

Тема дипломного проекту: Виробництво нітратної кислоти
потужністю 125 тис. т/рік
з розробкою стадії абсорбції

виконала студентка гр. ХТ-14Д Портянова К.О.

Вітчизняна промисловість випускає нітратну кислоту двох видів: розбавлену з вмістом 50-60% HNO_3 і концентровану, що містить 96-98% HNO_3 . Розбавлена кислота використовується в основному для виробництва азотвмісних мінеральних добрив і як окиснювач в органічному синтезі. Концентрована нітратна кислота використовується для виробництва вибухових речовин, барвників, пластмас, нітролаків, кіноплівки та ін. [1].

Нітратна кислота є однією з найважливіших мінеральних кислот. Вона відома ще з часів алхімії. У VIII ст. Гебер описав добування HNO_3 перегонкою галуну і купоросу з селітрою. У 1650 р. Глаубер запропонував добувати HNO_3 дією концентрованої H_2SO_4 на калієву селітру. На початку XIX ст. HNO_3 почали добувати з природної чилійської селітри, потужні поклади якої було відкрито в Чілі. Цей спосіб був єдиним промисловим способом добування HNO_3 аж до 20-х років XX ст. Потреба в азотній кислоті швидко зростала. Добування HNO_3 фіксацією атмосферного азоту дуговим і ціанамідним способом не змогло забезпечити азотнокислотну промисловість сировиною. Тільки розвиток виробництва синтетичного аміаку забезпечив створення потужної азотнокислотної промисловості. Виробництво HNO_3 окисненням аміаку швидко поширилось у всіх країнах світу.

У 1839 р. було виявлено, що аміак при наявності платини окислюється до оксидів азоту. На основі цього в 1909 р. в Німеччині було збудовано перший дослідний завод продуктивністю 1800 кг розбавленої HNO_3 на рік. Потім такі заводи були побудовані в Бельгії, Англії та інших країнах Європи.

На них використовували аміак, який утворювався при коксуванні вугілля і частково від розкладання ціанаміду кальцію водяною парою. Внаслідок недосконалості технології ці заводи виявились нерентабельними. У 1914 р. талановитий російський інженер І. І. Андреев після докладного вивчення впливу різних факторів на процес окиснення аміаку запропонував спосіб виробництва HNO_3 з аміачних вод коксових печей. Наприкінці 1916 р. в Юзовці (тепер Донецьк) було споруджено перший азотнокислотний завод, що працював за способом Андреева. На ньому в 1917 р. працювало вже 14 контактних апаратів. Процес окиснення NH_3 здійснювався без підігрівання ззовні на платино-іридієвому каталізаторі. Досвід цього заводу відіграв надзвичайно велику роль у розвитку вітчизняної і світової азотнокислотної промисловості. Тепер азотну кислоту виробляють у промисловості майже виключно окисненням синтетичного аміаку киснем повітря.

Основними виробниками кислоти є США, Франція, Італія, Іспанія і Англія. Світове виробництво нітратної кислоти у 2012 році досягло 80 млн.т/рік. За динамікою останніх двадцяти років воно є стабільним. Слід зауважити, що лише 20-25% виготовленої продукції поступає на ринок: переважна частина продукції виготовляється компаніями для власних потреб.

Всі промислові способи одержання нітратної кислоти засновані на контактному окисненні аміаку киснем повітря з наступною переробкою оксидів азоту в кислоту шляхом поглинання їх водою [2].

До сучасних тенденцій розвитку технології відносяться: забезпечення вдосконалення конструкції апаратури й машинних агрегатів; підвищення ступеня абсорбції оксидів азоту, а також ступеня використання тепла хімічних реакцій; зниження шкідливих викидів в атмосферу.

Метою даного дипломного проекту є розробка стадії абсорбції у виробництві нітратної кислоти потужністю 125000 т/рік.

1 СТИСЛИЙ АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД З ОБҐРУНТУВАННЯМ МЕТОДУ ВИРОБНИЦТВА

1.1 Аналітичний огляд

Методи виробництва нітратної кислоти можна розділити на три основні групи:

- виробництво під підвищеним тиском;
- комбіновані методи виробництва нітратної кислоти (окиснення аміаку здійснюють під атмосферним, переробку оксидів азоту в кислоту - під підвищеним тиском).
- виробництво під атмосферним тиском;

Всі промислові способи одержання нітратної кислоти засновані на контактному окисненні аміаку киснем повітря з наступною переробкою оксидів азоту в кислоту шляхом поглинання їх водою [3].

Сировиною для отримання нітратної кислоти служать аміак, повітря і вода.

Синтетичний аміак в більшій або меншій мірі забруднений домішками. Такими домішками є каталізаторний пил, змащувальне масло (при стискуванні поршневым компресором). Для отримання чистого газоподібного аміаку служать випарні станції і дистиляційні відділення рідкого аміаку. Подальше очищення здійснюється у фільтрах, фільтрувальним матеріалом в яких служить бавовняна замша. Тонкому очищенню аміачно-повітряна суміш піддається у фільтрі з поролітовими трубками.

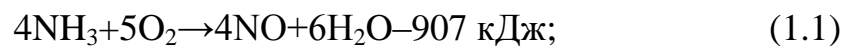
Атмосферне повітря, що використовується у виробництві нітратної кислоти, забирається на території заводу або поблизу нього. Це повітря забруднене газоподібними домішками і пилом. Тому воно піддається ретельному очищенню щоб уникнути отруєння каталізатора окиснення аміаку.

Очищення повітря проводиться, як правило, в скрубєрі, зрошуваному водою, потім в двоступінчатому фільтрі.

Вода, вживана для технологічних потреб, піддається спеціальній підготовці: відстоюванню від механічних домішок, фільтруванню і хімічному очищенню від розчинених в ній солей.

Виробництво розбавленої нітратної кислоти з аміаку складається з наступних стадій:

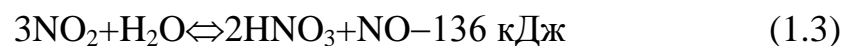
1) контактне окислення аміаку до оксиду азоту:



2) окислення NO до NO₂:

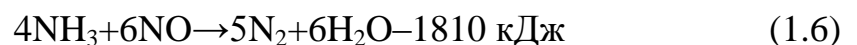
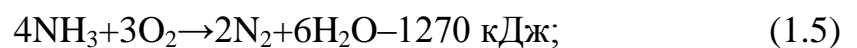
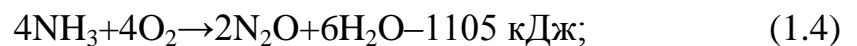


3) абсорбція діоксиду азоту водою з утворенням розбавленої нітратної кислоти:



Оксид азоту (NO), що виділяється при цьому окислюється до діоксиду (NO₂) і знову абсорбується.

При окисненні аміаку крім основної реакції (1.1) можуть протікати й інші реакції:



Ці реакції ведуть до перевитрати аміаку.

Нітрозні гази, отримані при окисненні NH₃, містять NO та інші оксиди азоту, кисень, азот і пари води. Для отримання нітратної кислоти оксид азоту (NO) необхідно окислити до діоксиду (NO₂) - реакція (1.2).

Відповідно до принципу Ле - Шательє рівновага цього процесу зсувається вправо при підвищенні тиску і зниженні температури. Практично утворення діоксиду азоту починається при температурі нижче 700°C, а при температурі нижче 100°C рівновагу майже повністю зрушено вправо. Реакція (1.3) протікає

в дві стадії. Спочатку відбувається швидка зворотна екзотермічна реакція димерізації оксиду азоту:



а потім окиснення димеру за екзотермічною практично незворотною реакцією (при $t < 100^\circ\text{C}$):

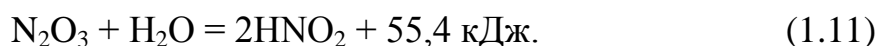
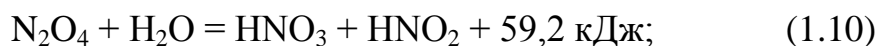


При підвищенні температури рівновага реакції (1.7) зміщується вліво, концентрація димеру N_2O_2 сильно знижується, а відповідно знижується і швидкість реакції (1.8):

$$U = K \cdot C_{\text{N}_2\text{O}_2} \cdot C_{\text{O}_2}.$$

Тому для збільшення швидкості перетворення NO в NO_2 реакційну суміш енергійно охолоджують.

Залежно від умов охолодження й окиснення в газовій фазі можуть бути оксиди азоту різного ступеня окиснення. Всі вони, за винятком оксиду азоту (II), реагують із водою. При цьому протікають наступні реакції [4]:



З NO_2 і N_2O_4 утворюються еквівалентні кількості нітратної й азотистої кислот. Практично байдуже, який оксид реагує з водою – NO_2 або N_2O_4 , оскільки швидкість їхнього взаємного перетворення дуже велика, а кількість азотистої й нітратної кислот однакова, що утвориться з NO_2 і N_2O_4 .

Підвищення тиску сприяє зрушенню рівноваги реакції (1.7) в бік димеру і збільшенню швидкості реакції (1.8), крім того, підвищується і ступінь абсорбції NO_2 водою. Тому в останні роки у виробництві HNO_3 перейшли до підвищеного тиску (до 1 МПа). При окисненні оксиду азоту може протікати реакція асоціації NO_2 з утворенням димеру:



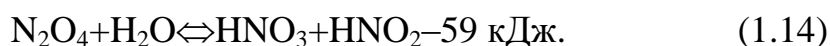
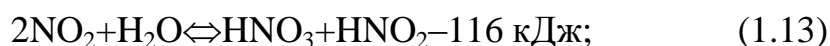
Швидкість цієї реакції дуже велика, а рівновага з підвищенням тиску і

зменшенням температури зсувається вправо.

Більшість дослідників, визначаючи ті або інші параметри процесу окиснення оксиду азоту (II) та N_2O_4 у перерахуванні в NO_2 . Таке умовне перерахування практично цілком допустимо, тому що при заданій температурі співвідношення кількостей NO_2 і N_2O_4 цілком визначне [5].

Процес абсорбції оксидів азоту водою пов'язаний з розчиненням у ній NO_2 , N_2O_4 і N_2O_3 і з утворенням нітратної й азотистої кислот. У газовій фазі в результаті взаємодії пари води з оксидами азоту утворюються також незначні кількості нітратної й азотистої кислот [6].

Абсорбція NO_2 і N_2O_4 водою протікає за схемами:



За даними М. Е. Позіна, Б. А. Копилева, Л. Я. Терещенко й Г. В. Бельченко, швидкість окиснення NO , розчиненого в рідкій фазі, при барботажному режимі збільшується з підвищенням концентрації нітратної кислоти, нітрозності газу й зі збільшенням його лінійної швидкості. Розрахунки показують, що в колонах сітчастого типу, що працюють під тиском, частка гомогенного окиснення вторинного оксиду азоту (II) у газовій фазі становить 85-90 %, частка гетерогенного окиснення NO в рідкій фазі дорівнює 10-15%.

Азотиста кислота, що утвориться при абсорбції оксидів азоту водою, малостійка й розкладається. Вона стійка тільки в дуже розведених розчинах і при температурах нижче 273 К.

Сумарна реакція розкладання азотистої кислоти пов'язана з утворенням оксиду азоту (II) і нітратної кислоти [7]:



При звичайних умовах рівноважний вміст азотистої кислоти в розведеній азотній кислоті дуже малий. Швидкість реакції розкладання азотистої кислоти виражається рівнянням:

$$-\frac{d[HNO_2]}{d\tau} = k_1 \frac{[HNO_2]^4}{p^2 NO}; \quad \frac{dx}{d\tau} = k_1 \frac{(a-x)^4}{p^2 NO}$$

де p_{NO} – парціальний тиск NO, МПа;

τ - час, хв;

a – початкова концентрація HNO_2 , моль/л;

x – зміна концентрації HNO_2 , моль/л;

k_1 - константа швидкості реакції.

Підвищення температури призводить до швидкого збільшення швидкості розпаду азотистої кислоти, особливо при температурі вище $40^\circ C$. У випадку, коли для кращого поглинання оксидів азоту необхідно прагнути до низьких температур, головну роль у прискоренні розпаду азотистої кислоти грають інтенсивне перемішування й розбризкування кислоти у вежах, що прискорює виділення окису азоту з рідкої фази й окиснення її до двоокису азоту, Одержання розведеної нітратної кислоти пов'язано із протіканням наступних процесів [8]:

- дифузія оксидів азоту з газової в рідку фазу;
- взаємодія оксидів азоту з водою й утворення нітратної й азотистої кислот;
- розкладання азотистої кислоти й повернення окису азоту, що утворюється при цьому, в газову фазу.

Найбільш повільним процесом, що визначає швидкість поглинання оксидів азоту, є дифузія їх у рідку фазу. Цей процес утрудняється утворенням кислотного туману при взаємодії пари води й двоокиси азоту в газовій фазі.

Сумарна реакція утворення нітратної кислоти описується рівняннями:



Зневажаючи малою кількістю триоксиду азоту в газі, всі розрахунки звичайно проводять за рівнянням (1.16). Рівновага цієї реакції вивчалася

багатьма дослідниками. Якщо розглядати константу рівноваги $K = \frac{p_{NO} \cdot p_{HNO_3}^2}{p_{NO_2}^3 \cdot p_{H_2O}}$

як добуток двох констант

$$K = K_1 \cdot K_2$$

$$\text{тоді } K_1 = \frac{P_{NO}}{P_{NO_2}} \quad \text{й} \quad K_2 = \frac{P_{HNO_3}^2}{P_{H_2O}}$$

Якщо константа рівноваги K залежить, як звичайно, тільки від температури, то константи рівноваги K_1 і K_2 залежать і від вмісту кислоти в розчині.

Значення цих констант визначають за парціальним тиском компонентів над азотною кислотою певної концентрації. У практичних умовах розрахунки рівноваги реакції проводять за значенням константи K_1 . За даними [], залежність константи рівноваги K_1 від температури і концентрації азотної кислоти описується наступним рівнянням:

$$\log K_1 = 2,188 \cdot 10^7 \cdot T^{-2,58} - 4,571 \cdot 10^2 \cdot T^{-1,424} \cdot C_{HNO_3} - 2,017$$

Знаючи значення K_1 і склад вихідних нітрозних газів, можна розрахувати рівноважну ступінь перетворення NO_2 в нітратну кислоту (табл. 1.1).

Таблиця 1.1 - Залежність рівноважної ступеня перетворення NO_2 в нітратну кислоту від температури і концентрації HNO_3

Концентрація HNO_3	Температура, $^{\circ}C$	$\lg K_1$	Ступінь перетворення NO_2 в HNO_3 при концентрації NO_2 в газі, %		
			0,1	1,0	10,0
5	10	8,45	59,80	65,1	66,3
	25	7,90	55,71	64,4	66,2
	50	6,90	48,80	61,0	65,6
	75	5,93	32,00	56,8	64,6
30	10	5,62	24,40	53,3	63,5
	25	4,75	7,60	51,6	60,9
	50	3,55	0,70	21,2	53,6
	75	2,55	0,00	5,8	41,2
60	10	2,20	0,00	1,1	10,4
	25	1,42	0,00	0,2	6,8
	50	0,55	0,00	0,00	3,6
	75	-0,25	0,00	0,00	0,8

Представлені дані показують, що зі збільшенням температури і концентрації нітратної кислоти ступінь перетворення NO_2 в нітратну кислоту зменшується і при концентрації нітратної кислоти вище 60% поглинання NO_2

припиняється, отже, при абсорбції реальних нітрозних газів, що містять ~ 10% NO₂, отримати азотну кислоту з концентрацією вище 60% неможливо.

Позначивши через a , b і c парціальні тиски компонентів початкового газу, знайдемо їхні парціальні тиски в кінцевому газі:

До поглинання	Після поглинання	:
NO a	$K_1 x^3$	
NO ₂ b	x	
N ₂ O ₄ c	x^2/K	

Значення K визначається за рівнянням

$$\lg K = \lg \frac{p_{NO_2}^2}{p_{N_2O_4}} = -\frac{2866}{T} + \lg T + 6,251 \quad (1.18)$$

Відповідно до реакції, кількість оксиду азоту (II), що утвориться, у три рази менше кількості поглиненого оксиду азоту (IV). Розглядаючи N₂O₄ як 2NO₂, одержимо

$$3(K_1 x^3 - a) = (b + 2c) - \left(x + \frac{2x^2}{K} \right) \quad \text{або} \quad 3K_1 x^3 + \frac{2x^2}{K} + x = 3a + b + 2c$$

Кількість поглинених нітрозних газів пропорційно зменшенню парціального тиску оксидів азоту. Внаслідок перетворення їх в азотну кислоту це зменшення можна визначити за рівнянням $R=C(p_n - p_k)$

При сталій рівновазі коефіцієнт $c = 1$ [9]. Якщо рівновага не досягається, величина c буде характеризувати ступінь досягнення рівноваги, а у випадку поглинання нітрозних газів в абсорбційних колонах тарілчастого типу – коефіцієнт корисної дії тарілок. Тоді кількість оксидів азоту, перетворених в азотну кислоту, складе

$$f = \frac{R}{p_n} Q \quad (1.19)$$

де Q – загальна кількість оксидів азоту, що знаходяться в газі.

Відповідно до основної реакції на утворення нітратної кислоти витрачається $1,5f$ NO₂, $0,5f$ води, регенерується $0,5f$ оксиду азоту (II).

Коефіцієнт C , що характеризує ступінь досягнення рівноваги або к. к. д. сітчастих тарілок при поглинанні оксидів азоту в абсорбційних колонах, залежить від ряду факторів. Виведене рівняння для розрахунку к. к. д. сітчастих тарілок абсорбційних колон має вигляд

$$C = a + Kc_{HNO_3} + 0,0041P^{1,85} + 0,067h - 0,002t - 0,43w \quad (1.20)$$

де a - постійна (для тарілок з отворами діаметром 2 мм шагом 8 мм при концентрації оксидів азоту у вихідному газі 8-9% $a=0,3$);

c_{NH_3} - концентрація нітратної кислоти, % мас;

P - тиск газу, МПа;

h - відстань між тарілками, м;

t - температура кислоти, $^{\circ}C$;

w - коефіцієнт, що залежить від тиску й швидкості газу.

Розрахунки показують, що найбільш ефективні сітчасті тарілки з діаметром отворів 1-2 мм і вільним перетином у межах 3-5%.

Процес поглинання оксидів азоту водою є типовим гетерогенним, що включає наступні основні стадії:

- дифузія оксидів азоту з газової фази в рідку;
- взаємодія оксидів азоту з водою з утворенням нітратної і азотистої кислот;
- розкладання азотистої кислоти з утворенням HNO_3 і NO ;
- дифузія NO з рідкої фази в газу;
- окиснення вторинного оксиду азоту (II) до NO_2 , після чого цикл повторюється.

Стадією сумарного процесу, що лімітує є швидкість окислення NO до NO_2 . Оскільки ця реакція протікає в газовій фазі, то абсорбційні апарати повинні мати достатньо великий вільний об'єм, тому процес абсорбції проводять в багатоступеневих насадок або тарілчастих колонах. Загальний об'єм абсорбційних колон розраховують за часом, необхідному для окислення NO до NO_2 .

Як було показано вище, швидкість окислення NO до NO₂ зростає зі зниженням температури і підвищенням тиску. Тому в практичних умовах процес абсорбції проводять при температурі 20-40 °С і тиску 0,1-1,1 МПа. Величина обсягу абсорбційної системи різко зменшується з підвищенням тиску. За даними Е. І. Перлова, залежність питомого абсорбційного об'єму від тиску при ступені поглинання 98% може бути розрахована за рівнянням

$$V = 26 P^{-1,8}, \text{ м}^3/(\text{т} \cdot \text{добу}).$$

У системах, що працюють при атмосферному тиску, питомий абсорбційний об'єм становить 28 - 31 м³/(т · добу) HNO₃, при тиску 0,716 МПа - ~ 1 м³/(т · добу) HNO₃, при тиску 1,0-1,1 МПа - ~ 0,6 м³/(т · добу) HNO₃. Тому на сучасних великотоннажних агрегатах виробництва азотної кислоти процес абсорбції проводять при тиску 1,0-1,1 МПа в тарілчастих колонах висотою 57 м з 45 сітчастими тарілками. При цьому ступінь поглинання NO₂ становить 99,0-99,5%, концентрація отриманої азотної кислоти - 60%.

У промисловості знайшли застосування установки для одержання нітратної кислоти, у яких абсорбція оксидів азоту проводиться при різних тисках: від 0,1 до 0,9 МПа.

Застосування підвищеного тиску дозволяє досягти високого ступеня поглинання оксидів азоту до 99,8-99,9%.

1.2 Обґрунтування методу виробництва

Для розробки в дипломному проєкті приймається виробництво неконцентрованої нітратної кислоти під тиском 0,73 МПа (7,3 кгс/см²).

Метод виробництва – каталітичне окиснення аміаку киснем повітря з наступною абсорбцією оксидів азоту водою під тиском 0,73 МПа (7,3 кгс/см²), каталітичним очищенням хвостових газів від оксидів азоту й рекуперацією енергії очищених хвостових газів.

Технологічний процес виробництва неконцентрованої нітратної кислоти за схемою, що працює під тиском 0,73 МПа (7,3 кгс/см²), складається з наступних стадій:

- очищення й коприміювання повітря;
- підготовка газоподібного аміаку;
- підготовка аміачно-повітряної суміші;
- окиснення аміаку й охолодження нітрозних газів;
- абсорбція оксидів азоту;
- каталітичне очищення хвостових газів від оксидів азоту й рекуперація енергії хвостових газів.

2 ХАРАКТЕРИСТИКА СИРОВИНИ, НАПІВФАБРИКАТІВ, ГОТОВОЇ ПРОДУКЦІЇ

Сировиною для виробництва нітратної кислоти є аміак, повітря і вода. Допоміжними матеріалами і енергетичними ресурсами є каталізатори окиснення аміаку та очищення вихлопних газів, природний газ, пара та електроенергія.

Стисла характеристика сировини і напівфабрикатів, що застосовуються у виробництві слабкої нітратної кислоти наведена в таблиці 2.1 [10].

Таблиця 2.1 – Характеристика вхідної сировини і продуктів

Найменування сировини, напівфабрикатів, продуктів ДСТУ	Міждержавний, державний або галузевий стандарт, технічні умови, регламент або методика	Показники, обов'язкові для перевірки (найменування і одиниця)	Регламентовані показники
1	2	3	4
Вхідна сировина			
1. Аміак рідкий технічний	ДСТУ 6221-90 марка А	Масова частка аміаку, % Масова частка води, % Масова концентрація мастила, мг/дм ³ Масова концентрація заліза, мг/дм ³	не менше 99,6% не більше 0,1% не більше 2 мг/л не більше 1 мг/л
2. Повітря атмосферне після апарата очищення повітря		Масова концентрація пилу, мг/м ³	не більше 0,007 мг/м ³
Допоміжні матеріали			
1. Конденсат паровий	СТП 6-52-96	Молярна концентрація еквівалентів твердості, мкмоль/дм ³ Масова концентрація: - хлорид іонів, мг/дм ³ - загального аміаку мг/дм ³ - рН середовища	не більше 15 не більше 2,0 не більше 2,0 не більше 7-9,2
2. Знесолена вода	СТП 6-11-96	Масова концентрація хлорид іонів, мг/дм ³ Мутність рН середовища	не більше 0,3 Відсутність 5,5-7,5

Продовження таблиці 2.1

1	2	3	4
3. Вода хімічно очищена	Регламент цеху ХПВ	Молярна концентрація еквівалентів твердості, мкмоль/дм ³ рН Масова концентрація солей твердості (у перерахуванні на хлорид натрію), мг/дм ³ Масова концентрація речовини, екстрагуючого ефіром, мг/дм ³	не більше 10 8,5-10,5 не більше 200 не більше 1,0
4. Природний газ	ДСТУ 5542-87	Масова концентрація меркаптанів і сірководню (у перерахуванні на елементарну сірку), мг/м ³	не більше 20 мг/м ³
5. Азот газоподібний технічний	СТП 113-03-26-43-91	Об'ємна доля кисню, % Масова концентрація мастила	не більше 3,0 Відсутність
6. Водень	ДСТУ 3022-88 зі змін. № 1,2		
7. Мастило турбінне марки Т22	ДСТУ 32/82 зі змін. № 1,2,3,4	Приймається за паспортом заводу-постачальника	
8.Склотканина марки ТСФ(Б) -7С	ГОСТ 10146-74 зі змін. № 1,2,3	Приймається за паспортом заводу-постачальника (перед застосуванням прожарити)	
9. Каталізатор - сітки з металів платинової групи		Приймається за паспортом заводу-постачальника	
10. Каталізатор оксидний ванадій-титановий V ₂ O ₅ /TiO ₃	ТУ 113-03-3004-91	Відповідає вимогам ТУ за висновком лабораторії вхідного контролю ОТК	
11.Скловолокно СТВ-20	ТУ 6-48-37-90	Приймається за паспортом заводу-постачальника	

12. Односпрямоване волокно марки БВ 6/а	ДСТУ 10727-91	Приймається за паспортом заводу-постачальника	
13. Фільтруючий елемент Ф-33-КЛ з тканиною Петрянова	ОСТ 95-4-80	Приймається за паспортом заводу-постачальника	
14. Фільтруючий елемент Ф-1,8 з лавсанового волокна	ОСТ 95-4-80	Приймається за паспортом заводу-постачальника	
15. Склосітка марки ССФ-3 і ССФ-4	ТУ 6-11-57-73	Приймається за паспортом заводу-постачальника	
16. Картон марки ФМП-1	ТУ 81-04-325-74	Приймається за паспортом заводу-постачальника	

Продовження таблиці 2.1

Енергетичні ресурси			
1. Вода зворотна водозворотного циклу	Регламент цеху зворотного водопостачання	pH Масова концентрація нітрогену нітратного, мг/дм ³ Температура, °C Тиск, МПа (кгс/см ²)	7,5-8,5 не більше 45 не більше 28 не менше 0,5(5)
2. Електроенергія		1) Змінний струм: - частота, Гц - напруга, В 2) Постійний струм: - напруга, В	50 6000, 380, 220, 12 220
3. Повітря для контрольно-вимірювальних приладів	СТУ-4169-2003	- вода - мастило, мг/м ³ - крапка роси	Відсутність не більше 0,01, не більше мінус 70 ⁰ C

Готовий продукт - кислота нітратна неконцентрована. Формула HNO₃.
Відносна молекулярна маса - 63,0128.

Вироблена неконцентрована нітратна кислота повинна відповідати вимогам, представленим у таблиці 2.2.

Таблиця 2.2 - Характеристика готової продукції

№ пп	Найменування показника	Норма
1.	Зовнішній вигляд	Безбарвна або жовта рідина без механічних домішок.
2.	Масова частка нітратної кислоти, %	Не менше 58
3.	Масова частка оксидів азоту (у перерахуванні на N ₂ O ₄), %, не більше	0,15
4	Масова частка залишку після прожарювання, %, не більше	0,02

Кислота з масовою часткою 30-35% найбільш активна стосовно металів. Нітратна кислота гігроскопічна та необмежено розчинна у воді, тобто з водою вона змішується в будь-яких співвідношеннях. При розчиненні виділяється тепло. Пари нітратної кислоти токсичні та в 2,2 рази важче повітря.

Кипіння кислоти супроводжується частковим розкладанням її за рівнянням реакції:



Оксид азоту (IV), що виділяється, розчиняючись в кислоті, фарбує її в жовтий або червоний (залежно від кількості NO₂) колір [10].

Область застосування

Нітратна кислота є одним з найважливіших продуктів хімічної промисловості й застосовується для одержання азотних добрив, барвників, вибухових речовин і інших цілей народного господарства.

Нітратна кислота є сировиною для виробництва основних азотних добрив:

- NH₄NO₃ - аміачні селітри;
- NaNO₃ - натрієві селітри;
- KNO₃ - калієві селітри;
- Ca(NO₃)₂ - кальцієві селітри;

і цілого ряду інших нітратних солей.

Нітратну кислоту застосовують також у виробництві лікарських речовин, хімікатів, для фотографії й ряду інших продуктів органічного синтезу.

Кислота нітратна неконцентрована виготовляється відповідно до вимог ОСТ 113-03-270-90 за технологічним регламентом [10] і повинна відповідати нормам, які наведені в таблиці 2.3.

Таблиця 2.3 – Характеристика нітратної кислоти (ОСТ 113-03-270-90)

Найменування властивості (константи) і одиниця вимірювання	Значення фізичної величини с граничними відхиленнями		
	I сорт	II сорт	Вищий сорт
Зовнішній вигляд	Безбарвна або трохи жовтувата рідина без механічних домішок		
Масова частка нітратної кислоти, %	56,0	46,0	57,0
Масова частка оксидів азоту в перерахунку на N_2O_4 , %	0,1	0,2	0,07
Прожареного залишку, не більше, %	0,02	0,05	0,004

3 ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ

Технологічний процес виробництва неконцентрованої нітратної кислоти за схемою, що працює під тиском 0,73 МПа, складається з наступних стадій [10]:

- очищення і компримування повітря;
- підготовка газоподібного аміаку;
- підготовка аміачно-повітряної суміші;
- окиснення аміаку та охолодження нітрозних газів;
- абсорбція оксидів азоту;
- каталітичне очищення хвостових газів від оксидів азоту і рекуперація енергії хвостових газів.

Очищення і компримування повітря

Атмосферне повітря для виробництва нітратної кислоти засмоктується осьовим компресором агрегату ГТТ-3М поз. 2КМ в апарат очищення повітря поз. 3Т, що має три паралельні секції, де здійснюється двохступеневе (грубе і тонке) очищення. Очищене повітря з масовою концентрацією пилу не більше 0,007 мг/м³ яке всмокталось осьовим компресором поз. 2КМ агрегату ГТТ-3М, стискається до тиску 0,24 – 0,3 МПа, нагріваючись при цьому до температури не більше 174°C.

Після осьового компресора поз. 2КМ повітря охолоджується у повітроохолоджувачі оборотною водою до температури не більше 70°C. Охоложене повітря після осьового компресора подається на всмоктування нагнітача агрегату ГТТ-3М, де стискається до тиску не більше 0,8 МПа, нагріваючись при цьому до температури не більше 180°C.

Підготовка газоподібного аміаку

Зріджений аміак з цеху 1-А під тиском 1,2 – 1,4 МПа подається в міжтрубний простір випарника аміаку поз. 5Т.

З випарника газоподібний аміак надходить в підігрівач газоподібного аміаку поз. 6Т, де підігрівається до температури 80 – 110°C паром тиском не більше 0,5 МПа і подається на приготування аміачно-повітряної суміші в змішувач поз. 7Х.

Паровий конденсат після випарника аміаку і підігрівача газоподібного аміаку прямує до збірки парового конденсату.

Підготовка аміачно-повітряної суміші

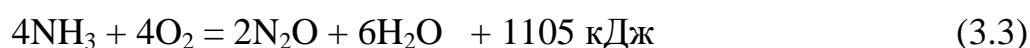
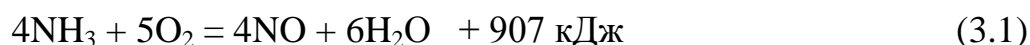
Стиснене повітря після нагнітача з тиском не більше 0,8 МПа (8 кгс/см²) і температурою 140-180°C поступає на додатковий підігрів, після прямує на приготування аміачно-повітряної суміші в змішувач 7Х. Температура аміачно-повітряної суміші на виході із змішувача становить 170-230°C.

Підготовка аміачно-повітряної суміші полягає в її приготуванні і очищенні, і проводиться в суміщеному апараті-змішувачі з фільтром 7Х.

Окиснення аміаку та охолодження нітрозних газів

Із змішувача з фільтром поз. 7Х аміачно-повітряна суміш поступає в контактний апарат 8Р. Контактний апарат являє собою вертикальну циліндричну ємність. У верхній частині є вбудований конус, що переходить в циліндр діаметром 1700 мм. У нижній частині циліндра, в горизонтальній площині, встановлена касета, в якій розміщено 12 каталізаторних сіток платино-родієвій-паладієвого сплаву. У міжкорпусних простір подається аміачно-повітряна суміш, яка через отвори у верхній частині внутрішнього конуса надходить на каталізаторні сітки для окиснення.

На каталізаторних сітках при температурі 890-910°C відбувається окиснення аміаку киснем повітря за реакціями:



Вихід оксиду нітрогену від окисненого аміаку (ступінь конверсії) повинен складати не менше 93,5%.

Гарячі нітрозні газы, що утворюються при окисненні аміаку в контактному апараті поз. 8Р, поступають в казан-утилізатор поз. 9Т, де охолоджуються до температури 260 – 380°C. Контактний апарат поз. 8Р встановлений безпосередньо на казані-утилізаторі поз. 9Т.

Охолоджені нітрозні газы після казана-утилізатора поступають в окиснювач поз. 10Х, в якому продовжується реакція окиснення оксиду нітрогену киснем повітря в діоксид азоту:



У верхній частині окиснювача поз. 10Х встановлений фільтр для уловлювання платини.

Нітрозні газы після окиснювача поз. 10Х, проходять послідовно підігрівач хвостових газів II ступеня поз. 12Т і підігрівач хвостових газів I ступеня поз. 11Т. Охолоджені в підігрівачу хвостових газів II ступеня поз. 12Т нітрозні газы з температурою 220-260°C надходять в підігрівач хвостових газів I ступеня поз. 11Т, де охолоджуються хвостовими газами після абсорбційної колони поз. 15К до температури не більш 170°C і надходять в холодильники-конденсатори поз. 13Т і 14Т. У холодильниках-конденсаторах нітрозні газы охолоджуються оборотною водою до температури не більш 65°C. При цьому відбувається конденсація водяної пари в нітрозних газах з утворенням нітратної кислоти з масовою часткою нітратної кислоти 40-55%, що надходить на одну з 6 по 9 тарілку абсорбційної колони поз. 15К.

Після холодильників-конденсаторів нітрозні газы поступають під першу тарілку абсорбційної колони 15К.

Абсорбція оксидів нітрогену

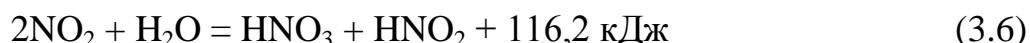
Абсорбційна колона поз. 15К являє собою апарат діаметром 3,2 м, заввишки 46,4 м з 47-а тарілками сітчастого типу. Нітрозні гази проходять послідовно всі тарілки абсорбційної колони поз. 15К від низу до верху.

Для зрошування абсорбційної колони поз. 15К на 45-у або на 46-у тарілку подається заздалегідь охолоджена до температури не більше 35°C глибокознесолена вода.

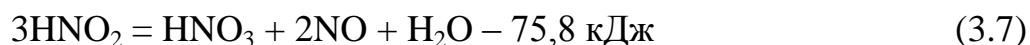
В абсорбційній колоні відбувається остаточне доокиснення оксиду нітрогену NO в діоксид нітрогену NO₂ киснем додаткового повітря, що вводиться в колектор нітрозного газу після підігрівача хвостового газу поз. 12Т за реакцією:



На тарілках абсорбційної колони діоксид нітрогену NO₂ взаємодіє з водою з утворенням нітратної кислоти за реакцією:



Азотиста кислота, як нестійка, розпадається:



Нітратна кислота, що утворюється на верхній тарілці абсорбційної колони, перетікає по перетіканнях на нижче розташовані тарілки, рухаючись назустріч потоку нітрозного газу. У міру поглинання діоксиду нітрогену масова частка нітратної кислоти збільшується. На виході з абсорбційної колони поз. 15К масова частка нітратної кислоти в готовому продукті повинна складати не менше 58%.

Тепло, що виділяється в процесі, відводиться оборотною водою, що проходить за змійовиками, укладених на тарілках абсорбційної колони поз. 15К.

Хвостові гази, що містять непоглинені оксиди нітрогену, кисень, азот, воду, проходять сепаруючий пристрій колони абсорбції і прямують в підігрівач хвостових газів поз. 12Т.

Об'ємна частка оксидів нітрогену в хвостових газах після абсорбційної колони не повинна перевищувати 0,15%.

З куба абсорбційної колони поз. 15К нітратна кислота поступає в продувну колону поз. 16К на верхню з трьох тарілок сітчастого типу.

Під нижню тарілку подається повітря після нагнітача, для віддувки оксидів азоту, розчинених в кислоті.

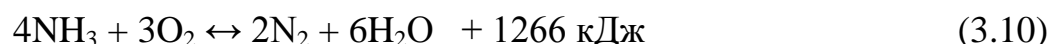
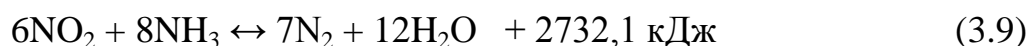
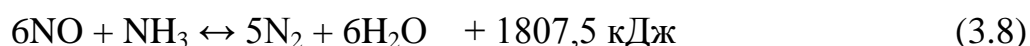
Масова частка оксидів азоту, розчинених в нітратній кислоті, не повинна перевищувати 0,15%.

Нітратна кислота з масовою часткою не менше 58% з продувної колони поз. 16К за рахунок тиску в системі видається в сховища складу нітратної кислоти.

Каталітичне очищення хвостових газів від оксидів нітрогену і рекуперація енергії хвостових газів

Хвостові гази після абсорбційної колони прямують в підігрівачі хвостових газів першого та другого ступенів поз. 11Т та поз. 12Т. За рахунок охолодження нітрозних газів, що виходять з окиснювача поз. 10Х, хвостові гази нагріваються до температури 220 – 280°C і прямують в реактор селективного каталітичного очищення поз. 17Р.

Нагрітий хвостовий газ, змішуючись з відновлювальним реагентом – газоподібним аміаком, загальним потоком надходить в реактор селективного очищення поз. 17Р, де на оксидному ванадій-титановому каталізаторі відбувається відновлення оксидів азоту за реакціями:



Газоподібний аміак подається в змішувач, вбудований безпосередньо в газопровід хвостових газів перед реактором селективного очищення поз. 17Р.

Для рівномірного розподілу газоподібного аміаку в потоці хвостових газів передбачений струменевий змішувач, вбудований в трубопровід хвостових газів, який представляє собою два торообразних кільця, з'єднаних

між собою трубою. Реактор селективного очищення поз. 17Р являє собою вертикальний циліндричний апарат зі сферичними днищами, що має одну полицю. На ній знаходиться оксидний ванадій-титановий каталізатор ($5,8 \text{ м}^3$).

Очищені хвостові гази після реактора селективного очищення поступають на остаточний підігрів до температури не більше 700°C в універсальну камеру згоряння турбіни УКЗТ поз. 4Х.

На виході з камери згоряння топкові гази змішуються з очищеними хвостовими газами, що поступають по міжкорпусному простору. Температура газової суміші після камери згоряння не більше 700°C .

Відпрацьовані в турбіні гази з температурою не більше 410°C прямують в казан-утилізатор поз. 18Т із сталевим економайзером поз. 19Т.

Очищені хвостові гази після казана-утилізатора поз. 18Т і сталевих економайзерів поз. 19Т, що служать для підігріву живильної води для казана-утилізатора КУГ-66 18Т, з температурою не менше $160\text{-}190^\circ\text{C}$ і масовою концентрацією оксидів нітрогену не більше 103 мг/м^3 , оксиду вуглецю не більше 125 мг/м^3 , аміаку не більше 38 мг/м^3 викидаються в атмосферу через вихлопну трубу висотою 155 м [10].

4.1 Матеріальний розрахунок абсорбційного вузла

Відповідно до технологічного регламенту газ, що надходить із теплообмінника в холодильник-конденсатор, має наступний склад, наведений у табл. 4.1.

Таблиця 4.1 - Склад газу, що надходить із теплообмінника в холодильник-конденсатор

Речовина	м ³ /т	кг/т	кмоль	% (об)
NO	63,62795	85,216	2,840533	2,069718
NO ₂	170,0589	349,228	7,591913	5,53175
N ₂ O ₄	6,034122	24,783	0,26938	0,196281
O ₂	55,8908	79,844	2,495125	1,818041
N ₂	2652,722	3315,9	118,4251	86,28891
H ₂ O	125,8992	101,169	5,6205	4,095305
Усього	3074,233	3956,142	137,2425	100

На підставі практичних даних приймаємо, що при охолодженні нітрозних газів утвориться конденсат у вигляді 53%-вої нітратної кислоти. По діаграмі [2] це відповідає 42,5%-вому ступеню перетворення оксидів азоту в нітратну кислоту. З огляду на неповноту конденсації, приймаємо, що в холодильнику 42,2% оксидів азоту при взаємодії з конденсатом перетворюються в нітратну кислоту.

Визначення кількості конденсату.

Кількість оксиду азоту, перетвореного в нітратну кислоту, складе:

$$2,840533 \cdot 0,422 = 1,198705 \text{ кмоль}$$

де 2,840533 – кількість NO, кмоль.

На утворення нітратної кислоти за реакцією



витрачається наступна кількість води:

$$\frac{1,198705}{2} = 0,599353 \text{ кмоль}$$

Кількість води, що сконденсувалася (x) при утворенні 53%-вої нітратної кислоти можна обчислити за рівнянням:

$$\frac{1,198705 \cdot 63 \cdot 100}{1,198705 \cdot 63 + 18 \cdot x} = 53\%$$

де $18 \cdot x$ - вага води в конденсаті. Звідси $x = 3,72051$ кмоль.

Усього конденсується води:

$$0,599353 + 3,72051 = 4,31986 \text{ кмоль}$$

Залишається водяної пари у газі:

$$5,6205 - 4,31986 = 1,30 \text{ кмоль}$$

де 5,6205 – кількість H_2O у нітрозному газі, кмоль.

Кількість 53%-вої нітратної кислоти, що утвориться, становить:

$$1,198705 + 3,72051 = 4,919214 \text{ кмоль}$$

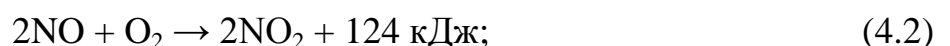
Визначення кількості й складу газу після холодильника.

Кількість кисню, що витрачається на окиснення оксиду азоту й утворення нітратної кислоти, визначаємо за сумарним рівнянням (4.1):

$$1,198705 \cdot 0,75 = 0,899 \text{ кмоль},$$

де 0,75 – кількість кисню, кмоль

Кількість кисню, витраченого при додатковому окисненні оксиду азоту, розраховуємо за реакцією (4.2)



Приймаємо ступінь окиснення оксиду азоту за практичними даними 27%:

$$(2,840533 - 1,198705) \cdot 0,27 \cdot 0,5 = 0,221647 \text{ кмоль,}$$

де 0,5 – кількість кисню за реакцією (5.2), кмоль

Залишається кисню в газі:

$$2,495 - 0,899 - 0,221647 = 1,374449 \text{ кмоль}$$

де 2,495 – кількість кисню в нітрозному газі, кмоль

Утвориться діоксиду азоту:

$$(2,840533 - 1,198705) \cdot 0,27 = 0,443294 \text{ кмоль}$$

Загальна кількість діоксиду азоту:

$$7,5919 + 0,443294 = 8,035207 \text{ кмоль}$$

де 7,5919 – кількість діоксиду азоту в нітрозному газі, кмоль.

Залишається оксиду азоту в газі:

$$2,840533 - 1,197058 - 0,443294 = 1,198535 \text{ кмоль}$$

Склад конденсату:

$$\text{HNO}_3 \quad 1,198705 \cdot 63 = 75,51842 \text{ кг} \quad 53\%$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 3,72051 \cdot 18 = 66,96916 \text{ кг} \quad 47\%$$

$$\text{Усього} \quad 142,4876 \text{ кг}$$

Газ, що виходить із холодильника-конденсатора, має склад, наведений у табл. 4.2.

Таблиця 4.2 - Склад газу, що виходить із холодильника-конденсатора

Речовина	м ³ /год	м ³ /т	кг/т	кмоль	% (об)
NO	401,9 02	26,84 718	35,95 6039	1,198 535	0,917 691
NO ₂	2694, 43	179,9 886	369,6 19507	8,035 207	6,152 377
N ₂ O ₄	90,33 08	6,034 122	24,78 3	0,269 38	0,206 259
O ₂	460,8 91	30,78 767	43,98 23803	1,374 449	1,052 385
N ₂	3971 1,2	2652, 722	3315, 902	118,4 251	90,67 542
H ₂ O	436,1 4	29,13 43	23,41 14902	1,300 638	0,995 87
Усього	4379 4,9	2925, 513	3813, 654417	130,6 033	100

4.2 Матеріальний розрахунок абсорбційної колони

Нітрозні гази після холодильника-конденсатора надходять під 1- у тарілку абсорбційної колони, конденсат – на 4 - 7-у тарілки.

Із продувної колони подається продувний газ і додаткове повітря, що пропонується подавати двома потоками: 75% - під першу тарілку, 25% - під 12- у тарілку. Склад продувного газу разом з додатковим повітрям наведено у табл. 4.3.

Таблиця 4.3 - Склад нітрозного газу і додаткового повітря у абсорбційній колоні

Речовина	м ³ /т	кг/т	кмоль	% (об)
NO	0,082133	0,11	0,003667	0,010232
NO ₂	1,368348	2,81	0,061087	0,170467
N ₂ O ₄	0,141217	0,58	0,006304	0,017593
O ₂	162,75	232,5	7,265625	20,27517
N ₂	634,88	793,6	28,34286	79,09246
H ₂ O	3,484444	2,8	0,155556	0,434087
Усього	802,7061	1032,4	35,8351	100

Склад нітрозного газу після змішання з додатковим повітрям, що подається під 1-у тарілку (нітрозний газ й 75% додаткового повітря) наведений у табл. 4.4.

Таблиця 4.4 - Склад нітрозного газу і додаткового повітря під 1-ою тарілкою

Речовина	м ³ /т	кг/т	кмоль	% (об)
NO	26,90878	36,038539	1,201285	0,771915843
NO ₂	181,0149	371,727007	8,081022	5,192665126
N ₂ O ₄	6,140035	25,218	0,274109	0,176135479
O ₂	147,4469	210,63838	6,582449	4,229719436
N ₂	3092,898	3866,123	138,0758	88,72411338
H ₂ O	31,56377	25,3637402	1,409097	0,905450731
Усього	3485,973	4535,108667	155,6238	100

У виробництві нітратної кислоти велике значення має визначення максимальної швидкості окиснення NO і мінімального реакційного об'єму.

Концентрація кисню під першою тарілкою складає 4,23%, концентрація NO складає 0,77%. По номограмі "Залежність швидкості реакції окиснення NO й об'єму реактора від концентрації кисню в газовій суміші" [9] знаходимо відносну швидкість реакції (4.2) - $z=5,5$.

За номограмою визначення ступеню окиснення NO [9] знаходимо ступінь окиснення оксиду нітрогену.

Приймаємо фактичний ступінь окиснення NO $\alpha = 0,98$.

Розрахуємо матеріальний баланс абсорбційної колони в загальному вигляді. Загальна кількість одержуваної HNO₃ при ступені поглинання оксидів нітрогену 98,2% складе:

$$(2,840533+7,5919+2 \cdot 0,26938+0,003667+0,061087+2 \cdot 0,0063) \cdot 0,982 = \\ = 11,044857 \cdot 0,982 = 10,8497 \text{ кмоль або } 10,8497 \cdot 63 = 683,5308 \text{ кг}$$

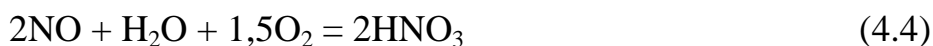
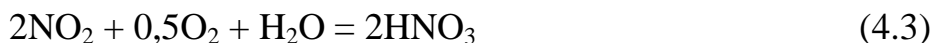
Втрати кислоти дорівнюють:

$$11,044857 - 10,8497 = 0,199 \text{ кмоль}$$

Кількість моногідрату, що утвориться безпосередньо в колоні:

$$11,044857 - 1,198705 = 9,65099 \text{ кмоль}$$

Кількість кисню, необхідного для одержання нітратної кислоти, визначається з рівнянь:



$$(8,0963 + 2 \cdot 0,27568) \cdot 0,5 \cdot 0,5 + (1,202 - 0,199) \cdot 1,5 \cdot 0,5 = 2,9144 \text{ кмоль}$$

де 0,199 – втрати оксидів нітрогену, кмоль;

8,0963 – кількість NO_2 , кмоль;

0,27568 – кількість N_2O_4 , кмоль;

1,202 – кількість NO , кмоль.

Залишиться кисню у вихлопних газах:

$$8,318 - 2,9144 = 5,404 \text{ кмоль}$$

де 8,318 – кількість O_2 , що надходить у колону, кмоль.

Вміст пари води у вихлопних газах при 30^0 буде дорівнювати

$$\frac{31,5 \cdot 100}{760 \cdot (8 - 0,5)} = 0,55\%$$

де 31,5 – парціальний тиск пари води, мм. рт. ст.;

0,5 - втрати тиску, ата.

Визначаємо загальну кількість вихлопних газів:

$$X = 0,199 + 5,404 + 0,0055x + 144,6261 = 151,0598 \text{ кмоль}$$

де 144,6261 – кількість азоту, що надходить у колону, кмоль.

Кількість пари води у вихлопних газах становить:

$$151,0598 - (0,199 + 5,404 + 144,6261) = 0,8308 \text{ кмоль}$$

Кількість води необхідної, для утворення 100%-вої нітратної кислоти за реакцією:



$$\text{дорівнює: } 9,65099 \cdot 0,5 = 4,8255 \text{ кмоль}$$

де 9,65099 – кількість моногідрату, що утвориться безпосередньо в колоні, кмоль.

Кількість води необхідної, для розведення моногідрату HNO_3 до 58%:

$$10,8497 \cdot 63 \cdot \frac{42}{18 \cdot 58} = 27,49836 \text{ кмоль або } 27,49836 \cdot 18 = 494,9706 \text{ кг}$$

Усього буде потрібно води: $4,8255 + 27,49836 = 32,32386$ кмоль

Маса 58%-вої нітратної кислоти: $683,5308 + 494,9706 = 1178,501$ кг

Відповідно до технологічного регламенту [6] продукційна кислота містить до 0,08% (мас.) розчинених оксидів азоту (N_2O_4):

$$1178,501 \cdot 0,0008 = 0,9428 \text{ кг або } 0,0102 \text{ кмоль } \text{N}_2\text{O}_4.$$

N_2O_4 знаходиться в рівновазі з NO_2 , тому надалі приймаємо, що NO_2 означає суміш NO_2 й N_2O_4 у кількості, визначеній рівнянням рівноваги. Робимо перерахування N_2O_4 в NO_2 , приймаючи, що $2\text{NO}_2 = \text{N}_2\text{O}_4$ [9]. Склад вихлопних газів:

$\text{NO}_x = 0,199 - 0,0102 = 0,1886$ кмоль. Відповідно до технологічного регламенту, співвідношенню NO : ($\text{NO}_2 + \text{N}_2\text{O}_4$) на виході із абсорбційної колони $\approx 4:1$. Склад вихлопних газів наведений у табл. 4.5.

Таблиця 4.5 - Склад вихлопних газів

Речовина	$\text{м}^3/\text{т}$	кг/т	кмоль	% (об)
NO	3,380185	4,527034	0,150901	0,099902
NO_2	0,845046	1,735363	0,037725	0,024975
O_2	121,0505	172,9292	5,404038	3,577659
N_2	3239,624	4049,53	144,6261	95,74743
H_2O	18,61057	14,95492	0,830829	0,550037
Усього	3383,51	4243,677	151,0496	100

З урахуванням вологості газу й кількості реакційної води потрібно ввести в колону наступну кількість води:

$$32,32386 + 0,8308 - (1,4467 + 3,7205) = 27,98743 \text{ кмоль}$$

де 32,32386 – кількість води для утворення кислоти, кмоль;

0,8308 – кількість води, що втримується у вихлопних газах, кмоль;

1,4467 – кількість води, внесеної з нітрозним і продувним газом, кмоль;

3,7205 – кількість води, витрачена на утворення HNO_3 у холодильнику-конденсаторі, кмоль.

На підставі розрахунків складемо таблицю матеріального балансу (таблиця 4.6).

Таблиця 4.6 - Матеріальний баланс абсорбційної колони

Прихід	М ³ /Т	кг/Т	кмоль	%, об.	Витра та	М ³ /Т	кг/Т	кмоль	%, об.
1. Нітрозний газ	2925,51	3813,65	130,603	100	1.Хвостові гази	3383,51	4243,67	151,05	100
у т.ч.					у т.ч.				
NO	26,85	35,96	1,198	0,92	NO	3,380185	4,53	0,15	0,10
NO ₂	179,99	369,62	8,04	6,15	NO ₂	0,845046	1,74	0,04	0,03
N ₂ O ₄	6,03	24,78	0,27	0,21	O ₂	121,0505	172,93	5,40	3,58
O ₂	30,79	43,98	1,37	1,05	N ₂	3239,624	4049,53	144,63	95,75
N ₂	2652,72	3315,90	118,43	90,68	H ₂ O	18,61057	14,96	0,83	0,55
H ₂ O	29,13	23,41	1,30	0,99					
2. Продувний газ	747,31	961,97	33,362	100	2.Нітратна кислота		1179,44	38,36	100
у т.ч.					у т.ч.				
NO	0,082	0,11	0,004	0,01	HNO ₃ - 100%		683,53	10,85	57,95
NO ₂	1,37	2,81	0,06	0,18	H ₂ O		494,97	27,49	41,97
N ₂ O ₄	0,14	0,58	0,006	0,02	N ₂ O ₄		0,94	0,01	0,079
O ₂	155,55	222,21	6,94	20,81					
N ₂	586,90	733,63	26,20	78,56					
H ₂ O	3,27	2,63	0,15	0,44					
3. Глибокознес оленавода		503,77	27,99						
4. Конденсат		142,49	4,92	100					
у т.ч.									
HNO ₃ - 100%		75,52	1,20	53					
H ₂ O		66,97	3,72	47					
Разом		5421,88			Разом		5423,11		

Продовження таблиці 4.7

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
HNO ₃ - 100%		1178,1	18,72	53					
H ₂ O		1044,7	58,032	47					
Разом		84581,3			Разом		84600,5		