

РЕФЕРАТ

Магістерська робота на тему

Дослідження рівномірності розподілу газу з розробкою контактного апарату для виробництва розбавленої нітратної кислоти.

Магістерська робота включає в себе 102 сторінки, 27 рисунків, 25 таблиць, 47 джерел.

Об'єктом дослідження є течія з раптовою зміною величини швидкості та перетікання потоку через елементи дослідження.

Метою дипломної магістерської роботи є експериментальне дослідження рівномірності розподілу повітря при різних умовах подачі повітря за висотою колонки та розподільних пристроях на виході з колонки, в тому числі і газових клапанів з розробкою контактного апарата каталітичного окислення аміаку.

В процесі роботи було розглянуто існуючу модель контактного апарату та рівномірність розподілення газу (пари) по перерізу апарату. Були проведені розрахунки для визначення рівномірності розподілу газу (пари) по перерізу апарату.

В майбутньому даний аналіз може бути застосований на виробництві.

Ключові слова: нітратна кислота, контактний апарат, технологічна схема.

ЗМІСТ

Скорочення та умовні позначки.....	4
Вступ.....	6
1. Аналітичний огляд.....	10
1.1 Роль та значення нітратної кислоти у народному господарстві.....	10
1.2 Контактне окислення аміаку.....	12
1.3 Виробництво розбавленої нітратної кислоти.....	47
1.4 Основне обладнання	65
2. Новий контактний апарат з розподільником газу відповідно до патенту № 78789 України.....	71
3. Експериментальне дослідження рівномірності розподілу повітря.....	78
3.1 Опис схеми експериментальної установки.....	78
3.2 Методики проведення експерименту та обробки одержаних даних. Прибори та вимірювальна техніка.....	87
3.3 Експериментальне дослідження розподілу повітря за двома порожніми короткими патрубками.....	89
3.4 Експериментальне дослідження розподілу повітря за двома порожніми короткими патрубками з діафрагмою 10 мм.....	91
3.5 Експериментальне дослідження розподілу повітря за двома порожніми короткими патрубками з дифузорами.....	94
4. Обговорення результатів дослідження.....	96
Висновки.....	100
Перелік джерел посилань	
Додаток. Контактний апарат. Вид загальний.	

СКОРЧЕННЯ ТА УМОВНІ ПОЗНАКИ

k – константа швидкості реакції;

a – постійна;

e – основа натурального логарифма;

E – спостережувана енергія активації;

R – газова постійна [1,987 кал/(моль-град)]-,

T – температура, °К.

Fe – Залізо

Q – теплота реакції, кДж;

m – маса газу, кг;

C_p – теплоємність газу, кДж/(кг*град)

x – число молей аміаку в аміачно-повітряної суміші;

y – число молей окису азоту, що утворився в результаті окислення аміаку.

$\frac{x-y}{2}$ – число молей елементарного азоту, що утворився у результаті

окислення аміаку;

P – загальне тиснен ие аміачно-воздуш ної суміші, ат

P_{H_2O} – парціальний тиск водяної пари в суміші, ат

τ – час перебування газу в зоні каталізатора, сек;

$V_{св}$ – вільний об'єм каталізатора, м³;

V_T – об'ємна швидкість газу в умовах конверсії, м³ / сек.

f – коефіцієнт, що визначає ставлення вільного об'єму сіток до їх загального обсягу;

S – площа сітки, м²;

d – діаметр дроту сіток, см;

m – число сіток в каталізаторному шарі.

v_0 – об'ємна швидкість газової суміші при 0 °С і 760 мм рт. ст., м³/ (м³·сек);

T_k – температура конверсії, ° К;

P_k – тиск газу при конверсії, мм рт. ст.

$1 \cdot d$ – загальний обсяг сіток віднесений до 1 см² площі, см³;

$\frac{\pi d^2}{4}$ – обсяг дроту сіток, віднесений до тієї ж площі, см³;

n – число плетінь на 1 см² площі сіток.

$\rho_{н.у}$ – густина повітря за нормальних умов.

$\rho_{р.у}$ – густина повітря за робочих умов.

V_p^{\cdot} – об'ємна витрата повітря за ротаметром РС- 7.

V_p – об'ємна витрата повітря за ротаметром РС- 7 з врахуванням градування ротаметра.

S – Площа поперечного перерізу колонки.

W – Швидкість повітря в колоні.

μ – Коефіцієнт динамічної в'язкості повітря за робочих умов.

ν – Коефіцієнт кінематичної в'язкості повітря.

Re – Число Рейнольдса в колонці.

V_{P1} – Об'ємна витрата повітря за ротаметром РС- 5 №1.

V_{P2} – Об'ємна витрата повітря за ротаметром РС- 5 №2.

K – Коефіцієнт рівності витрат повітря за ротаметрами.

δ – Відносна похибка розрахунку витрат повітря.

ВСТУП

Нітратна кислота є одним з найважливіших продуктів хімічної промисловості. Вона використовується у виробництві азотних добрив, кольорової металургії, виробництві пластмас, вибухових речовин, лікувальних речовин тощо. У сучасній хімічній промисловості нітратну кислоту добувають шляхом каталітичного окислення аміаку до монооксиду азоту наступним окисненням NO киснем повітря при температурі 700- 900 °С до діоксиду азоту і поглинання останнього водою. Окислення аміаку проводять у контактному апараті, в якому в якості каталізатора застосовують платинову сітку у вигляді пакета. У контактному апараті на вході газової суміші в пакет платинової сітки розташовують решітку, задача якої завдяки значному її гідравлічному тиску забезпечити рівномірний потік газу на вході в пакет. При цьому решітка має значний гідравлічний тиск і здатна працювати в узькому навантаженні за газом, тобто при розвантаженні та навантаженні за газом вона не забезпечить рівномірний профіль швидкості суміші газу на вході в пакет з платинової сітки. Таким чином, розробка контактного апарата, що забезпечить рівномірний профіль швидкості на вході в каталізатор є **актуальною науковою та практичною задачею**, яка поставлена у магістерській роботі.

В основу дипломної роботи покладена ідея патенту України №78789 «Пристрій для однорідного розподілу пари (газу)», одержаного на кафедрі машинознавства та обладнання промислових підприємств Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля.

Сутність ідеї рівного розподілу в у поперечному перерізі апарату полягає в тому, що пристрій являє собою конструкцію з вертикально вмонтованими патрубками в середині яких розміщені дифузори зі зменшеними по потоку вхідними отворами, твірні яких конфузори. При набіганні потоку пари (газу) у патрубках в ньому здійснюється саморегульовальне стиснення перерізу потоку за рахунок зворотного потоку

газу що дозволяє розподілити загальний потік рівно у кожний патрубок. У цілому початковий неоднорідний потік газу (пари) завдяки новому розподільнику сформує рівний профіль швидкості у поперечному перерізі апарату.

Метою дипломної магістерської роботи є експериментальне дослідження рівномірності розподілу повітря при різних умовах подачі повітря за висотою колонки та розподільних пристроях на виході з колонки, в тому числі і газових клапанів з розробкою контактного апарата каталітичного окислення аміаку.

Для досягнення мети поставлені наступні задачі:

- провести літературний огляд процесу виробництва нітратної кислоти, конструкцій вводу газу в апарат з метою виявлення негативних наслідків нерівномірності потоку на ефективність роботи контактного апарату і можливості створення нового розподільника газу;
- розробити схему експериментальної установки та конструкцію експериментальної установки, а також методику постановки і обробки експерименту для дослідження рівномірності профілю швидкості в колонці;
- дослідити рівномірність розподілу потоку за двома порожніми патрубками зі збільшенням відстані від місця вводу повітря до порожніх патрубків;
- дослідити рівномірність потоку в разі наявності гідравлічного опору на виході з колонки, яка оснащена діафрагмами з вихідним отвором діаметром 10 мм;
- дослідити рівномірність потоку в разі газових клапанів (короткі патрубки з розміщеними в них короткими дифузорами), встановлених на виході з колонки відповідно до патенту № 78789 України.

Методи дослідження. Експериментальне дослідження коефіцієнту гідравлічного опору проводили статичним методом на спеціально сконструйованій установці кафедри машинознавства та обладнання

промислових підприємств. Робочою середою в установці було повітря, подачу якої здійснювали за допомогою поршневого компресора. Контроль об'ємної витрати повітря здійснювали за допомогою ротаметрів підключених до вихідних патрубків з елементами дослідження, а замір гідравлічного опору елементів дослідження проводили за допомогою диференційного манометра. Статичну обробку експериментальних даних вели методом регресивного аналізу за допомогою самостійно розробленого алгоритму у програмній оболонці Microsoft Excel 2010.

Об'єкт дослідження – течія з раптовою зміною величини швидкості та перетікання потоку через елементи дослідження – порожні патрубки, діафрагми та дифузори.

Предмет дослідження – рівномірність розподілу потоку при різних умовах подачі повітря за висотою колонки та розподільних пристроях на виході з колонки, в тому числі і газових клапанів.

Практична значимість отриманих результатів – для хімічної промисловості полягає у створенні перспективного контактного апарату підвищеної ефективності. Результати представляють інтерес для інженерів-конструкторів науково-дослідних та проектних організацій, пов'язаних з конструюванням нових та реконструкцією діючих контактних апаратів.

Новизна роботи – вперше експериментально одержані коефіцієнти рівномірності потоку при різних умовах подачі повітря за висотою колонки та розподільних пристроях на виході з колонки, в тому числі і газових клапанів з метою проектування нового контактного апарату каталітичного окислення аміаку.

Публікації. За темою магістерської роботи опублікована 1 наукова робота – тези доповіді на XXII міжнародній науково-технічній конференції «Технологія – 2019» та одержано патент України №78789 «Пристрій для однорідного розподілу пари (газу)»

Структура та обсяг магістерської роботи. Магістерська робота складається з завдання, реферату, вступу, переліку умовних позначень,

чотирьох розділів, висновку та списку використаних літературних джерел. Загальний обсяг магістерської роботи становить 102 сторінки, з них 27 рисунків з текстом, 25 таблиць, списку використаних джерел з 47 найменуваннями на 4 сторінках, а також додатків на 2 сторінках з зображенням загального виду контактного апарату каталітичного окислення аміаку та його деталювання.

1. АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД

1.1 Роль та значення нітратної кислоти у народному господарстві

Нітратна кислота за обсягом виробництва посідає серед інших кислот друге місце після сірчаної кислоти. Все зростаючий обсяг виробництва HNO_3 пояснюється величезним значенням нітратної кислоти та її солей для народного господарства.[1]

Основна кількість товарної нітратної кислоти витрачається у виробництві азотнокислим солей (нітратів) і складних мінеральних добрив. Необхідно відзначити, що нітратний азот добре засвоюється рослинам і дає великий ефект при використанні в сільському господарстві. Значна кількість нітратної кислоти надходить на виробництво технічних нітратів. Нітратна кислота і рідка чотириокис азоту використовуються як окиснювачі в ракетній техніці. [2]

Концентрована нітратна кислота застосовується у виробництві вибухових речовин. Як вибухових речовин знаходять також значне застосування амонітної - суміші аміачної селітри з нітропохідними ароматичних сполук.

Значна кількість концентрованої нітратної кислоти застосовується для отримання нітропохідних бензолу, нафталіну, антрацену та інших з'єднань ароматичного ряду, використовуваних як напівпродуктів у виробництві синтетичних барвників, а також у фармацевтичній промисловості. Азотиста кислота застосовується для виробництва азобарвників. Нітратна кислота і окисли азоту використовуються для окислення двоокису сірки у виробництві сірчаної кислоти по нітрозному способу. Двоокис азоту застосовується для стерилізації насіння перед внесенням їх в ґрунт. [3]

В даний час 75-80% виробленої нітратної кислоти використовується для отримання нітратів і складних мінеральних добрив, 10- 15% - для отримання вибухових речовин ЄСТВ і синтетичних барвників.

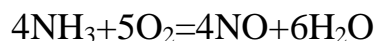
У зв'язку з неухильним зростанням виробництва нітратної кислоти питання вдосконалення технології та розвитку нових методів виробництва нітратної кислоти набувають велике державне значення. [4]

1.2 Контактне окислення аміаку

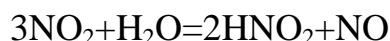
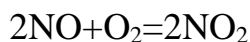
1.2.1 Загальні умови і механізми окислення аміаку

В даний час нітратна кислота виробляється методом контактного окислення аміаку. Технологія виробництва складається з двох основних стадій: окислення аміаку до окису азоту і переробки її в азотну кислоту. Остання стадія включає окислення окису азоту до вищих оксидів азоту і подальше поглинання їх водою. [5]

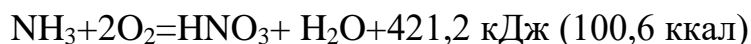
Стадія окислення аміаку в окис азоту в загальному вигляді виражається рівнянням: [6]



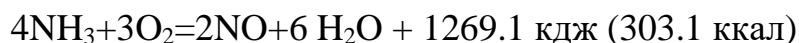
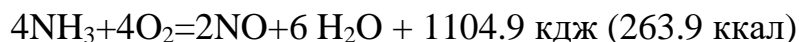
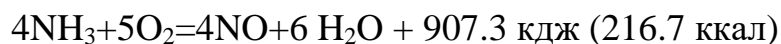
Стадія окислення окису азоту у вищі оксиди азоту і переробки їх в азотну кислоту може бути представлена рівняннями:



Сумарну реакцію без урахування побічних реакцій, що проходять з утворенням елементарного азоту і інших з'єднань, можна виразити рівнянням:



Дослідження показують, що при окисленні аміаку на різних каталізаторах і в залежності від умов ведення процесу можна отримати окис азоту, елементарний азот і закис азоту:



Крім того, можливі і інші побічні реакції, що протікають з утворенням азоту без участі каталізатора. До таких реакцій відносяться розкладання

окису азоту і взаємодія аміаку з окисом азоту. У газах після окислення аміаку може знаходитися теж не прореагував аміак.

Термодинамічні розрахунки зміни вільної енергії показують, що наведені вище основні реакції можуть практично протікати до кінця.

Перетворення аміаку в кінцеві продукти при 900 ° С досягає майже 100%, тому всі три реакції можна розглядати як практично незворотні.

На Рисунку. 1.1 зображено енергетичний стан екзотермічної реакції окислення аміаку.

Обчислені при 900 ° С константи рівноваги мають таке значення:

$$K_1 = \frac{P_{NH_3}^4 P_{O_2}^5}{P_{NO}^4 P_{H_2O}^6} = 10^{-53} \quad (1)$$

$$K_1 = \frac{P_{NH_3}^4 P_{O_2}^4}{P_{N_2}^2 P_{H_2O}^6} = 10^{-61}$$

$$K_1 = \frac{P_{NH_3}^4 P_{O_2}^3}{P_{N_2}^2 P_{H_2O}^6} = 10^{-61}$$

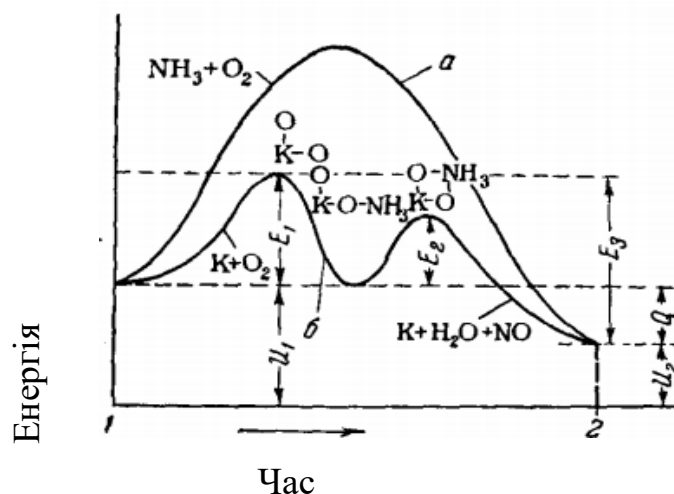


Рис. 1.1 Енергетичний стан екзотермічної реакції окислення аміаку

Однак зі значень констант рівноваги випливає, що при окисленні аміаку перетворення в елементарний азот може бути найбільш повним і при

достатній тривалості процесу окислення аміаку може призвести до утворення тільки елементарного азоту.

Таким чином, при окисленні аміаку, як в процесі, який може протікати в декількох напрямках, склад кінцевих продуктів визначатиметься в першу чергу виборчим (селективним) каталітичним дією каталізаторів. Особливість каталізатора, володіє виборчим дією, заключає в прискоренні лише однією з кількох можливих реакцій. Змінюючи каталізатор і умови проведення реакції, можна змінити і склад продуктів реакції.

Для здійснення реакції необхідно, щоб реагує система пройшла через стан з підвищеною енергією, тобто через енергетичний бар'єр, який визначається енергією активації.

Процес контактного окислення аміаку починається зі стадії активованої адсорбції кисню на поверхні каталізатора K з утворенням проміжного з'єднання $O - K - O$. Потім відбувається активована адсорбція аміаку, що вимагає меншої енергії активації. [7]

Для окислення аміаку необхідний виборчий каталізатор, при якому швидкість реакції отримання окису азоту найбільша, реакція була б спрямована в бік утворення NO а не N_2O і N_2 .

Відомо, що окислення аміаку повітрям без каталізатора призводить до виділення тільки елементарного азоту. У присутності каталізатора крім азоту можна отримати окис або закис азоту або обидва ці сполуки. З усіх потенційних термодинамічно можливих реакцій в присутності каталізатора в першу чергу протікає та реакція, яка вимагає найменшої енергії активації.

Так, при окисленні аміаку на марганцевому каталізаторі при низьких температурах 70% NH_3 перетворюється в закис азоту. З графіка, представленого на рис. 1.1, видно, що з підвищенням температури до $250^\circ C$ спочатку утворюються тільки елементарний азот і закис азоту. При $250^\circ C$ приблизно 70% окиснюваного аміаку дає закис азоту, а 30% - елементарний азот. Подальше підвищення температури призводить до утворення окису азоту і до зменшення кількості закису азоту. При $800^\circ C$ близько 65% аміаку

окислюється до окису азоту і 35% - до елементарного азоту; закис азоту не знайдено. [8]

Платина і її сплави вважаються найкращими каталізаторами виборчого окислення аміаку в окис азоту. На таких каталізаторах при високій температурі в окис азоту можна перетворити до 99,0% аміаку. У заводських умовах вихід окису азоту становить 95-98%. Інша кількість аміаку реагує з утворенням азоту і закису азоту; частина аміаку що не потрапляє з газом в систему, утворюючи нітрит-нітрат амонію.

Платина добре адсорбує кисень. На її поверхні лежить, по А. Н. Фрумкіна, шар кисню, відповідний 2-6 моно атомним шарам. Значна кількість кисню проникає в глиб платини. Міцність зв'язку кисню з платиною сильно зростає з покращенням температури. Це відноситься в основному до першого шару платини.

Аміак слабо абсорбується платиною, азот майже не абсорбується. Імовірність адсорбції платиною окису азоту і водяної пари в присутності надлишку кисню в газі дуже мала. Тому швидкість окислення аміаку визначається в основному швидкістю адсорбції аміаку.

Відповідно до адсорбційно-хімічної теорії каталізу механізм каталітичного окислення аміаку можна представити таким чином. Кисень і аміак дифундують з газової суміші до поверхні каталізатора. Як показано Л. К. Андрусовим, Г. К. Борескова, Д. А. Епштейн і авторами, при стехіометричному щодо $O_2: NH_3 = 5: 4$ швидкість процесу визначається дифузиею кисню до поверхні каталізатора, в даному випадку платини. При нестачі кисню окислювання аміаку на оголеної поверхні каталізатора відбувається без утворення кисневих з'єднань до елементарного азоту. При наявності в газі надлишку кисню більше 30% (понад стехіометрично необхідної кількості) фактором, контролюючим процес, є швидкість дифузії аміаку до поверхні платини, покритої киснем. Молекули кисню і аміаку можуть утворювати на різних каталізаторах різні типи зв'язків з поверхнею і в залежності від умов давати різноманітні продукти реакції. Внаслідок того

що на поверхні платини знаходяться атоми з вільними валентності, в першу чергу відбувається активаційна адсорбція кисню, обумовлена виникненням електронного зв'язку. В результаті хімічної взаємодії кисню з поверхнею платини послаблюються зв'язки між атомами в молекулах O_2 і утворюється перекисний комплекс каталізатор - кисень. У наступній стадії активованої адсорбції аміаку утворюється новий комплекс каталізатор - кисень - аміак (див. Рис. 1.1). Далі відбувається перерозподіл електронних зв'язків, і атоми азоту і водню з'єднуються з киснем. [9]

Адсорбований кисень не входить в кристалічну решітку платини, незначна його кількість знаходиться в розчиненому стані, частина адсорбованого кисню утворює безпосередньо з платиною неміцні зв'язку. Внаслідок високого хімічної спорідненості водню до кисню молекули аміаку орієнтуються підставою (атомами водню) до поверхні до каталізатора з подальшим утворенням молекули води і окису азоту. Такі стійкі хімічні сполуки (NO і HNO) мають малу адсорбційної здатністю і тому видаляються з поверхні каталізатора. Про свободу на ній зв'язки розподіляються на найближчі молекули кисню, знову адсорбовані на поверхні каталізатора.

За Г. К. Борескова, енергія активації адсорбції O_2 становить 22 ккал / моль, а енергія активації взаємодії адсорбованого кисню з аміаком близько 10 ккал / моль. Удавана енергія активації реакції окислення аміаку на платині, як це встановлено авторам і спільно з А. П. Засорін м і Р. Г. Орзуловой, дорівнює 26,6 кДж / моль (6,36 ккал / моль).

Це значення менше енергії активації гомогенного окислення NH_3 , отже відповідно до рівняння залежності константи швидкості від температури константа швидкості реакції окислення аміаку в присутності каталізатора зростає:

$$k = a e^{-\frac{E}{RT}} \quad (2)$$

Де k — константа швидкості реакції;

a — постійна;

e — основа натурального логарифма;

E — спостережувана енергія активації;

R — газова постійна [1,987 кал/(моль-град)],

T — температура, °К.

Гетерогенне окислення аміаку знижує не тільки енергію активації, але і порядок реакції. Так, порядок реакції окислення аміаку на платині близький до одиниці. Підтвердженням гетерогенного протікання реакції окислення аміаку до окису азоту є відповідність величини теплоти реакції і розігріву платинових сіток (222 ± 8 кДж / моль NO), встановлене Н. Я. Бубен. Якби реакція окислення аміаку протікала як гомогенний процес в обсязі, то температура сіток - ініціаторів реакції була б нижче розрахункової. Однак ця температура навіть при малих ступенях окислення аміаку виявилася близькою до температури теоретичного розігріву. [10]

Отже, всі етапи перетворення аміаку до окису азоту (в тому числі і утворення проміжних сполук) протікають на поверхні каталізатора.

Перетворення ж аміаку в азот, як це ще раз підтвердили І. І. Бергер і Г. К. Боресков, може відбуватися в обсязі в результаті взаємодії аміаку як з киснем, так і з окисом азоту. Таким чином, за нашими і іншими даними, окис азоту може утворитися тільки на поверхні каталізатора, а азот і в обсязі, поза поверхні каталізатора. У цьому полягає основне значення каталізатора для окислення аміаку. [13]

І. Е. Ададунов і М. В. Поляков висловлювали припущення, що процес окислення аміаку є гетерогенно-гомогенним процесом. Цю теорію підтримують досі деякі вчені, тому і в даний час ведуться дослідження щодо з'ясування механізму реакції окислення аміаку.

Ознайомлення з сутністю процесу каталізу і механізмом реакцій контактного окислення аміаку дає основу для вибору умов проведення всього процесу (каталізатора вибіркової дії, температури, концентрації аміаку, швидкості газу, конструкції конвертора і т. д.).

1.2.2 Каталізатори

Майже на всіх азотнокислотних заводах в якості каталізатора процесу окислення аміаку застосовують платину або її сплави.

Платина є дорогим каталізатором, проте вона протягом тривалого часу зберігає високу активність, має достатню стійкість і механічну міцність і легко регенерується. Крім того, платина легко розігрівається до температури запалювання (початок реакції) і витрата її на одиницю продукції незначний.

У виробництві нітратної кислоти не застосовуються носії для каталізаторів з платини і її сплавів, так як при наявності носіїв досить швидко знижується активність каталізатора і ускладнюється його регенерація. Завдяки сітчастій формі створюється велика поверхня каталізатора в конверторі при відносно малій витраті платини. Зазвичай застосовують сітки з діаметром дроту 0,045-0,09 мм.

Площа сітки, не зайнята дротом (вільна площа), становить приблизно 50-60% загальної площі. При виготовленні сіток з дроту іншого діаметра число плетінь змінюють таким чином, щоб вільна площа сітки залишалася в зазначених межах.

Маса нової платиноїдної сітки, що складається з трьох металів, діаметром 1150 мм становить 981 г, а сітки діаметром 2900 мм - 6184 г при діаметрі нитки 0,09 мм. Сітки з рідкісним плетінням ниток (578 на 1 см²) не набули поширення, оскільки ступінь конверсії на них знижувалася в порівнянні зі звичайними на 3-4%. Крім того, через них спостерігався великий проскок аміаку.

Якщо в апараті встановити одну сітку, частина молекул аміаку пройде крізь неї, не стикаючись з поверхнею каталізатора.

Вихід окису азоту знизиться. У найкращих умовах ступінь конверсії (ступінь перетворення аміаку в окис азоту) на одній з трьох сіток досягає 88-92%. на двох 95-97%, на трьох до 98%.

Сітки повинні щільно прилягати одне до одного, щоб у вільному просторі між ними не могли протікати гомогенні реакції, що знижують вихід окису азоту. Слід зазначити, що значення цього факту раніше було сильно перебільшено. [14]

На нових сітках не відразу досягається високий вихід окису азоту. Процес активації триває при 900 ° С протягом 8 - 16 год, при 800 ° С протягом 1- 2 діб, тому в промислових умовах в комплекті сіток першої по ходу газу ставлять сітку, вже пропрацювала деякий час. Якщо нові сітки попередньо прожарити в полум'ї водню або аміаку, то період активації сіток значно скорочується.

Розпал каталізаторних сіток в період пуску конвертора проводиться за допомогою факела азото- водневої суміші або етилового спирту за 2 - 3 хв. У конверторах, що працюють під тиском, для розпалювання сіток застосовуються обертові пальника з азото-водневою сумішшю.

При пуску конвертора можливо неповне окислення аміаку.

Кількість нітрату амонію в нітрозних газах, що утворюється в результаті взаємодії аміаку з окислам і азоту, досягає 3 г / м³ газу і через 1 год знижується до 0,3 г / м³. [15]

В процесі експлуатації платинових сіток їх поверхню сильно розпушується, еластичні сітки стають крихкими, а гладку блискучу нитки їх - губчастими і матовими. Освіта губчастої розпушеному поверхні призводить до збільшення товщини ниток. В результаті створюється сильно розвинена поверхня сіток, що підвищує каталітичну активність платини.

За даними гранулометричного аналізу платинової пилу, виконаного Н. А. Фігуровський, С. Б. Бретшнайдер підрахував, що поверхня такої активованої платинової сітки в 30 разів більше геометричній поверхні нової сітки.

Розпушення поверхні платинових сіток з плином часу призводить до сильного руйнування сіток, що викликає великі втрати платини. Отруєння

каталізатора домішками, які містяться у вступнику газі, може в подальшому також викликати зниження його активності.

Платина, призначена для виготовлення каталізатора, що не повинна містити заліза, так як в присутності навіть 0, 2% Fe значно знижується вихід окису азоту.

Чиста платина при високих температурах швидко руйнується. Інші метали платинової групи в чистому вигляді в якості каталізаторів не застосовуються: паладій швидко руйнується, іридій і родій мало активні, осмій легко окислюється.

Були вивчені і застосовані сплави платини, що володіють більшою міцністю і не меншою активністю, ніж чиста платина. Сітки зі сплаву платини з 1% іридію при високих температурах більш активні, ніж платинові. Значно більша активність і особливо механічна міцність властиві сплавам платини з родієм.

При додаванні до платині (т. Пл. 1773 ° С) родію (т. Пл. +1985 ° С) підвищується точка плавлення сплаву і каталізатор стає більш стійким в умовах експлуатації при підвищеній температурі.

При підвищенні вмісту родію в платино родієвому сплаві від нуля (чиста платина) до 10% вихід окису азоту в процесі окислення аміаку збільшується при 800 ° С з 93 до 97%, при 850 ° С з 95 до 97,5%, а при 900 ° С з 96,1 до 99,3%. І з наведених даних випливає, що найкращий вихід окису азоту може бути досягнутий при використанні сплавів платини, що містять 10% родію. Вихід окису азоту на такому каталізаторі вище, ніж на чистій платині, на 3-4%. У разі окислення аміаку при атмосферному тиску і температурі ~ 820 Разом ° С ступінь конверсії аміаку на платино родієвому каталізаторі в заводських умовах становить 97,5- 98% і близько 95-97% в системах, що працюють при 7-9 ат і температурі 870- 900 ° С.

З огляду на більш високу вартість родію в порівнянні з платиною, в каталізаторних сітках застосовують також сплави, що містять 7 і навіть 5%

Rh. Сітки, що містять родій, незамінні в системах, що працюють під тиском і при високих температурах.

Загальний термін служби каталітичних платино родієвих сіток в системах, що працюють при $900\text{ }^{\circ}\text{C}$ і 8 ат, становить близько 90 діб, а в системах, що працюють при атмосферному тиску і $820\text{ }^{\circ}\text{C}$, - близько року.

В якості каталізаторів окислення аміаку досліджували сітки з різних металів - міді, нікелю, срібла, хромонікелевого сплаву, а також фарфор, шамот і кварц, покриті платиною.

Час, протягом якого зберігається активність таких каталізаторів, невелика внаслідок появи тріщин на їх поверхні і оголення носія. Крім того, при використанні подібних каталізаторів спостерігалися великі втрати платини.

Були випробувані також оксиди багатьох металів. Найбільш активними виявилися окису заліза, кобальту і срібла, на яких досягалася ступінь конверсії до 75-90%. Активація невеликими добавками різних металів значно підвищувало активність окисних каталізаторів. У більшості випадків найбільш ефективно зміст промотора в сплаві становило від 3 до 9%. Ці каталізатори були отримані при осадженні аміаком з розчинів хлористих або азотнокислим солей з подальшою сушінням, формуванням і прожарювання. Застосування носіїв для цих каталізаторів дало негативний результат. На відміну від платини оптимальна температура процесу на не платинових каталізаторах коливається в порівняно невеликих межах.

У практиці деяких заводів знайшов застосування кобальто-алюмінієвий каталізатор (85% Co_3O_4 і 15% Al_2O_3), кобальтовий каталізатор (98% CoO і 2% Co_3O_4) і залізо-хромовий каталізатор. Вихід окису азоту на таких не платинових каталізаторах на 2 - 3% нижче, ніж на платіноідному; через 20-30 діб вихід знижується ще на 4-6%. Тому в системах, що працюють під тиском, не платинові каталізатори не застосовуються.

У системах, що працюють при атмосферному тиску, широке поширення одержав спосіб окислення аміаку на двоступінчатому

катализаторі, запропонований Д. А. Епштейн і Н. І. Ткаченко та розроблені й ГИАП. Катализатор складається з однієї платиноїдної сітки в якості першого ступеня і шару не платинового катализатора завтовшки 50-65 мм, розташованого на відстані 10- 15 мм від сітки, в якості другого ступеня. Для другого ступеня широко застосовується залізо-хромовий катализатор виготовлений у вигляді таблеток діаметром 5 мм.

Міцність залізо-хромового катализатора в міру збільшення служби зростає. Свіжоприготовлений катализатор витримує зусилля на стиск 5 кгс / см², а колишній в роботі - 6 - 12 кг с / з м². В процесі роботи катализатор змінює забарвлення. Втрати не платинового катализатора внаслідок стирання протягом 1 0- 12 місяців досягають 7- 12%. Загальний термін роботи не платинового катализатора становить 3-5 років. Часткове осадження на ньому Pt з платинової сітки сприяє поліпшенню роботи другого ступеня. [16]

Загальний вихід окису азоту на такому комбінованому катализаторі складає 97,0%, на платино родієвих сітках 97,5%. На платиновій сітці аміак окислюється на 85-90%.

Витрати на платину при використанні двоступеневого катализатора скорочуються в 3 рази, але втрати платини в процесі експлуатації знижуються всього на 1 0-2 0%.

У сучасних установках контактного окислення аміаку газовий потік спрямований зверху вниз. Платинові сітки розташовуються на колосниках або на переплетених нитках - металевих струнах. Діаметр сіток в сучасних конверторах, що працюють при атмосферному тиску, становить 2; 2,8 і 3,5 м, а в апаратах, що працюють під тиском, 0,5; 1; 1,7 і 2 мм.

1.2.3 Температурні умови окислення аміаку.

Окислення аміаку на чистій платині починається при 145 ° С, а при 300° С вже спостерігається помітне утворення окису азоту.

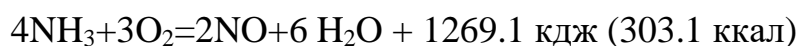
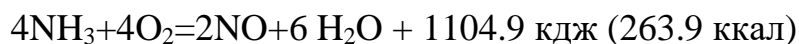
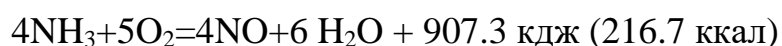
При низьких температурах окислювання аміаку протікає з отриманням елементарного азоту, закису азоту і малої кількості окису азоту. Внаслідок

проскока аміаку що не прореагував в отриманих нітрозних газах утворюється туман нітрит-нітратних солей. [17]

Подальше підвищення температури сприяє збільшенню виходу окису азоту і одночасно приводить до зростання швидкості реакції. В інтервалі від 700 до 1000 ° С вихід окису азоту може становити 95-98%. Слід підкреслити, що при високих температурах (850-950 ° С) можна легше і з великою швидкістю досягти більш повного перетворення аміаку в окис азоту (97-98%), ніж при знижених температурах (650-750 ° С). Це стосується головним чином до установок окислення аміаку при підвищеному тиску.

Оптимальний температурний режим окислення аміаку при атмосферному тиску з урахуванням втрат катали затору - дорогої платини лежить в інтервалі 800-840 ° С, а в системах, що працюють під тиском 7-9 ат, в межах 880-930 ° С. Підвищення температури від 700 до 900 ° С дозволяє збільшити швидкість реакції приблизно в 3 рази. [18]

Необхідний температурний режим може бути досягнутий за рахунок виділення тепла реакції окислення аміаку:



Збільшення температури реакції за рахунок виділення тепла реакції можна визначити за формулою

$$\Delta t = \frac{Q}{mC_p} \quad (3)$$

Де Q - теплота реакції, кДж;

m – маса газу, кг;

C_p – теплоємність газу, кДж/(кг*град)

Кількість тепла (в кДж), що виділяється при окисленні 1 моль аміаку до окису азоту і елементарного азоту (нехтуючи Проскакування аміаку і освітою закису азоту):

$$Q = 317,3x - (317,3 - 226,8)y = 317,3x - 90,5y \quad (4)$$

Де x - число молей аміаку в аміачно-повітряної суміші;

y - число молей окису азоту, що утворився в результаті окислення аміаку.

Склад газу (в моль) після окислення аміаку визначається

наступним чином:

$$O_2 \dots 0.21(1-x) - \frac{5}{4}y - \frac{3}{2} * \frac{x-y}{2} \quad (5)$$

$$N_2 \dots 0.79(1-x) + \frac{x-y}{2} \quad (6)$$

$$H_2O \dots \frac{3}{2}x + \frac{P_{H_2O}}{P - P_{H_2O}} \quad (7)$$

$$NO \dots y \quad (8)$$

Де $\frac{x-y}{2}$ - число молей елементарного азоту, що утворився у результаті

окислення аміаку;

P - загальне тиснен ие аміачно-воздуш ної суміші, ат

P_{H_2O} - парціальний тиск водяної пари в суміші, ат

Середні молярний теплоємності газів в інтервалі $0 - 700^\circ C$ складають [в кДж / (моль* град)]:

$$C_{O_2} \dots 0.032 \quad C_{H_2O} \dots 0.0373$$

$$C_{N_2} \dots 0.0305 \quad C_{NO} \dots 0.0314$$

Знаючи кількість газів і їх теплоємність, можна визначити ентальпію газів mC_p і потім підвищення температури Δt в результаті реакції

$$\Delta t = \frac{Q}{mC_p} = \frac{317.3x - 90.5y}{0.03081 + 0.0161 + 0.0373 \frac{P_{H_2O}}{P - P_{H_2O}}} \quad (9)$$

Позначивши ступінь конверсії через $a = y / x$ і підставляючи замість y рівнуюому величину ax , отримаємо:

$$\Delta t = \frac{Q}{mC_p} = \frac{(317.3 - 90.5a)x}{0.03081 + 0.0161x + 0.0373 \frac{P_{H_2O}}{P - P_{H_2O}}}$$

Для сухої аміачно-повітряної суміші, що містить 10% аміаку ($x = 0, 1$), при ступеня конверсії 98% ($a = 0,98$) теоретичне підвищення температури становить:

$$\Delta t = \frac{(317.3 - 90.5 \cdot 0.98) \cdot 0.1}{0.03081 + 0.0161 \cdot 0.1} = 705^\circ \text{C}$$

Якщо повітря насичене парами води при 20°C і р Н₂O в аміачно-повітряної суміші становить 0,0215 ат, то для наведених вище даних $\Delta t = 690^\circ \text{C}$.

З розрахунку випливає, що теоретичне підвищення температури становить близько 70°C на 1% окисленого аміаку. При погіршенні ступеня конверсії на 1% температура реакції підвищується на 3°C . Гетерогенне окислення аміаку є по суті адиабатическим і автотермічним процесом. [19]

У разі застосування аміачно-воздушної суміші, що містить 9% аміаку, можна за рахунок тепла реакції вести процес при 600°C . Для досягнення більш високої температури необхідно попередньо підігріти повітря або аміачно-повітряну суміш або підвищити в ній до певної межі вміст аміаку. При цьому потрібно враховувати зниження температури реакції внаслідок втрати тепла в конверторах. Для попереднього підігріву повітря використовується в основному тепло гарячих нітрозних газів, а в системах, що працюють під тиском із застосуванням турбокомпресорів, і тепло стиснення повітря. Використання тепла стисненого повітря, що має на виході з турбокомпресора температуру $120-160^\circ \text{C}$, дозволяє вести процес при 870°C з покращеною концентрацією аміаку (11,5%).

Якщо процес окислення аміаку проводити при ще більш високій температурі, необхідний додатковий підігрів повітря або застосування повітря, збагаченого киснем, з підвищенням вмісту аміаку в суміші до 12-12,5%. Чим більше теплові втрати апарату і чим менш активний каталізатор, тим вище повинна бути температура підігріву газової суміші.

У разі застосування повітря, насиченого вологою, що можливо при водної очищення повітря, перед надходженням амміачно-воздушной суміші в конвертор, що працює при атмосферному тиску, суміш необхідно попередньо підігрівати до $100-120^\circ \text{C}$.

Вплив температурного режиму окислення аміаку, а отже, і температури підігріву аміачно-повітряної суміші на ступінь конверсії було досліджено на промисловому агрегаті нами спільно з М. М. До араваєви м, А. П. Засорін і ін. отримані дані представлені в табл. 1.1.

Таблиця 1.1 Залежність ступеня конверсії аміаку від температури конверсії в системі, що працює при тиску 6,5 ат на платино родієвих сітках

Температура, °С		Вміст аміаку в суміші	Ступінь конверсії	Температура, °С		Вміст аміаку в суміші	Ступінь конверсії
Підігріву аміачно-повітряної суміші	Конверсії			Підігріву аміачно-повітряної суміші	Конверсії		
121	820	10,88	93,15	155	860	11,08	97,77
132	842	11,14	94,68	176	865	11,24	96,95
148	851	11,00	95,51	190	870	11,30	97,25
150	856	11,12	96,37	200	878	11,28	97,36

Якщо для досягнення високих виходів окису азоту окислення аміаку бажано вести при підвищених температурах, то для зменшення зростаючих при цьому втрат дорогого каталізатора - платини необхідно обмежити верхню температурну межу процесу. Так, для установок, що працюють при атмосферному тиску, оптимальна температура становить 800-840 ° С, а для установок, що працюють під тиском 7- 9 ат, в межах 880-930°С. [20]

Підвищення температури каталітичного окислення аміаку з 800 і 850 до 900 ° С на каталізаторі Pt + 10% Rh при атмосферному тиску дозволяє збільшити вихід окису азоту відповідно з 96,8 і 97,5 до 99,0%.

При роботі з попередньо підігрітою аміачно-повітряною сумішшю значно прискорюється розігрівання каталізаторних сіток. Платино родієві сітки розігріваються важче платинових.

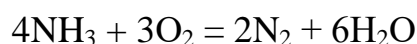
Для прискорення розігріву поставленого комплекту каталізатора в якості першої сітки беруть вже пропрацювала якийсь термін сітку активованого каталізатора.

У разі застосування не платинового каталізатора конвертор розігрівають при пуску азотно-водневої сумішшю до 600 ° С (температура запалювання). Крім того, необхідний попередній підігрів аміачно-повітряної суміші при роботі з малою концентрацією аміаку (9%).

1.2.4 Оптимальний вміст аміаку у аміачно-повітряній суміші.

Для окислення аміаку застосовують переважно повітря. Тому вміст аміаку в аміачно-повітряної суміші обмежується вмістом кисню в повітрі.

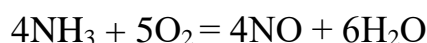
Виходячи з рівняння



при співвідношенні в вихідній суміші $\text{O}_2 : \text{NH}_3 = 0,75$ можна очікувати утворення тільки азоту в продуктах реакції. В цьому випадку вміст аміаку в аміачно-повітряної суміші складе:

$$\left[\frac{21}{0,75} / \left(100 + \frac{21}{0,75}\right)\right] * 100 = 22,0 \% \quad (10)$$

Н. А. Чорний в роботі, опублікованій ще в 1875 р, встановив в повній відповідності з сучасними даними, що при співвідношенні в вихідній суміші $\text{O}_2 : \text{NH}_3$ в межах 0,5- 1 в продуктах окислення аміаку завжди виходить азот. [21] Витрата кисню на окислення аміаку до окису азоту визначається рівнянням



За реакцією на 1 моль аміаку потрібно 1,25 моль кисню.

Відповідно до цього рівняння, максимальний вміст аміаку в аміачно-повітряної суміші складе:

$$\left[\frac{21}{1,25} / \left(100 + \frac{21}{1,25}\right)\right] * 100 = 14,4 \% \quad (11)$$

Однак при співвідношенні $\text{O}_2 : \text{NH}_3 = 1,25$ ступінь перетворення аміаку в окис азоту незначна. Для збільшення виходу окису азоту потрібен певний надлишок кисню, що, природно, викликає необхідність зниження вмісту аміаку в аміачно-повітряної суміші менш 14,4%.

Оптимальною концентрацією аміаку в аміачно-повітряної суміші є найбільше його зміст, при якому ще можливий високий вихід окису азоту при співвідношенні $O_2: NH_3 < 2$.

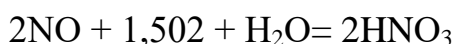
Коли співвідношення $O_2: NH_3$ стає більше 2, ступінь конверсії підвищується незначно. Таким чином, збільшення вмісту аміаку в аміачно-повітряної суміші і, отже, зменшення співвідношення кисню і аміаку при однаковій температурі повинно призводити до зниження виходу окису азоту. Підвищення температури окислення аміаку (з 740 до 830 ° C) при співвідношенні $O_2: NH_3$ в межах 1,6-2 сприятливо впливає на процес підвищення концентрації аміаку більше 12% призводить до зниження виходу окису азоту, що визначається не абсолютною концентрацією кисню, а співвідношенням $O_2: NH_3$. При співвідношенні $O_2: NH_3$ вище 1,35 (теоретично 1,25) швидкість процесу контролюється швидкістю дифузії аміаку до поверхні каталізатора, а при відношенні $O_2: NH_3$ менше 1,35 контролює стає дифузія кисню. Необхідний надлишок кисню по відношенню до стехіометричної кількості становить не менше 30% і потрібно для того, щоб поверхня платини була завжди покрита киснем. При нестачі кисню окислювання аміаку веде до утворення елементарного азоту. У виробничих умовах вміст аміаку в аміачно-повітряної суміші підтримують в межах 9,5 - 11,5%, тобто $O_2: NH_3 = 1,7 - 2$. [22]

Разом з тим слід зазначити, що оптимально співвідношення кисню і аміаку в газі може змінюватися. Якщо на платині при низькій температурі конверсії оптимальне співвідношення $O_2: NH_3$ коливається від 1,7 до 2, то, за даними В. П. Маркова, на більш активному платино-родієвий каталізаторі при 800 °C це співвідношення може бути знижено до 1,5- 1,6.

Залежність ступеня окислення аміаку від співвідношення $O_2: NH_3$, як показано авторам і спільно з А. П. Засорін, тісно пов'язана з температурою процесу. Мінімальна співвідношення $O_2: NH_3$ при 600 ° C дорівнює 1,7, при 1000 ° C воно складає 1,35 і при 1200 ° C знижується до 1,3.

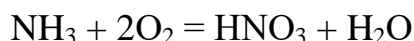
Досвід ряду заводів показує, що в апаратах великої потужності шляхом підвищення вмісту аміаку до 1 - 1, 8% можна досягти високого ступеня конверсії без попереднього підігріву.

Кількість кисню, необхідного на другій стадії отримання нітратної кислоти (Для окислення окису азоту і поглинання окислів азоту водою), визначається рівнянням



Тому для прискорення реакції і підтримки певного надлишку кисню в поглинальні колони або вежі до нітрозним газам додають повітря. Надлишок кисню повинен становити не менше 2,5% у вихлопних газах для систем, що працюють під тиском, та близько 5% при роботі систем в умовах атмосферного тиску.

Сумарна реакція, що визначає потребу в кисні для отримання нітратної кислоти, виражається рівнянням



З цієї реакції співвідношення O_2 : NH_3 дорівнює 2 і зміст аміаку в аміачно-повітряній суміші становить:

$$\left[\frac{21}{2} / \left(100 + \frac{21}{2}\right)\right] \cdot 100 = 9,5 \% \text{ об'єм } \% \quad (12)$$

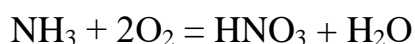
Це означає, що вміст аміаку в суміші не повинно перевищувати 9,5%. Якщо вміст аміаку в аміачно-повітряної суміші більше 9,5%, в поглинальні башти слід вводити додатковий повітря. [23]

У разі застосування не платинових каталізаторів зміст NH_3 в аміачно-повітряної суміші підтримують в межах 7,5-9,5%. У результаті меншою активності цих каталізаторів співвідношення O_2 : NH_3 в вихідному газі має бути більше двох, в іншому випадку ступінь конверсії різко знижується.

Якщо концентрація аміаку в аміачно-повітряної суміші вище 9,5%, в поглинальних колонах не вдається створити більш високу концентрацію окислів азоту. Це пояснюється тим, що при введенні додаткової кількості

повітря оксиди знову розбавляються до концентрації, що відповідає процесу окислення аміачно-повітряної суміші, в якій міститься 9,5% NH₃.

Отримання більш концентрованих нітрозних газів можливо в тому випадку, якщо підвищення вмісту аміаку супроводжується додаванням до аміачно-повітряної суміші кисню. Застосовуючи замість аміачно-повітряної суміші аміачно-кисневу, можна було б відповідно до рівняння:



Підвищити вміст аміаку в суміші до 33,3%. Однак при такій концентрації аміаку газова суміш стає вибухонебезпечною. Температура займання аміачно-кисневої суміші знаходиться в інтервалі 700-800 ° С. При більш низьких температурах аміачно-кисневі суміші здатні вибухати під дією запала. В цьому випадку межі вибуховості залежать від температури газової суміші, тиску, швидкості газового потоку, наявності в газі сторонніх домішок.

Досліди А. Уайта, проведені в трубці діаметром 50 мм, показали, що з підвищенням температури кордону вибуховості аміачно-повітряних сумішей розширюються; при цьому вибух відбувається при більш низькій концентрації аміаку (табл. 1.2).

Таблиця 1.2. Межі вибуховості аміачно-повітряної суміші (В.% NH₃)

Напрямок полум'я газу	При 18 °С	При 140 °С	При 250 °С	При 350 °С	При 450 °С
Вверх	16,1- 26,6	15,0- 28,7	14,0- 30,4	13,0- 32,2	12,3- 33,9
Горизонтально	18,2- 25,6	17,0- 27,5	15,9- 29,6	14,7- 31,1	13,5- 33,1
Вниз	-	19,9- 26,3	17,8- 28,2	16,0- 30,0	14,4- 32,0

За даними тих же дослідів, нижня межа вибуховості аміачно-кисневої суміші нижче, ніж аміачно-повітряної суміші на 1- 1,5% NH₃. У всіх випадках найбільш вибухонебезпечним є напрям полум'я від низу до верху.

Практично застосовуються аміачно-повітряні суміші (концентрація аміаку 9,5- 11,8. При подальшому підвищенні концентрації аміаку необхідно

брати до уваги межі займання газової суміші з урахуванням температури її підігріву, вмісту кисню в газі, тиску і т. д.

При збільшенні енергії запала межа вибухової концентрації аміаку знижується. Так, нижня межа вибухової концентрації аміаку при запалюванні електричною іскрою становить 19,5%, а при запалюванні сумішшю сірки і бертолетової солі 16%.

З підвищенням тиску нижня межа вибухової концентрації аміаку в аміачно - кисневій суміші знижується.

Нижня межа вибуховості аміачно-повітряної суміші в області тисків від 1 до 20 ат не змінюється і відповідає концентрації аміаку 15%.

Дослідженням і Е. М. Абергауза, Н. В. Токарева та Н. І. Некрасова встановлена залежність займистості аміаку від тиску (табл. 1.3).

Таблиця 1.3 Мінімальний тиск займання аміаку в обсязі

Температура	Вміст аміаку в аміачно-повітряній суміші, обсяг . %										
	8	10	12	14	16	18	22	26	28	30	32
	Тиск займання, мм рт. ст.										
20					700	500	430	700			
250				570	460	270	300	470	570		
350			590	430	200	200	270	390	390	700	
450	700	480	350	190	190	190	250	380	380	620	700

Таким чином, для створення безпечних умов ведення процесу необхідно передбачити всі заходи, що запобігають запалення аміачно-кисневої суміші до надходження її на каталізатор.

Швидкість поширення і сила вибуху аміачно-кисневих сумішей у багато разів менше, ніж для інших горючих сумішей.

Максимальний тиск, що розвивається газами під час вибуху аміачно-повітряних сумішей, становить близько 3,5 ат і досягається протягом 0,46 сек. Це відноситься до найбільш вибухонебезпечної концентрації аміаку в аміачно-повітряній суміші, що дорівнює 2 + 2% і лежить приблизно в

середині між нижнім і верхнім межам і вибухової концентрації аміаку. У посудині великий обсяг а ($12,5 \text{ м}^3$) максимальний тиск при вибуху досягає 4,2 ат протягом 2,4-2,7 сек.

Швидкість поширення вибуху в трубці діаметром 34 мм становить: 0,3 м / сек при утриманні 17% NH_3 в суміші, 0,5 м / сек при 22% NH_3 , 0,4 м / сек при 25% NH_3 .

Звідси можна зробити наступний висновок: для усунення можливості займання аміачно-кисневої суміші з високим вмістом аміаку треба створити таку швидкість газу, яка була б більше швидкості і поширення вибуху. Однак процес окислення аміаку киснем при великому вмісті NH_3 в суміші на практиці не був здійснений через великі труднощі конструювання апаратури для такого процесу.

Домішки горючих газів, як правило, також сприяють збільшенню сили і швидкості вибуху. Так, в присутності 2,2% водню в аміачно-повітряної суміші нижня межа її займання знижується з 16,1 до 6, 8% вмісту аміаку в суміші.

Абсолютно сухий газ (осушене над п'ятиокисом фосфору) втрачає здатність до вибуху. При наявності великої кількості водяної пари в суміші в свою чергу звужуються межі займання аміаку.

Наявні дані про займистості аміачно-кисневих сумішей дозволяють визначити запобіжні заходи, необхідні як при пуску і зупинці контактного відділення, так і при зміні режиму роботи апаратів. [24]

1.2.5 Швидкість реакції окислення аміаку.

Крім активності каталізатора, співвідношення кисню і аміаку в суміші і температури контактування ступінь перетворення аміаку в окис азоту залежить також від швидкості газового потоку або від зворотної величини - часу перебування аміачно - повітряної суміші в зоні каталізатора (час конверсії).

Тривалість реакції окислення аміаку становить 10^{-4} - 10^{-5} сек. Протягом цього часу температура конверсії аміаку підвищується до 700 - 800 ° С, $dT/d\tau = 10^7$ - 10^8 град / сек.

Тривалість дотику газу з каталізатором, або час контактування, визначається за рівнянням:

$$\tau = \frac{V_{CB}}{V_r} \quad (13)$$

Де τ - час перебування газу в зоні каталізатора, сек;

V_{CB} - вільний об'єм каталізатора, m^3 ;

V_r - об'ємна швидкість газу в умовах конверсії, $m^3 / \text{сек}$.

Вільний обсяг каталізатора (в m^3), що застосовується у вигляді сіток, становить:

$$V_{CB} = \frac{fSdm}{100} \quad (14)$$

де f - коефіцієнт, що визначає ставлення вільного об'єму сіток до їх загального обсягу;

S - площа сітки, m^2 ;

d - діаметр дроту сіток, см;

m - число сіток в каталізаторному шарі.

Об'ємна швидкість газу в умовах конверсії:

$$V_r = \frac{V_0 T_k * 760}{273 P_k} \quad (15)$$

де v_0 - об'ємна швидкість газової суміші при 0 °С і 760 мм рт. ст., $m^3 / (m^3 \cdot \text{сек})$;

T_k - температура конверсії, ° К;

P_k - тиск газу при конверсії, мм рт. ст.

Підставляючи в формулу часу контактування значення V_{CB} і V_r отримаємо:

$$\tau = \frac{fSdmP_k * 273}{100v_0 * 760T_k} \quad (16)$$

Знаходимо коефіцієнт f , що визначає ставлення вільного обсягу сіток до їх загального обсягу:

$$f = \frac{1 * d - \pi d^2 * 2\sqrt{n}}{d} = 1 - 1.57d\sqrt{n} \quad (17)$$

Де $1 \cdot d$ - загальний обсяг сіток віднесений до 1 cm^2 площі, cm^3 ;

$\frac{\pi d^2}{4}$ - обсяг дроту сіток, віднесений до тієї ж площі, см³;

n - число плетінь на 1 см² площі сіток.

При підрахунку необхідно також врахувати, що час зіткнення газу з катали затором збільшується внаслідок зігнутої ниток в самій сітці. Подовження ниток, викликане їх перегинами, становить близько 13%, тому при розрахунку вводиться коефіцієнт 1,1.

В остаточному вигляді час контактування можна визначити за рівнянням

$$\tau = \frac{1.1fSdmPk*273}{100V_0*760Tk} = \frac{1.1(1-1.57d\sqrt{n})SdmPk*273}{100V_0*760Tk} \quad (18)$$

У всіх наведених вище розрахунках діаметр ниток відноситься тільки до нової сітці, але не до сітки, вже перебувала в експлуатації.

Знаходження кінетичного рівняння реакції являє великі труднощі. На відміну від гомогенних перетворень, які підкоряються кінетичним законам відповідно до порядку реакції, гетерогенно-каталітичні реакції є набагато складнішими внаслідок багатостадійного процесу. Каталітичний процес в гетерогенній системі складається з наступних стадій:

1. Дифузія реагентів до поверхні каталізатора.
2. Активована адсорбція одного або декількох компонентів реакції з проміжним утворенням перехідних комплексів адсорбції.
3. Хімічна взаємодія активованого-адсорбованих молекул з однією або декількома іншими молекулами, що знаходяться в адсорбційному шарі або газовому обсязі. Це перетворення вимагає певної енергії активації і пов'язане з виникненням деякого перехідного стану, коли утворюється одне або декілька проміжних сполук.
4. Десорбція продуктів реакції з поверхні каталізатора.
5. Дифузія продуктів реакції в газовий обсяг.

Кінетику всіх стадій процесу важко вивчати одночасно, але часто по стадії, яка визначає швидкість процесу, можна встановити швидкість сумарного процесу, виходячи з цього, вивести рівняння для розрахунку швидкості процесу.

При вирішенні практичних питань, пов'язаних з процесом конверсії аміаку, користуються емпіричними залежностями ступеня конверсії аміаку від часу каталізу, від швидкості газового потоку або від напруженості каталізатора.

Існує цілком певний час каталізу або (зворотна йому величина) швидкість проходження газового потоку через каталізатор, при яких можлива максимальна перетворення аміаку в окис азоту.

При розгляді властивостей каталізаторів, що складаються із сплавів платини з іншими металами, необхідно мати уявлення про наступні характеристики каталізатора:

1. Напруженість каталізатора вимірюється кількістю аміаку (в кг), окисленого на 1 м^2 активної поверхні сіток за добу.

У деяких випадках (при підвищеному тиску, коли активна поверхня значно змінюється в часі) напруженість відносять не до 1 м^2 активної поверхні, а до 1 г каталізатора.

Іноді напруженість висловлюють не кількістю окисленого аміаку, а відповідною кількістю нітратної кислоти, вводячи поправочний коефіцієнт $63/17$, рівний відношенню молекулярних ваг цих речовин.

2. Продуктивність конвертора, або його абсолютна вироблення за добу, вимірюється кількістю отриманої HNO_3 (в т) або кількістю окисленого NH_3 (в т).

3. Термін служби каталізатора виражається кількістю виробленої HNO_3 , віднесеним до 1 г спочатку завантаженого каталізатора, за час його роботи від моменту установки нових сіток в апарат до моменту здачі їх

в лом на переплавку. Наприклад, загальна маса нових сіток, встановлених в апараті, дорівнює 2000 р Сітки після певного періоду експлуатації прийшли в непридатність і здані на переплавку. За цей період в апараті було отримано 3000 т HNO_3 .

4. Час роботи каталізатора, або пробіг, характеризується тривалістю фактичної роботи сіток (в ч) від моменту завантаження нових сіток в контактний апарат до моменту здачі їх в лом на переплавку.

Оптимальна швидкість газового потоку залежить від температури і активності каталізатора. При окисленні аміаку повітрям при атмосферному тиску і 800 ° С вона визначається кількістю аміаку, окисляемого на 1 м² активної поверхні, і становить 600-800 кг / добу.

М. В. Поляков з співр. встановив, що в умовах контактного окислення аміаку перетворення його в азот відбувається не в результаті розкладання NH₃, а внаслідок окислення. Аміак, що проходить при великій швидкості газового потоку в простір за каталізаторної сіткою, неминуче втрачається. Він може реагувати з окисом азоту, даючи елементарний азот, потім з двоокисом азоту, утворюючи азотистоокислий і азотноокислий амоній, в свою чергу розкладаються при високій температурі на азот і закис азоту.

Константа рівноваги реакції взаємодії аміаку з окисом азоту при 500 ° С дуже мала:

$$K_1 = \frac{P_{NH_3}^4 P_{O_2}^6}{P_{N_2}^5 P_{H_2O}^6} = 10^{-123} \quad (19)$$

Рівновагу зміщений цілком в бік утворення елементарного азоту. При 500 ° С рівновагу цієї реакції досягається за кілька секунд. Однак швидкість її, за даними Е. А. Михайлової, сильно гальмується киснем, завжди присутнім в надлишку при окисленні аміаку. Цим і пояснюється збереження високого виходу окису азоту в процесі її утворення в зоні каталізу, коли поряд з NO в газі присутній аміак. Частина проскочити через каталізатор аміаку може зберігатися аж до зіткнення в подальшій апаратурі з конденсується парами води і утворюється азотною кислотою.

1.2.6 Окислення аміаку під тиском

Застосування підвищеного тиску при отриманні нітратної кислоти методом контактного окислення аміаку було викликано необхідністю

збільшити швидкості окислення окису азоту і утворення нітратної кислоти. В цьому відношенні переваги високого тиску абсолютно безперечні. Прагненням до високої продуктивності системи і компактності всієї установки визначалося і проведення всього процесу отримання нітратної кислоти під тиском, в тому числі і стадії окислення аміаку.

Термодинамічні розрахунки показують, що навіть при високому тиску вихід окису азоту близький до 100%. Однак перші дослідження показали зниження ступеня конверсії при тиску 5-8 ат. Надалі в результаті застосування платино-родієвих сіток і переходу на багатошарові комплекти (16- 18 сіток) при окисленні аміаку під тиском 8 ат, попередньому підігріві газу до 300 ° С і температурі конверсії близько 900 С вдалося підвищити вихід окису азоту до 96%.

Продуктивність конвертора підвищується пропорційно збільшенню числа сіток і майже пропорційно зростанню тиску газу. З ростом тиску оптимальна температура конверсії перевищує 900 ° С.

Вихід окису азоту залежить не тільки від часу контактування, а й від тривалості перебування газу в зоні високої температури, що розвивається розпеченими стінками конвертора.

Це викликає необхідність збільшення числа сіток при окисленні аміаку, що дозволяє підвищити навантаження. Завдяки цьому скорочується час перебування газу в конверторі.

При проведенні процесу окислення під тиском разом з підвищенням температури необхідно збільшити кількість платино-родієвих сіток до 12 шт. при 4-6 ат, 16-20 шт. при 8-9 ат і до 30 шт. при 12- 15 ат.

В даний час є можливості для значного зниження безповоротних втрат платини, що дозволяють усунути головну перешкоду процесу окислення аміаку при підвищеному тиску. У зв'язку із загальним прагненням створювати потужні агрегати для отримання нітратної кислоти продуктивністю 1000- 1500 т / добу HNO_3 особливо важливо проводити

процес абсорбції окислів азоту при більш високому тиску (12- 16- 20 ат). При цьому процес окислення аміаку необхідно вести при тиску 4-8 ат.

1.2.7 Отруєння і регенерація каталізатора. Очищення газу.

Для збереження високої активності каталізатора велике значення має чистота застосовуваних аміаку і повітря. Платиновий каталізатор надзвичайно чутливий до всіх забруднюючих домішок, зазвичай присутніх в повітрі і аміаку.

Найбільш сильною отрутою для платинового каталізатора є фосфористий водень. Досить змісту його в газі в кількості 0,00002%, щоб ступінь конверсії знизилася до 80%.

Отрутою для каталізатора є також сірководень, присутність якого в газі в кількості 1% знижує активність платини на кілька відсотків. При меншій концентрації сірководню в газі активність каталізатора може бути відновлена в разі подальшої роботи на чистому газі.

Отруєні ділянки контактної сітки мають вигляд темних плям, відсутність напруження на цих частинах сіток обумовлено тим, що тут не відбувається окислення аміаку.

Аміак, виділений з коксового газу, містить отруйні домішки і тому не застосовується для окислення на платинових каталізаторах.

Синтетичний аміак може містити різні домішки: залізо у вигляді каталізаторного пилу, захопленої з колон синтезу; масло, якщо аміак стискається поршневыми компресорами; інші забруднення, які можуть накопичуватися в аміаку при проходженні їм апаратів і трубопроводів на шляху до конвертору.

Повітря може містити домішки, присутні в атмосфері поблизу азотно-кислотного заводу. За дослідженнями В. А. Ключками, повітря, що надійшов в цех, містив 0,65-1,3 мг / м³ SO₃, до 1 мг / м³ N₂O₅ і 1,5-2,5 мг/м³ пилу. Рідкий аміак (в перерахунку на газоподібний) містив до 3 мг/м³ пилу. Розподіл пилинок за розмірами: до 2 мк - 66%, від 2 до 4 мк - 25% і вище 4 мк

- 9%. При такій кількості домішок через конвертор на добу пройде пилу 3-10% від маси каталізатора (в залежності від тиску в системі).

Аналіз продуктів, які осіли на платино-родієвих сітках, проведений М. М. Караваєвим, В. А. Яркової і ін. Після регенерації каталізатора соляною кислотою і промивання його водою на Сєверодонецькому хімкомбінаті, наведено в табл. 1.4.

Таблиця 1.4 Склад домішок, які осідають на платино-родієвих сітках

З'єднання	Зміст домішок, мг / л	
	в соляній кислоті	В промивній воді
Залізо в перерахунку на Fe ₂ O ₃	6,4 – 557,0	0,01 – 0,72
Алюміній в перерахунку на Al ₂ O ₃	0,8 – 46,0	0,2
Хром в перерахунку на Cr ₂ O ₃	0,36 – 5,0	Сліди
Марганець в перерахунку на MnO	До 2,8	
Нікель в перерахунку на NiO	До 3,4	До 0,03
Сірка в перерахунку на SO ₄	4,4 – 29,8	8 – 53,6
Кремній в перерахунку на SiO ₂	–	38,4
Кальцій в перерахунку на CaO	–	63,3
Фосфор у перерахунку на P ₂ O ₅	До 7,3	До 2·10 ⁻⁶

З метою застосування чистого повітря для контактного окислення аміаку в деяких випадках доцільно при будівництві підприємств передбачати дальній повітрязабір з місць, де відсутні звичайні заводські забруднення: пил заліза, фосфатів, піску, глинозему, цементу, вапна; газоподібні речовини - ацетилен, сірководень, метан, сірчистий газ, оксиди азоту, хлор, окис вуглецю та ін. Повітрязабірні труби рекомендується будувати висотою 100-150 м.

При очищенні повітря від пилу і домішок шляхом промивання його водою потрібно враховувати, що промивна вода може містити хлор, який не тільки отруює каталізатор, але і може накопичуватися в абсорбційній системі. Для сухого очищення повітря застосовують фільтри, заповнені

кільцями, змазаними вісциновим маслом. Для очищення повітря і аміаку практикують також фільтрацію їх через сукно або вату, а в системах, що працюють під тиском, - через азбестове полотно або паперовий картон в поєднанні з тканиною. Швидкість потоку повітря на таких фільтрах становить 0,04-0,06 м/сек.

Повітря і аміак необхідно не тільки очистити від пилу до надходження в цех, а й усунути можливість забруднення їх при проходженні через апаратуру і газопроводи. Фільтри для очищення аміачно-повітряної суміші встановлюють з таким розрахунком, щоб на 1 т аміаку, окиснюваного на добу, доводилося 12,5 м² поверхні, що фільтрує.

В сучасних азотно-кислотних системах передбачається трьохступінчаста очищення. У першій ступені повітря промивається водою в абсорбері з тарілками провального типу; тут відбувається очищення повітря від пилу і деякої частини газоподібних домішок, розчинних у воді. У другому рівні повітря фільтрується через грубе вовняне сукно в матер'яних фільтрах. За даними ГИАП, допустиме навантаження на 1 м² поверхні, що фільтрує вставляє до 80 м³ / год повітря. В останньому щаблі (в картонних фільтрах) очищенню піддається аміачно-повітряна суміш. При навантаженні до 80 м³/год на 1 м² поверхні, що фільтрує картону марки ФМП-1 опір в початковий період становить 5-10 мм вод. ст. Термін служби фільтра від 3 до 12 місяців. Картонні фільтри застосовуються для очищення газів при температурі не вище 100 ° С.

Ретельна попередня очистка газу сприяє збільшенню тривалості роботи платинових сіток і скорочення числа циклів регенерації каталізатора.

Як показує досвід вітчизняних заводів, шляхом хорошою очищення газу можна підвищити вихід окису азоту на 2-4%.

Сітки регенерують шляхом обробки їх 10- 15% -вим розчином соляної кислоти в порцелянових чашках, які разом з кислотою і зануреними в них сітками нагрівають до 60-70 ° С. Регенерація триває 1-2 ч. Потім сітки промивають дистильованою водою до зникнення слідів хлору в промивних

водах, сушать і прожарюють в водневому полум'я. Після регенерації активність сіток підвищується і майже досягає початкової величини. Одночасно з регенерацією прогоріли сітки ремонтують, а зношені замінюють новими.

Є пропозиції про регенерації платинових сіток методом обробки ультразвуком з частотою 10 - 1000 кГц в струмені повітря або у водному розчині, що містить поверхнево-активні речовини.

1.2.8 Використання кисню для окиснення аміаку

При окисленні аміачно-повітряної суміші, що містить більше 3,5% NH_3 , все ж не вдається підвищити концентрацію нітрозних газів в поглинальній системі внаслідок того, що для забезпечення киснем реакцій окислення окису азоту і утворення нітратної кислоти необхідний введення додаткового повітря. Незалежно від змісту аміаку в суміші концентрація окислів азоту при їх поглинанні буде такою ж, як при окисленні суміші, що містить 9,5% аміаку. Це визначається вмістом кисню в повітрі.

Отримання нітрозних газів, в яких концентрація NO перевищує 9,5%, можливо тільки шляхом додавання до аміачно-повітряної суміші еквівалентної кількості кисню.

В результаті досліджень, проведених авторами, встановлено, що оптимальне співвідношення O_2 : NH_3 дорівнює приблизно 1,7- 1,65 при використанні аміачно-повітряної суміші, збагаченої киснем і містить більше 9,5% аміаку (до 15%). При такому співвідношенні ще не відбувається різкого зниження ступеня конверсії. Зі збільшенням кількості аміаку ступінь конверсії знижується незначно. Так, в оптимальних умовах при вмісті 11,6% аміаку ступінь конверсії становила 97,5%, при утриманні 13,5% аміаку - 97%. У разі застосування аміачно-киснево-повітряної суміші, що містить 12% аміаку, збільшення співвідношення O_2 : NH_3 від 1,7 до 2 дозволяє підвищити вихід окису азоту на 1-2%.

Пошуки шляхів отримання концентрованих оксидів азоту пов'язані з окисненням аміаку чистим киснем в присутності великої кількості парів води

або з розведенням амміачно - кисневих сумішей циркулюючої окисом азоту, що дозволяє знизити вміст NH_3 до безпечної концентрації 12-13%.

При застосуванні O_2 обсяг вихідної аміачно-киснево-повітряної суміші на 1т моногідрату кислоти складе 1136 л^3 і на вихлопі 80 м^3 замість відповідно 4270 м^3 і 3450 м^3 в разі використання повітря. Швидкість окислення окису азоту - основний реакції, яка визначає швидкість утворення нітратної кислоти, збільшиться приблизно в 200 разів у порівнянні з окисленням нітрозного газу, отриманого при окисленні аміаку повітрям. Тому питома абсорбційний обсяг на 1 т кислоти, одержуваної на добу, складе $0,1 \text{ м}^3$ замість 36 м^3 при абсорбції звичайних нітрозних газів при атмосферному тиску. Обсяг апаратури контактного вузла зменшиться в 4 рази, абсорбційної колони в 360 разів. Різко зменшаться також викиди в атмосферу шкідливих газів.

З концентрованих нітрозних газів легше отримати кислоту високої концентрації.

Заміна повітря киснем дозволила б спростити технологічну схему отримання нітратної кислоти і виключити з неї компресори, турбіни, приводи, деякі теплообмінники та інші апарати. Однак вартість кисню ще велика, тому спосіб поки не знайшов застосування.

1.2.9 Втрати каталізатора і методи їх зменшення.

Основною ознакою каталітичного процесу є незмінність маси каталізатора. Однак внаслідок протікання реакційних процесів поступово відбуваються фізичні зміни поверхні каталізатора, що призводять до руйнування спочатку верхнього шару каталізатора, а потім всієї його маси. Цей процес структурної зміни каталізатора, що йде паралельно зі збільшенням його активної поверхні, в кінцевому підсумку викликає руйнування каталізатора, частинки якого несуться з газами.

Підвищення температури, сприятливо позначається на збільшенні швидкості окислення аміаку, разом з тим призводить до зростання втрат платини, В області знижених температур підвищення активності каталізатора

відбувається паралельно ступеня його руйнування, при високих температурах руйнування каталізатора значно випереджає зростання його активності.

При високій температурі втрати платино-паладієвого каталізатора на 10% більше, ніж платинового. Сітки зі сплаву платини і родію або платини і іридію стійкіше сіток з чистої платини, особливо в області високих температур. Цим і пояснюється їх широке застосування в заводській практиці.

Втрати каталізатора значно зростають в процесі його експлуатації, причому втрати перших сіток в 2-3 рази більше, ніж втрати останніх по ходу газу сіток.

Менші втрати верхньої сітки, мабуть, пов'язані з меншим нагріванням її в порівнянні з подальшими сітками, а також накопиченням на поверхні першої сітки домішок, принесених в конвертор газовою сумішшю.

Дослідження втрат, проведені з комплектом з трьох сіток, показують, що втрати приблизно відповідають ступеню конверсії на кожній сітці. Звідси можна зробити висновок: переродження поверхні безпосередньо пов'язано з процесом окислення аміаку. Тому втрати є функцією температури і кількості окиснюваного на каталізаторі аміаку.

Для зменшення безповоротних втрат платини і її сплавів в системах, що працюють під тиском, проводиться збір шламу і пилу, що накопичуються на стінках конверторів, в колекторах газу і парових котлах. Це дозволяє знизити втрати на 30-35% від первинних втрат. В результаті установки після котлів-утилізаторів фільтрів, заповнених скляній ватою, яку змінюють кожні 6 місяців, можна вловити ще 10- 15% платини. Втрати можуть бути зменшені також при установці фільтрів, заповнених скловатою, після холодильників-конденсаторів.

Таким чином, якщо первинні втрати платини в системах, що працюють під тиском 6-8 ат і при температурі 880-900 ° С, приблизно рівні 0,32-0,3 г / т HNO_3 , то безповоротні втрати становлять 0,16-0,18 г / т кислоти.

Незважаючи на вжиті заходи з уловлювання пилу платиного каталізатора, безповоротні втрати платиноїдів в комбінованих системах і системах, що працюють при атмосферному тиску, складають 0,06-0,042 г / т кислоти, а в системах, що працюють під тиском 7-9 ат, приблизно 0,16-0,18 г / т кислоти.

Загальні безповоротні втрати платини на всіх азотно-кислотних заводах світу досягають 2500 кг / рік.

Застосування двоступеневого каталізатора - одна платинова сітка і шар не платиного каталізатора - дозволяє зменшити одноразові вкладення платини в 3 рази. Однак цей метод каталізу супроводжується зниженням виходу окису азоту приблизно на 0,5%.

Основні заходи, які здійснюються в практичних умовах для зменшення втрат платиного каталізатора, зводяться до наступних: зменшення температури окислення аміаку, усунення вібрації сіток, напрямок газового потоку в контактному апараті зверху вниз і розташування сіток на колосниках, збільшення розміру конверторів, своєчасна заміна зношених платиноїдних сіток, застосування двоступеневого каталізатора і використання не платиного каталізатора.

Щоб значно зменшити втрати платинових каталізаторів, необхідно вловлювати платину безпосередньо в конверторі, не допускаючи її розсіювання по всій системі. Зокрема, запропоновано вловлювати платину за допомогою кілець, вкритих золотом або сріблом і поміщених відразу після каталізаторних сіток. У цьому випадку втрати можуть бути зменшені на 80-70%; проте спосіб пов'язаний з великими витратами золота і срібла і не отримав промислового застосування. В даний час широко проводяться випробування таких матеріалів, як мармур, окис кальцію, доломіт і ін., що володіють здатністю затримувати дрібний пил платини в кількості до 60-90%.

Зменшення втрат платини в системах, що працюють під тиском, дозволяє усунути основний недолік цих систем, що робить їх більш

перспективними. При зменшенні діаметра ниток тривалість роботи сіток знижується.

1.2.10 Апарати конверсійного відділення

Зазвичай до складу конверсійного відділення входять вентилятори для подачі повітря ч аміаку або компресори для подачі повітря і випарники аміаку (якщо процес окислення аміаку проводиться під тиском), фільтри і промивачі повітря, підігрівачі, змішувачі, конвертори, парові котли або теплообмінники для підігріву вихлопних нітрозних газів , які направляються в газову турбіну.

Однією з умов досягнення високого виходу окису азоту є повна однорідність складу аміачно-повітряної суміші, що надходить на каталізаторні сітки. Ретельне змішання газів має велике значення не тільки для досягнення високого ступеня конверсії, а й запобігає небезпека вибуху газу.

Конструкція і обсяг змішувача повинні бути обрані такими, щоб відбувалося хороше перемішування газу і виключався проскок аміаку на каталізатор окремими струменями. У змішувачах має забезпечуватися поліпшення дифузії газів за допомогою рівномірного розподілу аміаку по перетину газоходу, багаторазового зміни напрямку газового потоку і пристрої великої кількості каналів для проходження суміші.

Тепло гарячих нітрозних газів, що виходять з конвертора, зазвичай використовують для підігріву повітря або аміачно-повітряної суміші та отримання пара. Якщо апарат працює без підігріву аміачно-повітряної суміші, гарячі нітрозні гази надходять відразу в паровий котел. В даний час велике значення набуває використання тепла реакції окислення аміаку в системах, що працюють під тиском, для отримання електроенергії, необхідної для стиснення повітря. У цих системах тепло гарячих нітрозних газів, що залишають конвертор, витрачається на нагрівання вихлопних газів після видалення з них окислів азоту. К. п. Д. Використання енергії тут буде вище, ніж в випадку застосування її для отримання пара.

Газові турбіни розташовуються на одному валу з турбокомпресорами для стиснення повітря. За рахунок використання тепла реакції витрата енергії в системах, що працюють під тиском, можна звести до нуля.

1.3 Виробництво розбавленої нітратної кислоти

1.3.1 Системи, що працюють при атмосферному тиску

Перша стадія процесу полягає в приготуванні аміачно-повітряної суміші. Якщо зі складу надходить рідкий аміак, його випаровують, використовуючи для цієї мети відбросне тепло або тепло сольових розчинів, які далі застосовують в якості холодоагенту. Утворився газоподібний аміак збирають в газгольдері. Перед застосуванням газ очищають фільтруванням на матер'яних фільтрах або промиванням рідким аміаком. Повітря найкраще забирати з місць, не забруднених сторонніми газами. Для очищення повітря від кислих газів його зазвичай промивають у вежі розчином лугу або водою. Для видалення механічних забруднень повітря фільтрують через матерчаті фільтри. [25]

Очищені аміак і повітря подаються в систему за допомогою вентилятора, в равлику якого відбувається змішання газів в заданій пропорції. Це дозволяє виключити з системи додатковий апарат - змішувач, а при установці загальної вентиляційної станції (для всього цеху) отримувати аміачно-повітряну суміш постійного складу для всіх контактних апаратів системи. Завдяки цьому в них вдається підтримувати однаковий режим конверсії аміаку, спрощується контроль і автоматичне керування процесом.

Коли система працює з підігрівом повітря, останній нагрівають теплими нітрозні газами. В такому випадку змішання повітря з аміаком проводиться в окремому апараті, а подача повітря і аміаку в систему здійснюється окремо вентилятором з двома равликами.

До надходження на каталізатор газову суміш ще раз фільтрують через поролітовий фільтр (виносної або розташований в нижній частині конвертора під платиновими сітками) або через паперовий фільтр, розміщений у верхній

частині контактного апарату. Конвертор монтується безпосередньо на котлі-утилізаторі, внаслідок чого втрати тепла в навколишнє середовище скорочуються до мінімуму.

Котел-утилізатор прямооточного типу являє собою змійовик, в якому вода при нагріванні перетворюється в паро- водяну суміш, що розділяється далі в сепараторі. Частина конденсату повертається в котел, деяка кількість видаляється під час продування котла. Пар після виходу з сепаратора надходить в підігрівач, розташований у верхній частині котла, і далі направляється в заводську мережу (температура пара 450 ° С, тиск до 40 ат). Для більш повного використання тепла відхідних нітрозних газів котел обладнується одним або двома послідовно включеними економайзерами. При такій схемі охолодження температура нітрозних газів знижується з 800 до 160 ° С.

Подальше охолодження цих газів проводиться в двох послідовно встановлених водяних холодильниках. [26]

При температурі 40 ° С на виході з швидкісного холодильника з нітрозних газів виділяється конденсат, що містить 23% -ву HNO_3 . При виході з холодильника міститься в нітрозних газах окис азоту швидко окислюється, і температура газів знову підвищується. Для охолодження газу пропускають через другий холодильник, в якому відділяється конденсат, що містить вже 25 - 30% -ву HNO_3 . Другий газовий холодильник встановлюється близько вентилятора, що подає нітрозні гази в абсорбційну систему.

Крім охолодження нітрозних газів в холодильниках відбувається часткове уловлювання аміачної селітри, утворюється у газах при проскоці аміаку. Освіта NH_4NO_3 може відбуватися при розпалювання контактної апарату, порушення режиму його роботи, а також є при прориві платинових сіток. Можливе одержання і деякої кількості нітриту амонію - нестійкого і вибухонебезпечного продукту. Скупчення аміачних солей в равлику вентилятора може при певних умовах призвести до вибуху. В про уникнення

цього вентилятор періодично промивають шляхом сприскування невеликої кількості води.

Після охолодження нітрозні гази проходять абсорбційну систему, що складається з шести-восьми веж, зрошуваних кислотою відповідної концентрації. В останню вежу протитоком нітрозним газам подається вода. Кислота циркулює за допомогою відцентрових насосів і проходить водяні холодильники. Зазвичай кислоту виводять з другої по ходу газу вежі, перша вежа служить для окислення окису азоту.

Концентрація продукційної кислоти досягає 45 - 50% в залежності від обсягу абсорбційної системи, а також температури процесу. Кислота містить розчинені оксиди азоту, щоб уникнути втрат яких її попередньо підігривають до 50-55 ° С і продувають повітрям. Оксиди азоту що виділяються повертають в абсорбційну систему.

Вентилятор підсмоктує в систему деяку кількість повітря, регульоване таким чином, щоб вміст кисню з відхідних газів становило приблизно 5%.

Ступінь поглинання окислів азоту в вежах кислої абсорбції становить 92- 94%. Залишки окислів азоту уловлюються далі в лужних вежах.

На виході з кислотної системи ступінь окислення нітрозних газів знаходиться в межах 20- 35% в залежності від температурного режиму і числа ступенів абсорбції. Найбільш сприятливо для процесу лужної абсорбції відношення $N_2O_2 : NO = 1$ (точніше, трохи більше 1). Для 50% -вого окислення NO між кислотної і лужної системами встановлюється порожниста, не зрошувана окиснювана вежа. Одночасно з окисленням в ній відбувається взаємодія оксидів азоту з парами води, присутніми в газах, і утворюється нітратна кислота.

Лужна абсорбція здійснюється також за принципом протитоку: в другу по ходу газів вежу надходить свіжий розчин соди (200- 250 г / л) або вапняне молоко (80-100 г / л), з неї розчини передаються в першу по ходу газів вежу. У вежах лужної абсорбції утворюються нітрит-нітратні луки.

Багато в останню по ходу газів вежу подавати більш розбавлені розчини соди, а в першій вежі додавати до них свіжі розчини.

Системи, що працюють при атмосферному тиску, мають наступні техніко-економічні показники. Питома продуктивність фільтруючих апаратів з фільтром з сукна, картону або у вигляді поролітової кераміки в межах 60-90 м₃ {м² / ч).

Поверхність газових холодильників встановлюється з розрахунку 1,1 - 1,25 м ННО₃ на добу, а поверхня кислотних холодильників - близько 7 м² /т ННО₃ на добу.

1.3.2 Пуск і зупинка системи що працює при атмосферному тиску.

Перед пуском цеху перевіряють герметичність апаратури та комунікацій, наявність води у водопровідній системі, напруга в електромережі і справність насосів. У процесі підготовки системи до пуску перевіряють справність контрольних, вимірювальних і захисних приладів.

При несправному відсікачі лінії аміаку пуск цеху забороняється.

Після перевірки поглинальну систему заповнюють розбавленою 30-40% -ї нітратної кислотою (при відсутності кислоти-водою), пускають у хід циркуляційні насоси і подають воду в холодильники для охолодження кислоти, що циркулює через вежі. У контактному відділенні розігрівають котел-утилізатор паром з загальнозаводської мережі. Потім включають вентилятори для подачі нітрозних газів і аміачно-повітряної суміші. П стати розсудливим відкривають вентилялі на патрубках вентиляторів і створюють в системі слабкий струм повітря для того, щоб в конверторі створювалося невелике розрідження. [27]

Аміак подають з таким розрахунком, щоб зміст його в суміші становило 8 - 9%. Це встановлюється за допомогою аналізу або за показаннями витратомірів. Потім в конвертор вводять факел водневого або спиртового полум'я для розігріву каталізаторних сіток. При достатньому розігріванні на сітках починається процес окислення аміаку, за рахунок

виділення тепла реакції сітки нагріваються по всьому перетину апарату. коли конвертори

«Засвічені», дають навантаження і в міру її збільшення встановлюють нормальний технологічний режим по всіх апаратів, що входять до складу агрегату, а саме: подають воду в котел утилізатор, стежать за рівнем води і тиском пари, встановлюють нормальний перетікання кислоти по окремим башт відповідно до її концентрацією сходами поглинання, регулюють подачу охолоджуючої води і т. д.

У разі планової зупинки цеху на тривалий час спочатку знижують навантаження на систему, переробляють кислоту, що знаходиться в баштах, і перекачують її надлишок на склад. Потім припиняють подачу аміаку і деякий час продувають систему повітрям для видалення з апаратури нітрозних газів. Потім зупиняють аміачно-повітряні і нітрозні вентилятори, кислотні насоси і припиняють подачу охолоджуючої води в холодильники. При аварійній зупинці цеху з яких-небудь причин закривають відсікач і припиняють подачу аміаку в систему, потім повторюють описані вище операції і вимикають рубильники всіх електродвигунів. [28]

1.3.3 Системи що працюють при підвищеному тиску

На відміну від систем, що працюють при атмосферному тиску, в описаних нижче системах окислення аміаку і переробка нітрозних газів в азотну кислоту проводяться під тиском вище атмосферного. Зазвичай застосовують тиск в межах від 4 до 9 ат.

Атмосферне повітря спочатку очищається на сукняному фільтрі, потім промивається водою, відпрацьованої в холодильниках установки. Очищене повітря стискається в першого ступеня турбокомпресора 5 до 3,53 ат і нагрівається до 175 ° С. Потім він охолоджується у водяному холодильнику 10 до 40 - 45 ° С і стискається в другому щаблі до кінцевого тиску 7,3 ат (абсолютних), нагріваючись приблизно до 135- 125 ° С.

Далі стиснене повітря витрачається на спалювання аміаку, додається в процесі кислотої абсорбції, використовується для отдувки окислів азоту від нітратної кислоти і на спалювання природного газу в топках.

Попередньо очищений газоподібний аміак під тиском 10- 12 ат підігрівається паром в апараті 16 до 150 ° С і надходить в змішувач, куди подається також повітря, нагріте до 270 ° С нітрозні газам і в теплообміннику. Аміачно-повітряна суміш, яка містить 10% аміаку, фільтрується повторно в поролітовому фільтрі і надходить на каталізатор в конвертор.

В якості каталізатора застосовуються сіток з платино-родієвий сплаву (вміст 7,5% Rh) з нитки товщиною 0,09 мм і з числом отворів 1024 на 1 см². Конверсія аміаку проводиться при 890- 900 ° С, вихід окису азоту до 96%. Тепло реакції окислення аміаку використовується в котлі-утилізаторі для отримання перегрітої пари з тиском 13 ат і температурою 230 ° С.

Нітрозні газу при цьому повинні охолоджуватися до 170 ° С. Однак завдяки тому, що при підвищеному тиску (навіть при високих температурах) проходить процес окислення NO до NO₂, температура газів на виході з котла не стає нижче 260 ° С.

Далі нітрозні газу проходять фільтр для уловлювання платини, розташований у верхній частині порожнього сосуд- окислювача. За час перебування в посудині окис азоту окислюється до двоокису; на виході з апарату загальна ступінь окислення досягає приблизно 80%. Температура газів після окислення NO підвищується до 300- 310 ° С, до це тепло частково використовується для підігріву повітря в теплообміннику 15. Тут нітрозні газу охолоджуються до 175 ° С, а повітря нагрівається від 110 до 270 ° С. Більш глибоке використання тепла нітрозних газів не вигідно, тому вони охолоджуються водою в погрузному холодильнику до 50-55 ° С.

У холодильнику одночасно з охолодженням нітрозних газів йде конденсація водяної пари, що утворилися при спалюванні аміаку, а також взаємодія двоокису азоту з водяною конденсатом і частково з парами, що

призводить до отримання нітратної кислоти. В результаті цього з конденсатора впливає приблизно 52% нітратна кислота в кількості до 50% від загального виробітку. На виході з холодильника кислота відокремлюється від газів і сам набряком направляється в абсорбційну колону на тарілку з кислотою тієї ж концентрації. Гази надходять в нижню частину колони для абсорбції сумішшю води та нітратної кислоти. Нітрозні гази іноді подають не під першу тарілку, а під 4-ю або 5-ю, нижні 3 - 4 тарілки використовуються як окислювальні. В цьому випадку відбір продукційної кислоти виробляють з 4-й або 5-й тарілки. [29]

У абсорбційної колони з насадкою з сітчастих тарілок нітрозні гази піднімаються знизу вгору назустріч стікає кислоті. У процесі абсорбції гази збіднюється оксидами азоту і на виході з колони зміст їх знижується до 0,1 - 0,15%. Концентрація кислоти при русі від верхньої тарілки до нижньої збільшується, досягаючи на виході з колони 55- 56%. Продукційна кислота, отримана в колоні під тиском, містить до 1% розчинених окислів азоту, які видаляються під час продування повітрям і підвищенні температури до

50- 55 ° С і повертаються в абсорбційну колону. Концентрація кисню в газах підтримується в межах економічно оптимальної кількості 3 - 3,5%

Робота при технічному оптимумі концентрації O_2 , що дорівнює 5,2%, призводить до перевитрати енергії, а в разі розщеплення оксидів азоту в газах за допомогою природного газу та до його перевитрати. На тарілках колони поміщають змійовики, в яких циркулює вода для відводу виділяється в процесі абсорбція тепла; в залежності від пори року температура на тарілках підтримується в межах 35 - 45 ° С.

Відходять гази після абсорбційної колони очищаються від окислів азоту. Для цього їх спочатку підігрівають до 370 - 420 ° С в топці за рахунок тепла спалювання природного газу. Потім в газову суміш додають деяку кількість природного газу з таким розрахунком, щоб співвідношення $CH_4: O_2$ становило 0,62- 0,66. [30]

Для того щоб почався процес взаємодії CH_4 і $\text{NO} + \text{NO}_2$, суміш потрібно нагріти до температури запалювання, яка залежить від виду каталізатора. Найнижча температура запалювання спостерігається при застосуванні наносного паладієвого каталізатора. Він же є найкращим каталізатором в тих випадках, коли в якості відновника застосовуються пропан, етилен або аміак. Іншими каталізаторами можуть бути родій, рутеній, кобальт, нікель, а також суміш каталізаторів, розташованих одним або двома шарами. У двоступінчатому реакторі ступінь розкладу оксидів азоту вище, ніж в одноступінчатому.

В процесі експлуатації каталізатор втрачає активність, тому слід поступово збільшувати температуру підігріву газів з 370 до 400 - 420 ° С. У результаті екзотермічних реакцій, що протікають на каталізаторі, температура газів підвищується до 690- 790 ° С. Залишкова концентрація окислів азоту в продуктах реакції коливається від 0,01 до 0,004%. Така концентрація NO_2 в газах лежить у межі видимості забарвлення неозброєним оком. Крім того, в газах може бути присутнім кілька CO . [31]

Вихлопні гази, що містять продукти розщеплення оксидів азоту, при 730 ° С і тиску 5,5 - 5,8 ат охолоджуються до 700 ° С при додаванні деякої кількості стисненого повітря і проходять газову турбіну, приводячи в рух турбокомпресор для стиснення повітря. Таким чином, тепло, отримане від спалювання природного газу в агрегаті очищення газу що відходить, є джерелом енергії для повітряного турбокомпресора.

Температура газів перед турбіною, що дорівнює 700 ° С, обумовлена жаростійкими властивостями металу, з якого зроблена турбіна.

У разі застосування більш жаростійкого металу температура газів може бути підвищена. Топка для спалювання природного газу під тиском зазвичай використовується тільки при пуску агрегату ГТТ-3. Якщо турбіна дає більше енергії, ніж потрібно для стиснення повітря, її надлишок передають мотору-генератору, який відводить електричний струм в загальну мережу заводу. У турбіні гази охолоджуються з 700 до 390- 410 ° С, а тиск знижується з 5,5 до

1,06 ат. Час, що залишився тепло використовується в котлі-утилізатори і економайзери для отримання перегрітої пари з тиском 13 ат і температурою 230 ° С. При цьому газу охолоджуються до 180 ° С і викидаються в атмосферу.

У розглянутій схемі електроенергія не витрачається на технологічні потреби, її замінює природний газ. Електроенергія споживається в незначній кількості тільки для приводу насосів, необхідних для перекачування кислоти, подачі живильної води в котли та ін. Робота за цією схемою йде без викидів в атмосферу шкідливих газів.

1.3.4 Пуск і зупинка систем що працюють при підвищеному тиску

Система, що працює при підвищеному тиску, включається в роботу в наступній послідовності. Спочатку пускають відділення турбокомпресії, потім конверсії та абсорбції, потім очищення відпрацьованих газів. Перед пуском кожного з відділень перевіряють справність дії вентилів, засувок, контрольно-вимірювальних приладів, захисних блокувань, а також наявність води, струму, роботу мастильної системи, стан устаткування з точки зору техніки безпеки.

При запуску спочатку розігрівують котел-утилізатор за допомогою пара, що додається з зовнішньої мережі, до температури близько 150 ° С. Потім включають агрегат ГТТ -3 і за допомогою двигуна доводять число оборотів до 600-800 об / хв. Слідом за цим в камері згоряння запалюють природний газ і поступово збільшують число оборотів агрегату до 4900 в 1 хв, вимикають двигун для розгону і переводять турбокомпресор на роботу від газової турбіни. Коли тиск повітря досягне заданої величини (по пусковому режиму), приступають до пуску відділення конверсії - абсорбції.

Якщо це відділення пускають після ремонту, то спочатку всю апаратуру продувають повітрям, а потім закладають каталізаторні сітки в конвертор і розігрівують котел-утилізатор. Через холодильники і змішувачі абсорбційної колони пускають воду. [32]

У ежектор, розташований на газовій трубі за абсорбційної колоною, подають пар і створюють в системі невелике розрідження, після чого приступають до розпалювання конвертора.

Водневий факел вводять через запальний отвір усередину конвертора, сюди ж через спеціальний пальник, розташований в конверторі, дають газ (водень) і запалюють його. Обертаючи за допомогою спеціального механізму пальник з водневим полум'ям, прогривають каталізаторні сітки. Потім пропускають невеликий потік повітря і аміаку з таким розрахунком, щоб зміст NH_3 в суміші було 8- 9% - Після загоряння сіток припиняють подачу водню і закривають запальний отвір. Потім поступово, спостерігаючи за напруженням сіток, відключають ежектор і створюють в системі тиск.

У міру збільшення навантаження до заданої регулюють подачу води в холодильники і змійовики колони, а так само поживного (конденсату на тарілці. Встановлюють технологічний режим, хоч до заданих величин вміст аміаку в суміші, температуру на сітках каталізатора, температуру підігріву повітря і нірозних газів за окислювачем, тиск пара в котлах-утилізаторах і т. д., Потім приступають до пуску установки з очищення відвідних газів.

З початку в топку пускають газ, потім повітря і природний газ і запалюють його в черговій пальнику. Після цього в топку подають таку кількість повітря і природного газу, щоб температура газів за топкою була не вище $250 - 300^\circ \text{C}$, і цими газами (300°C) продувають конвертор. Потім поступово, зменшують подачу повітря і збільшують температуру до 570°C , після чого підмішують за топкою природний газ з тим, щоб на каталізаторі почалася реакція відновлення NO і NO_2 . Температура в конверторі за рахунок тепла реакції досягає $700- 750^\circ \text{C}$. Регулюючи подачу додаткової кількості повітря в абсорбційну апаратуру, встановлюють постійний вміст кисню в газах 3-3,5%.

Після пуску агрегату очищення вихлопних газів відключають пужову топку при агрегаті ГТТ-3. Температура 700°C підтримується в разі необхідності добавкою стисненого повітря. В процесі роботи всіх відділень

налаштовують технологічний режим по всьому ланцюжку апаратів цеху відповідно до регламенту виробництва. [33]

Перед зупинкою системи знижують навантаження до можливого мінімуму, потім закривають відсікач і закінчують подачу аміаку. Слідом за цим автоматично відключають подачу газу з агрегат відновлення оксидів азоту, а на трубопроводі за абсорбційної колоною відкривають клапан. В результаті відходять ази направляються в вихлопну трубу. Поступово в системі по вправляння до хвоста агрегату знижується тиск, а турбокомпресор перекладається за допомогою рогзгоночного двигуна на знижений число обертів і деякий час подає повітря для продувки системи. Потім припиняють подачу живильної води в котли-утилізатори, які відключають від зовнішньої парової мережі, і в разі тривалої зупинки, продувкою повітря знижують в котлах тиск. Крім того, припиняють подачу води в холодильники і, нарешті, вимикають рубильники на насосах.

1.3.5 Комбіновані способи виробництва нітратної кислоти

Окислення аміаку проводиться при атмосферному тиску, тому відділення конверсії оформлено так само, як в звичайних системах, що працюють при атмосферному тиску абсорбція окислів азоту здійснюється при підвищеному тиску.

Нітрозні гази ви ходять з котла-утилізатора і надходять в швидкісний холодильник. Тут відбувається їх швидке охолодження до $35-45^{\circ}\text{C}$, утворюється конденсат містить 2-3% -ву HNO_3 . Після виділення переважної більшості реакційної води в швидкісному холодильнику нітрозні гази охолоджуються в звичайному газовому холодильнику, де вони вбирають уже 25-30% -ва кислота. Ділі нітрозні гази стискаються без проміжного охолодження до тиску близько 4 ат турбокомпресором і надходять в окиснювач. Значна частина окису азоту окислюється присутнім в газах киснем повітря до двоокису азоту. Цей процес протікає при підвищеному тиску з досить великою швидкістю і з виділенням тепла, внаслідок чого

нітрозні гази, що надходять в окиснювач при 250- 270 ° С, виходять з нього при 300- 350 ° С.

Щоб уникнути втрат тепла в навколишнє середовище окиснювач теплоізолюють, що дає можливість використовувати тепло реакції окислення окису азоту для підігріву відходять газів в теплообміннику і далі трансформувати теплову енергію в механічну в турбіні розширення. У теплообмінник нітрозні гази охолоджуються до 110-130 ° С, а вихлопні гази нагріваються від 30 до 260- 290 ° С. Подальше охолодження нітрозних газів відбувається в холодильнику-конденсаторі, при тому конденсується 50% -ва нітратна кислота. [34]

Попередньо добре окислені і охолоджені нітрозні гази надходять в абсорбційну колону для переробки в продукційну кислоту. На відповідну тарілку колони подається кислота, отримана в холодильнику-конденсаторі. Гази що виходять з колони містять в залежності від розмірів абсорбера і конструкції тарілок, а так само від температурного режиму роботи від 0,05 до 0,25% оксидів азоту. Вони підігріваються в теплообміннику і надходять в турбіну розширення, що встановлена на одному валу з турбокомпресором. У турбіні гази розширюються з 3,0- 3,2 до приблизно 1,1 ат і віддають тепло, що було затрачено при стисненні нітрозних газів. Охолоджені до 150-200 ° С гази викидаються в атмосферу.

Продукційна 50% -ва нітратна кислота відбілюється для видалення розчинених окислів азоту і надходить на склад. Виділені з неї нітрозні гази подаються у всмоктувальну лінію турбокомпресора і повертаються на переробку.

1.3.6 Система що працює під тиском 2,5- 5 ат

За даними компанії «Гранд-Паруас», розробленим спільно з фірмою «Монтекатіні», в промисловості реалізовано метод отримання нітратної кислоти під тиском 2,5- 5,5 ат. (Див. Рисунок 1.2).

Очищений в фільтрі 1 повітря стискається в двохступінчатому компресорі 9 і 10 до 2,5 ат, ще раз фільтрується в фільтрі 3 і змішується з

аміаком в змішувачі 4. Амміачно-повітряну суміш окислюють на платиновородієвий каталізаторі в конверторі 5. Тепло нітрозних газів використовують в котлі-утилізатори 6 для отримання перегрітої пари і в теплообміннику 13 для підігріву газів, що відходять. Далі нітрозні газы охолоджуються водяним конденсатом в холодильнику 14, де з них конденсуються пари води і частково утворюється нітратна кислота.

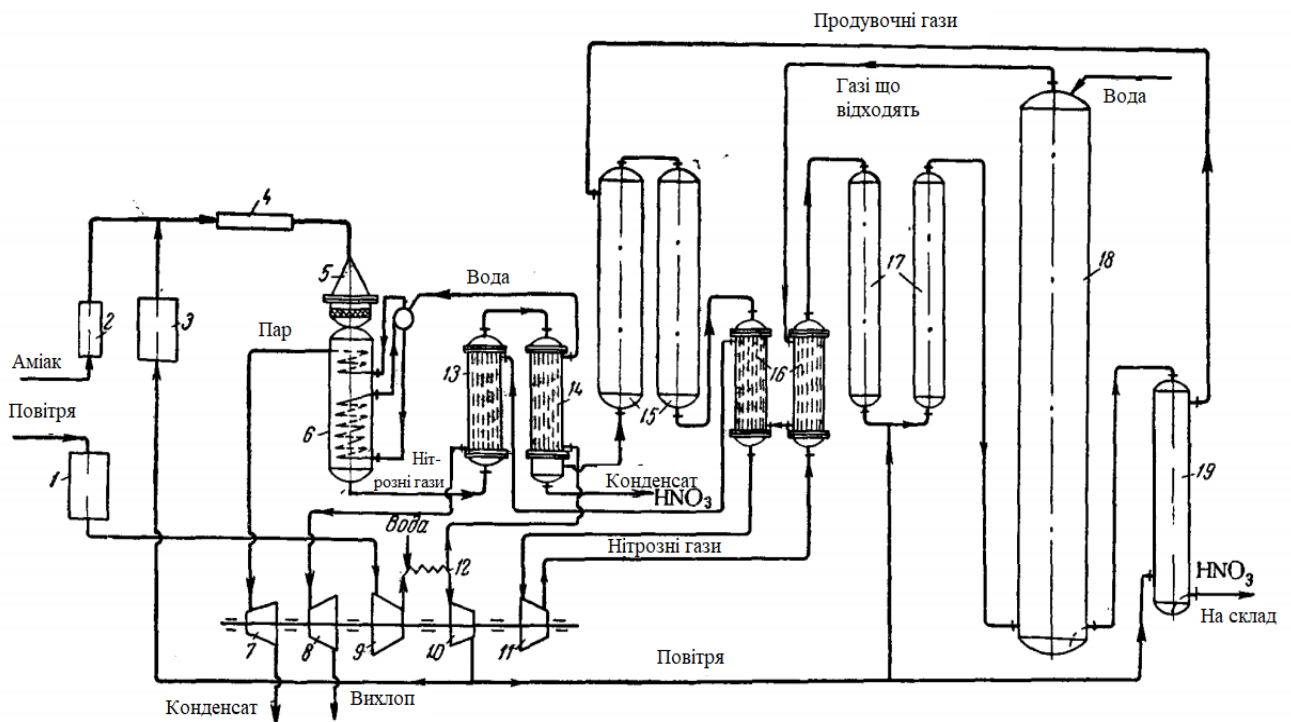


Рисунок 1.2 Система що працює під тиском 2,5- 5 ат

- 1- Фільтр повітря; 2- фільтр аміаку; 3- фільтр стисненого повітря;
- 4- змішувач; 5- конвертор; 6- котел – утилізатор; 7- парова турбіна;
- 8- турбіна на газы що відходять; 9- повітряний турбокомпресор (1 ступінь);
- 10- повітряний турбокомпресор (2 ступінь); 11- турбокомпресор нітрозних газів; 12- водяний холодильник;
- 13, 16- підігрівачі газів що відходять; 14- холодильник – конденсатор;
- 15, 17- окислювальні ємності; 18- колона абсорбції; 19- продувочна колона .

Конденсат з холодильника 14 надходить на харчування парового котла 6. Потім нітрозні гази окислюються в пустотілих судинах 15, де за рахунок тепла окислення NO в NO₂ їх температура зростає.

Тепло, що виділяється при окисленні NO, використовується для нагрівання газів, що відходять в трубчатка 16. Нітрозні гази далі стискаються в турбокомпресорі 11 до 5,5 ат, тепло стиснення передається відходить газів в теплообміннику 16. Стислі і охолоджені нітрозні гази піддаються подальшому окисленню в пустотілих судинах 17 і потім надходять в колону 18 для переробки в азотну кислоту.

Нітратна кислота звільняється після продувки повітрям в колоні 19 від розчинених в ній оксидів азоту і надходить на склад. Продувальні гази подаються в окислювач 15, де змішуються з основним потоком нітрозних газів. Відходять гази після колони 18 підігріваються послідовно в теплообмінниках 16 і 13 і надходять в турбіну розширення 8, де повертають частину енергії, витраченої на стиск газів.

Перегріта пара з котла-утилізатора 6 використовується в паровій турбіні 7. Таким чином, турбокомпресори для повітря і нітрозних газів наводяться в рух парової 7 і рекупераційних турбінами 8, причому кількість одержуваного на установці пара, цілком достатньо для сжати повітря і нітрозних газів до зазначених вище тисків.

У цій системі конверсія аміаку проводиться під тиском 2.5 ат, а абсорбція під тиском 5,5 ат. При помірній втраті платинового каталізатора продуктивність конверторів в 2-2.5 рази вище, ніж продуктивність конвертора, що працює при атмосферному тиску, а підвищення тиску в процесі абсорбції забезпечує ступінь переробки нітрозних газів в азотну кислоту до 99% (концентрація продукційної кислоти 60-65%, питома обсяг абсорбційної колони 2 мг / т HNO₃ на добу).

Особливістю описуваної системи є ретельна підготовка нітрозних газів, які двічі піддаються окисленню - до стиснення і після стиснення. Крім того, окислення до стиснення дозволяє використовувати теплоту реакції окислення

NO, а окислення після стиснення забезпечує отримання нітратної кислоти підвищеної концентрації. За аналогічною схемою фірмою «Сосиете Бельж де л'Азот» запусканий в експлуатацію в 1964 р завод, де спалювання аміаку проводиться при надмірному тиску 2 ат, а абсорбція нітрозних газів під тиском 7- 9 ат.

Тепло реакції окислення аміаку використовується у вигляді перегрітої пари в турбіні, що приводить в рух турбокомпресори повітря і нітрозних газів, які встановлені на одному валу з газовим турбодетандером, які працюють на газах. Для підігріву цих газів використовують тепло стиснення нітрозних газів і виділяється одночасно тепло окислення.

Витрата власного пара на паровій привід турбокомпресорів становить з виробленого пара, а 2/3 його віддається на сторону. Викидаються в атмосферу гази майже безбарвні, що досягається триразовим розведенням їх повітрям.

1.3.7 Отримання окису азоту з повітря з подальшою переробкою її в азотну кислоту.

В університеті Вісконсіна (США) розроблений спосіб отримання окису азоту з повітря при високій температурі, що досягається спалюванням природного газу. Технологічна схема приведена на рис. 1.3.

Силікагель, службовець в колоні 5 осушувачем газів, після зневоднення в нижній частині колони знову подається в її верхню частину для поглинання вологи.

У печі 3 спалюється суміш газоподібного палива з підігрітим повітрям. При цьому розвивається температура близько 2200 ° С і утворюється близько 2% NO. Гази швидко охолоджуються в одному з рекуператорів 2, що працюють поперемінно: в одному відбувається охолодження продуктів спалювання газу, що нагрівають насадку рекуператорів, в іншому за рахунок акумульованого тепла нагрівається повітря, що надходить в піч.

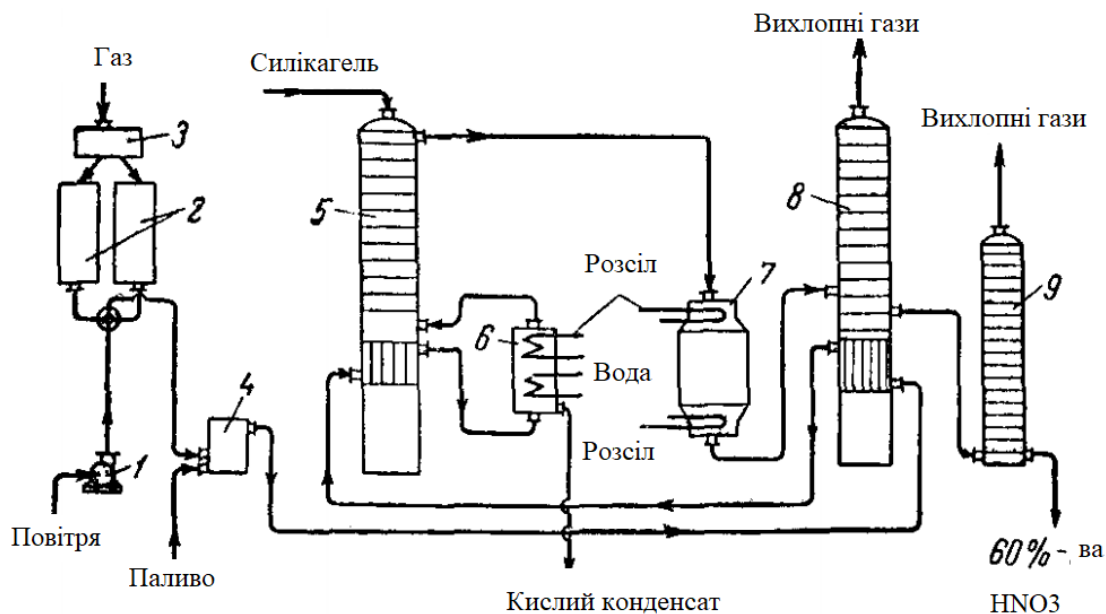


Рисунок 1.3 Схема отримання окису азоту з повітря з переробкою оксидів в розбавлену азотну кислоту (Вісконсінський спосіб).

У підігрівачі 4 газу нагріваються до $300 - 320^{\circ} \text{C}$ і надходять в нижню частину колони 8, тут з силікагелю десорбуються поглинені їм оксиди азоту. Далі газу направляються в нижню частину колони 5, де при нагріванні з силікагелю видаляється поглинута вода. Потім в холодильнику 6 газу остаточно охолоджуються до 7°C послідовно водою і розсолем.

При цьому виділяється частина води що знаходиться в газах, яка в присутності оксидів азоту утворює розбавлену азотну кислоту (кислий конденсат). Про що стала в газах волога поглинається силікагелем у верхній частині колони 5. Осушені таким чином нітрозні газу окислюються в апараті 7 і одночасно охолоджують до $- 50^{\circ} \text{C}$ в присутності силікагелю (каталізатора).

Окислені газу (ступінь окислення 85- 90%) проходять верхню частину колони 8, де на рухомому шарі силікагелю адсорбується з газів двоокис азоту при температурі $- 10^{\circ} \text{C}$ на початку і при 50°C в кінці процесу. Ступінь уловлювання N_2O становить 95-98%. Вихлопні газу відводяться в атмосферу.

У нижній частині колони 8 оксиди азоту виділяються з силікагелю при нагріванні його реакційними газу і продування невеликою кількістю повітря. Отримані нітрозні газу містять близько 50% NO_2 , вони

переробляються в колоні 9 в азотну кислоту концентрацією 60%. Силікагель повертається в верхню частину колони 8 для поглинання окислів.

1.3.8 Про підхід до вибору системи для отримання нітратної кислоти і аміачної селітри.

Нітратна кислота концентрацією 47- 65% не є кінцевим продуктом, це лише сировина для виробництва аміачної селітри шляхом нейтралізації її газоподібним аміаком. Для отримання таким способом аміачної селітри при рентабельне режимі роботи потрібно кислота концентрацією не нижче 60 62%. В цьому випадку плав селітри (вміст 99,5%) відразу ж без упарки може бути використаний для виробництва гранульованої сухої солі або буде потрібно лише один щабель упарки шляхом продувки плаву гарячим повітрям.

Однак для отримання 62% -вої нітратної кислоти замість 47 - 55% -вої потрібно встановлювати додаткове обладнання, тобто необхідні додаткові капітальні вкладення, які підвищать вартість кислоти, а в кінцевому рахунку і вартість добрива, тому економія по цеху аміачної селітри може виявитися тільки здавалося б.

Таким чином, при виборі найбільш економічного способу отримання нітратної кислоти слід виходити з кінцевого продукту, зокрема азотного добрива, і вирішувати задачу так, щоб готовий продукт мав мінімальну вартість.

Системи, що працюють при атмосферному тиску, поряд з виробництвом розведеної нітратної кислоти (напівпродукції) видають і готовий продукт у вигляді натрієвої селітри, яка теж є азотним добривом. Отже, при економічній оцінці методу отримання нітратної кислоти слід враховувати витрати на виробництво натрієвої селітри. У багатьох випадках неминучість виділення цієї солі робить небажаним будівництво цеху нітратної кислоти, що працює при атмосферному тиску.

Однак слід зазначити, що це положення не можна вважати правилом, і в деяких випадках отримання натрієвої селітри не є небажаним з економічної

точки зору, тому виробництво нітратної кислоти при атмосферному тиску, як споживає порівняно мало енергії, може цілком конкурувати з комбінованою системою або системою, що працює під тиском. В останніх випадках отримують не натрієву селітру, а аміачну - тук з багатим змістом азоту і, безсумнівно, більш вигідний для застосування його в сільському господарстві. Так, за даними одного з заводів, де нітратна кислота виробляється паралельно двома способами - комбінованим і без тиску, при цьому концентрація кислоти в обох випадках однакова, - легко це питання проаналізувати. Сумарні витрати на переробку аміаку в азотні добрива (виробництво нітратної кислоти без тиску з лужною абсорбцією) нижче приблизно на 3% затрат на отримання HNO_3 комбінованим способом.

Таким чином виходить, що сумарні витрати на переробку аміаку в солі в обох випадках практично однакові і відмова від будівництва підприємств нітратної кислоти з лужним поглинанням газів, що відходять пояснюється високою вартістю соди і громіздкістю схеми.

Певні для даних умов показники не потрібно приймати за абсолютні істини, їх слід розглядати як метод підходу до вирішення питання про економічність того або іншого способу виробництва нітратної кислоти.

1.4 Основне обладнання

1.4.1 Компресори

Компресорні машини призначені для переміщення і стиснення газу і газових сумішей. У нітратної промисловості найбільшого поширення набули поршневі і відцентрові компресори. [35]

При виборі компресора слід враховувати наявність домішок в стисливому газі, щоб визначити допустиму тривалість експлуатації машини. Наприклад, при значному {понад 0,02%} вмісті в стисливому газі сірководню швидко виходять з ладу клапани поршневої машини або лопатки ротора - відцентрової машини; через підвищений вміст бензолу (понад 2 г / м³) порушується мастило поршневої машини (внаслідок розрідження мастила); містяться в газі ненасичені вуглеводні при відкладенні на стінках циліндра

або рухомих частинах машини можуть розкладатися з загорянням і вибухом; зміст в газі понад 5 мг / м³ пилю або інших механічних домішок (сажа, нафталін, смоли і т. п.)} виробляти до швидкого зносу основних вузлів машини і т.д. . [36]

Для підтримки компресорів в працездатному стані виробляють їх планово-попереджувальний ремонт (поточний, середній і капітальний). [37]

При поточному ремонті перевіряють окремі вузли компресора, взаємодія складових кожен вузол деталей, зокрема кріпильних, схильних до дії знакозмінних навантажень (шатунні болти, муфти, шпильки и т. п.); зазори і люфти - регульованих деталей (вкладиші підшипників, клини, затяжні втулки і т. д.), ущільнення сальників, щільність арматури, клапанів, стан електричних контактів і т. д. [38]

Виробляються заміна дрібних швидкозношуваних деталей; зачистка і шліфування поверхонь, що труться; притирання клапанів або зміна їх; заміна набивань сальників; зміна прокладок; підтяжка кріпильних деталей; чистка мастильних і охолоджуючих систем; перевірка на точність і якість збірки агрегату.

При середньому ремонті перевірки піддаються окремі більші вузли компресора з заміною частини деталей. При цьому здійснюють перезаливка підшипників; зміну прокладок, набивань сальників, кріпильних деталей; проточують штоки, а також сідла і клапани з подальшою їх притиранням ;. змінюють поршневі кільця; у встановлені терміни проводять огляд міжступінчатої апаратури, виконують захисні антикорозійні покриття, футерування; виправляють ізоляцію і т. д..

Капітальний ремонт - це відновлювальний ремонт всього компресорного агрегату. При цьому можуть бути повністю (або частково) демонтовані всі основні деталі компресора і відправлені на спеціалізовану ремонтну базу або завод. [39]

В обсяг робіт входять повне розбирання всього агрегату, заміна деталей або цілих вузлів, вивірка роботи всіх механізмів, збірка компресора. Всі деталі, що зношуються виправляють або замінюють новими; перевіряють співвісність деталей, обробляють робочі площини, виробляють вивірку і центрування рядів, корінного вала і інших деталей машини.

Після капітального ремонту продуктивність машини повинна бути первинною і весь агрегат повинен працювати нормально з високим коефіцієнтом корисної дії. [40]

Простої компресорів при ремонті, пробіги між ремонтами і коефіцієнти використання машин нормуються за показниками, досягнутими на передових підприємствах нітратної промисловості.

Слід зазначити, що в однаковий час виготовляють великі компресори на нових, так званих опозитних базах. Це горизонтальні поршневі багатоциліндрові компресори із зустрічним рухом поршнів («боксер» - компресор).

Принципова схема цих машин полягає в тому, що багатоклінчастих корінний вал укладається на корінні підшипники опозитної рами, по обидва боки якої кріпляться циліндри. Таким чином, при обертанні вала поршні або рухаються назустріч один одному, або розходяться один від одного, тим самим майже повністю врівноважуючи виникають інерційні сили. Такі компресори швидкохідні, компактні, мають меншу вагу і не вимагають споруди громіздкого фундаменту: при виборі машин їм слід віддавати перевагу. Максимальна продуктивність поршневих багатоступеневих опозитних компресорів високого тиску електричним приводом складає до 40-60 тис. м³ / год. Норми пробігів і коефіцієнти використання цих машин встановлюють на підставі накопиченого досвіду експлуатації.

1.4.2 Насоси

Основними параметрами, що характеризують роботу будь-якого насоса, є продуктивність (подача) насоса Q - визначається обсягом рідини,

що подається насосом в одиницю часу; натиск H - виражається в метрах стовпа рідини; потужність, споживана насосом, N , квт.

У каталогах наводяться характеристики насосів при максимальному числі обертів колеса n , яке не може бути збільшено без узгодження з заводом виробником.

Потужність електродвигуна вказується заводом-виготовлювачем; вона повинна бути трохи більше потужності на валу насоса через можливу його перевантаження.

У нітратної промисловості найбільш широке застосування знаходять лопатеві насоси, призначені для перекачування хімічно активних рідин (як чистих, так і забруднених), що містять абразивні включення розміром до 0,2мм в кількості не більше 0,2% ваги.

Лопатні насоси виготовляють трьох типів:

X - консольний на окремій стійці:

XГ - герметичний моноблочний з електродвигуном;

XП - погрузний.

Насоси типів X і XГ виготовляють з горизонтальним і вертикальним розташуванням вала, насоси типу XП - тільки з вертикальним розташуванням вала.

1.4.3 Судини високого тиску

Для апаратів, які працюють в умовах високих тисків ($P_{р\text{ів}} = 320$ ат / п вище), особливо небезпечні явища повзучості металу, водневої корозії та азотування внутрішньої поверхні апарату або трубопроводу. [41]

Останнім часом виявлено, що при транспортуванні азоту - водневої суміші, що містить аміак (наприклад, циркуляційний газ синтезу), при високому тиску і температурі вище 300°C спостерігається явище азотування сталі (вплив атомарного азоту). Утворюється при цьому тверда нітридна плівка схильна до тендітному розтріскування, що в кінцевому рахунку може привести до руйнування корпусу апарату або трубопроводу.

Проведені дослідження показали, що високолеговані сталі типу 25/20

(25% Cr, 20% Ni) менше схильні до азотування; проте достатніх даних з цього питання ще немає.

Для захисту сталі від азотування можливе застосування футеровки, наприклад, міддю або алюмінієм. [42]

Апарати високого тиску ділять умовно на «холодні», що працюють при температурах до 200 ° C, і «гарячі», що працюють в інтервалах температур від 200 до 400 ° C і вище.

До «гарячих» апаратів відносяться колони синтезу аміаку і метанолу, колони предкатализа, гідрування і ін. Корпуси «гарячих» апаратів, кришки, що ущільнюють (натискні) кільця виготовляють, згідно РТМ 121-65, зі сталі 25ХЗНМ.

Хімічний склад сталі 25ХЗНМ (У %) повинен відповідати наступним вимогам:

С	-	0,15 - 0,35	Мо	-	0,25- 0,6
Si	-	0,17 - 0,37	Р	-	не більше 0,045
Mn	-	0,25 - 0,55	S	-	0,04
Cr	-	3 - 4	Р+S	-	0,07
Ni	-	0,6 - 2,0			

Для підвищення стійкості сталі до водневої корозії при високих тиску і температурі необхідно мінімальний вміст нікелю і вуглецю і максимальне - хрому. [43]

Шпильки основного кріплення виконують зі сталі 25Х1МФ (ГОСТ 10500-63); гайки - зі сталі 30ХМА (ГОСТ 4543 -61); шайби - зі сталі 30Х (ГОСТ 4543-61). Хімічний склад перерахованих марок сталей повинен відповідати указом ГОСТ.

До «холодним» апаратам відносять конденсаційні колони, масляні фільтри, скрубери, сепаратори та інші апарати. Корпуси «холодних» апаратів, кришки, що ущільнюють (натискні) кільця виконують з котельні сталі марки 22К. по ТУХК 1-00 Ижорского заводу відповідно до РТМ 121-65. [44]

Шпильки і гайки основного кріплення виготовляють зі сталі 30ХМА і40Х, шайби зі сталі 30Х. За механічними властивостями матеріал деталей посудин високого тиску у вигляді поковок повинен відповідати вимогам.

1.4.4 Газгольдери сталеві з водяним басейном

Газгольдери сталеві з водяним басейном (мокрі газгольдери) низького, тиску і змінного обсягу призначені для зберігання, регулювання витрати і тиску газів: аргону, азоту, кисню, водню, аміаку, метану, ацетилену, фракції окису вуглецю, вуглекислого газу, газогенераторного, конвертованого, коксового та інших газів, які викликають сильну корозію металу.

Найбільшого поширення в хімічній промисловості та ряді інших галузей отримали мокрі газгольдери внаслідок простоти конструкції і більшої безпеки в роботі в порівнянні з сухими. [45]

Складовими частинами мокрого газгольдера є:

- резервуар (водний басейн);
- дзвін (рухомий резервуар без дна);
- телескоп (в двох-, трьох- і багатоланкових газгольдерах рухомий резервуар без дна і даху);
- напрямні зовнішні і внутрішні (вертикальні або гвинтові) - для переміщення дзвони і телескопа за допомогою встановлених на них роликів вгору і вниз.

При наповненні газгольдера дзвін піднімається під дією тиску газу; при подальшому наповненні газом дзвін, зачеплений нижнім затвором за верхній затвор телескопа, піднімає його. При цьому захоплюється вода з водяного басейну, в результаті чого утворюється газонепроникний гідравлічний затвор. [46]

Дзвін і телескопи газгольдера є елементами, що створюють і підтримують тиск газу в газгольдері. Мінімальний тиск газу під дзвоном одно 125, максимальне - 400 мм вод. ст.

По пристрою напрямних мокрі газгольдери підрозділяються на газгольдери з вертикальними направляючими і газгольдери з гвинтовими напрямними.

Газгольдери з вертикальними направляючими випускаються ємністю від 100 = до 30000 м³ за типовими проектами 7-07-01 / 66-7-07-10 / 66, розробленим ГИАП спільно з ЦНП. Газгольдери з гвинтовими напрямними випускаються ємністю від 1000 до 30000 м³. [47]

2. НОВИЙ КОНТАКТНИЙ АПАРАТ ДЛЯ ОКИСЛЕННЯ АМІАКУ З РОЗПОДІЛЬНИКОМ ГАЗУ ВІДПОВІДНО ДО ПАТЕНТУ УКРАЇНИН UA78789 U.

Опис конструкції контактної апарату вказано на кресленні загального виду **Шифр додати**. Схематично показано на рисунку 2.1.

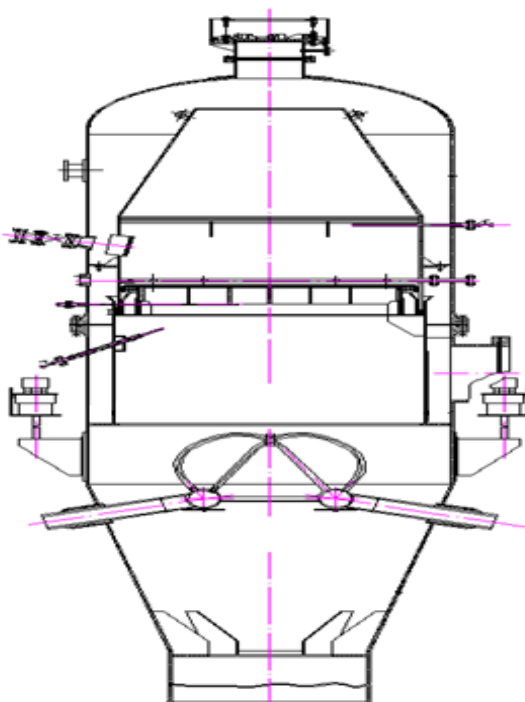


Рисунок 2.1. Контактний апарат

Контактний апарат є вертикальною циліндричною посудиною, яка складається зовні з двох основних частин:

Верхня частина поз.1 с зовні складається з еліптичного днища, яке встановлюється на циліндричну обичайку діаметром 2200 мм.

Нижня частина поз. 2 с зовні складається з конуса діаметром 1200/2200 мм переходить в циліндр діаметром 2200 мм. Товщина стінки зовнішнього конуса і циліндра та еліптичного днища 12 мм. Усередині внутрішній частині поз.6 апарату встановлюється конус діаметром 880/1820 мм, перехідний в циліндр діаметром 1820 мм. Товщина стінок внутрішнього конуса 5 мм і циліндра 6 мм.

В місці переходу внутрішнього конуса в циліндр розташовані газорозподільна колосникова решітки поз. 7.

У нижній частині внутрішнього циліндра встановлена касети з дванадцятьма платиновими каталізаторними сітками . Касети с каталізаторними сітками установлені на решітці з концентричних кілець. Під ними на колосникових решітках розміщують шар керамічних кілець, укладених правильними рядами заввишки 200 мм. Цей шар кілець, з одного боку, частково уловлює платину, з іншої - стабілізує тепловий режим на каталізаторних сітках

Над каталізаторними сітками розташований запальний пристрій.

Для рівномірного розподілу потоку нітрозних газів нижче касети з каталізаторними сітками на колосникових решітках встановлені «стакани» у кількості 72 шт.

В нижньому стакані передбачено 5-8 вікон діаметром 20-30 мм . Для виміру температури газів служать три термомпари, розташовані по колу - під кутом 120 °С.

У нижній частині контактного апарату вбудований пароперегрівач поз. 3 котла-утилізатора, який служать для підігрівання аміачно-повітряної суміші теплотою, яка віддається нітрозними газами .

Проба для аналізу відбирається через чотири трубки які розташовані у верхній і в нижній частині апарату поз.10, 11.

Для візуального спостереження за напруженням сіток підчас запалення і за їх станом в процесі роботи апарату є чотири оглядові вікна поз. 8, розташованих по колу апарату. У верхній частині зовнішнього конуса на штуцері між фланцями затиснута вварена пластина, для обслуговування якої є металевий майданчик. Верхня частина апарату ізолюється, товщина шару ізоляції 110 мм.

Нижня частина - циліндр діаметром 2200 мм що переходить в конус, де розміщується пароперегрівач котла утилізатора. Стінки нижньої частини апарату футеровані цеглиною.

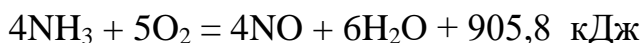
Контактний апарат встановлений безпосередньо на котлі-утилізаторі і кріпиться до нього за допомогою фланців.

Для захисту сіток контактного апарату від сплаву передбачено захисне блокування, яке відключає технологічну частину агрегату УКЛ при температурі на каталізаторних сітках, - 950 °С.

Контактний апарат призначений для окислення аміаку киснем повітря на платиновому каталізаторі з метою отримання нітрозних газів.

Принцип роботи контактного апарату:

Очищена аміачна - повітряна суміш, підігріта до температури 140 - 220 °С з вмістом аміаку в АПС - 9,0-11,7 % та лінійній швидкості АПС 0,6-10 м/с, поступає через боковий штуцер діаметром 600 мм потрапляє в середину апарата, огинаючи з боків ,поступає зверху вниз в конусну частину контактного апарату , де послідовно проходячи газорозподільну решітку потрапляє на каталізаторні сітки напруженістю каталізатора - 0,1-0,15 кг/ (м² с), при температурі процесу - 880-920 °С відбувається процес окислення аміаку с виділення теплоти:



Отримані нітрозні газы послідовно проходять колосникову решітку, пароперегрівач і потрапляють через вихідний штуцер діаметром 1200 мм в котел – утилізатор.

У котлі-утилізаторі за рахунок тепла нітрозних газів і охолодження їх до температури 260-380 °С відбувається випар поживної води. Пара, що утворилася, проходить пароперегрівач контактного апарату, і з тиском не більше

1,6 МПа (16 кгс/см²) і температурою 230-275 °С спрямовується в цеховий колектор.

Головною особливістю в модифікації будови контактного апарату від інших, пов'язана в зміні верхній частині апарата конуса на циліндр, що спростовує трудомісткий процес виготовлення апарату, також було замінено діаметр робочій частині сіток , розрахованих під потужність одного агрегату до 126 тис. т/рік

Технічна характеристика апарату наведена відповідно до таблиці 3.1

Таблиця 3.1 Технічна характеристика контактного апарату

Найменування параметрів	Одиниці виміру	корпус	На вході	У зоні каталізатора
Робочий тиск	кгс/см ²	8		7,3
Розрахунковий тиск	кгс/см ²	8		7,3
Робоча температура	°С		171-300	900
Місткість	м ³	18		
Основний матеріал	12Х18Н10Т			
Товщина стінки	мм			
1) Обичайка		12		
2) Обичайка		6		
3) Конус		5		
4) Обичайка		12		
5) Днище	12			
Пробний тиск випробування	кгс/см ²	13,1		
Характеристика робочого середовища	Аміачні - нітрозні гази, повітряна суміш, токсична, вибухонебезпечна			
Маса апарату	т	9,75		
Габарити	мм	2900·7115		
Діаметр платинової сітки	мм	1820		
Маса платинових сіток	г	28 999,64		
Діаметр вхідного штуцера	мм	600		
Діаметр вихідного штуцера	мм	1200		

У існуючому контактному апараті є проблема розподілення аміачно-повітряної суміші (рис.2.2) по перетину апарату що призводить до виносу платиноїдного каталізатора та зменшує його ефективність роботи. Також погане розподілення аміачно-повітряної суміші може призвести до пробою каталізаторних сіток що призведе до зупинки виробництва нітрозних газів та призведе до матеріальних втрат для відновлення працездатності апарату.

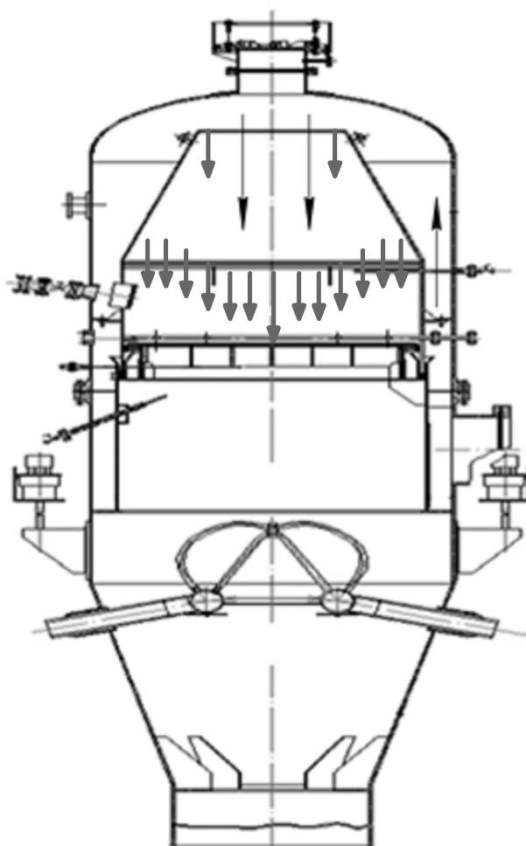


Рисунок 2.2. Розподілення газу по перетину апарату.

Для поліпшення розподілення газу по перетину апарату було розроблено новий розподільник газу, за основу якого було взято патент України UA78789U. Пристрій для однорідного розподілу пари (газу) (рис. 2.3) включає корпус із вмонтованим патрубком і напрямну будову, яка являє собою глуху для рідини тарілку з вертикально вмонтованими клапанами, що виконані в вигляді патрубків, нижній зріз яких розташовано нижче полотна глухої тарілки, а в середині патрубків розміщені дифузори зі зменшеними по потоку вхідними отворами, вхідні отвори обладнані короткими циліндричними вставками, внутрішні твірні яких створюють конфузори.

Пристрій складається з корпусу 1, глухої для рідини тарілки 2 і саморегулюючих витрату пари (газу) клапанів 3 (рис. 2.4), які, в свою чергу, складаються з патрубків 4, в яких розташовані дифузори 5 та 6 зі зменшеними по потоку вхідними отворами, в середині яких змонтовані короткі циліндричні вставки 7, внутрішні твірні яких утворюють конфузори.

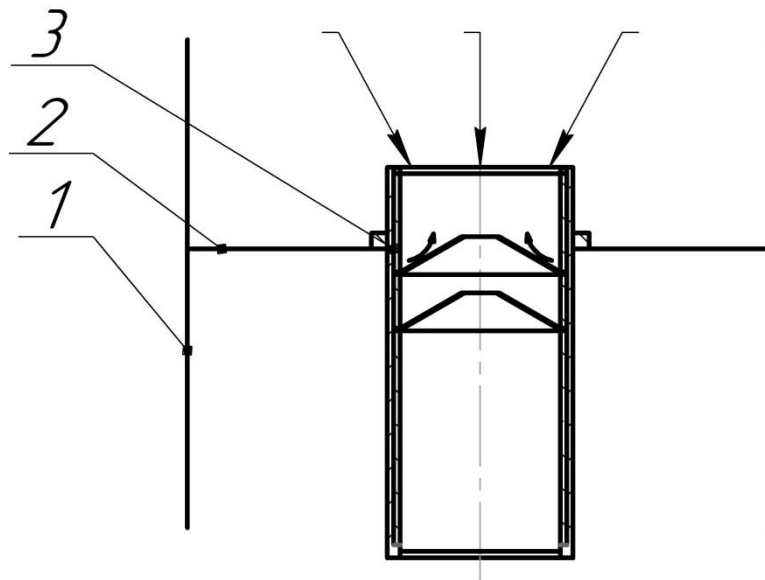


Рисунок 2.3 Пристрій для однорідного розподілу пари (газу).

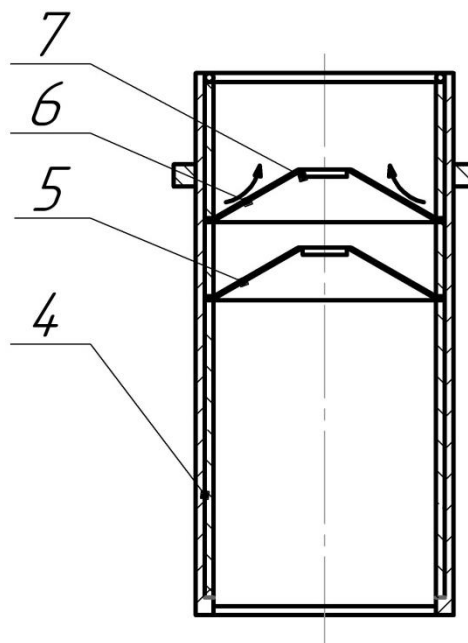


Рисунок 2.4 Саморегулюючий витрату пари (газу) клапан.

Пристрій працює наступним чином. Пару (газ) подають через патрубок, що змонтований у корпусі, у внутрішній об'єм апарата над глухою для рідини тарілкою 2. Пара (газ) розподіляється по саморегулюючим клапанам 3. При вході пари (газу) в саморегулюючий клапан між внутрішньою стінкою патрубку 4 і зовнішньою стінкою дифузора 5 утворюється зворотний

струмінь пари(газу), який формує поперечний переріз потоку, що визначає об'ємну витрату пари (газу). Чим більше пари (газу) входить до саморегулюючого клапана, тим більший зворотний струм і менший поперечний переріз потоку і навпаки, чим менше входить пари (газу) до саморегулюючого клапана, тим менший зворотний струм і більший поперечний переріз потоку.

На основі даних було сконструйовано контактний апарат з новим розподільником газу (пари), представлений на рисунку 2.5, що рівномірно розподіляє пару по перетину апарату, збільшує його КПД і зменшує ризики виходу апарату з ладу через нерівномірність розподілу газу.

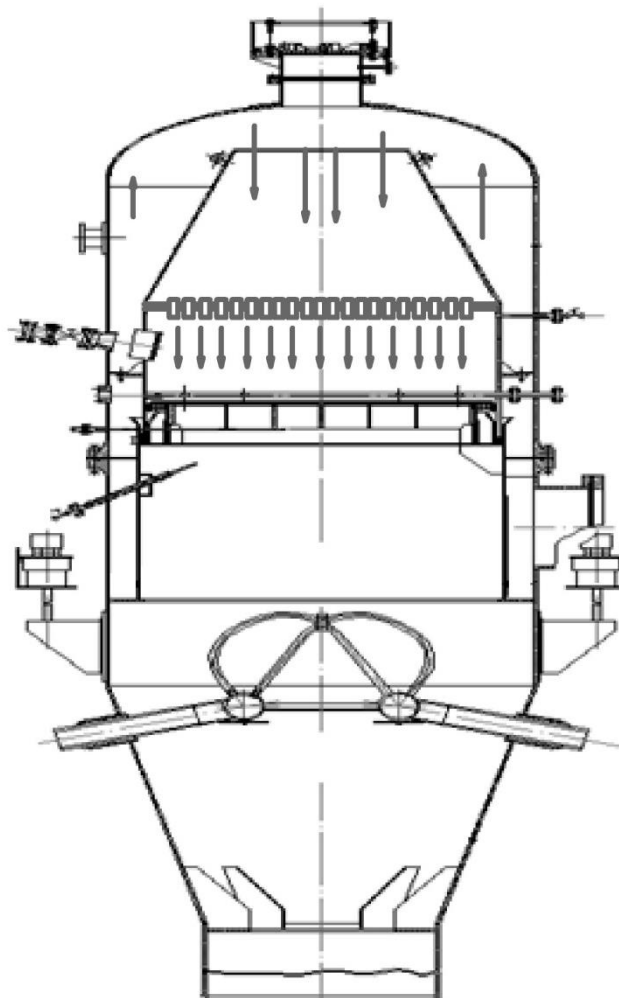


Рисунок 2.5 контактний апарат з новим розподільником газу (пари).

3. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ РІВНОМІРНОСТІ РОЗПІДЛУ ПОВІТРЯ

3.1 Опис схеми експериментальної установки

На рисунку 3.1 представлена схема експериментальної установки

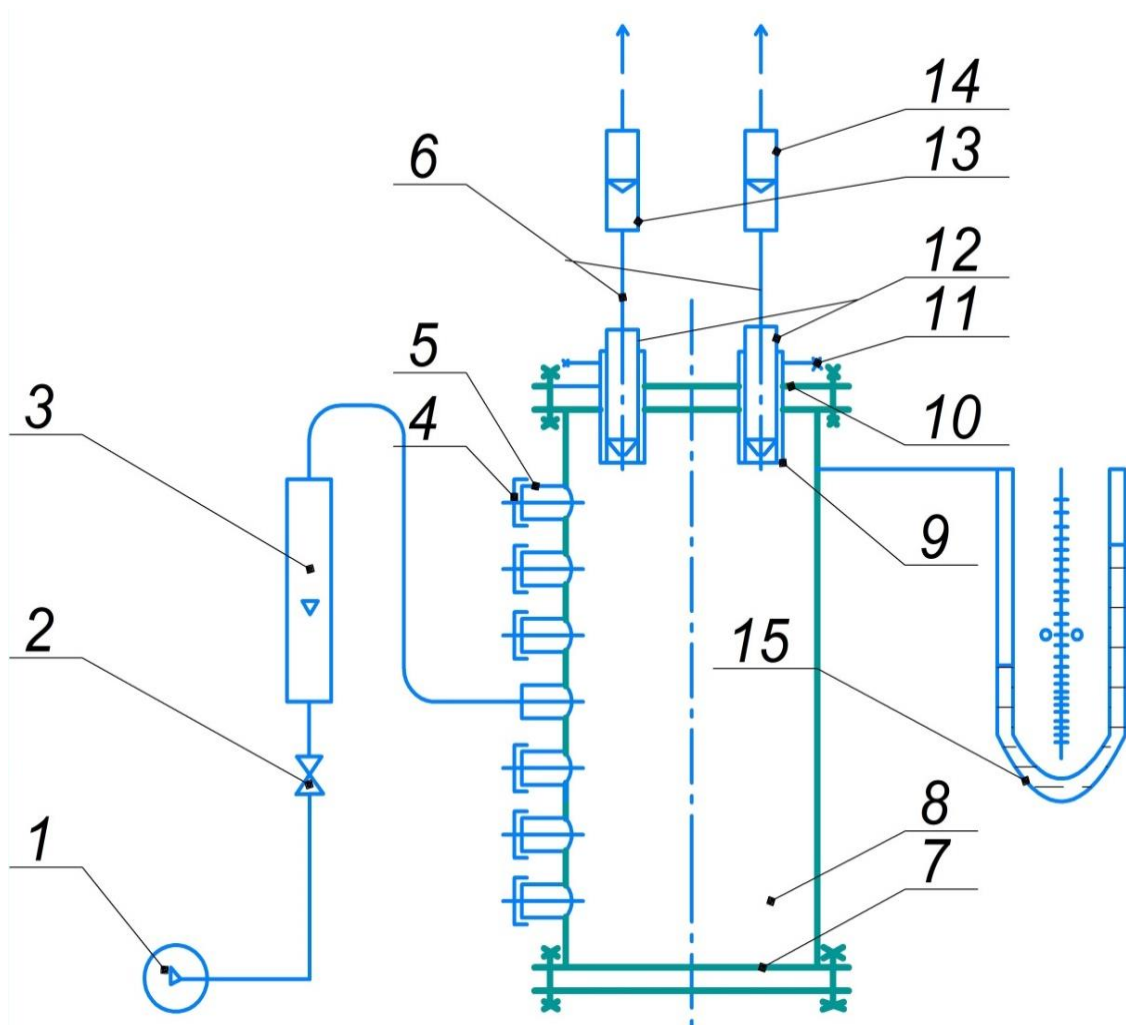


Рисунок 3.1 Схема експериментальної установки:

1 – компресор; 2 – вентиль; 3 – ротаметр РС - 7; 4 – гумові пробки; 5 – патрубки підвідні; 6 – шланги гнучкі; 7 – фланець глухий; 8 – колонка експериментальна; 9 – патрубки перехідні; 10 – фланець ізолювальний; 11 – гвинт стопорний; 12 – клапан газовий; 13 – ротаметр РС – 5М; 14 – ротаметр РС – 7 №2; 15 – рідинний манометр.

Установка складається з компресору 1, який по трубопроводу з венилем 2 для регулювання подачі повітря до ротаметру 3, з ротаметру повітря надходить по трубопроводу до патрубку підвідного 5. Через патрубок

повітря потрапляє у колону експериментальну 8, з якої через клапан газовий 12 повітря по шлангу гнучкому 6 потрапляє в у ротаметри 13,14. На колоні встановлений диференціальний манометр 15 для вимірювання тиску в колонні.

На рисунку 3.2 зображена експериментальна установка.

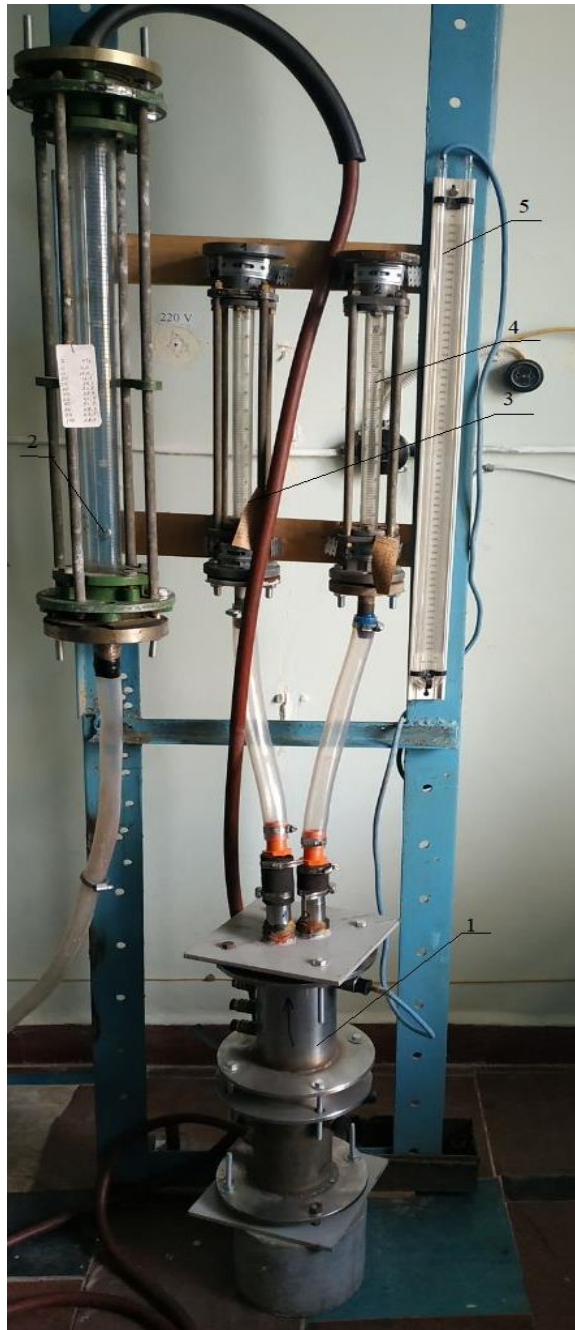


Рисунок 3.2 Експериментальна установка

1- Колонка експериментальна; 2- ротаметр КС-7; 3- ротаметр РС- 5 №1;

4- ротаметр РС- 5 №2; 5- диференціальний манометр.

На рисунку 3.3 представлена колонка експериментальна:

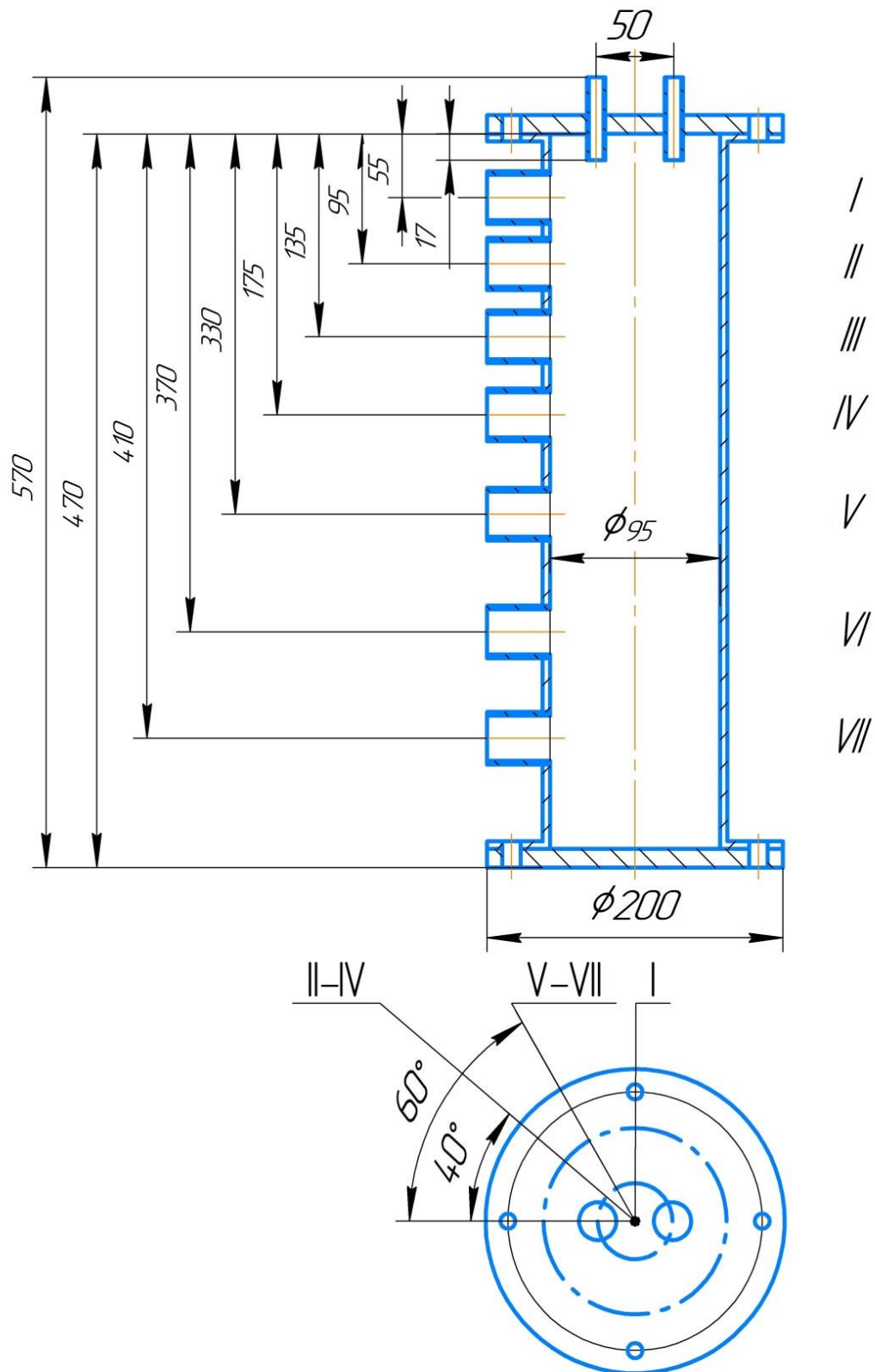


Рисунок 3.3 – колонка експериментальна:

I- VII – номер патрубка підвідного.

На рисунку 3.4 зображено клапан газовий:

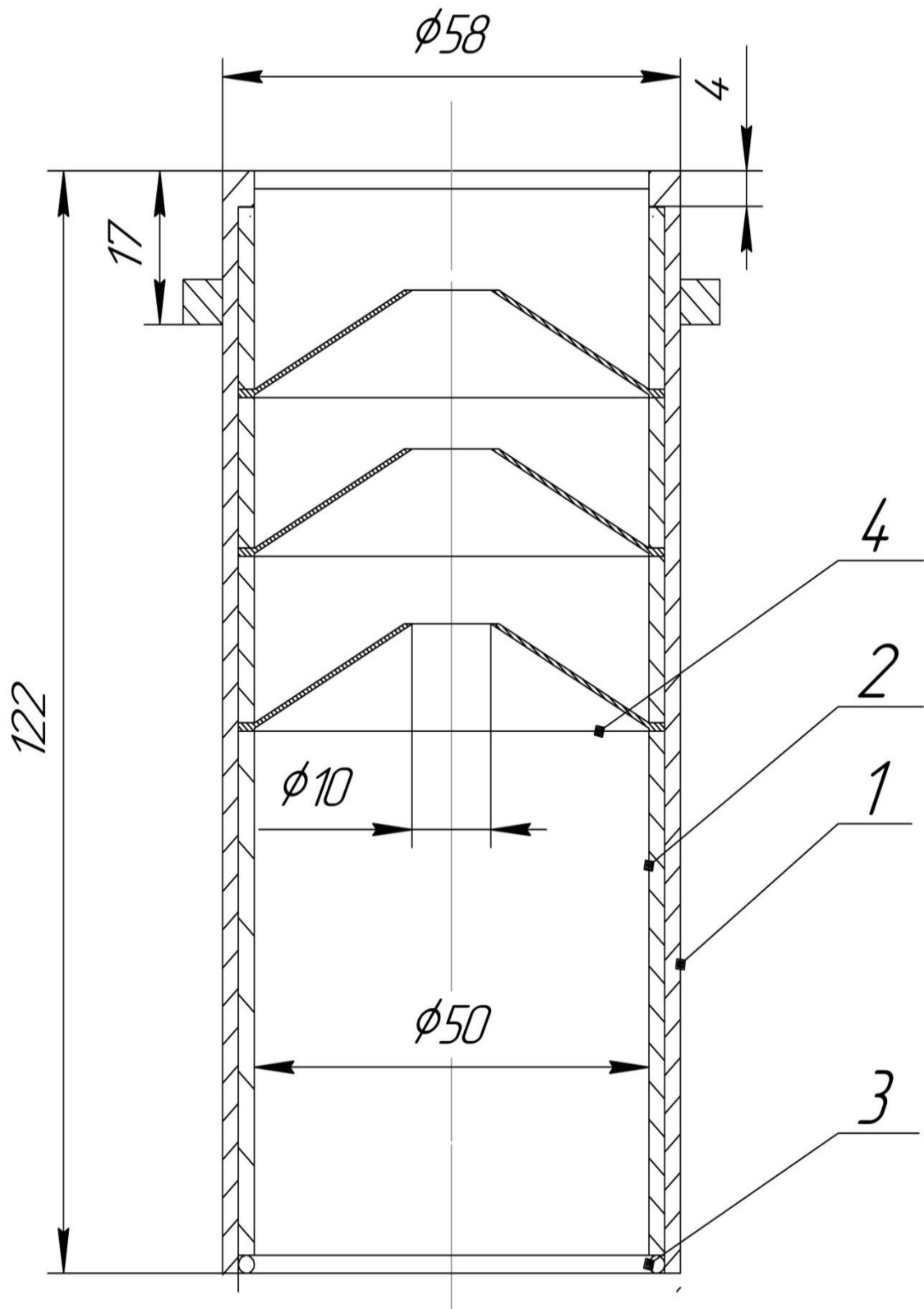


Рисунок 3.4 Клапан газовий:

1- Трубка; 2- втулка; 3- кільце стопорне; 4- діафрагма (або дифузор)

На рисунку 3.5 зображено досліджувані елементи , діафрагми та дифузори.

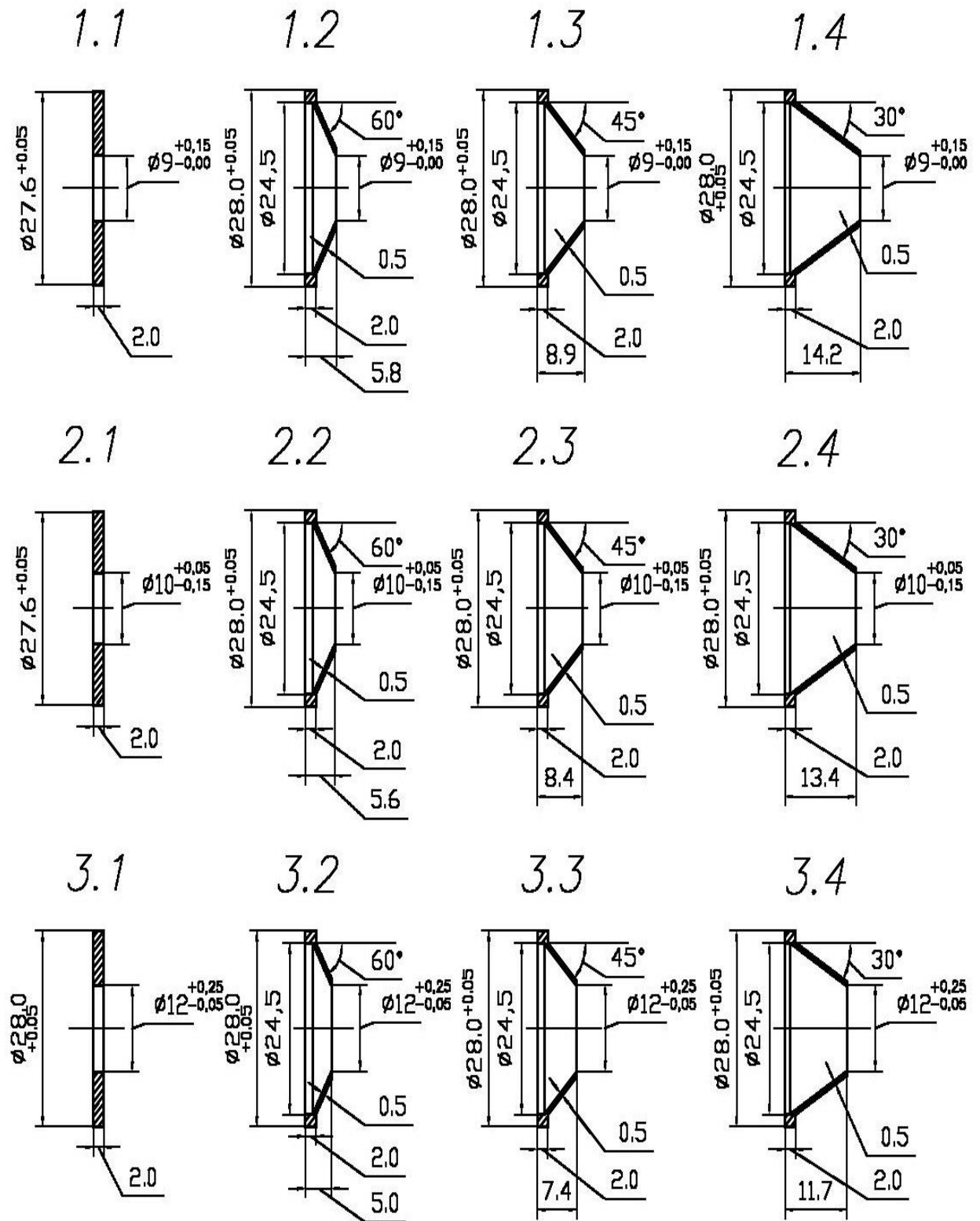


Рисунок 3.5 Досліджувані елементи , діафрагми та дифузори.

На рисунку 3.6 представлено ротаметр зі скляною конусною трубкою

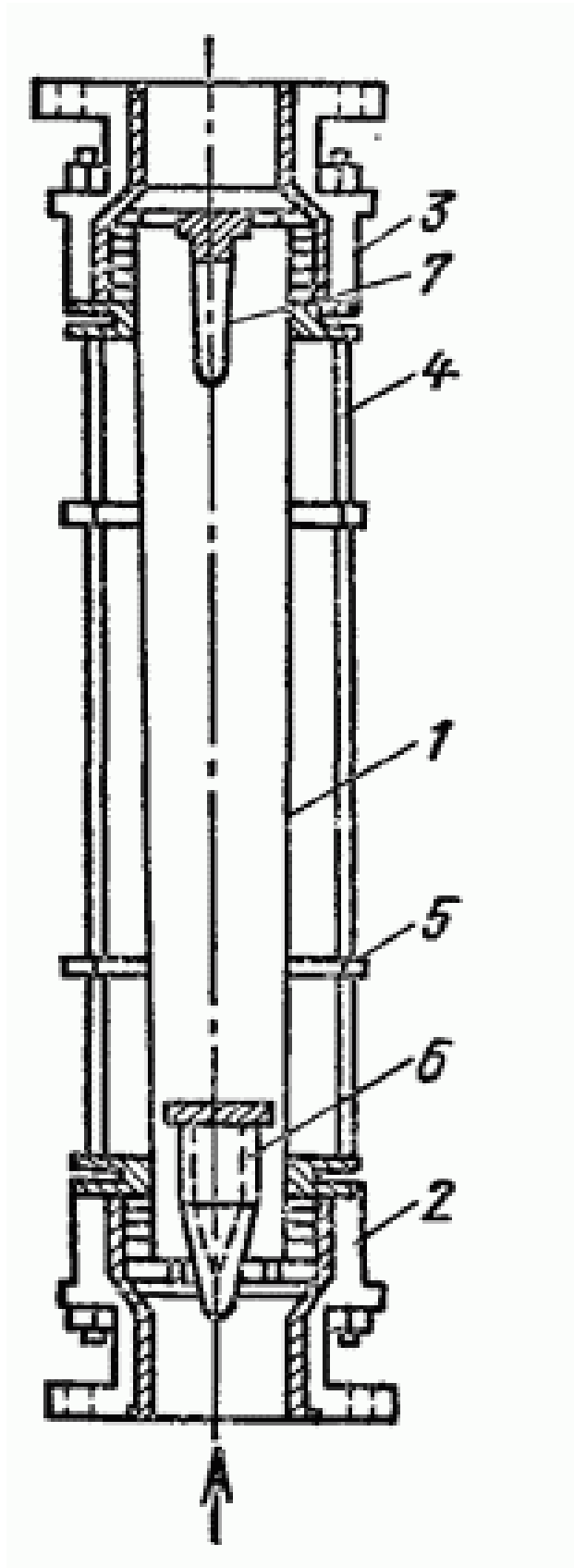


Рисунок 3.6 Ротаметр зі скляною конусною трубкою
1- Скляна конічна трубка; 2,3- металеві голівки; 4- тяги;
5- поперечини; 6- поплавок; 7- шкала.

В таблиці 3.1 наведено дані з градування ротаметра РС-7

Таблиця 3.1 Дані з градування ротаметра РС- 7

N, число поділок	Vp, м ³ /год
0	3.95
10	8.27
20	12.58
30	16.69
40	21.21
50	25.52
60	29.83
70	34.15
80	38.46
90	42.27

На рисунку 3.7 представлена градувальна характеристика РС- 7

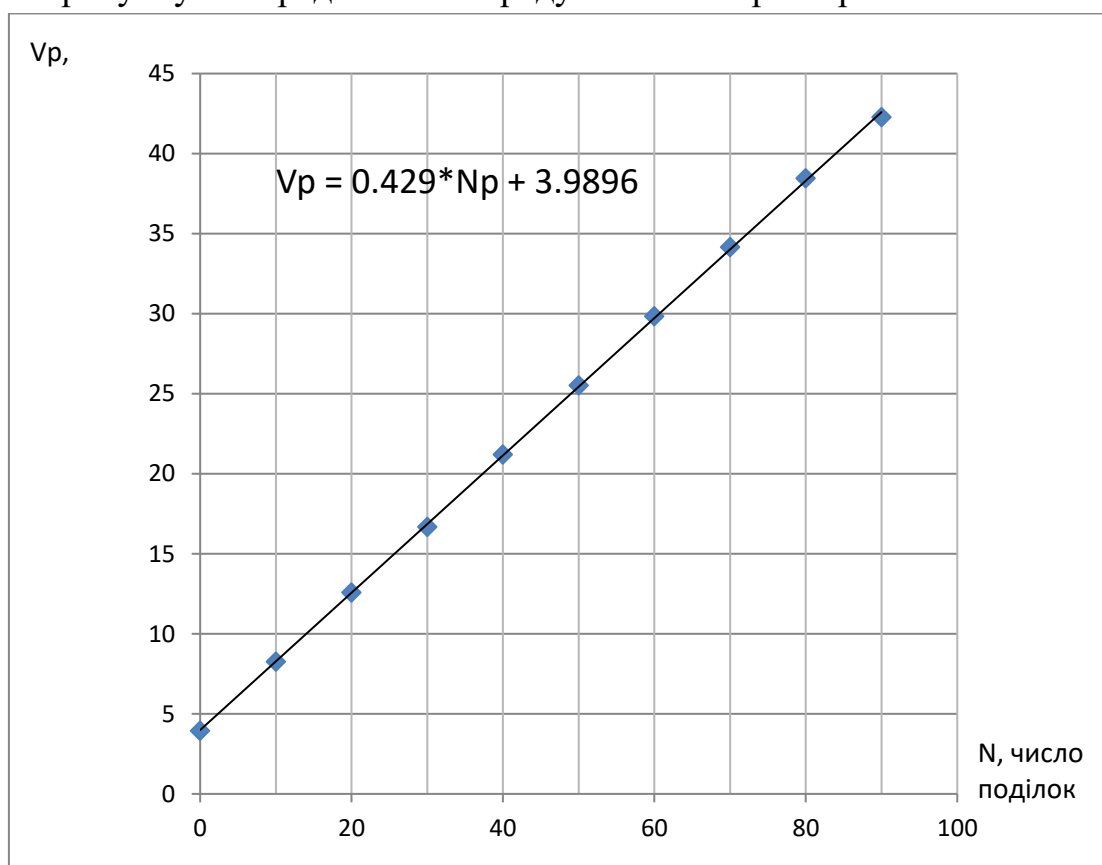


Рисунок 3.7 Градувальна характеристика ротаметра РС- 7;
 $V_p = 0.429 \cdot N_p + 3.9896$; N_p - число поділок, V_p - об'ємна витрата повітря, м³/год

В таблиці 3.2 наведено дані з градування ротаметра РС-5 №1

Таблиця 3.2 Дані з градування ротаметра РС- 5 №1

N, число поділок	Vp, м ³ /год
0	0.95
10	1.48
20	2
30	2.5
40	3.3
50	4.1
60	4.7
70	5.3
80	6.1
90	6.9

На рисунку 3.8 представлена градувальна характеристика РС- 5 №1

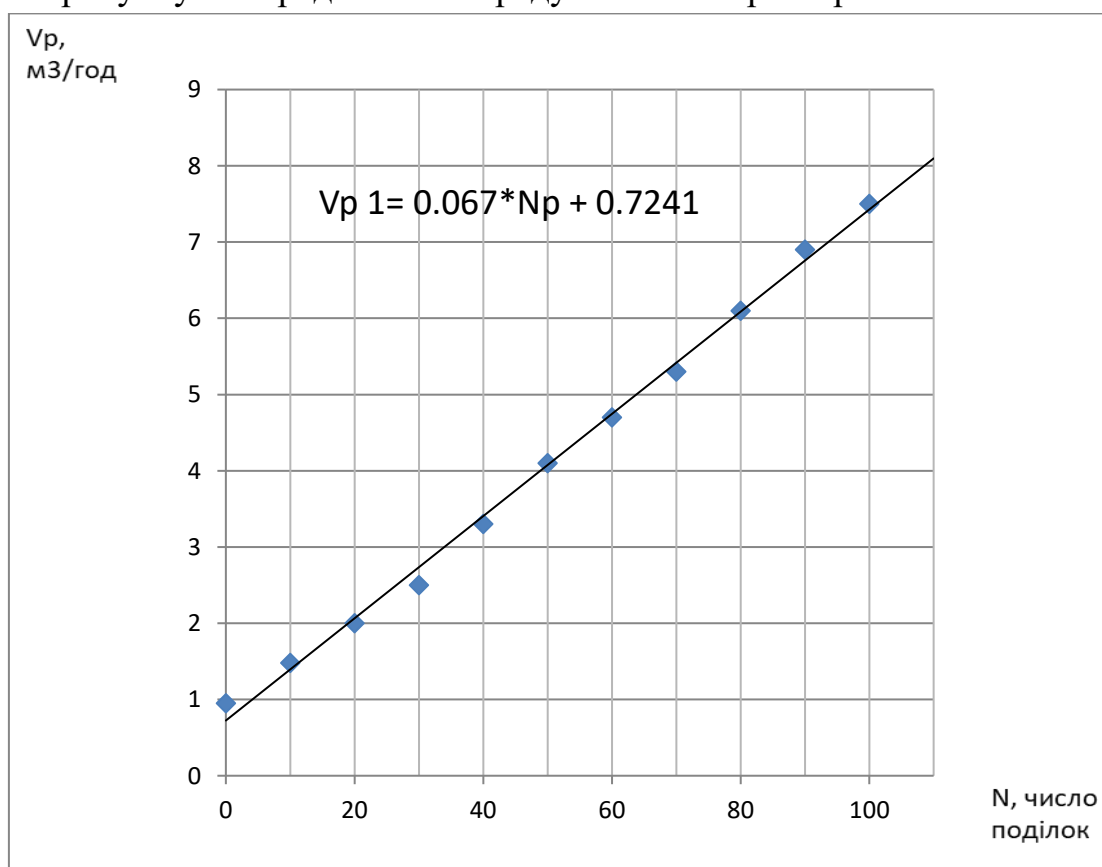


Рисунок 3.8 Градувальна характеристика ротаметра РС- 5 №1;
 $Vp = 0.067 * Nr + 0,7241$; Nr- число поділок, Vp- об'ємна витрата повітря, м³/год

В таблиці 3.3 наведено дані з градування ротаметра РС-5 №2

Таблиця 3.3 Дані з градування ротаметра РС- 5 №2

N, число поділок	Vp, м ³ /год
0	0.86
10	1.38
20	1.9
30	2.4
40	3.2
50	4
60	4.7
70	5.3
80	6.1
90	6.9

На рисунку 3.8 представлена градувальна характеристика РС- 5 №2

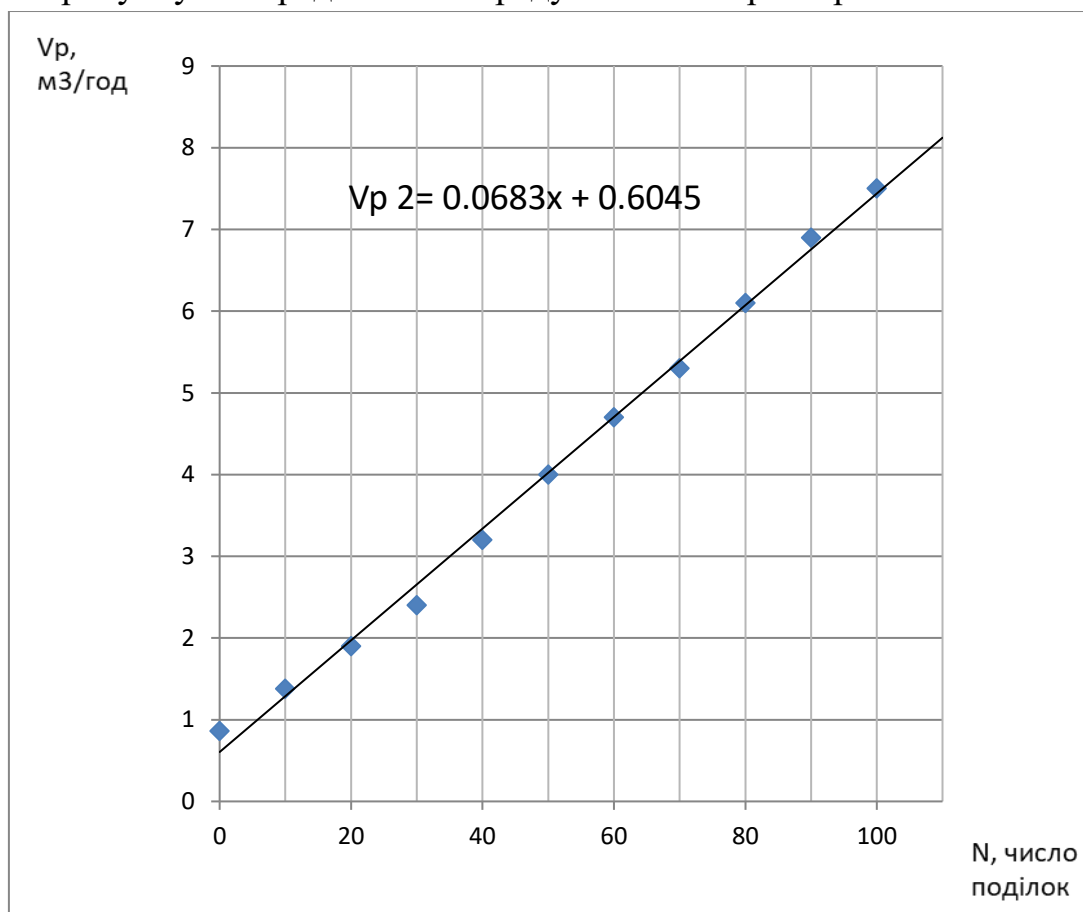


Рисунок 3.9 Градувальна характеристика ротаметра РС- 5 №2;
 $V_p = 0.0683 \cdot N_p + 0,6045$; N_p - число поділок, V_p - об'ємна витрата повітря, м³/год

На рисунку 3.10 представлений диференціальний манометр

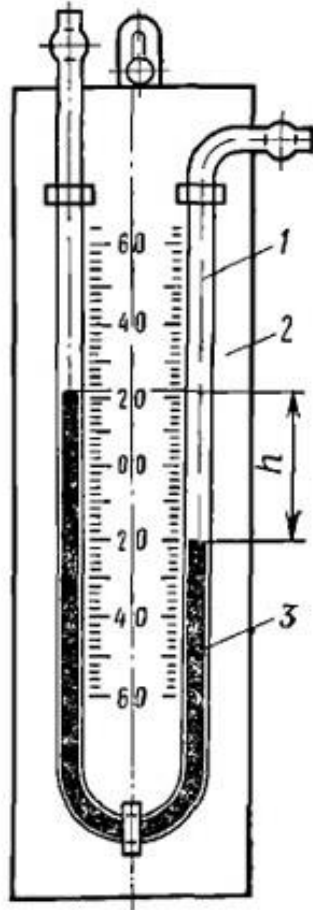


Рисунок 3.10 Диференціальний манометр:

- 1- Скляна U- подібна трубка; 2- дошка з нанесеною шкалою;
- 3- Дистильована вода.

3.2 Методики проведення експерименту та обробки одержаних даних.

Прибори та вимірювальна техніка.

Перед проведенням експерименту слід ознайомитися з технікою безпеки та з інструкціями використання до ротаметру й манометру.

З початку проводимо експерименти з порожніми газовими клапанами, потім в газові клапани 12 встановлюємо діафрагми, потім встановлюємо газові клапани 12 у перехідні патрубки 9. Фланець ізолювальний 10 встановлюємо на колону експериментальну 8. Вмикаємо установку та встановлюємо поплавков ротаметру на відмітці 4, чекаємо приблизно 10 секунд поки анемометр розкрутиться та знімаємо показання з ротаметрів. Далі з кроком 4 відмітки на ротаметрі повторюємо експеримент до відмітки

20 на ротаметрі. Після цього знімаємо фланець ізолювальний 10 та газові клапани 12. Змінюємо елементи та збираємо установку у вище описаній послідовності. Для нових елементів повторюємо експеримент у відповідності до першого експерименту.

Обробку даних проводимо у наступному порядку:

1. Густина повітря за нормальних умов

$$\rho_{н.у.} = \frac{M}{22.4}, \text{ кг/м}^3 \quad (20)$$

2. Густина повітря за робочих умов

$$\rho_{р.у.} = \rho_{н.у.} * \frac{T_0 * P_{роб}}{(T_0 + t) * P_0}, \text{ кг/м}^3 \quad (21)$$

3. Об'ємна витрата повітря за ротаметром РС- 7.

$$V_p' = \frac{0.4317 * N_p + 3.9169}{3600}, \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad (22)$$

4. Об'ємна витрата повітря за ротаметром РС- 7 з врахуванням градування ротаметра

$$V_p = V_p' * \sqrt{\frac{1.203}{\rho_{р.у.}}}, \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad (23)$$

5. Площа поперечного перерізу колонки

$$S = \frac{\pi * D^2}{4}, \text{ м}^2 \quad (24)$$

6. Швидкість повітря в колоні

$$W = \frac{V_p}{S}, \text{ м/с} \quad (25)$$

7. Коефіцієнт динамічної в'язкості повітря за робочих умов

$$\mu = \mu_0 * \frac{273 + C}{T + C} * \left(\frac{T}{273}\right)^{3/2}, \text{ Па*с} \quad (26)$$

8. Коефіцієнт кінематичної в'язкості повітря

$$V = \frac{\mu_0}{\rho_{р.у.}}, \text{ м}^2/\text{с} \quad (27)$$

9. Число Рейнольдса в колонці

$$Re = \frac{W * D}{V} \quad (28)$$

10. Об'ємна витрата повітря за ротаметром РС- 5 №1

$$V_{P1} = \frac{0.067 * N_{P1} + 0.721}{3600}, \text{ м}^3/\text{с} \quad (29)$$

11. Об'ємна витрата повітря за ротаметром РС- 5 №2

$$V_{P2} = \frac{0.0683 * N_{P2} + 0.645}{3600}, \text{ м}^3/\text{с} \quad (30)$$

12. Коефіцієнт рівності витрат повітря за ротаметрами

$$K = \frac{V_{P1} - V_{P2}}{V_{P1} + V_{P2}} * 100\% \quad (31)$$

13. Відносна похибка розрахунку витрат повітря

$$\delta = \frac{V_{P1} - (V_{P1} + V_{P2})}{V_{P1} + V_{P2}} * 100\% \quad (32)$$

3.3 Експериментальне дослідження розподілу повітря за двома порожніми короткими патрубками

Дані експериментального дослідження розподілу повітря за двома порожніми короткими патрубками наведено в таблицях 3.4÷3.9

Таблиця 3.4 Експериментальні дані з розподілу повітря за двома порожніми трубками Ø24 мм : дата 19.06.2019, t= 24° С, P=1,001·10⁵ Па; підключаємий патрубок І.

№	N _p , число поділок	N _{p1} , число поділок	N _{p2} , число поділок	Δ _p
1	4	18	40	30
2	8	35	55	33
3	12	51	71	37
4	16	70	87	41
5	20	85	107	47

Таблиця 3.5 Розрахункові експериментальні дані з розподілу повітря за двома порожніми трубками Ø24 мм : дата 19.06.2019, t= 24° С, P=1,001·10⁵ Па; підключаємий патрубок І.

№	N _p	V _{p1} , м ³ /с	V _{p2} , м ³ /с	δ, %	K, %	W, м/с	Re
1	4	1.930	3.336	8.526	-26.704	0.223	21040.887
2	8	3.069	4.361	0.062	-17.387	0.291	27369.084
3	12	4.141	5.453	-4.597	-13.681	0.358	33697.281
4	16	5.414	6.546	-9.095	-9.468	0.426	40025.478
5	20	6.419	7.912	-12.140	-10.420	0.493	46353.676

Таблиця 3.6 Експериментальні дані з розподілу повітря за двома порожніми трубками Ø24 мм : дата 19.06.2019, $t= 24^{\circ} \text{C}$, $P=1,001 \cdot 10^5 \text{ Па}$; підключаємий патрубок V.

№	N_p , число поділок	N_{p1} , число поділок	N_{p2} , число поділок	Δp
1	4	17	39	30
2	8	35	53	35
3	12	52	73	39
4	16	70	87	40
5	20	84	106	46

Таблиця 3.7 Розрахункові експериментальні дані з розподілу повітря за двома порожніми трубками Ø24 мм : дата 19.06.2019, $t= 24^{\circ} \text{C}$, $P=1,001 \cdot 10^5 \text{ Па}$; підключаємий патрубок V.

№	N_p	V_{p1} , $\text{м}^3/\text{с}$	V_{p2} , $\text{м}^3/\text{с}$	$\delta, \%$	$K, \%$	W , $\text{м}/\text{с}$	Re
1	4	1.863	3.268	11.388	-27.382	0.223	21040.887
2	8	3.069	4.224	1.936	-15.840	0.291	27369.084
3	12	4.208	5.590	-6.580	-14.107	0.358	33697.281
4	16	5.414	6.546	-9.095	-9.468	0.426	40025.478
5	20	6.352	7.844	-11.302	-10.511	0.493	46353.676

Таблиця 3.8 Експериментальні дані з розподілу повітря за двома порожніми трубками Ø24 мм : дата 19.06.2019, $t= 24^{\circ} \text{C}$, $P=1,001 \cdot 10^5 \text{ Па}$; підключаємий патрубок VII.

№	N_p , число поділок	N_{p1} , число поділок	N_{p2} , число поділок	Δp
1	4	18	39	20
2	8	35	54	25
3	12	51	70	36
4	16	68	87	40
5	20	87	105	47

Таблиця 3.9 Розрахункові експериментальні дані з розподілу повітря за двома порожніми трубками Ø24 мм : дата 19.06.2019, $t=24^{\circ}\text{C}$, $P=1,001\cdot 10^5$ Па; підключаємий патрубок VII.

№	N_p	V_{p1} , $\text{м}^3/\text{с}$	V_{p2} , $\text{м}^3/\text{с}$	$\delta, \%$	$K, \%$	W , м/с	Re
1	4	1.930	3.268	9.952	-25.741	0.223	21040.887
2	8	3.069	4.292	0.990	-16.620	0.291	27369.084
3	12	4.141	5.385	-3.913	-13.062	0.358	33697.281
4	16	5.280	6.546	-8.065	-10.708	0.426	40025.478
5	20	6.553	7.776	-12.124	-8.534	0.49	46353.676

3.4 Експериментальне дослідження розподілу повітря за двома порожніми короткими патрубками з діафрагмою 10 мм

Дані експериментального дослідження розподілу повітря за короткими патрубками з діафрагмами Ø10 мм наведено в таблицях 3.10÷3.15

Таблиця 3.10 Експериментальні дані з розподілу повітря за короткими патрубками з діафрагмами Ø10 мм : дата 19.11.2019, $t=23^{\circ}\text{C}$, $P=1,017\cdot 10^5$ Па; підключаємий патрубок I.

№	N_p , число поділок	N_{p1} , число поділок	N_{p2} , число поділок	Δp
1	4	28.3	32.3	40
2	8	43.6	48.6	47
3	12	62	65	68
4	16	79	81.3	80
5	20	94	95.6	101

Таблиця 3.11 Розрахункові експериментальні дані з розподілу повітря за короткими патрубками з діафрагмами Ø10 мм : дата 19.11.2019, $t=23^{\circ}\text{C}$, $P=1,017\cdot 10^5$ Па; підключаємий патрубок I.

№	N_p	V_{p1} , $\text{м}^3/\text{с}$	V_{p2} , $\text{м}^3/\text{с}$	$\delta, \%$	$K, \%$	W , м/с	Re
1	4	2.620	2.810	5.245	-3.505	0.223	21040.887
2	8	3.645	3.923	-1.776	-3.680	0.291	27369.084
3	12	4.878	5.044	-7.743	-1.672	0.358	33697.281
4	16	6.017	6.157	-10.69	-1.151	0.426	40025.478
5	20	7.022	7.133	-11.050	-0.790	0.4934560	46353.676

Таблиця 3.12 Експериментальні дані з розподілу повітря за короткими патрубками з діафрагмами Ø10 мм : дата 19.11.2019, $t=23^{\circ}\text{C}$, $P=1,017 \cdot 10^5$ Па; підключаємий патрубок V.

№	N_p , число поділок	N_{p1} , число поділок	N_{p2} , число поділок	Δp
1	4	26.6	31	40
2	8	43	48	47
3	12	62	66	68
4	16	78.3	81	80
5	20	93.3	96	101

Таблиця 3.13 Розрахункові експериментальні дані з розподілу повітря за короткими патрубками з діафрагмами Ø10 мм : дата 19.11.2019, $t=23^{\circ}\text{C}$, $P=1,017 \cdot 10^5$ Па; підключаємий патрубок V.

№	N p	V_{p1} , $\text{м}^3/\text{с}$	V_{p2} , $\text{м}^3/\text{с}$	$\delta, \%$	K, %	W, м/с	Re
1	4	2.506	2.721	9.326	-4.121	0.223	21040.887
2	8	3.605	3.882	-0.711	-3.709	0.291	27369.084
3	12	4.878	5.112	-8.374	-2.344	0.358	33697.281
4	16	5.970	6.136	-10.194	-1.376	0.426	40025.478
5	20	6.975	7.161	-10.926	-1.316	0.493	46353.676

Таблиця 3.14 Експериментальні дані з розподілу повітря за короткими патрубками з діафрагмами Ø10 мм : дата 19.11.2019, $t=23^{\circ}\text{C}$, $P=1,017 \cdot 10^5$ Па; підключаємий патрубок VII.

№	N_p , число поділок	N_{p1} , число поділок	N_{p2} , число поділок	Δp
1	4	27.6	33.6	40
2	8	44	49	47
3	12	61.3	66	68
4	16	79	81	80
5	20	93	96	101

Таблиця 3.15 Розрахункові експериментальні дані з розподілу повітря за короткими патрубками з діафрагмами Ø10 мм : дата 19.11.2019, $t=23^{\circ}\text{C}$, $P=1,017\cdot 10^5$ Па; підключаємий патрубок VII.

№	N_p	V_{p1} , м ³ /с	V_{p2} , м ³ /с	δ ,%	K,%	W, м/с	Re
1	4	2.573	2.899	4.440	-5.958	0.223	21040.887
2	8	3.672	3.951	-2.473	-3.661	0.291	27369.084
3	12	4.831	5.1123	-7.942	-2.826	0.358	33697.281
4	16	6.017	6.136	-10.540	-0.984	0.426	40025.478
5	20	6.955	7.161	-10.800	-1.460	0.493	46353.676

3.5 Експериментальне дослідження розподілу повітря за двома порожніми короткими патрубками з дифузорами

Дані експериментального дослідження з розподілу повітря за короткими патрубками з дифузорами $\text{Ø}10_{-0,2}^{+0,0}$ мм та $\text{Ø}10_{-0,2}^{+0,0}$ мм, $l=12$, $\alpha=120^{\circ}$ наведено в таблицях 3.16÷3.19

Таблиця 3.16 Експериментальні дані з розподілу повітря за короткими патрубками з дифузорами $\text{Ø}10_{-0,2}^{+0,0}$ мм та $\text{Ø}10_{-0,2}^{+0,0}$ мм, $l=12$, $\alpha=120^{\circ}$: дата 02.12.2019, $t=23^{\circ}\text{C}$, $P=1,017\cdot 10^5$ Па; підключаємий патрубок I.

№	N_p , число поділок	N_{p1} , число поділок	N_{p2} , число поділок	Δp
1	4	28	30	38
2	8	44	46	52
3	12	64	63	76
4	16	80	78	98
5	20	94	92	130

Таблиця 3.17 Розрахункові експериментальні дані з розподілу повітря за короткими патрубками з дифузорами $\text{Ø}10_{-0,2}^{+0,0}$ мм та $\text{Ø}10_{-0,2}^{+0,0}$ мм, $l=12$, $\alpha=120^{\circ}$: дата 02.12.2019, $t=23^{\circ}\text{C}$, $P=1,017\cdot 10^5$ Па; підключаємий патрубок I.

№	N_p	V_{p1} , м ³ /с	V_{p2} , м ³ /с	δ ,%	K,%	W, м/с	Re
1	2	3	4	5	6	7	8
1	4	2.6001	2.653	8.665	-1.016	0.223	22350.601
2	8	3.672	3.746	0.099	-1.0002	0.291	29072.704
3	12	5.012	4.907	-7.830	1.055	0.358	35794.807

1	2	3	4	5	6	7	8
4	16	6.084	5.931	-9.622	1.266	0.425	42516.911
5	20	7.022	6.888	-9.586	0.963	0.492	49239.014

Таблиця 3.18 Експериментальні дані з розподілу повітря за короткими патрубками з дифузорами з дифузорами $\text{Ø}10_{-0,2}^{+0,0}$ мм та $\text{Ø}10_{-0,2}^{+0,0}$ мм, $l=12, \alpha=120^\circ$: дата 02.12.2019, $t=23$ С, $P=1,017 \cdot 10^5$ Па; підключаємий патрубок VII.

№	N_p , число поділок	N_{p1} , число поділок	N_{p2} , число поділок	Δp
1	4	28	30	35
2	8	44	46	53
3	12	62	63	76
4	16	80	78	101
5	20	95	93	136

Таблиця 3.19 Розрахункові експериментальні дані з розподілу повітря за короткими патрубками з дифузорами з дифузорами $\text{Ø}10_{-0,2}^{+0,0}$ мм та $\text{Ø}10_{-0,2}^{+0,0}$ мм, $l=12, \alpha=120^\circ$: дата 02.12.2019, $t=23$ С, $P=1,017 \cdot 10^5$ Па; підключаємий патрубок VII.

№	N_p	V_{p1} , м ³ /с	V_{p2} , м ³ /с	$\delta, \%$	$K, \%$	W , м/с	Re
1	4	2.6001	2.653	8.665	-1.016	0.223	22350.601
2	8	3.672	3.746	0.099	-1.0002	0.291	29072.704
3	12	4.878	4.907	-6.568	-0.299	0.358	35794.807
4	16	6.084	5.931	-9.622	1.266	0.425	42516.911
5	20	7.089	6.956	-10.457	0.944	0.492	49239.014

4. ОБГОВОРЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕННЯ

Графіки залежності об'ємної витрати повітря що проходить через два порожніх патрубків $\varnothing 24$, від швидкості повітря для випадку підключення повітря до вхідного патрубка I : а- патрубок №1, б- патрубок №2. наведено на рисунках 4.1÷4.3

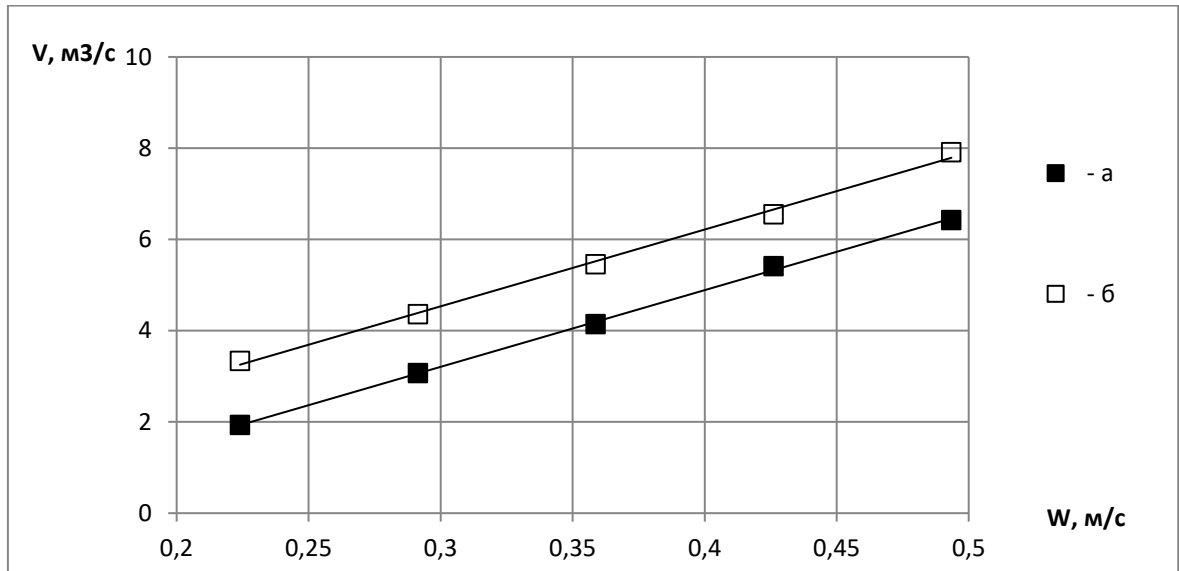


Рисунок 4.1 Залежність об'ємної витрати повітря що проходить через два порожніх патрубків $\varnothing 24$, від швидкості повітря для випадку підключення повітря до вхідного патрубка I : а- патрубок №1, б- патрубок №2.

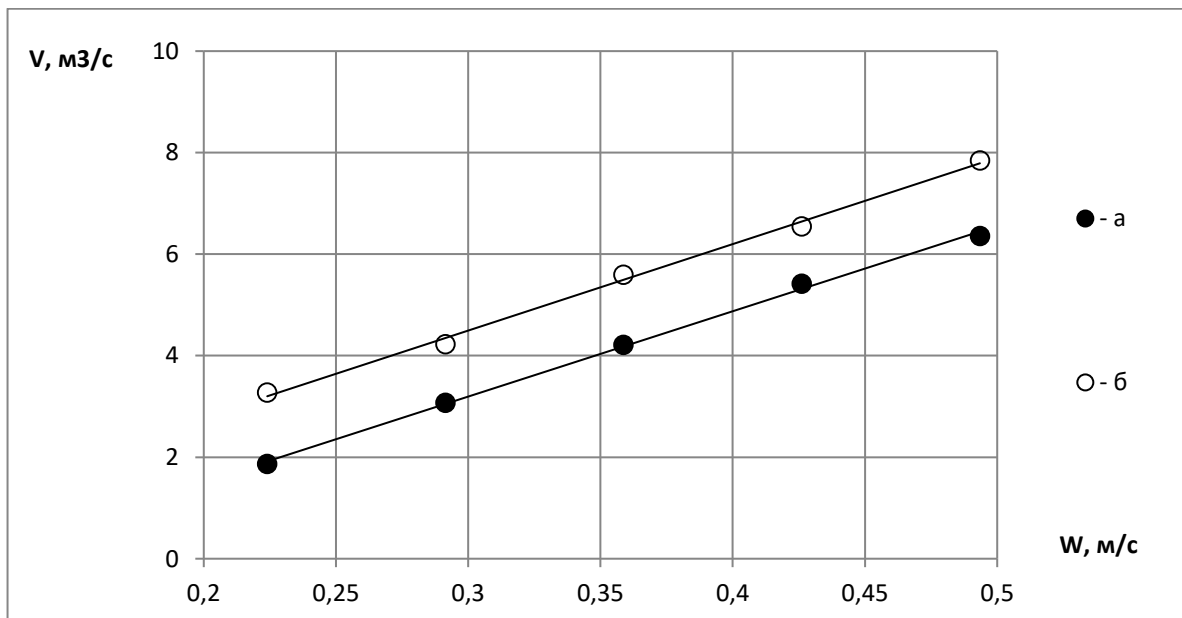


Рисунок 4.2 Залежність об'ємної витрати швидкості повітря що проходить через два порожніх патрубків $\varnothing 24$, від швидкості повітря для випадку підключення повітря до вхідного патрубка V : а- патрубок №1, б- патрубок №2.

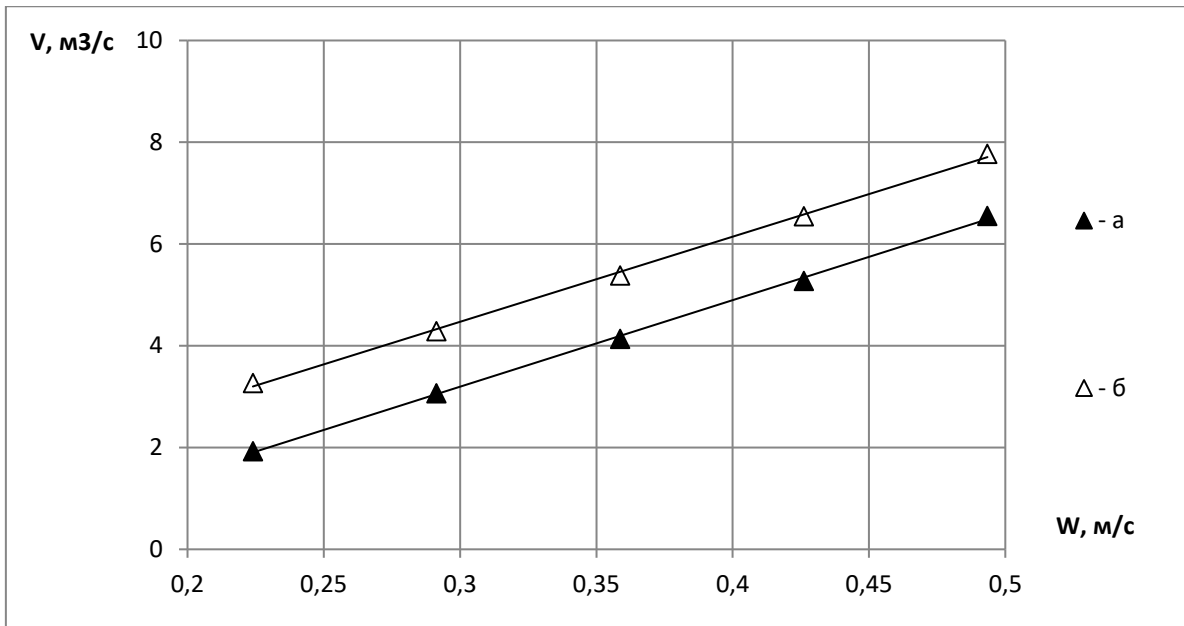


Рисунок. 4.3 Залежність об'ємної витрати швидкості повітря що проходить через два порожніх патрубків Ø24, від швидкості повітря для випадку підключення повітря до вхідного патрубку VII :
а- патрубок №1, б- патрубок №2.

Графіки залежності об'ємної витрати повітря що проходить через два порожніх патрубків з діафрагмами Ø10 мм, від швидкості повітря для випадку підключення повітря до вхідного патрубку I :
а- патрубок №1, б- патрубок №2. наведено на рисунках 4.4÷4.6

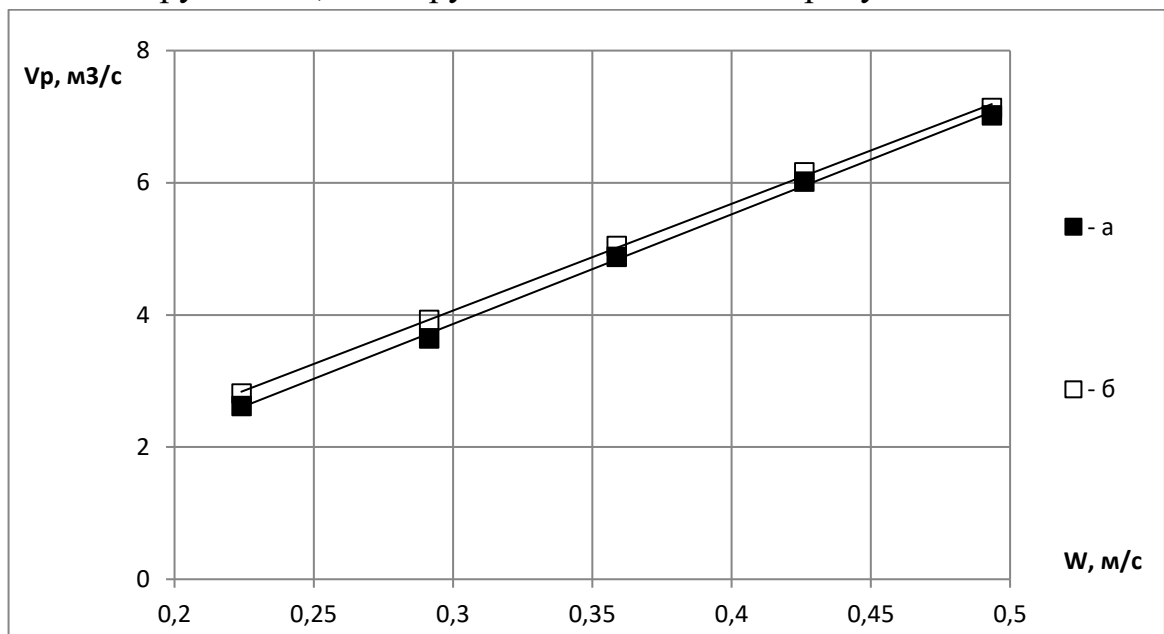


Рисунок 4.4 Залежність об'ємної витрати швидкості повітря що проходить через два патрубків з діафрагмами Ø10 мм, від швидкості повітря для випадку підключення повітря до вхідного патрубку I :
а- патрубок №1, б- патрубок №2.

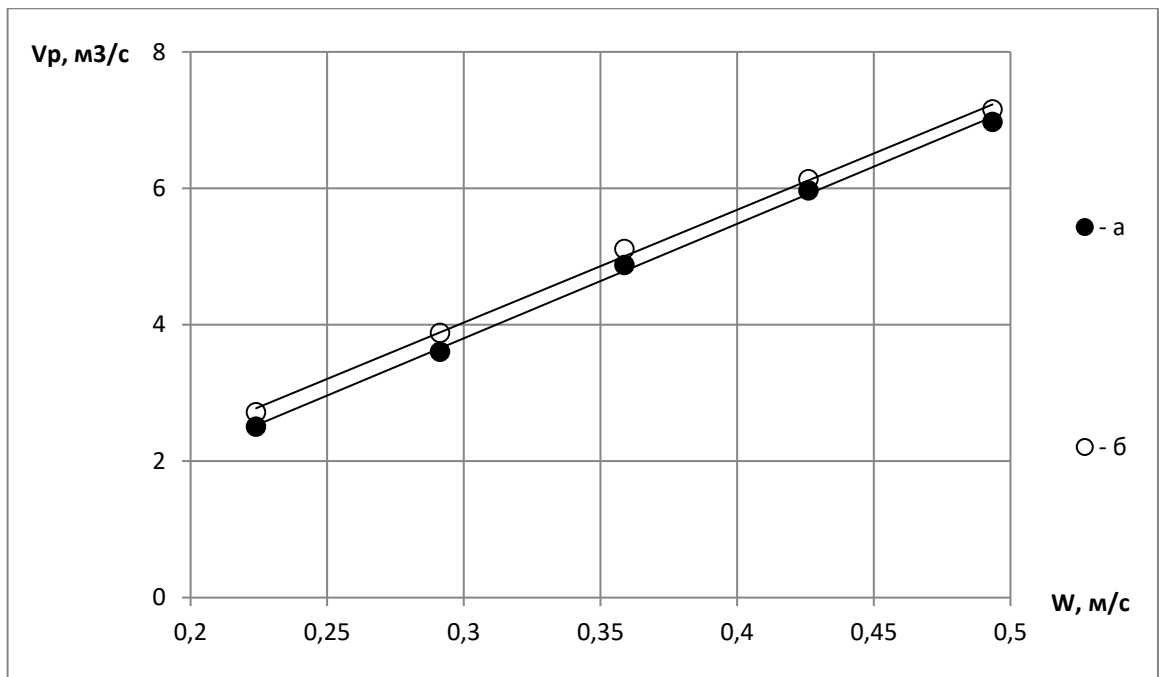


Рисунок 4.5 Залежність об'ємної витрати швидкості повітря що проходить через два патрубки з діафрагмами $\varnothing 10$ мм , від швидкості повітря для випадку підключення повітря до вхідного патрубка V :

а- патрубок №1, б- патрубок №2.

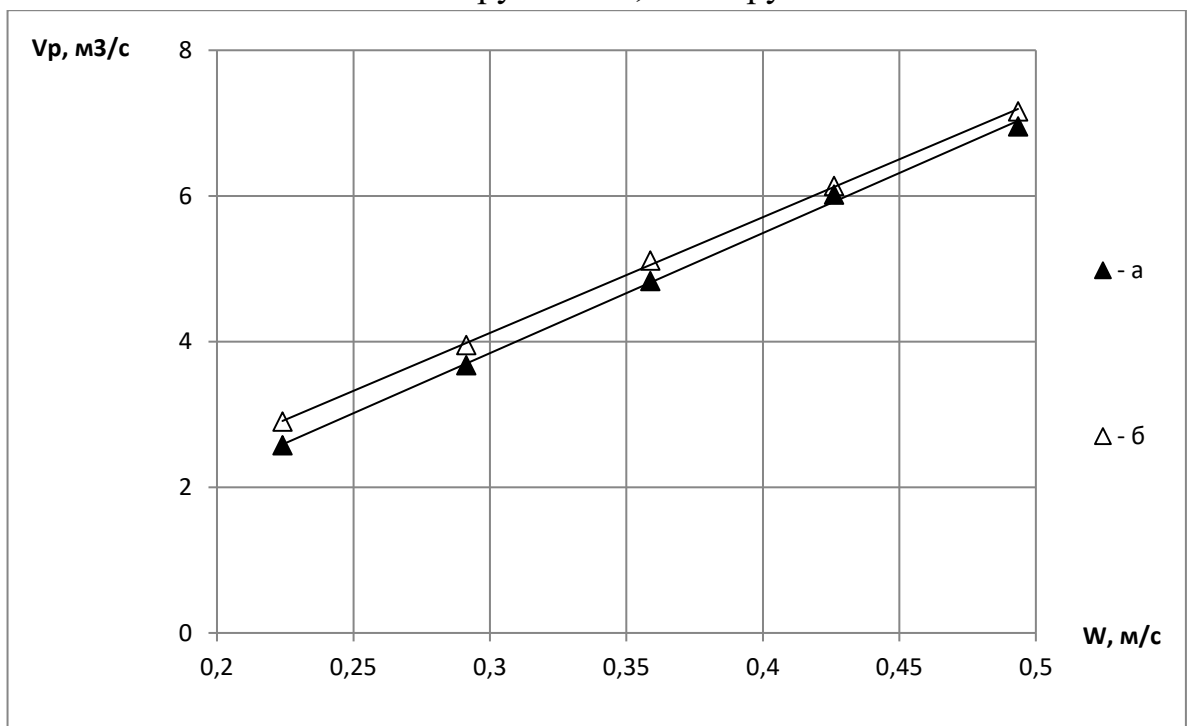


Рисунок 4.6 Залежність об'ємної витрати швидкості повітря що проходить через два патрубки з діафрагмами $\varnothing 10$ мм , від швидкості повітря для випадку підключення повітря до вхідного патрубка VII :

а- патрубок №1, б- патрубок №2.

Графіки залежності об'ємної витрати повітря що проходить через два порожніх патрубків з дифузорами $\varnothing 10$ мм та $\varnothing 10$ мм, $l=12, \alpha=120^\circ$, від швидкості повітря для випадку підключення повітря до вхідного патрубка I : а- патрубок №1, б- патрубок №2. наведено на рисунках 4.7÷4.8

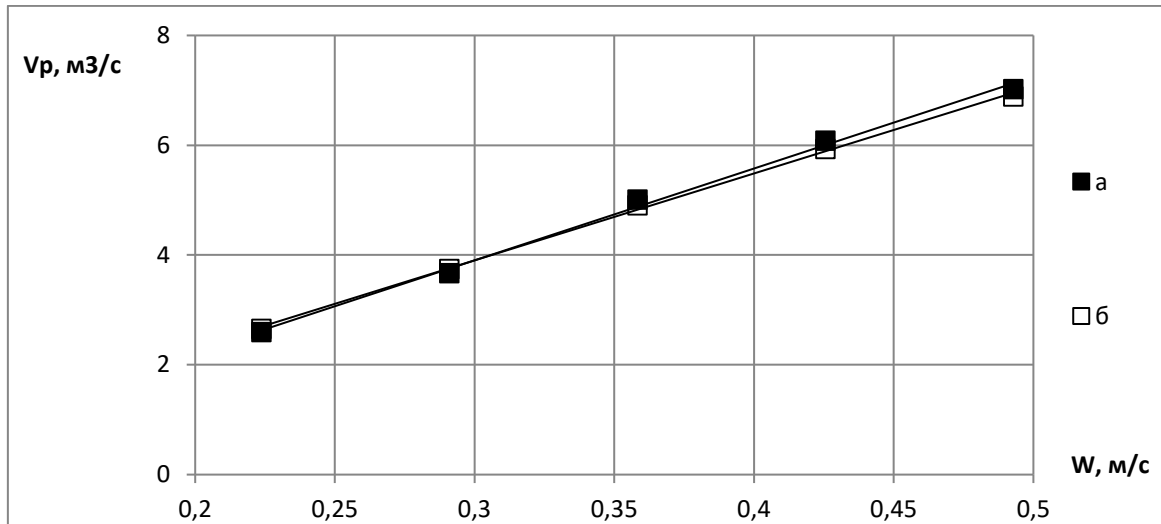


Рисунок 4.7 Залежність об'ємної витрати швидкості повітря що проходить через два патрубків з дифузорами $\varnothing 10$ мм та $\varnothing 10$ мм, $l=12, \alpha=120^\circ$, від швидкості повітря для випадку підключення повітря до вхідного патрубка I :

а- патрубок №1, б- патрубок №2.

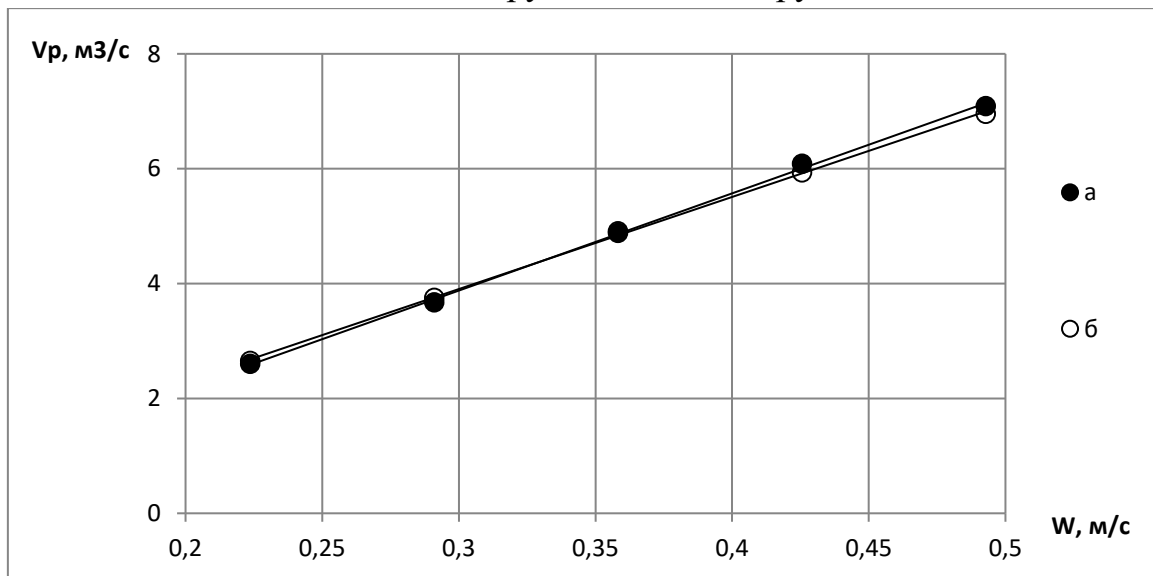


Рисунок 4.8 Залежність об'ємної витрати швидкості повітря що проходить через два патрубків з дифузорами з дифузорами $\varnothing 10$ мм та $\varnothing 10$ мм, $l=12, \alpha=120^\circ$, від швидкості повітря для випадку підключення повітря до вхідного патрубка VII :

а- патрубок №1, б- патрубок №2.

ВИСНОВКИ

У магістерській роботі наведено вирішення актуальної науково-практичної задачі, а саме забезпечення рівності розподілу газу за поперечним перерізом апарата з розробкою конструкції контактного апарату для виробництва розбавленої нітратної кислоти продуктивністю 120 тис. т/рік, та зроблені наступні висновки:

1. В результаті літературного огляду встановлено, що стадія виробництва нітрозних газів має недосконалості при розподіленню газу по перерізу апарату і може бути удосконалена. Контактний апарат є основним апаратом стадії, який має значний діаметр та оснащений сітчастими каталізатором. Відомо, що верхня частина контактного апарату відіграє важну роль у процесі виробництва нітратної кислоти, тому рівномірний розподіл газу у верхній частині контактного апарату збільшить вихід нітратної.
2. Проведено аналіз можливого руху нітрозних газів у верхній частині контактного апарату і зроблено висновок, що існуючий розподільник газу не сформує рівномірний профіль швидкості газу при різних навантаженнях і не забезпечить достатньо високий ступінь розподілення газу. Запропоновано нову конструкцію контактного апарату відповідно до патенту № 78789 України, яка дасть рівномірний профіль швидкості газу за поперечним перерізом апарата при будь-якому навантаженні за газом.
3. Розроблена лабораторна дослідна установка та проведені на ній докладні експериментальні дослідження рівномірності розподілу повітря за поперечним перерізом колонки при різних умовах подачі повітря за висотою колонки та розподільних пристроях на виході з колонки.
4. Розроблена методика обробки експериментальних даних та введено новий коефіцієнт – коефіцієнт рівномірності розподілу потоку (K), завдяки якому проведено оцінку рівномірності повітря у поперечному перерізі колонки. При ідеальному розподілу потоку коефіцієнт рівномірності наближається до одиниці, у протилежному разі віддаляється від одиниці.

5. Встановлено, що в разі відсутності гідравлічного опору на виході з колонки, випадок з двома порожніми патрубками, розподіл повітря за поперечним перерізом колонки краще розподіляється зі збільшенням відстані від місця вводу повітря до порожніх патрубків.
6. Підтверджено, що в разі наявності гідравлічного опору на виході з колонки, випадок з двома патрубками, які оснащені діафрагмами з вихідним отвором діаметром 10 мм, розподіл повітря за поперечним перерізом колонки також краще розподіляється зі збільшенням відстані від місця вводу повітря до порожніх патрубків. Водночас при істотному значенні гідравлічного опору на виході з колонки, коли діафрагми мають невеликий вихідний отвір, коефіцієнт рівномірності (К) наближається до одиниці, що вказує на наближення профілю швидкості повітря на виході з колонки до рівності.
7. Доведено, що в разі газових клапанів (короткі патрубки з розміщеними в них короткими дифузорами), встановлених на виході з колонки формується рівномірний профіль швидкості повітря навіть при умові найменшій відстані від місця вводу повітря до газових клапанів, що підтверджується наближенням коефіцієнта рівномірності (К) до одиниці. При цьому гідравлічний опір менший в порівнянні з випадком, коли патрубки оснащені діафрагмами, внаслідок перерозподілу повітря між газовими клапанами, які мають змінний повітряний переріз відповідно до патенту № 78789 України.
8. Розроблена конструкція контактного апарату, яка може бути запропонована до впровадження у виробництві нітратної кислоти у стадії для окислення аміаку киснем повітря з метою отримання нітрозних газів, завдяки чому може бути знижена собівартість нітратної кислоти.

ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАНЬ

1. Эпштейн Д. А., Синтетическая азотная кислота, Госхимтехиздат, 1933.
2. Ададулов И. Е., Азотная кислота, Госхимтехиздат, 1934.
3. Тлукьянов П. М., К вопросу о создании в России производства синтетической азотной кислоты, Труды Института истории естествознания и техники АН СССР, т. 18, 1958, стр. 385.
4. Медведовский В. И., Азот, изд. АН СССР, 1957.
5. Эпштейн Д. А., О механизме каталитического окисления аммиака, ДАН СССР, 74, № 6, 1101 (1950).
6. Атрощенко В. И., Седашева Е. Г., Кинетика окисления аммиака воздухом, обогащенным кислородом, Журн. прикл. хим., 14, № 4—5, 500 (1941).
7. Апельбаум Л. Е., Темкин М. И., Окисление аммиака на сетках из платины и платинородиевого сплава, Журн. физ. хим., 22, 179 (1948).
Andrussow L., Теория процесса контактного окисления аммиака, Bull. Soc. chim. France, вып. 11 —12, 981 (1951).
8. Атрощенко В. И., Засорин А. П., К вопросу об оптимальном соотношении компонентов реакции при окислении аммиака, Труды Харьковского политехнического института, т. 4, вып. 2, 1954, стр. 115.
9. Атрощенко В. И., Засорин А. П., О конструировании контактных аппаратов для окисления аммиака, Труды Харьковского политехнического института, т. 4, вып. 2, 1954, стр. 131.
10. Wendlandt R., Новые данные по каталитическому окислению аммиака, Z. Elektrochem., 53, № 5, 307 (1949).
11. Поляков М. В., Уризко В. И., Галенко Н. П., Исследование каталитического окисления аммиака, Журн. физ. хим., 25, № 12, 1460 (1951).
12. Бергер И. И., Боресков Г. К., К вопросу об окислении аммиака, Хим. пром., № 1, 2 (1952).

13. Эпштейн Д. А., Ткаченко Н. М., Низкотемпературный катализатор для окисления аммиака, Журн. прикл. хим., 11, № 5, 731 (1938).
14. Атрощенко В. И., О применении электролитического кислорода для контактного окисления аммиака, Труды Харьков, политехи, института, вып. 4, 1944, стр. 17.
15. Oele A. P., Некоторые вопросы технологии каталитического окисления аммиака на платиновой сетке. Chem. Eng. Sci., 8, № 1—2, 146 (1958).
16. Атрощенко В. И., О получении азотной кислоты окислением аммиака под высоким давлением, Журн. прикл. хим., 19, № 10—11, 1214 (1946).
17. Сороко С. Н., Попов В. И., Современная установка для получения разбавленной азотной кислоты, Труды ГИАП, Госхимиздат, вып. 9, 1959, стр. 349.
18. Ададунов И. Е., Исследование некоторых сплавов платины как катализаторов, Журн. хим. пром., № 13, 917 (1937).
19. Bretsznajder, Скорость реакции окисления аммиака, Przem. Chem., 11, № 1, 13 (1955); в сб. «Химия и химическая технология», Издатинлит, 1956, стр. 28.
20. Corina V., Усовершенствование технологического процесса производства азотной кислоты уточнением оптимальных условий окисления аммиака, Rev. chim., 7, № 2, 74 (1956).
21. Атрощенко В. И., Об эффективности применения воздуха, обогащенного кислородом, в контактном производстве азотной кислоты, Журн. прикл. хим., 18, № 1—2, 81 (1945).
22. Токарев Н. В., Некрасов Н. И., Зависимость прироста давления при взрыве от начальных условий, Журн. физ. хим., 14, № 4, 513 (1940).
23. Атрощенко В. И., Караваев М. М., Засорин А. П., Махненко М. Т. и др., Повышение степени конверсии аммиака при контактном окислении кислородом воздуха под давлением, Укр. хим. журн., 32, № 6, 655 (1966).

24. Атрощенко В. И., Засорин А. П., Миниович М. А., О перспективах использования кислорода в производстве азотной кислоты, Хим. пром., № 10, 23 (1965).
25. Михайлова Е. А., Кинетика реакции между аммиаком и окисью азота на поверхности платиновой нити, Журн. физ. хим., 13, № 5, 572 (1939).
26. Каргин С. И., Метод подсчета затрат на платиновый катализатор, Вестник техн.-эконом, информации НИИТЭХИМ, № 6, 1960, стр. 10.
27. Bahari E. P., Получение азотной кислоты по методу Кюльмана, Industrial chemist, № 5, 2 (1964). Оптимальное рабочее давление на азотнокислотной установке, Nitrogen, 31, № 9, 28 (1964).
28. Andersen H. C., Green W. J., Steele D. R., Каталитическая очистка хвостовых газов производства азотной кислоты, Ind. Eng. Chem., 53, № 3, 199 (1961).
29. Salsos Serra F., Новейшие усовершенствования комбинированного способа производства серной и азотной кислоты, Chimie et Industrie, 58, № 5, 433 (1947).
30. Витухновская М. С., Определение экономически целесообразной концентрации азотной кислоты, применяемой в производстве аммиачной селитры, Журн. хим. пром., 38, № 5, 67 (1965).
31. Производство азотной кислоты, усовершенствованный метод СБА; Nitrogen, 34, № 3, 35 (1965).
32. Рубцова Г. К., Автоматизация производства слабой азотной кислоты, в сб. «Автоматизация химических и коксохимических производств», Металлург- издат, 1958.
33. Рашкаван Л. В., Фаин Г. З., Райсфельд А. А., Шелястин М. В., Опытная автоматизация производства слабой азотной кислоты, Хим. пром., № 1, 73 (1959).
34. Черномордик Л. И. и др., авт. свид. СССР 197530, 9/IX 1961 г.; Бюлл. изобр., № 13 (1967). Matasa C., Matasa E., L'industrie moderne des produits azdis, Paris, 1968.

35. Френкель М.И., Поршневые компрессоры, Машгиз, 1960.
36. Лисичкин В.Е. Горшков А.М., Компрессорные машины, Госэнергоиздат, 1948.
37. Знаменский Г.М., Насосы, компрессоры, вентиляторы, Госэнергоиздат, 1951.
38. Канторович Б.В., Гидравлические и воздуходушные машины, Металург-издат, 1950.
39. Рис В.Ф. Центробежные компрессорные машины, Машингаз, 1951.
40. Borsig Taschenbuch. Borsig Aktiengesellschaft. Berlin.
41. Насосы. Каталог-справочник, изд. 3-е, Машингиз, 1959.
42. Домашнев А.Д. Конструирование и расчёты химических аппаратов, Машингиз, 1961.
43. Бабицкий И.Ф., Вихман Г.Л., Вольфсон С.И., Расчёт и конструирование аппаратуры нефтеперерабатывающих заводов, Изд. «Недра», 1965.
44. РТМ 121 – 65, Сосуды и аппараты высокого давления. Нормы и методы расчёта на прочность, Изд. Стандартов, 1965.
45. Лацинский А.А., Толчинский А.Р., Основы конструирования и расчёта химической аппаратуры, Машгиз, 1963.
46. Кандеев В.И., Котляр Е.Ф., Газгольдеры, ОНТИ НКТП СССР, Глав. ред. лит. По машиностроению и металлообработке, 1963.
47. Веревкин С.И., Корчагин В.А., Газгольдеры, Стройиздат, 1966.