). Ємність для зберігання продукційної кислоти обчислюємо, виходячи з 3–5 годинного резерву робочого часу, враховуючи коефіцієнт заповнення $\psi = 0,8 \dots 0,85$. Прийmemo $\psi = 0,82$.

Розрахунковий об'єм ємності буде складати:

$$V_{EP} = \frac{G \cdot \tau}{\psi \cdot \rho}, \quad (2.71)$$

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

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

ρ – густина вихідної суміші, $\rho = 1200$ кг/м³.

$$V_{EP} = \frac{60000 \cdot 3}{0,82 \cdot 1200} = 183 \text{ м}^3.$$

Для зберігання продукційної кислоти обираємо 2 ємності. Задаємося стандартизованим діаметром ємності $D = 4,0$ м, тоді її висота складатиме:

$$H = \frac{V_{EP}}{0,785 \cdot D^2}; \quad (2.72)$$

$$H = \frac{183}{2 \cdot 0,785 \cdot 4,0^2} = 7,3 \text{ м.}$$

Розрахунок і вибір насоса для подачі абсорбента в колону (поз. Н-2 на рис. 2.1). Для всмоктуючого і нагнітального трубопроводів приймаємо однакову швидкість плинину рідини, що складатиме $w = 2 \text{ м/с}$.

Діаметр трубопроводу обчислюємо за рівнянням:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w}}, \quad (2.73)$$

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

$$d = \sqrt{\frac{0,013}{0,785 \cdot 2}} = 0,090 \text{ м.}$$

Розраховуємо критерій Рейнольдса для рідини в трубопроводі:

$$\text{Re} = \frac{w \cdot d \cdot \rho_p}{\mu}; \quad (2.74)$$

$$\text{Re} = \frac{2 \cdot 0,090 \cdot 1200}{0,95 \cdot 10^{-3}} = 227368,$$

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

$$e = \frac{\Delta}{d} = \frac{2 \cdot 10^{-4}}{0,090} = 0,0022.$$

Далі отримаємо:

$$\frac{1}{e} = 455; \quad 560 \cdot \frac{1}{e} = 254800; \quad 10 \cdot \frac{1}{e} = 4550;$$

Для зони, що є автономною по відношенню до Re:

$$\lambda = 0,11 \cdot e^{0,25}; \quad (2.75)$$

$$\lambda = 0,11 \cdot 0,0022^{0,25} = 0,024.$$

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

Для всмоктуючої лінії:

- 1) вхід у трубу (прийемо з гострими краями) $\xi_1 = 0,5$;
- 2) 2 коліна з кутом 90° $\xi_2 = 2 \cdot 1,1 = 2,2$.

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

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

Для нагнітальної лінії:

- 1) вентиля прямоочні, 2 шт. $\xi_1 = 2 \cdot 0,65 = 1,3$;
- 2) 3 коліна з кутом 90° $\xi_2 = 3 \cdot 1,1 = 3,3$;
- 3) вихід із труби $\xi_3 = 1$.

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

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

Втрачений напір у всмоктуючій лінії обчислюємо за формулою:

$$h_{П.ВС.} = \left(\lambda \cdot \frac{l}{d_E} + \Sigma \xi \right) \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g}, \quad (2.76)$$

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

$$h_{\text{п.вс.}} = \left(0,024 \cdot \frac{8}{0,090} + 2,7 \right) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 0,99 \text{ м.}$$

Втрачений напір в нагнітальній лінії визначаємо за формулою (2.76):

$$h_{\text{п.наг.}} = \left(0,024 \cdot \frac{12}{0,090} + 5,6 \right) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 1,79 \text{ м.}$$

Загальні втрати напору:

$$h_{\text{п}} = h_{\text{п.вс.}} + h_{\text{п.наг.}}; \quad (2.77)$$

$$h_{\text{п}} = 0,99 + 1,79 = 2,78 \text{ м.}$$

Знаходимо напір насоса за рівнянням:

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho_p \cdot g} + H_{\text{г}} + h_{\text{п}}, \quad (2.78)$$

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

$H_{\text{г}}$ – геометрична висота підйому рідини.

$$H = \frac{0,3 \cdot 10^6}{1200 \cdot 9,81} + 12,3 + 2,78 = 40 \text{ м.}$$

Корисну потужність насоса обчислюємо за рівнянням:

$$N_{\text{п}} = \rho_p \cdot g \cdot Q \cdot H, \quad (2.79)$$

де Q – подача (витрата), $Q = 0,013 \text{ м}^3/\text{с}$;

H – напір насоса.

$$N_{\text{п}} = 1200 \cdot 9,81 \cdot 0,013 \cdot 40 = 6121 \text{ Вт.}$$

Потужність, яка повинна розвиватися електродвигуном насоса на вихідному валу при сталому режимі роботи:

$$N = \frac{N_{II}}{\eta_{пер} \cdot \eta_n}, \quad (2.80)$$

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

Отримаємо:

$$N = \frac{6121}{1 \cdot 0,6} = 10202 \text{ Вт.}$$

Обираємо відцентровий насос марки ЦНС 65-80 з наступними характеристиками:

- об'ємна подача насоса 65 м³/год.;
- напір насоса 80 м;
- потужність, споживана насосом 17,5 кВт;
- частота обертання 3000 об/хв.

3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Вибір основних конструкційних матеріалів

При виборі матеріалів для виготовлення хімічних апаратів і машин, важливо враховувати особливості їх експлуатації, такі як можлива зміна фізико-хімічних властивостей матеріалів під впливом робочого середовища, температурних умов і хіміко-технологічних процесів. При цьому керуються галузевим стандартом ОСТ 26-291-71 [11].

Визначення відповідних матеріалів починається з уточнення робочих умов, таких як температура, тиск, концентрація оброблюваного середовища. Це необхідно для того, щоб забезпечити ефективну технологію виготовлення елементів обладнання, враховуючи при цьому доступність і вартість матеріалів.

У більшості випадків, основним критерієм для вибору матеріалів для хімічних апаратів є їхні корозійні властивості, оскільки вони визначають тривалість служби обладнання [12].

В хімічній промисловості широко використовується марка сталі 12X18H10T для виробництва ємностей, які піддаються високому тиску, а також пристроїв для виробництва рідкого кисню. Ця корозійностійка сталь застосовується для виготовлення зварної апаратури і конструкцій, які будуть у контакті з окисними середовищами, органічними розчинниками та помірно концентрованими неорганічними кислотами. Матеріал також використовується для виготовлення труб, які транспортують агресивні розчини, такі як фосфорна, азотна та оцтова кислоти, а також їхні солі [13].

При виготовленні обладнання для виробництва азотної кислоти дуже важливо бути особливо уважним при виборі матеріалів, оскільки це устаткування піддається різноманітним видам корозійного впливу.

У сфері азотнокислотного виробництва широко і успішно використовуються нержавіючі сталі через їхню високу корозійну стійкість. Таким чином, для тих частин апаратів, які мають контакт з агресивним

середовищем, часто вибирають сталь 12Х18Н10Т. Цей вибір обумовлений універсальністю властивостей цієї сталі, які включають жаростійкість і стійкість до корозії.

Для тих елементів абсорбера, які не мають контакту з кислотою, можна використовувати такі матеріали:

- для болтів, гайок і шайб рекомендується сталь 35;
- для опори апарату можна використовувати сталь Ст. 3сп;
- для обтюрації можна використовувати пароніт.

Оскільки азотна кислота і сполуки на її основі є дуже агресивними до чистих металів, сталей і сплавів, для обладнання азотнокислотного виробництва часто використовують полімерні матеріали, кислотостійкі в'язучі речовини на основі фенолоформальдегідних смол і рідкого скла, а також матеріали на основі каучуків та інших полімерів [13].

3.2 Розрахунки апарату на міцність, стійкість та герметичність

Розрахунок товщини стінки апарату.

Матеріал циліндричної обичайки – сталь 12Х18Н10Т.

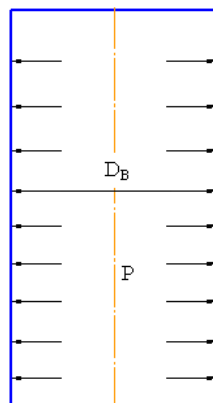


Рисунок 3.1 – Розрахункова схема обичайки, навантаженої внутрішнім тиском

Для знаходження товщини стінки апарату для циліндричної обичайки використовують наступну формулу:

$$S_p = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{p_p \cdot D_6}{2\phi[\sigma] - p_p} \\ \frac{p_u \cdot D_6}{2\phi[\sigma]_u - p_u} \end{array} \right\}, \quad (3.1)$$

де P_p – розрахунковий тиск, МПа;

P_u – пробний тиск, МПа;

D_B – внутрішній діаметр, мм;

$[\delta]$ – нормативне допустиме напруження, МПа;

ϕ – коефіцієнт міцності зварних з'єднань.

Визначаємо величину нормативного допустимого напруження для сталі 12X18H10T при розрахунковій температурі $t = 60^\circ C$ [16]:

$$[\sigma]^{60} = 150 \text{ МПа.}$$

Допустиме напруження при гідравлічних випробуваннях:

$$[\delta]_{II} = \frac{\delta_{T20}}{1,1}, \quad (3.2)$$

де δ_{T20} – межа плинності матеріалу при температурі $t = 20^\circ C$.

$$[\delta]_{II} = \frac{240}{1,1} = 218 \text{ МПа.}$$

Пробний тиск при гідравлічних випробуваннях:

$$p_u = \max \left\{ \begin{array}{l} 1,25 \cdot p \cdot \frac{[\delta]^{20}}{[\sigma]^{60}} \\ p + 0,3 \end{array} \right\}, \quad (3.3)$$

$$p_u = \max \left\{ \begin{array}{l} 1,25 \cdot 1,08 \cdot \frac{240}{150} \\ 1,08 + 0,3 \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} 2,15 \\ 1,38 \end{array} \right\} = 2,15 \text{ МПа.}$$

Тоді розрахункова товщина стінки циліндричної обичайки складатиме:

$$S_p = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{1,08 \cdot 2000}{2 \cdot 1 \cdot 150 - 1,08} \\ \frac{2,15 \cdot 2000}{2 \cdot 1 \cdot 218 - 2,15} \end{array} \right\} = \max \left\{ \begin{array}{l} 7,2 \\ 9,9 \end{array} \right\} = 9,9 \text{ мм.}$$

Виконавча товщина стінки циліндричної обичайки:

$$S = S^p + C_1 + C_2 + C_3 + C_4 \quad (3.4)$$

де $C_1 = \Pi \cdot \tau$ – корозійна прибавка (Π – проникність матеріалу, мм/рік, τ – термін служби апарату);

C_2 – прибавка на ерозію;

C_3 – технологічна прибавка;

C_4 – прибавка на мінусовій допуск.

Відповідно до рекомендацій [5] $C_2=0$, $C_4=0$, $\Pi=0,145$ мм/рік, $\tau=10$ років.

$$C_1 = 0,145 \cdot 10 = 1,45 \text{ мм.}$$

Тоді:

$$S = 9,9 + 1,45 = 11,35 \text{ мм.}$$

Відповідно до рекомендацій [16] виконавчу товщину стінки приймемо рівною $S = 12$ мм.

Розрахунок товщини стінки днища (кришки).

Матеріал еліптичного днища – сталь 12Х18Н10Т.

Для знаходження товщини стінки еліптичного днища використовуємо наступну формулу:

$$S_p^e = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{p_p \cdot D_e}{2\phi[\sigma] - 0,5 \cdot p_p} \\ \frac{p_u \cdot D_e}{2\phi[\sigma]_u - 0,5 \cdot p_u} \end{array} \right\}; \quad (3.5)$$

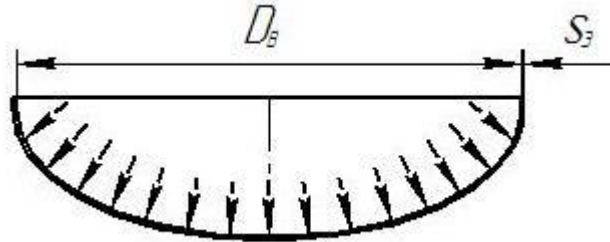


Рисунок 3.2 – Розрахункова схема еліптичного днища апарату, навантаженого внутрішнім тиском

$$S_p^e = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{1,08 \cdot 2000}{2 \cdot 1 \cdot 150 - 0,5 \cdot 1,08} \\ \frac{2,15 \cdot 2000}{2 \cdot 1 \cdot 218 - 0,5 \cdot 2,15} \end{array} \right\} = \max \left\{ \begin{array}{l} 7,2 \\ 9,9 \end{array} \right\} = 9,9 \text{ мм.}$$

Тоді:

$$S_e = 9,9 + 1,45 = 11,35 \text{ мм.}$$

Так само, відповідно до рекомендацій [16] виконавчу товщину стінки еліптичного днища приймемо рівною $S_e = 12 \text{ мм}$.

Зміцнення отворів

З експериментальних досліджень видно, що максимальні напруження досить швидко зменшуються при віддаленні від краю отвору. Іншими словами, підвищені напруження є локальними та обмежені певною зоною. Таким чином, під час розробки апаратури необхідно зосередитися на задачі зниження цих локальних напружень в області отворів до допустимих

значень. Це можна здійснити шляхом компенсації ослаблення, яке виникає внаслідок наявності вирізів.

Компенсацію ослаблення можна здійснити двома способами:

1. Збільшенням товщини стінки всієї оболонки, виходячи із максимальних напружень у зоні краю отвору.

2. Посилення краю отвору додатковим матеріалом, який вводиться ближче до місця розподілу максимальних напружень.

Перший спосіб, який передбачає збільшення товщини всієї оболонки, застосовується рідко і не є оптимальним, оскільки область підвищених напружень невелика і не виправдовує великого збільшення товщини матеріалу.

Зміцнення отворів циліндричної обичайки. Знаходимо розрахунковий діаметр одиночного отвору, який не потребує зміцнення:

$$d_0 = 2 \cdot \left(\frac{S-c}{S_p} - 0,8 \right) \cdot \sqrt{D_p \cdot (S-c)}, \quad (3.6)$$

$$d_0 = 2 \cdot \left(\frac{12-1,45}{9,9} - 0,8 \right) \cdot \sqrt{2000 \cdot (12-1,45)} \approx 77 \text{ мм}.$$

Оскільки діаметри штуцерів для входу і виходу кислоти ($D_y = 150 \text{ мм}$), а також для входу и виходу охолоджуючої води ($D_y = 350 \text{ мм}$) то необхідне зміцнення отворів.

Змінення отворів еліптичного днища. Знаходимо розрахунковий діаметр одиночного отвору, що не потребує зміцнення, за формулою (3.6):

$$d_0 = 2 \cdot \left(\frac{12-1,45}{9,9} - 0,8 \right) \cdot \sqrt{4000 \cdot (12-1,45)} \approx 109 \text{ мм},$$

де D_p – розрахунковий діаметр елемента, що укріплюється; для еліптичного днища при $H = 0,25 \cdot D$:

$$D_p = 2 \cdot D \cdot \sqrt{1 - 3 \cdot \left(\frac{x}{D}\right)^2}, \quad (3.7)$$

де x – відстань від центру отвору, що укріплюється, до осі еліптичного днища; у нашому випадку $x = 0$ мм.

$$D_p = 2 \cdot 2000 \cdot \sqrt{1 - 3 \cdot \left(\frac{0}{2000}\right)^2} = 4000 \text{ мм.}$$

Оскільки діаметри штуцерів для входу і виходу газової суміші ($D_y = 500$ мм), то зміцнення отворів також необхідне.

Далі проводимо розрахунок зміцнення отворів для найбільшого значення $D_y = 500$ мм.

Перевірочний розрахунок зміцнення отвору:

$$\ell_{1R} \cdot (S_1 - S_{1R} - c) \cdot \chi_1 + \ell_{2R} \cdot S_2 \cdot \chi_2 + \ell_{3R} \cdot (S_3 - 2 \cdot c) \cdot \chi_3 + \ell_R \cdot (S - S_R - c) \geq 0,5 \cdot (d_R - d_{0R}) \cdot S_R,$$

де ℓ_{1R} , ℓ_{3R} – розрахункові довжини зовнішньої та внутрішньої частини штуцера.

Прийmemo $S_2 = 0$, при цьому довжину зовнішньої частини штуцера ℓ_1 відраховуємо від зовнішньої поверхні апарату.

Розрахункова товщина стінки люка, навантаженого внутрішнім тиском:

$$S_{1R} = \frac{P \cdot (d + 2 \cdot c)}{2 \cdot \phi_1 \cdot [\sigma]_1 - P}, \quad (3.8)$$

де P – тиск в апараті;

d – внутрішній діаметр люка;

c – сумарна надбавка до розрахункової товщини стінки люка;

ϕ_1 – коефіцієнт міцності подовжнього зварного з'єднання люка;

$[\sigma]_1$ – напруга, що допускається для матеріалу зовнішньої частини при розрахунковій температурі.

$$S_{1R} = \frac{1,08 \cdot (500 + 2 \cdot 1,45)}{2 \cdot 0,65 \cdot 150 - 1,08} = 2,8 \text{ мм.}$$

Розрахункові довжини зовнішньої і внутрішньої частини штуцера відповідно ($S_1 = S_3 = 18 \text{ мм}$):

$$\begin{aligned} \ell_{1R} &= 1,25 \cdot \sqrt{(d + 2 \cdot c) \cdot (S_1 - c)}; \\ \ell_{1R} &= 1,25 \cdot \sqrt{(500 + 2 \cdot 1,45) \cdot (18 - 1,45)} = 114 \text{ мм.} \end{aligned} \quad (3.9)$$

$$\begin{aligned} \ell_{3R} &= 0,5 \cdot \sqrt{(d + 2 \cdot c) \cdot (S_3 - 2 \cdot c)}; \\ \ell_{3R} &= 0,5 \cdot \sqrt{(500 + 2 \cdot 1,45) \cdot (18 - 2 \cdot 1,45)} = 44 \text{ мм.} \end{aligned} \quad (3.10)$$

Розрахункова ширина і діаметр отвору зони зміцнення:

$$\begin{aligned} \ell_R = d_{0R} &= \sqrt{D_R \cdot (S - c)}; \\ \ell_R = d_{0R} &= \sqrt{2000 \cdot (12 - 1,45)} = 145 \text{ мм.} \end{aligned} \quad (3.11)$$

Розрахунковий діаметр отвору штуцера:

$$\begin{aligned} d_R &= \frac{d + 2 \cdot c}{\sqrt{1 - \left(\frac{2 \cdot x}{D_R}\right)^2}}; \\ d_R &= \frac{500 + 2 \cdot 1,45}{\sqrt{1 - \left(\frac{2 \cdot 0}{2000}\right)^2}} = 503 \text{ мм.} \end{aligned} \quad (3.12)$$

Розрахункова товщина стінки, навантажених внутрішнім надмірним тиском:

$$S_R = \frac{P \cdot D_R}{4 \cdot \phi \cdot [\sigma] - P}; \quad (3.13)$$

$$S_R = \frac{1,08 \cdot 2000}{4 \cdot 0,65 \cdot 150 - 1,08} = 5,6 \text{ мм.}$$

Розрахунковий діаметр отвору, що не вимагає зміцнення за відсутності надмірної товщини стінки судини складатиме:

$$d_{0R} = 0,4 \cdot \sqrt{D_R \cdot (S - c)}; \quad (3.14)$$

$$d_{0R} = 0,4 \cdot \sqrt{2000 \cdot (12 - 1,45)} = 58 \text{ мм.}$$

$$114 \cdot (18 - 2,8 - 1,45) \cdot 1 + 44 \cdot (18 - 2 \cdot 1,45) \cdot 1 + 145 \cdot (22 - 5,6 - 1,45) \geq 0,5 \cdot (503 - 58) \cdot 5,6;$$

$$4400 > 1246.$$

Умова виконується. Зміцнення отворів здійснено за допомогою потовщення стінки штуцера.

Розрахунок на вітрове навантаження

При проектуванні абсорбційної колони, її розраховують як консольну балку, яка піддавалася впливу рівномірно розподіленого навантаження вітрового тиску на корпус колони. Крім того, враховуються і зосереджені сили, що представляють собою рівнодійні сили вітрового натиску, які діють на окремі елементи конструкції колони, такі як сходи, площадки, теплообмінники і так далі.

Момент від розподіленого навантаження розраховується як рівнодіюча, прикладена до середини апарату:

$$M = \beta \cdot c \cdot q \cdot D \cdot H, \quad (3.15)$$

де β – коефіцієнт збільшення швидкісного напору вітру за рахунок динамічного впливу, викликаного поривами вітру;

c – аеродинамічний коефіцієнт обтікання (для циліндричних апаратів $c = 0,6$);

q – значення вітрового напору на висоті, що відповідає середині розрахункової ділянки, H/m^2 [16];

D – зовнішній діаметр колони, м;

H – висота розрахункової ділянки (у нашому випадку висота апарату), м.

Коефіцієнт збільшення швидкісного напору вітру обчислюється за наступною формулою:

$$\beta = 1 + \zeta \cdot m, \quad (3.16)$$

де ζ – коефіцієнт динамічності, який знаходять за графіком залежно від періоду власних коливань апарату [16];

m – коефіцієнт пульсації швидкісного напору вітру; приймають за графіком залежно від висоти колони H [16].

$$\beta = 1 + 1,4 \cdot 0,8 = 2,12.$$

$$M = 2,12 \cdot 0,6 \cdot 3,21 \cdot 2,024 \cdot 12,3 = 101,7 \text{ МПа}.$$

Умова міцності на навітряній стороні апарату:

$$M \leq [\sigma] \cdot \varphi;$$

$$101,7 \leq 150 \cdot 1 = 150 \text{ МПа}.$$

Умова виконується.

4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА

4.1 Обґрунтування компоновання обладнання установки [17]

Проектування хімічних виробництв – це складний і творчий процес, який включає в себе ряд організаційних і інженерних етапів. У цьому процесі інженери шукають оптимальні рішення для створення ефективних технологічних систем.

Одним із ключових завдань у проектуванні хімічних виробництв є компоновання обладнання. Цей процес є важливим і відповідальним, оскільки від нього залежить ефективність функціонування підприємства. Відправною точкою є розгляд різних варіантів розташування обладнання та його взаємозв'язок з іншими компонентами системи. Результатом цього етапу є оптимальне компоновання обладнання, яке враховує всі технічні та організаційні вимоги.

На рисунку 4.1 можна побачити схематичне зображення процесу компоновання обладнання, яке є важливою частиною проектування хімічних виробництв.

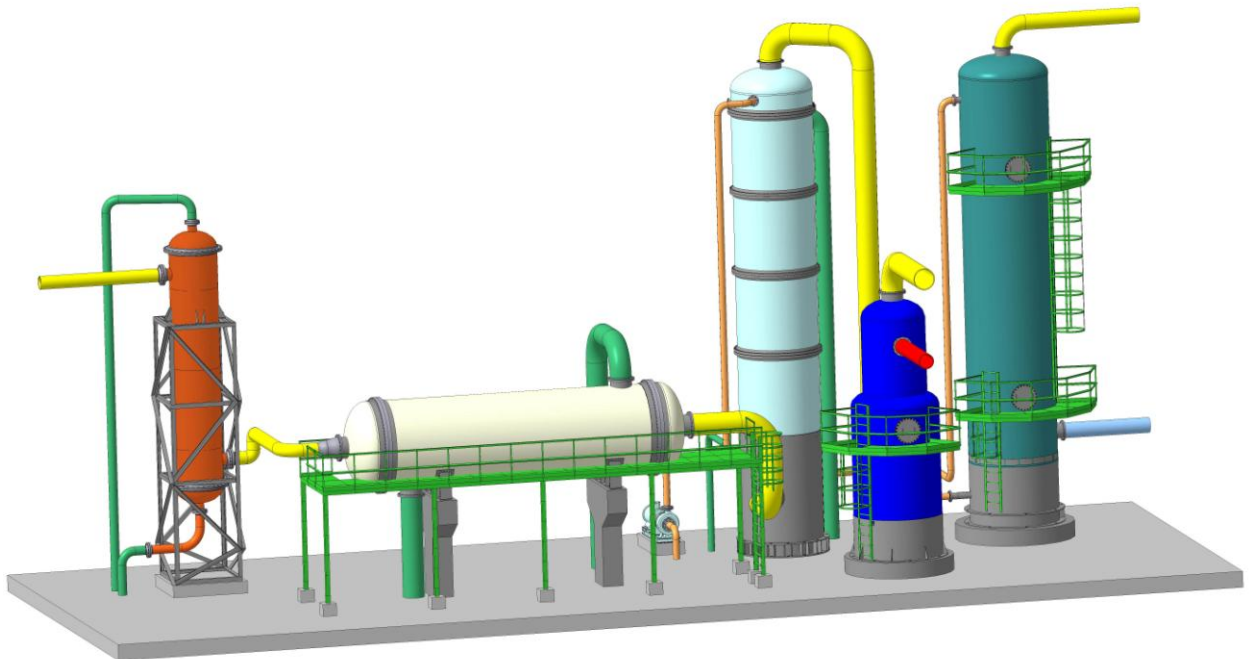


Рисунок 4.1 – Модель взаємного розміщення апаратів установки виробництва неконцентрованої азотної кислоти

Покращення якості проектувальних робіт та скорочення строків проектування можливі завдяки використанню сучасних обчислювальних технологій для пошуку оптимальних проектних рішень. Цей підхід неможливий без розробки моделей, які допомагають аналізувати та вдосконалювати проектні концепції.

Під час розміщення обладнання необхідно враховувати різні технологічні вимоги. До них входить зручність обслуговування обладнання, можливість демонтажу обладнання або його частин для ремонту, а також оптимізація довжини трубопроводів між апаратами.

При дотриманні цих технологічних вимог необхідно дотримуватися будівельних норм, вимог до природного освітлення, а також норм техніки безпеки, охорони праці, санітарних та протипожежних норм.

Щодо розташування обладнання, існують три основних варіанти: закритий (в приміщенні), відкритий та змішаний варіант (частина обладнання в приміщенні, частина - на відкритому майданчику).

Основними завданнями технологічного або функціонального проектування хімічних виробництв є розробка оптимальної технологічної схеми, визначення найкращих технологічних і конструктивних параметрів для апаратів, а також вибір оптимальних технологічних режимів, що дозволяють виготовити задану кількість хімічних продуктів у відповідності зі стандартами та технологічними умовами.

При компонованні обладнання існують ряд прийомів і факторів, які має бути враховано. Один із найважливіших факторів - це умови працездатності технологічної схеми. Ці умови визначаються на основі конкретних вимог і включають в себе кілька аспектів:

- Перепад висот між окремими одиницями обладнання та потребу в транспортуванні матеріальних потоків: при проектуванні об'єкта доводиться враховувати вимоги до рівнів та розташування обладнання, особливо в умовах з великим перепадом висот або потребою у транспортуванні різних матеріалів від одного вузла до іншого.

- Необхідні ухили трубопроводів і самопливів для транспортування рідких і сипучих матеріалів: для забезпечення правильного руху рідких і сипучих матеріалів через систему трубопроводів, часто потрібні певні ухли та самопливи, які служать для керування потоками і забезпечення їх нормальної транспортації.

Умови працездатності технологічної схеми формуються на підставі різних джерел і критеріїв. Однією з важливих основ є технологічний регламент конкретного виробництва, який встановлює вимоги до послідовності операцій та параметрів процесу. Також важливі норми технологічного проектування для виробництва, які надають стандарти і рекомендації щодо проектування обладнання і споруд.

Попередні дані та експертні знання інститутів і підприємств, які спеціалізуються на розробці технологій для конкретних виробництв, також є важливими джерелами інформації та критеріїв при розробці технологічних схем та виборі місць розташування обладнання.

4.2 Монтаж та ремонт основного технологічного обладнання [18, 19]

Під час монтажу повністю зібраного апарата процес проходить у декілька етапів. Спочатку апарат складається з окремих блоків, і лише після цього опора приварюється до нього. Для забезпечення правильного з'єднання частин апарата, які контактують одна з одною, використовують спеціальні трубоукладачі або трактори.

Частини апарата, які стикуються, підтягуються одна до одної так, щоб забезпечити правильне їхнє з'єднання. Щоб забезпечити точну стиковку по всьому периметру, на одній зі стикуючих частин приварюють вісім або більше напрямних планок. Після прихватки стику ці напрямні планки обрізаються.

Стиковку роблять відповідно до заводських контрольних рисків, які нанесені на корпуси апарата. Розміри ділянок, що стикаються, повинні відповідати допустимим нормам: зміщення кромки у кільцевих швах не

повинно перевищувати 10% товщини листа апарата, а у випадку двошарової сталі не повинно бути більше товщини шару.

При зварюванні стиків ретельно контролюють зазори, які повинні знаходитися в межах 2–4 мм, незалежно від товщини листів обичайок. Кромки зварювальних частин детально очищають металевими щітками.

Прихватку, як і повне зварювання, виконують із використанням електродів, передбачених у проекті. Стики, які виконані з двошарової сталі, прихоплюють на основному шарі. Параметри зварювання, такі як метод і режим зварювання, порядок накладення швів і термооброблення, визначаються в проектній документації заводу-виготовлювача.

Територію, де проводяться зварювальні операції, слід належним чином облаштувати. Однією з головних вимог є захист ділянки від впливу атмосферних опадів і вітру, що допомагає запобігти забрудненню шва та забезпечує стабільні умови для зварювання.

Зазвичай зварювальні операції проводять на спеціальних роликівих стендах, які оснащені рамою, на якій встановлюють один або два зварювальних автомата. Це забезпечує точність і контроль при зварюванні. Для зварювання внутрішнього шва корпусу апарата, один автомат розміщують всередині самого апарата.

Після завершення зварювання проводять остаточну перевірку всіх розмірів зібраного апарата, які повинні знаходитися в межах допустимих норм. Це важливий етап, щоб забезпечити відповідність готового апарата проектним специфікаціям.

Спеціальні вимоги стосуються корпусів відповідальних колонних апаратів. Наприклад, відхилення довжини корпусу не повинно перевищувати 0,3% від проектних параметрів. Також важливо дотримуватися встановлених норм для кривизни циліндричної частини корпусу, зокрема, на ділянці 1 м кривизна повинна бути не більше 2 мм, а для апаратів вище 10 м – не більше 3 мм.

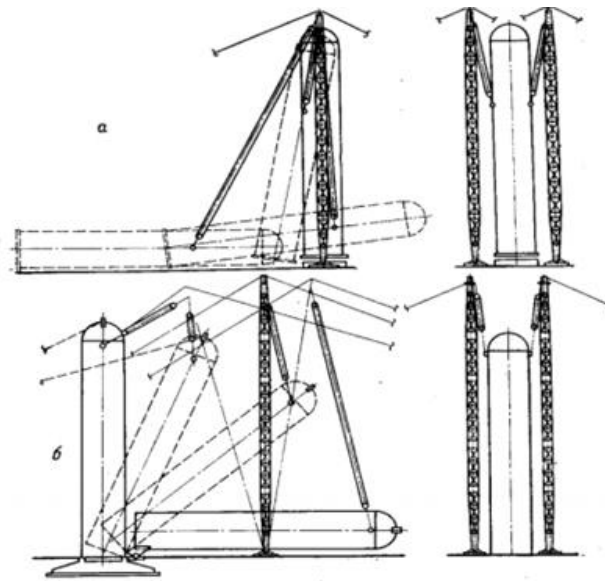


Рисунок 4.2 – Способи підйому колонного апарата:

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

Перед початком ремонтних робіт, які виконуються на колонних апаратах із внутрішніми пристроями тарільчатого типу, необхідно провести ряд підготовчих заходів, щоб забезпечити безпеку та ефективність процесу. Процес ремонту, зазвичай, включає наступні етапи:

- Приймання апарату в ремонт: представник ремонтної організації або майстер ремонтно-механічної бригади повинен підтвердити приймання колони в ремонт і скласти акт.

- Підготовка до ремонту: перед початком робіт слід отримати інструктаж з охорони праці, техніки безпеки, газобезпеки і пожежної безпеки. Також потрібно оформити наряд допуску на проведення газонебезпечних робіт всередині колонного апарата.

- Ознайомлення з результатами підготовчих робіт: керівник ремонтного підрозділу повинен ознайомитися з результатами попередніх підготовчих робіт, зазначених в наряді допуску.

- Дозвіл на початок ремонту: після отримання всіх необхідних дозволів від відповідальних осіб у цеху, можна розпочати ремонтні роботи.

- Відкриття люків-лазів: люки-лази повинні бути відкриті послідовно, починаючи з верхнього і рухаючись вниз. Це робиться для того, щоб уникнути небезпечного підсосу повітря в колону і запобігти можливому займанню пароповітряної суміші.

- Відбір проб повітря: працівники технологічного цеху повинні взяти проби повітря з усіх люків колони. Результати аналізів на наявність вибухонебезпечних і вибухопожежонебезпечних речовин, а також вміст кисню, мають бути внесені в наряд допуску.

- Перевірка температури: перед початком ремонту також слід перевірити температуру повітря всередині колони, яка не повинна перевищувати 30°C.

Під час процедури очистки та розбирання тарілок у колонні важливо дотримуватися відповідних правил безпеки для забезпечення безпечності та ефективності процесу. Роботу виконує команда з двох осіб для максимального контролю і уникнення небезпеки.

Перший робітник, який знаходиться всередині колони, одягнений у шланговий протигаз та рятувальний пояс і має при собі сигнальну рятувальну мотузку. Ця особа здійснює очищення стінок міжтарільчастого простору, опорних конструкцій тарілок, зливних карманів і стінок кубової частини колони. Для цього використовуються металеві скребки, щітки, а також спеціалізовані механізовані пристрої та інструменти. Відкладення та бруд видаляються з колони за допомогою дерев'яних лопат через люк-лаз і спускаються в цеберку, використовуючи спеціальні жолоби.

Другий робітник, який знаходиться ззовні, поруч із люком, також одягнений у шланговий протигаз. Його завдання – служити спостерігачем і дублером для безпеки. Він надає підтримку і вчасну допомогу в разі необхідності.

Розбирання тарілок виконується послідовно, зверху донизу, і проводиться в кожному люку. Повне розбирання усіх тарілок виконується по секціях або сегментах. Секції тарілок опускаються за допомогою крану-

укосини.

Очищення тарілок виконується на зовнішньому майданчику. Робітники в захисних окулярах використовують металеві скребки та щітки для цієї операції.

Паралельно з очищенням та розбиранням виконують продування секцій парою та перевіряють та відбраковують дефектні деталі тарілок шляхом легкого обстукування молотком вагою від 0,5 до 1 кг. Всі ці процедури допомагають забезпечити безпеку та якість робіт на колонних апаратах.

Після процедури очищення колони необхідно провести заміну певних деталей ковпачків. Деталі ковпачків виготовляються заново та монтуються з урахуванням особливих технічних вимог. Однак найбільш важливою і відповідальною операцією є приварювання шпильки до корпусу ковпачка. Це обумовлено тим, що точність і правильність цієї операції безпосередньо впливає на коректне встановлення ковпачка. Співвісність деталей забезпечується за допомогою спеціальної оправки, яка також дозволяє регулювати висоту шпильки під час затягування гайки шляхом її часткового розгинання.

При ремонті корпусу колони керуються стандартами та вимогами, які визначають технологію усунення дефектів корпусу та його покриття. Відновлювальні роботи над опорними конструкціями тарілок і зливними карманами виконуються вогневими методами, такими як ручне дугове електрозварювання (РДЕЗ) і газозварювання. Це проводиться лише після отримання дозволу на виконання вогневих робіт всередині апарата, а також наявності дозволу на виконання газонебезпечних робіт та наряду-допуску для робіт підвищеної небезпеки на кожній робочій зоні. Перед проведенням цих робіт важливо провести аналіз повітряного середовища всередині колони та переконатися в його безпечності.

Найбільш зношені ділянки корпусу колони видаляють і замінюють

новими секціями, які виготовлені заздалегідь та мають відповідну геометричну форму для встановлення. Під час заміни великих ділянок корпусу важливо враховувати, що це може призвести до ослаблення перетину та порушення стійкості. Тому перед вирізанням дефектної ділянки вона зміцнюється за допомогою стійок, які встановлюються як всередині, так і зовні корпусу. Число та перетин стійок, розміри опорних лап визначають, виходячи з умови рівності їх опорів опору вирізаного перетину.. Це дозволяє замінити всю пошкоджену ділянку корпусу кількома частинами і забезпечити його надійність та безпеку.

5 ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ ЗАСОБАМИ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ [20, 21]

Автоматизація технологічних процесів є ключовим чинником для підвищення продуктивності та покращення умов праці в промисловості. Практично всі існуючі і новозбудовані промислові об'єкти, будь-то заводи чи фабрики, обов'язково оснащуються різними системами та засобами автоматизації.

У промислових умовах, процеси абсорбції газу піддаються різним зовнішнім факторам та впливам, що ставить питання необхідності ефективного керування цими процесами через автоматизацію. Головна мета автоматизації полягає в досягненні продуктів з заданою концентрацією (якістю) за мінімального використання енергії та матеріалів, а також дотриманні обмежень на технологічні параметри процесу.

Автоматизація передбачає не лише підтримання необхідних значень температури та тиску в апараті, але й забезпечення рівномірного розподілу потоків газу і рідини. Цю складну задачу можна вирішити завдяки впровадженню каскадних автоматичних систем (як показано на рисунку 5.1).

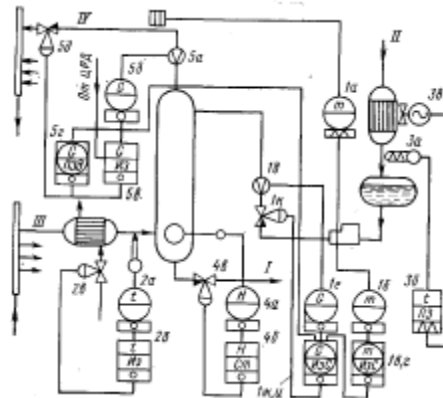


Рисунок 5.1 – Схема каскадного автоматичного управління процесом абсорбції

Зміна витрати газової суміші, концентрації компонентів та параметрів масообміну, таких як температура контакту фаз і тиск, може призвести до

змін у складі газу. У таких ситуаціях для забезпечення стабільної концентрації газу в системі застосовують різні методи, включаючи зміну витрати абсорбенту, концентрації абсорбенту або обидві ці зміни одночасно.

Якщо абсорбційний апарат працює у режимі змінної витрати газу, то для забезпечення сталої концентрації газу застосовується система автоматичного управління. Ця система базується на принципі регулювання співвідношення між витратою газу та витратою абсорбенту з корекцією цього співвідношення для компенсації відхилень від заданих значень концентрації.

Принцип функціонування такої системи може бути наступним (див. рис. 5.1): датчик I_a вимірює поточну концентрацію рідини і перетворює її в пневматичний сигнал за допомогою електропневматичного перетворювача I_b . Цей сигнал подається на вхід ПІ-регулятора. При цьому на вхід регулятора також подається пневматичний сигнал від ручного задатчика вторинного приладу I_2 , який пропорційний заданому значенню концентрації. У разі відхилення поточної концентрації від заданого значення, регулятор застосовує пропорційно-інтегральний алгоритм та видаватиме коригувальний пневматичний сигнал на вхід регулятора $I_ж$. Цей останній, діючи на виконавчий механізм I_k , змінює витрату абсорбенту до тих пір, поки поточна концентрація не досягне заданого значення.

При зміні витрати газу, співвідношення між витратою газу і витратою абсорбенту порушується, і регулятор $I_ж$ реагує на сигнали від датчиків витрати газу 5_a і 5_b , щоб коригувати витрату абсорбенту. Включення сигналу від датчика витрати газу в систему регулювання покращує динамічну точність управління.

У системі управління в основному використовуються пневматичні прилади ГСП. Вторинний прилад типу ПВ10.1Е використовується для фіксації витрати абсорбенту та дистанційного управління виконавчим механізмом I_d при переході до ручного дистанційного керування. В якості

виконавчого механізму застосовується регулятор витрати рідини типу РВР (рис. 5.2).

Як вже було вказано, основною регульованою величиною в процесі абсорбції є концентрація певного компонента у виробленому продукті або вміст домішок, що визначаються за допомогою оптико-акустичного газоаналізатора.

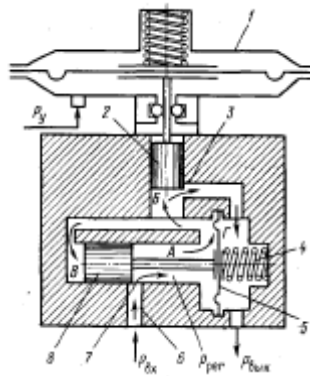


Рисунок 5.2 – Регулятор витрати рідини РВР-1

Розташування робочої лінії визначається на основі початкової і кінцевої концентрації певного компонента в обох фазах, а позиція рівноважної лінії контролюється температурою і тиском у реакційному апараті. Відси впливає, що концентрація цього компонента у вихідній суміші залежить від його початкових концентрацій у газовій і рідкій фазах, від витрати подаваної газової суміші, від відносної витрати абсорбенту, а також від температури і тиску у реакційному апараті. У процесі абсорбції ми будемо регулювати рівень, тиск, температуру і витрату абсорбенту.

Для здійснення цього регулювання ми використовуватимемо електричний привід прямоходовий. Цей привід складається з перетворювача і регулюючого органа. В якості головного контуру регулювання ми оберемо контур для контролю тиску в реакційному апараті за допомогою витрати.

Температура в апараті буде вимірюватися за допомогою термоперетворювача з уніфікованим вихідним сигналом 4–20 мА, наприклад, за допомогою Метран – 276 (див. рис. 5.3).

Вимір витрати рідини буде здійснено за допомогою витратоміра Метран – 360 – R100F (див. рис. 5.4). Основні параметри цього вимірюваного середовища включають температурний діапазон від -40 до 125°C та робочий надлишковий тиск в трубопроводі до 30 МПа. Межі основної відносної похибки вимірювань масової і об'ємної витрат рідини становлять $\pm 0,5\%$.



Рисунок 5.3 – Термоперетворювач Метран – 276



Рисунок 5.4 – Регулятор потоку Метран – 360 – R100F

Головні переваги даного приладу [22] включають у себе наступне:

- Висока точність вимірювання параметрів протягом тривалого періоду експлуатації, що робить його надійним засобом вимірювання.

- Здатність працювати незалежно від напрямку потоку, що забезпечує впевненість в правильності вимірювань у всіх ситуаціях.

- Відсутність прямолінійних ділянок трубопроводу перед і після витратоміра, що сприяє уникненню турбулентності та змінам потоку, які можуть вплинути на точність вимірювань.

- Надійність роботи при впливі вібрацій трубопроводу, а також при змінах температури і тиску робочого середовища, що робить його відмінним варіантом для вимірювань у варіабельних умовах.

- Тривалий термін служби і простота обслуговування завдяки відсутності рухомих і зношуваних деталей, що зменшує необхідність в постійному технічному обслуговуванні.

Для контролю рівня рідини в абсорбері ми використовуватимемо дифмонометр VM100.

Для вимірювання тиску ми використовуватимемо датчик Корунд – ДД – 105, який живиться від 24В постійної напруги. З цього датчика отримуємо уніфікований струмовий сигнал 4–20 мА, який подається на наш регулятор, де сигнал перетворюється за допомогою ПД закону.

Окрім цього, ми використовуватимемо датчик різниці тиску Метран – 100 – ДД (див. рис. 5.5) [22], який має наступні характеристики:

- Вимірюване середовище – рідина.
- Діапазон вимірювання тиску – від 4 до 250 кПа.
- Основна приведена похибка вимірювання – до $\pm 0,1$ %.
- Діапазон переналаштувань границь вимірювань – до 25:1.
- Виконання – звичайне і вибухозахищене.
- Міжповірочний інтервал – 3 роки.
- Гарантований термін експлуатації – 3 роки.



Рисунок 5.5 – Датчик різниці тиску Метран – 100 – ДД

Оптико-акустичний газоаналізатор КЕДР-М є високоефективним автоматичним пристроєм, призначеним для безперервного визначення концентрації одного з компонентів у складних газових сумішах. Цей прилад працює на основі принципу вибіркового поглинання інфрачервоного випромінювання визначальним компонентом аналізованої газової суміші.

Існує потреба в точному та надійному вимірюванні концентрації різних газів у складних сумішах, особливо в індустріальних та виробничих процесах. У цьому контексті оптико-акустичні газоаналізатори, такі як КЕДР-М, відіграють важливу роль у забезпеченні безпеки та контролі за процесами, де важливо визначення концентрації певних газів.

Принцип роботи КЕДР-М полягає в здатності визначального компонента газової суміші поглинати інфрачервоне випромінювання. Це вибіркоче поглинання стає основою для точного визначення концентрації цього компонента в аналізованій газовій суміші. Використовуючи цей принцип, оптико-акустичний газоаналізатор КЕДР-М може працювати надійно та безперервно, забезпечуючи важливі дані для контролю процесів та забезпечення безпеки в промислових умовах.

6 АНАЛІЗ ПОТЕНЦІЙНИХ НЕБЕЗПЕК ПРИ ВИРОБНИЦТВІ СЛАБКОЇ АЗОТНОЇ КИСЛОТИ [2, 22]

У процесі виробництва азотної кислоти застосовуються різні речовини, включаючи аміак, оксиди азоту, кисень та інші реагенти, які можуть бути як чистими речовинами, так і складними сумішами. Багато з цих речовин мають токсичні, горючі та вибухонебезпечні властивості, що створює серйозні ризики для виробництва та операторів.

Важливо відзначити, що наявність газоподібного кисню в атмосфері може призвести до самозаймання органічних матеріалів, що робить простір навколо процесу додатково небезпечним.

Також рідкий аміак та азотна кислота мають палючі властивості, і контакт з ними може викликати серйозні наслідки. Особливо вразливими до цих речовин є очі людини, тому дотримання відповідних заходів безпеки вельми важливе.

У виробництві азотної кислоти існують окремі зони та апарати, які можуть бути особливо вибухонебезпечними. До таких зон можна віднести [2]:

Відділення конверсії аміаку, де підвищена концентрація аміаку в суміші з повітрям може призвести до вибухів. Ці вибухи можуть мати руйнівний вплив на суміжне обладнання і апаратуру.

Котел-утилізатор, який, при певних умовах, таких як перегрівання чи відсутність води, може стати джерелом вибухонебезпеки.

Нітрозні вентилятори, де відкладення амонійних солей азотної кислоти на лопатках може призвести до небезпечних ситуацій, включаючи вибухи та пошкодження обладнання.

Контактне відділення є потенційно небезпечним місцем, оскільки наявність аміаку в повітрі у концентрації понад 15% об'єму створює вибухонебезпеку. Для запобігання такому ризику встановлено автоматичний вентилятор на лінії подачі аміаку з газгольдера до вентилятора. Цей

вентилятор автоматично припиняє подачу аміаку у випадку відключення електропостачання. Крім того, для мінімізації ризику витоків аміаку використовуються автоматичні газоаналізatori.

Приміщення, де розташовано контактний апарат, відноситься до категорії Д, а зона в радіусі 5 метрів навколо контактного апарату віднесена до категорії Б з точки зору безпеки приміщення та навколишнього середовища.

Абсорбційні відділення також стикаються з особливими ризиками. У цих відділеннях повітря постійно забруднюється оксидами азоту, які потрапляють туди з сусідніх газоходів, кислотопроводів, місць взяття проб тощо. Крім того, у абсорбційних відділеннях існує можливість аварій, які пов'язані з викидами газів.

Серед найнебезпечніших місць для аварій можна виділити скляні з'єднання кислотопроводів від веж до буферних баків, а також кислотопроводи, які перебувають під високим тиском. У випадку несправностей або пошкоджень таких систем може відбутися прорив великих об'ємів кислоти, що створює серйозні загрози для персоналу та обладнання. Тому важливо дотримуватися всіх необхідних заходів безпеки і ретельно контролювати обладнання для попередження потенційних аварій та викидів газів.

Виробництво азотної кислоти пов'язане із викидами шкідливих речовин, таких як аміак і нітрозні гази, які створюють небезпеку для навколишнього середовища та здоров'я працівників. Найбільш негативним аспектом виробництва азотної кислоти є забруднення повітря на території підприємства та внутрішніх приміщень оксидами азоту та іншими токсичними випарами, а також викиди кислоти.

Азотна кислота є надзвичайно корозійно-активною речовиною та може виділяти токсичні пари, що може призвести до небезпеки для здоров'я. Найбільш небезпечними сполуками є двоокис азоту, оскільки він має

властивість повільно розчинятися у волозі слизової оболонки дихальних шляхів, створюючи значний період від засмокування отруйних газів до початку розвитку симптомів хворобливих станів, переважно в органах дихання.

Після вдихання оксидів азоту, постраждалий може не відчувати жодного дискомфорту у дихальних шляхах. Проте через 20–30 хвилин виникає кашель, задишка та біль у грудях. Ці первинні симптоми часто зникають після виходу потерпілого на свіже повітря, але через певний час повертаються з новою силою зі збільшенням ускладнень дихання, синюшності та набряку легень, що є небезпечними для життя явищами.

Тетраоксид азоту, ангідрид азотної кислоти, пари та аерозоль азотної кислоти також можуть впливати негативно на органи дихання людини і спричиняти задушливі ефекти. Нижчі оксиди азоту, такі як закис азоту і ангідрид азотної кислоти, можуть мати вазодилатаційний ефект та навіть викликати наркотичну дію.

Систематичний вплив на організм підвищених, але ще не досягнутих гострих токсичних доз двоокису азоту та інших оксидів азоту може спричиняти розвиток серйозних хронічних захворювань дихальних шляхів. Серед них можна відзначити хронічний бронхіт, токсичний пневмосклероз, які часто ускладнюються астмою. Ці захворювання можуть виникати внаслідок систематичного впливу на організм низьких, але тривалих концентрацій токсичних речовин.

Аміак, який має меншу густину, ніж повітря при однаковій температурі, може в особливих умовах утворювати хмари повітряно-аміачних сумішей, які важчі за навколишнє повітря. Ці хмари, власне кажучи, майже «стеляться» по землі.

Межі вибуховості для газоподібного аміаку в повітрі мають наступні значення [23]: нижня межа вибуховості (НМВ) становить приблизно 15,5% обсягової концентрації аміаку у повітрі, а верхня межа вибуховості (ВМВ)

складає близько 27% обсягової концентрації. Щодо меж вибуховості у кисні, то НМВ становить приблизно 15% обсягової концентрації аміаку, а ВМВ – близько 79% обсягової концентрації.

Таблиця 5.1 – Гранично допустимі концентрації токсичних газів і парів в повітрі робочих приміщень [25]

Речовина	Концентрація, мг/м³
Аміак	20
Гас	300
Оксиди азоту	5
Оксид вуглецю	20
Ртуть металева	0,01

Для забезпечення безпечного режиму роботи в процесі виробництва неконцентрованої азотної кислоти вельми важливо дотримуватися суворого виконання технологічних норм і правил. Це включає в себе інструкції з охорони праці для робочих місць, вказівки щодо охорони праці та промислової безпеки для окремих відділень та видів робіт.

Обслуговуючий персонал повинен входити на робочі майданчики в спеціальному спецодязі та спецвзутті і обов'язково має при собі належно підтримувані засоби індивідуального захисту. Перед початком роботи всі засоби захисту, включаючи індивідуальні протигази, обов'язково перевіряються щоденно.

Особи, що відповідають за обслуговування механізмів, мають відмінно знати всі відповідні правила і вимоги, які накладає Держміськтехнагляд на обслуговуване обладнання. Ті, хто обслуговує котлонаглядне обладнання, повинні дотримуватися також правил, що стосуються котлонагляду.

На будь-якій стадії процесу слід запобігати порушенню нормального технологічного режиму. Роботу можна виконувати лише на належно

справному обладнанні, яке обладнане всіма необхідними пристроями безпеки, контрольно-вимірювальними та регулюючими пристроями, сигналізаційними системами та блокуваннями.

Перед відправленням обладнання та комунікацій на ремонт, де може накопичуватися аміак, обов'язково проводиться продування азотом до того моменту, коли у продувному азоті будуть відсутні горючі сполуки.

Після ремонту обладнання та комунікацій перед їх заповненням аміаком також проводиться продування азотом до того часу, коли вміст кисню в продувному азоті не перевищуватиме 3,0% обсягу.

Не дозволяється проводити ремонт комунікацій, арматури, обладнання, які знаходяться під тиском. Ремонт має здійснюватися лише після зниження тиску та відключення ремонтovanого об'єкта за допомогою заглушок. Приміщення, де проводиться ремонт, повинно бути попередньо продуте або промите.

Для уникнення гідравлічних ударів під час подачі пари в холодні паропроводи слід виконувати цю операцію повільно та забезпечити достатній підігрів трубопроводів з видаленням конденсату по всій довжині системи. Виходження сухої пари з дренажу свідчить про належний нагрів трубопроводу.

Заборонено включати електричне обладнання, якщо не забезпечено належне заземлення.

Ремонт обладнання з електроприводом заборонено без відключення електроживлення від електродвигунів.

Ремонт та налагодження котлонагрівачів, паропроводів та електрообладнання можуть виконувати тільки кваліфіковані спеціалісти відповідно до інструкцій та настанов служби КВП і електриків.

Виробничі і складські приміщення заборонено використовувати для відкритого полум'я. Вогневі роботи можуть проводитися лише за наявності спеціального дозволу, підписаного начальником цеху і схваленого

начальником управління або групою цехів по питаннях промислової безпеки, після узгодження з інженером з охорони праці. Куріння дозволяється лише на відведених для цього місцях.

Всі обертові частини обладнання, такі як напівмуфти, крильчатки обертових вентиляторів і вали електродвигунів, повинні бути надійно закріплені, забезпечені захисними оболонками і пофарбовані червоним кольором.

Фланцеві з'єднання кислотних ліній повинні бути захищені спеціальними захисними кожухами.

Затягування болтів для фланцевих з'єднань трубопроводів та проведення робіт на обладнанні, яке перебуває під тиском, забороняється з метою забезпечення безпеки.

Апарати, які функціонують під тиском, повинні відповідати вимогам, викладеним у технічних характеристиках та правилах будови та безпечної експлуатації посудин і комунікацій, що працюють під тиском.

Система вентиляції повинна бути в справному стані і функціонувати постійно.

Обслуговування вантажопідйомних механізмів та посудин, які постійно знаходяться під тиском, можуть проводити лише особи, які пройшли спеціальну підготовку і мають відповідні кваліфікаційні посвідчення.

Не допускається забруднювати або захаращувати приміщення, де розташовані аварійні шафи, пожежні сповіщувачі та пожежний інвентар. Ці об'єкти мають бути у належній чистоті та в справному стані.

Відкриті отвори в підлогах, майданчиках і перехідних мостках повинні бути обгороджені огорожами висотою не менше 1 метра, з бортиком або захисною смугою висотою 15 см в нижній частині огорожі.

Всі контрольно-вимірювальні прилади та системи автоматики і блокування повинні знаходитися в належному робочому стані.

Для запобігання накопиченню нітрит-нітратних солей на внутрішніх поверхнях апаратів та трубопроводів, лопатках роторів, стінках компресорів і інших деталях і апаратах, необхідно уникати тривалого розпалювання контактних апаратів (більше 20 хвилин).

Для забезпечення безпечних умов праці при виконанні ремонтних робіт та інших операцій на робочих місцях, розташованих на висоті 1,3 метра і вище, необхідно вживати ряд заходів для захисту працівників.

У випадках, коли не можливо або недоцільно встановити огороження на місцях роботи на висоті 1,3 метра та вище, або коли робота проходить з приставних сходів на висоті більше 1,3 метра, необхідно використовувати запобіжні пояси. При цьому, в місцях, де проводяться роботи, повинні бути присутні допоміжні робочі, готові надавати допомогу особам, які працюють на висоті. Місце, де кріпиться карабін, визначається керівником робіт.

Запобіжні пояси піддаються обов'язковим випробуванням перед введенням їх в експлуатацію, а також щосеместровим перевіркам у процесі експлуатації. Кожен запобіжний пояс повинен мати бирку, на якій вказаний реєстраційний номер та дата наступної перевірки.

При роботі з азотною кислотою, такими як відбір проб, огляд комунікацій, запуск насосів для продукційної кислоти і інші, обов'язково використовуються індивідуальні засоби захисту для органів дихання та зору, такі як фільтруючий протигаз з коробкою марки «М», захисні окуляри з гумовою напівмаскою або захисний щиток з органічного скла, гумові кислотозахисні рукавички та спеціальний кислотозахисний одяг.

При виявленні будь-яких несправностей в роботі обладнання, дефектів опор, стін тощо, негайно необхідно проінформувати начальника відділення або механіка цеху. В разі потреби зупинити обладнання і підготувати його до ремонту.

Під час кожної зупинки агрегату для ремонту, розкриваються нижні люки окислювача і, якщо виявляється накопичення солей амонію на

розподільній решітці і стінках, проводиться пропарювання гострою парою. Роботи з парою та паровим конденсатом виконуються в спеціальному одязі, спеціальному взутті та рукавичках.

Зазначені заходи дозволяють створити безпечні умови праці при виробництві азотної кислоти, і вони мають бути суворо дотримані для забезпечення безпеки персоналу та уникнення можливих негативних наслідків.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Производство азотной кислоты в агрегатах большой единичной мощности / Под ред. В. М. Олевского. – М. : Химия, 1985. – 400 с.
2. Атрощенко В. И. Технология азотной кислоты / В. И. Атрощенко, С. И. Каргин. – М. : Государственное научно-техническое издательство химической литературы, 1962. – 523 с.
3. Методичні вказівки до виконання магістерської кваліфікаційної роботи зі спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» освітньої програми «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів» : для студентів денної, заочної та дистанційної форм навчання / В. І. Склабінський, Я. Е. Михайловський, Р. О. Острога, М. С. Скиданенко. – Суми : СумДУ, 2019. – 53 с.
4. Васильев Б. Т. Технология серной кислоты / Б. Т. Васильев, М. И. Отвагина. – М. : Химия, 1985. – 384 с.
5. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. – М. : Химия, 1973. – 752 с.
6. Машины и аппараты химических производств. Примеры и задачи / Под общ. ред. В. Н. Соколова. – Л. : Машиностроение, 1982. – 384 с.
7. Врагов А. П. Оптимізаційне проектування абсорбційних колон з використанням ПЕОМ : Навчальний посібник / А. П. Врагов, Я. Е. Михайловський. – Суми : Вид-во СумДУ, 2007. – 99 с.
8. Справочник азотчика. 2-е изд. перераб. – М. : Химия, 1987. – 464 с.
9. Рамм В. М. Абсорбция газов. Изд 2-е, переработ. и доп. / В. М. Рамм. – М. : Химия, 1976. – 656 с.
10. Врагов А. П. Матеріали до розрахунків процесів та обладнання хімічних і газонафтопереробних виробництв : Навчальний посібник / А. П. Врагов, Я. Е. Михайловський, С. І. Якушко. За ред. А. П. Врагова. – Суми : Вид-во СумДУ, 2008. – 170 с.

- 11.Лацинский А. А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А. А. Лацинский, А. Р. Толчинский. – Л. : Машиностроение, 1970. – 752 с.
- 12.Лацинский А. А. Конструирование сварных химических аппаратов : Справочник / А. А. Лацинский. – Л. : Машиностроение, 1981. – 382 с.
- 13.Сталь 12Х18Н10Т: характеристики, применение и цены на металлопрокат [Электронный ресурс]. – Режим доступа : <https://www.kp.ru/guide/stal-12kh18n10t.html>
- 14.Кинетика абсорбционных процессов / Под ред. В. И. Атрощенко. – Харьков : Вища школа, 1976. – 164 с.
- 15.Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : Учебное пособие для вузов / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – 10-е изд., перераб. и доп. – Л. : Химия, 1987. – 576 с.
- 16.Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств. Примеры и задачи : Учеб. пособие для студентов втузов / М. Ф. Михалев, Н. П. Третьяков, А. И. Мильченко [и др.]. – Под общ. ред. Михалева М. Ф. – Л. : Машиностроение, 1984. – 301 с.
- 17.Методичні вказівки до вивчення дисципліни «Проектування хімічних підприємств та основи САПР» / Укладачі: О. О. Ляпощенко, В. М. Маренок. – Суми : Вид-во СумДУ, 2008. – 81 с.
- 18.Фарамазов С. А. Ремонт и монтаж оборудования химических и нефтеперерабатывающих заводов / С. А. Фарамазов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Химия, 1980. – 312 с.
- 19.Ермаков В.И. Ремонт и монтаж химического оборудования / В.И. Ермаков, В.С. Шейн. – Л. : Химия, 1981. – 368 с.
- 20.КСК автоматизация [Электронный ресурс]. – Режим доступа : <https://www.kck.ua/dir.html>

21. Голубятников В. А. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности / В. А. Голубятников, В. В. Шувалов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Химия, 1985. – 352 с.
22. Пряников В. И. Техника безопасности в химической промышленности В. И. Пряников. – М. : Химия, 1990. – 346 с.
23. Охрана труда в машиностроении : Учебн. для машиностр. вузов / Под ред. Е.Я. Юдина, С.В. Белова. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Машиностроение, 1983. – 432 с.
24. Фокин Л. М. Синтез аммиака / Л. М. Фокин. – М. : Гостехиздат, 1963. – 312 с.
25. ГОСТ 12.1.005-88 «ПДК вредных веществ в воздухе рабочей зоны»