

РЕФЕРАТ

Даний дипломний проект складається з пояснювальної записки, що містить 65 сторінок, 23 таблиці, 1 рисунок, 18 літературних джерел та графічної частини з 3 аркушів.

АМІАК, ПРИРОДНИЙ ГАЗ, СІРЧИСТІ СПОЛУКИ, ГІДРУВАННЯ, АДСОРБЕР, ПОГЛИНАЧ

У дипломному проекті запропоновано нове технологічне рішення яке полягає в заміні цинкового поглинача СПС-Ф на SG-9201. Цей поглинач має меншу насипну щільністю, як наслідок чинить менший опір по всьому перетину апарата, ще дозволить знизити втрати на компримювання природного газу, що очищається, та підвищити ефективність роботи всієї установки виробництва аміаку.

					ПД(δ) 16.01. ПЗ			
Зм.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата	Пояснювальна записка	Літ.	Арк	Аркушів
Розроб.		Іваненко П.С.						65
Рук. пр.		Кравченко І.В.						
Перевір.								
Н. контр.								
Зав. каф..		Суворін О.В.				ХТ-17δ СНУ ім.В.Даля		

ВІДОМІСТЬ ДИПЛОМНОГО ПРОЕКТУ

<i>Номер документа</i>	<i>Позначення</i>	<i>Найменування документа</i>	<i>Формат</i>	<i>Кількість аркушів</i>
1	ПД(δ) 16.01.ПЗ	Пояснювальна записка	A4	65
2	ПД(δ) 16.02.Сх	Технологічна схема	A3	1
3	ПД(δ) 16.03.ВО	Адсорбер. Креслення загального виду	A3	1
4	ПД(δ) 16.04.ТМБ	Таблиця матеріального балансу	A3	1

ЗМІСТ

<i>Вступ</i>	7
<i>1 Короткий аналітичний огляд з обґрунтуванням методу виробництва</i>	8
<i>2 Характеристика сировини, напівфабрикатів, готової продукції</i>	21
<i>3 Нові технічні рішення, прийняті в проекті</i>	26
<i>4 Опис технологічної схеми</i>	28
<i>5 Матеріальний і тепловий баланси</i>	30
5.1 Розрахунок матеріального балансу реактора гідрування	30
5.2 Матеріальний баланс поглинання сірководню	33
5.3 Тепловий розрахунок реактору гідрування	34
5.4 Тепловий баланс апарату сіркоочистки	37
<i>6 Вибір і розрахунок основного апарата</i>	39
<i>7 Вибір допоміжного обладнання</i>	43
<i>8 Контроль роботи, норми й правила обслуговування основного апарата</i> ...	45
<i>9 Ресурсозбереження і охорона навколишнього середовища</i>	49
9.1 Викиди в атмосферу	49
9.2 Стічні води	50
9.3 Тверді й рідкі відходи	52
9.4 Розрахунок ГДВ	53
<i>10 Охорона праці</i>	56
10.1 Основні характеристики речовин, застосовуваних у виробництві аміаку.....	56
10.2 Фізичні небезпечні й шкідливі фактори	58
10.3 Хімічні небезпечні й шкідливі виробничі фактори.....	58
10.4 Міри електробезпечності.....	59
10.5 Пожежна безпека.....	59
10.6 Водопостачання	61
<i>Висновок</i>	63
<i>Література</i>	64

ВСТУП

По обсягам виробництва аміак займає одне з перших місць; щорічно в усьому світі одержують близько 100 мільйонів тонн цієї речовини. Аміак випускається в рідкому виді або у вигляді водяного розчину – аміачної води, що звичайно містить 25% NH_3 [1].

Аміачне виробництво відрізняється великою енергоємністю. Сучасні енерготехнологічні агрегати аміаку практично автономні і мають продуктивність 450-500 тис. т/рік і загальний енергетичний ккд 50-52%.

Зв'язаний азот, і в першу чергу аміак й нітратна кислота, необхідні при виробництві безлічі хімічних продуктів: анілінових барвників, вибухових речовин, сірчаної кислоти, окиснювачів, хімікатів для фотографії й для одержання поліамідних синтетичних волокон, пластмас й інших полімерних матеріалів. Аміак застосовується як азотне добриво в сільському господарстві, холодоагент в холодильній техніці, у медицині.

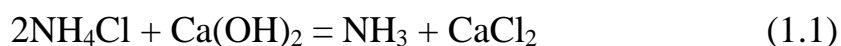
Вдосконалювання виробництва аміаку спрямоване на пошук альтернативних видів сировини, на підвищення його коефіцієнта корисної дії, на більше раціональне використання сировинних й енергетичних ресурсів, на збільшення надійності роботи енергетичних машин і технологічних апаратів, системи автоматизації й виконавчих механізмів, каталізаторів, адсорбентів і розчинників [2].

Метою даного дипломного проекту є розгляд виробництва синтетичного аміаку з розробкою стадії сіркоочищення природного газу.

1 КОРОТКИЙ АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД З ОБҐРУНТУВАННЯМ МЕТОДУ ВИРОБНИЦТВА

Аміак - безбарвний газ із різким запахом, температура плавлення мінус 80°C, температура кипіння мінус 36°C, добре розчиняється у воді, спирті й ряді інших органічних розчинників. Синтезують із азоту й водню. У природі утворюється при розкладанні азотвміщуючих органічних сполук. Аміак легко скраплюється при охолодженні до мінус 33,3°C або при кімнатній температурі при підвищенні тиску приблизно до 10 атм. Замерзає аміак при охолодженні до мінус 77,7° С.

Уперше аміак був отриманий у чистому вигляді в 1774 англійським хіміком Джозефом Пристлі. Він нагрівав нашатир (хлорид амонію) з гашеним вапном (гідроксидом кальцію). Реакцію



дотепер використовують у лабораторіях, якщо потрібно одержати невеликі кількості цього газу; інший зручний спосіб одержання аміаку - гідроліз нітриду магнію:



Аміак, що виділявся, Пристлі збирав над ртуттю. Він назвав його "лужним повітрям", оскільки водяний розчин аміаку мав всі ознаки лугу. В 1784 французький хімік Клод Луї Бертолле за допомогою електричного розряду розклав аміак на елементи й встановив таким чином склад цього газу, який в 1787 одержав офіційну назву "амоніак" - від латинської назви нашатирю - *sal ammoniac*; цю сіль одержували біля храму бога Амона в Єгипті. Ця назва зберігається й нині в більшості західноєвропейських мов (нім. *Ammoniak*, англ. *ammonia*, фр. *ammoniaque*); скорочену назву "аміак", якою ми користуємося, узвичаїв у 1801 році російський хімік Яків Дмитрович Захаров, що вперше розробив систему російської хімічної номенклатури.

По обсягах виробництва аміак займає одне з перших місць; щорічно в усьому світі одержують близько 100 мільйонів тонн цієї сполуки. Аміак випус-

кається в рідкому вигляді або у вигляді водяного розчину - аміачної води, що зазвичай містить 25% NH₃.

Величезні кількості аміаку використовуються для одержання нітратної кислоти, що йде на виробництво добрив та безлічі інших продуктів. Аміачну воду застосовують також безпосередньо у вигляді добрива, а іноді поля поливають із цистерн безпосередньо рідким аміаком. З аміаку одержують різні солі амонію, карбамід, уротропін. Його застосовують також як дешевий холодоагент в холодильних установках. Аміак використовується також для одержання синтетичних волокон, наприклад, найлону й капрону. У легкій промисловості він використовується при очищенні та фарбуванні бавовни, вовни й шовку. У нафтохімічній промисловості аміак використовують для нейтралізації кислотних відходів, а у виробництві природного каучуку аміак допомагає зберегти латекс у процесі його перевезення від плантацій до заводу. Аміак використовується також при виробництві соди за методом Сольве. У сталеливарній промисловості аміак використовують для азотування - насичення поверхневих шарів сталі азотом, що значно збільшує її твердість.

Медики використовують водяні розчини аміаку (нашатирний спирт) у повсякденній практиці: ватка, змочена в нашатирному спирті, виводить людини з непритомного стану. Для людини аміак у такій дозі є небезпечний. Проте цей газ токсичний. На щастя, людина здатна відчувати запах аміаку в повітрі вже в незначній концентрації - 0,0005 мг/л, коли ще немає великої небезпеки для здоров'я. При підвищенні концентрації в 100 разів (до 0,05 мг/л) проявляється дратівна дія аміаку на слизувату оболонку очей і верхніх дихальних шляхів, можлива навіть рефлекторна зупинка дихання.

Незліченну безліч хімічних реакцій здійснила людина в лабораторії й промисловості, але невелике хімічне рівняння:



займає особливе місце в цьому нескінченному ряді.

В 1913 р. уперше був отриманий у промисловому масштабі аміак каталітичним синтезом з азоту й водню. Так була вирішена найважливіша проблема:

проблема зв'язування азоту, яку вже давно вирішити багато вчених з різних країн. Її рішення давало можливість одержати азот у зв'язаному стані, у вигляді аміаку NH_3 , що переводився в амонійні солі, або каталітичним окисненням в нітратну кислоту та її солі. А вже із цих продуктів можна було необмежено одержувати всілякі азотвміщуючі речовини, які так необхідні в всіх галузях народного господарства.

Потреби в азотних сполуках зростали. Тому вкрай необхідний був такий спосіб зв'язування вільного азоту, який є у необмежених кількостях в атмосфері, що міг би задовольнити потреби людського суспільства у сполуках азоту й був би енергетично вигідним.

Спроби синтезу аміаку з азоту й водню здійснювали багато вчених, починаючи з кінця XVI в., після того, як в 1784 р. великий французький учений К. Бертолле встановив його склад (до цього вважали, що до складу аміаку входить так само й кисень).

Але всі ці спроби залишалися безуспішними. Синтез аміаку був здійснений лише на початку XX в. Для цього були причини: у всіх попередніх роботах накопився досвід у цій області. До початку XX в. різко збільшилася потреба в азотистих речовинах з боку майже всіх галузей економіки, а особливо для виробництва вибухових речовин. У зв'язку з війнами величезну роль зіграли успіхи фізичної хімії. Особливо це стосується до навчання про хімічну рівновагу, розвитку якого сприяли роботи Р.Клаузіуса й А.Вільямсона, Я.Вант-Гоффа й А.Ле-Шательє.

Початковою сировиною для виробництва аміаку є природний газ, що містить метан, вищі вуглеводні, деяку кількість азоту, діоксиду вуглецю, сірчані сполуки.

Основними стадіями виробництва аміаку є:

- стиснення природного газу;
- очищення природного газу від сірчистих сполук;
- парова каталітична конверсія природного газу (первинний риформінг);
- пароповітряна каталітична конверсія метану (вторинний риформінг);

– двоступенева конверсія оксиду вуглецю на середньотемпературному і низькотемпературному каталізаторах;

– моноетаноламінова очистка газу від діоксиду вуглецю;

– метанування;

– компримування азотоводневої суміші;

– синтез аміаку.

В технології аміаку практично на усіх стадіях використовуються каталізатори на основі металів та їх оксидів, для яких сірка і сірчисті сполуки являються каталітичними отрутами. Це викликає необхідність очистки синтез-газу від сірчистих сполук до їх залишкового вмісту менше 1 мг/нм³. Крім того, сірчисті сполуки викликають корозію апаратури, тому стадія очистки від них здійснюється поперед усім іншим технологічним стадіям.

Основним джерелом забруднення синтез-газу сірчистими сполуками є природний газ, який використовується для отримання водню. В природному газі можуть бути присутні як неорганічні, так і органічні сірчисті сполуки.

З неорганічних сполук природний газ містить тільки сірководень. Органічні сірчисті сполуки природного газу дуже різноманітні:

- меркаптани, наприклад, метилмеркаптан CH_3SH , етилмеркаптан $\text{C}_2\text{H}_5\text{SH}$;
- важкі меркаптани, наприклад, $\text{C}_6\text{H}_5\text{SH}$;
- сірковуглець CS_2 ;
- оксидсульфід вуглецю COS ;
- тіофен $\text{C}_4\text{H}_4\text{S}$, тетрагідротіофен $\text{C}_4\text{H}_8\text{S}$;
- сульфідиди, наприклад, діетилсульфід $\text{C}_2\text{H}_5\text{SC}_2\text{H}_5$;
- дисульфідиди, наприклад, діетилдисульфід $\text{C}_2\text{H}_5\text{SSC}_2\text{H}_5$

Дослідженнями встановлено, що чим вище молекулярна маса сірчистих сполук, тим важче вони виділяються газів. Важче за все виділяється тіофени, як циклічні сполуки з двома подвійними зв'язками, легше інших – -етил та метилмеркаптани і сірководень.

В залежності від джерела добування природного газу він може містити від 50 до 800 мг сірки на м³.

Відома велика кількість різних методів очистки технологічних газів від сірки, до основних з яких відносяться:

- хемосорбція активним поглиначем – оксидом цинку або оксидом заліза;
- адсорбція на активованому вугіллі або цеолітах;
- мембранна очистка газів;
- абсорбція рідкими поглиначами, наприклад, етаноламінами.

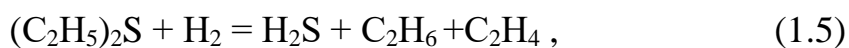
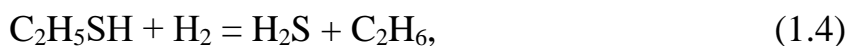
В технології аміаку найбільш поширене використання найшли: хемосорбція оксидом цинку, адсорбція на цеолітах та мембранна очистка газів. При цьому через присутність в природному газі органічних сполук сірки перед очисткою, як правило, проводять їх гідрування.

Органічні сірчані сполуки, що містяться в природному газі, піддаються гідруванню воднем на кобальтмолібденовому каталізаторі. При цьому органічні сполуки сірки перетворюються у сірководень, який поглинається оксидом цинку.

Очищення по першому методу здійснюють при підвищеній температурі, другий і третій методи використовуються при температурі навколишнього середовища.

Очищення від сірки вихідної сировини, що також може містити тіофени, здійснюється гідрогенолізом сіркоорганічних компонентів до сірководню, що потім хімічно сорбується оксидом цинку.

Найпоширенішими для процесу гідрування сіркоорганічних сполук є каталізатори на основі заліза, кобальту, нікелю, молібдену, міді, цинку. Процес гідрування, що протікає при 350-400 °С, можна описати наступними реакціями:

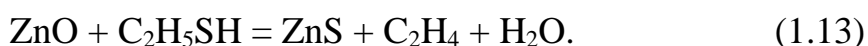
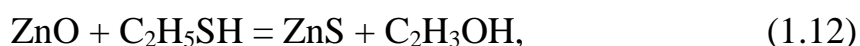
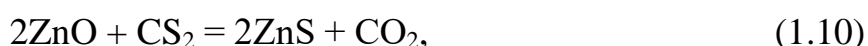




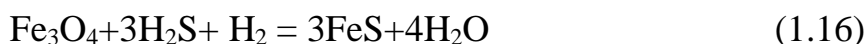
Процес гідрування проводиться зазвичай при температурі 300- 400 °С, об'ємній швидкості 1000-5000 год⁻¹ і тиску 0,98·10⁵ -39,2·10⁵ Па.

У промисловості для очищення газів від сірковміщуючих домішок найчастіше використовується метод хемосорбції, заснований на безпосередньому зв'язуванні сіркоорганічних сполук при 200-400 °С твердими поглиначами. Для очищення коксового, водяного й природного газів від сірчистих сполук розроблені й впроваджені в промисловість поглиначі на активному оксиді цинку ГІ-АП-10, ГІАП-10-2, СПС-Ф, СПС-Т та ін. Ступінь очищення газу поглиначами визначається характером сірчистих сполук. Стосовно сірководню, сірковуглецю й етилмеркаптану можна одержати очищення на рівні чутливості аналітичних методів визначення.

Поглинання сіркоорганічних сполук оксидом цинку може бути описано наступними рівняннями:



Якщо у якості адсорбента використовується оксид заліза, то відбуваються реакції:



Адсорбційні способи очищення природного газу від сірчистих сполук ґрунтуються на їх оборотній сорбції цеолітами з їх подальшою регенерацією. Регенерація може проводитися за допомогою пари, повітря, очищеного газу або інших носіїв при підвищеній температурі, зазвичай 100÷350°С.

В якості адсорбентів для тонкого очищення газів від сірководню і сірко-органічних сполук ефективно використовуються молекулярні сита-цеоліти

В якості ефективного адсорбенту застосовують цеоліт NaX. Повна адсорбційна ємність цеоліту NaX при 25°C складає за сірководнем - 165 г/л, за етілмеркаптаном - 190 г/л.

Технічна характеристика цеоліту марки NaX:

насипна щільність, кг/м ³ , не менше	- 600,0
механічна міцність, МПа, не менше	- 4,9
вологоємність в динамічних умовах, мг/см ³ (на d _{cp}), не менше	
4,5 ± 0,5 мм	- 95,0
3,6 ± 0,4 мм	- 100,0
2,0 ± 0,2 мм	- 105,0
втрати при прожарюванні,%, не більше	- 5,0

Висока ефективність очищення природного газу від сірчистих сполук на цеолітах NaX (ТУ 38-10281-75) досягнута в промисловості. Цим методом залежно від схеми і умов проведення процесу може бути досягнута практично будь-яка міра очищення, включаючи досягнення залишкового вмісту H₂S менше 0,5 мг/м³.

На рисунку 1.1 представлений один з варіантів схем установки сірко-очистки із застосуванням цеолітів.

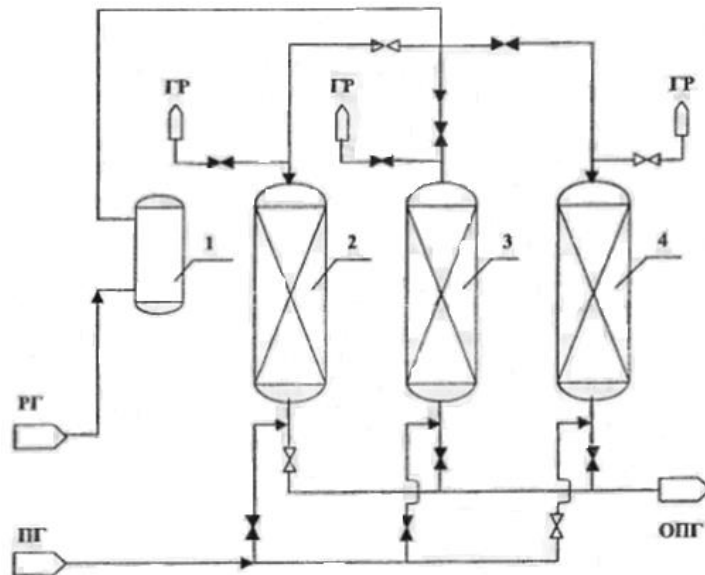


Рис.1.1 – Схема сіркоочистки природного газу на цеолітах:

1 – сепаратор; 2 – адсорбер у режимі очистки; 3 – резервний адсорбер; 4 - адсорбер у режимі регенерації; ПГ – природний газ; ГР – газ, що регенерується; ОПГ – очищений природний газ; ГР – газ регенерації.

Природний газ із газопроводу послідовно проходить при температурі навколишнього середовища і під тиском апарати грубої очистки 1 (до залишкового вмісту сірки $20 \div 50 \text{ мг/м}^3$) і тонкої очистки 2 (до залишкового вмісту сірки $0,5 \div 5 \text{ мг/м}^3$).

При досягненні граничного насичення апарати зупиняють на регенерацію (реактор 3). Регенерацію проводять частиною очищеного газу — $5 \div 20\%$ об. при температурі $250 \div 350^\circ\text{C}$. При завершенні регенерації апарати охолоджуються очищеним газом і включаються в роботу. Характерні умови роботи цеолітної сіркоочистки:

	Адсорбція	Регенерація
Рекомендоване число апаратів		2÷4
Об'ємна швидкість, год ⁻¹	500÷2500	100÷400
Температура, °С	навк.середов.	250÷350 (не більше 60°С)
Тиск, МПа	0,2÷6,0	0,1÷0,3

Сіркомісткість цеоліту

в процесі насичення, %, не менше	1	-
Концентрація сірчистих сполук (S) у газах регенерації, г/м ³		
середня	-	1÷5
пікова (по досліді експлуатації)	-	5÷25

Перевагами методу є:

- 1) можливість досягнення високої продуктивності при більшій початковій концентрації сірчистих сполук;
- 2) очистка при температурі навколишнього середовища;
- 3) висока економічність.

До основних недоліків належить наявність шкідливих домішок в газах регенерації, що ускладнює їх регенерацію і потребує спеціальних методів виділення з них сірки.

Останнім часом широке застосування знаходять методи очищення газів, ґрунтовані на мембранному розділенні газових сумішей.

Мембранне розділення газових сумішей ґрунтоване на дії особливого роду бар'єрів, що мають властивість селективної проникності компонентів газової суміші. Зазвичай мембрана є жорсткою селективно-проникною перегородкою, що розділяє масообмінний апарат на дві робочі зони, в яких підтримують різні тиски і склади суміші, що розділяється. У загальному випадку поняття мембрани не обов'язково пов'язане з існуванням такої перегородки і перепадом тиску. У широкому сенсі під мембраною слід розуміти відкриту нерівноважну систему, на межах якої підтримуються різні склади суміші, що розділяється, під дією ззовні полів різної природи (ними можуть бути поля температури і тиску, гравітаційне і магнітне поле, поле відцентрових сил і так далі). Розділова здатність такої системи формується комплексом властивостей матриці мембрани і компонентів суміші, що розділяється, їх взаємодією між собою. Істотний і ступінь нерівноважності такої системи.

1.2 Стисла характеристика каталізаторів

Найбільше поширення для процесу гідрування одержали алюмокобальт-молібденові (АКМ) і алюмонікельмолібденові (АНМ) каталізатори. Ці каталізатори є нанесеними, в якості носія використовується активований оксид алюмінію. На розвинутій поверхні активованого оксиду алюмінію тонким шаром нанесені активні компоненти каталізатора: до 5% CoO і 15% MoO_3 для АКМ і до 10% NiO і 10% MoO_3 для АНМ, відповідно.

Каталізатори випускають як у таблетованому, так і гранульованому виді. Виготовлення нанесених каталізаторів проводять таким чином. Спочатку шляхом сульфатнокислотного або нітратнокислотного осадження готують гідроксид алюмінію, з якого термічною обробкою одержують активний оксид алюмінію. Потім оксид алюмінію просочують розчинами нітрату кобальту, або нікелю і молібдату амонію з наступним формуванням, сушкою і прожаренням гранул або таблеток.

Свіжевиготовлений каталізатор складається з Al_2O_3 , CoAl_2O_4 , CoO , MoO_3 , CoMoO_4 і складних кобальтмолібденових оксидів. Каталізатор, що зазвичай завантажується в оксидній формі, проявляє активність у реакції гідрогенлізу, але оптимум активності не досягається доти, поки каталізатор не просульфідуються. Гідрування проходить на каталізаторі в основному у сульфідованому стані.

Сульфідкування каталізаторів здійснюється або спеціально, або воно проходить у процесі очистки, цілком за рахунок H_2S , який виділяється при гідруванні. Процес сульфідкування оборотний: при зміні співвідношення водню і сірчистих сполук у реакційній суміші з каталізаторів може виділятися сірка. При цьому можуть утворитися сульфіди молібдену, кобальту і нікелю: MoS_2 , CoS , Co_9S_8 , CoS_9 , NiS , Ni_3S_2 , а надлишкова сірка може розчинятися у сульфідах і утворювати піротини.

У звичайних умовах експлуатації каталізатор адсорбує 1-3% сірки перш, ніж буде досягнута рівновага. Дійсний вміст сірки визначається співвідношен-

ням парціальних тисків сірководню і водню, що знаходяться в контакті з ката- лізатором, і може досягти до 4-6% сірки від маси катализатора.

Швидкість сіркоочистки зростає зі збільшенням парціального тиску водню, загального тиску у ступені від 0,5 до 0,6, тому в промисловості процес ведуть при підвищених тисках до 4 МПа.

В умовах роботи заводських установок швидкість реакцій сіркоочистки визначається внутрішньодифузійним гальмуванням, при цьому енергія активації їх складає 10-13 ккал/моль.

Для гідрування у природний газ дозують водень від 4 до 10% об. В якості джерела водню використовують азотоводневу суміш, в якій не повинно бути більше 5% оксидів вуглецю. В азотоводневій суміші може бути аміак, який теж знижує швидкість сірко очистки внаслідок адсорбції останнього на кислотних точках, тому вміст аміаку в газі, не повинен перевищувати 100 ppm.

Катализатори гідрування зазвичай стійкі до утворення вуглецю. Але відкладення вуглецю помітно при одночасному застосуванні низького тиску і високої температури. При дезактивації катализатора внаслідок завуглювання можлива його регенерація повітрям при температурі 400-450°C, або паром чи воднем.

Пробіг кобальтмолібденових катализаторів при оптимальних умовах експлуатації складає 3-5 років.

Крім CO_2 та NH_3 отрутами для катализаторів гідрування є сполуки миш'яку, ртуті, фосфору і натрію, вміст яких в катализаторах повинен бути мінімальним.

У процесі сірко очистки відбувається зміна складу газу. Встановлено, що при сірко очистці відбувається часткове гідрування CO_2 (на 60-70%), який міститься у початковому газі в кількості 0,05-0,2% об. Вищі вуглеводні гідруються на кобальтмолібденовому катализаторі на 5-15%, на побічні реакції витрачається 0,3-0,8% об. водню.

1.3 Патентний пошук

У таблиці 1.1 наведено патентний пошук щодо стадії сіркоочищення та катализаторів і поглиначів, які використовуються на цій стадії

Таблиця 1.1 – Патентний пошук

Країна пошуку	Клас МКВ	Вид використаних джерел	Глибина пошуку	Найменування й стисла характеристика винаходу
1	2	3	4	5
Франція	B01D53/48, B01D53/86, C01B17/04	Патентний сервер http://ru-patent.info	1998	Номер патенту: 2116123 Дата публікації: 27.07.1998. Автори: Андре Філіпп (FR); Жан Нугайред (FR); Жорж Кваснікофф (FR) Винахід відноситься до способів видалення сполук сірки з відкидних газів. Спосіб полягає в тому, що вихідний газ сумісно гідрують та гідролізують при 140-550°C в присутності катализатора з отриманням сірководню, газову суміш охолоджують до температури між точкою роси пари води, що міститься в газі та 180°C і потім H ₂ S окиснюють O ₂ -містким газом, взятим у кількості, що забезпечує мольне співвідношення O ₂ /H ₂ S = 0,5-3, в присутності катализатора селективного окиснення сірководню у сірку. Час контактування газу з катализатором на стадії окиснення складає 0,5-20 с. Окиснення ведуть на катализаторі, що містить в якості активної фази один або декілька оксидів та/або солей перехідних металів: Ni, Co, Fe, Cu, Ag, Mn, Mo, Cr, W, V, нанесених на носій: боксит, оксид Ti або Al, або Zr, або Si, цеоліт, активоване вугілля.
Росія	B01J23/882, B01J37/02, B01J23/882, B01J101:32	Патентний сервер http://ru-patent.info	1997	Номер патенту:2082499 Дата публікації: 27.06.1997 Автори: Насіров Р.К.; Харченко В.Ю. Пропонується спосіб отримання катализатора гідрознесірчування шляхом послідовної просочування гранул носія - оксиду алюмінію, розчинами водних солей активних компонентів, відрізняється тим, що з метою отримання катализатора з підвищеною активністю аніони молібдену наносяться на носій, що має рН 6 - 7, екструдати якого представляють собою у поперечному перетині п'яти- або шестипроменеву зірку, з сумісного розчину гідроксиду калію або літію і парамолібдату амонію.

Продовження таблиці 1.1

1	2	3	4	5
Росія	B01J37/16, B01J27/19	Патентний сервер http://ru-patent.info	1995	<p>Номер патенту: 2026111 Дата публікації: 09.01.1995 Автори: Манетов А.Г.; Туровська Л.В.; Радченко Е.Д. та ін.</p> <p>Сутність винаходу: продукт - каталізатор (КТ) складу, %: оксид нікелю 3; оксид молібдену 9; оксид фосфору 1,5; оксид алюмінію решта. КТ отримують шляхом просочування при рН 1,5-3,5 попередньо прожареного оксиду алюмінію рочином солей нікелю та молібдену в присутності фосфорної кислоти з наступною сушкою та прожарюванням утвореної каталізаторної маси. При цьому в якості оксиду алюмінію використовують оксид, отриманий термообробкою тригідрату алюмінію з розміром частинок 0,04 - 0,1 мм у барабанній печі, що обертається, при 350 - 500°C впродовж 15-180 хв з наступною гідратацією отриманого аморфного продукту при рН 5,0-5,5 і температурі 75-90°C, пластифікацією в автоклаві при 140-300°C впродовж 3-6 годин, формуванням, сушкою та прожарюванням. Характеристика: підвищена каталітична активність.</p>

З проведеного аналітичного огляду стає зрозумілим, що необхідно вдосконалювати стадію сіркоочищення, а саме відшукувати більш ефективні каталізатори гідрування та поглинання.

2 ХАРАКТЕРИСТИКА СИРОВИНИ, НАПІВФАБРИКАТІВ, ГОТОВОЇ ПРОДУКЦІЇ

Необхідні для нормального ведення процесу шахтної конверсії параметри сировини приведені в таблиці 2.1 [3].

Таблиця 2.1 - Характеристика сировини, напівпродуктів, матеріалів

Найменування сировини, матеріалів, напівпродуктів і готової продукції	Міждержавний, державний або галузевий стандарт, технічні вимоги, регламент або методика	Призначення, найменування показників	Значення показників
1	2	3	4
Природний газ	ГОСТ 5542-87	Масова концентрація сірчистих сполук, мг/м ³ Теплота згорання нижча МДж/м ³ (ккал/ м ³) при 20°C і 101,325 кПа (760 мм рт. ст.) Щільність при 20°C, кг/м ³ Тиск надмірний на вході в цех, МПа (кгс/см ²) Температура, °C Склад газу в об'ємних долях % -СН ₄ -С ₂ Н ₆ -С ₃ Н ₈ -С ₄ Н ₁₀ -С ₅ Н ₁₂ -СО ₂ -Н ₂ -N ₂ Межі взриваємості в суміші з повітрям, % об'ємні	Не більше 80 Не менше 31,8 (7600) 0,71÷0,75 Не менше 0,9 (9,0) (- 40) ÷ (+ 40) 85,9-98,7 0,15-5,0 0,06-1,5 0,02-0,7 0,0-0,5 не більше 1,5 0,0-0,6 не більше 2,5 5,0÷15,0
Азот газоподібний чистий	СТП 0-43-2006	Об'ємна частка кисню, % Масова концентрація водяної пари, г/м ³ Вміст масла Тиск надмірний, МПа (кгс/см ²)	Не більше 0,02 Не більше 0,05 Відсутність 0,2÷0,6 (2,0÷6,0)
Азот газоподібний технічний	СТП 043-2006	Об'ємна частка, кисню % Вміст масла Тиск надмірний, МПа (кгс/см ²)	Не більше 3 Відсутність 0,2÷0,6 (2,0÷6,0)

Продовження таблиці 2.1

1	2	3	4
Каталізатор конверсії вуглеводневих RKS-2-7H	ТУ У 6-04687873.045-98	Для парової конверсії метану II ^o ступеня: 1. Насипна щільність, кг/дм ³ 2. Розміри гранул, мм: діаметр зовнішній діаметр внутрішній висота 3. Механічна міцність – зусилля, що руйнує, при роздавлюванні гранули на торець, МПа 4. Масова частка, % : нікелю в перерахунку на NiO сірки в перерахунку на SO ₃ , не більше	1,0÷1,2 16,0±1,5 6,0±1,0 16,0±1,5 Не менше 35 10,0÷12,0 0,01
Каталізатор конверсії природного газу ГІАП-18	ТУ 113-03-2010-93	Для парової конверсії метану I ^o ступеня 1. Насипна щільність, кг/дм ³ 2. Розмір циліндрових кілець, мм: діаметр зовнішній діаметр внутрішній висота 3. Механічна міцність – зусилля, що руйнує, при роздавлюванні на торець, МПа, не менше: середня мінімальна 4. Масова частка %: нікелю в перерахунку на NiO, не менше кальцію в перерахунку на CaO алюмінію в перерахунку на Al ₂ O ₃ , не менше сірки в перерахунку на SO ₃ , не більше	1,1±0,1 14,5±0,5 6,5±0,5 12,0±1,0 50,0 30,0 11,0 8,0±2,0 70 0,1

Рідкий аміак- безбарвна прозора рідина, добре розчиняється у воді. При температурі 293 К (20^oC) і 0,101 МПа (760мм.рт.ст.) в одному об'ємі води розчиняється 760 об'ємів аміаку.

Рідкий аміак легко летуча речовина, має різкий подразнюючий запах і токсичні властивості, викликає гостре подразнення слизової оболонки дихальних шляхів, задуху. Рідкий аміак є гарним розчинником для багатьох органічних і неорганічних речовин. У рідкому аміаку при підвищеному тиску розчи-

няються водень, азот, аргон, метан.

Аміак утворює вибухові суміші з повітрям (межі вибуховості 15,4-28% об.). Гранично допустима концентрація аміаку у виробничих приміщеннях 20 мг/м³.

Аміак є сировиною для одержання нітратної кислоти й мінеральних добрив. Аміак застосовується як нітратне добриво в сільському господарстві, як холодоагент у холодильній техніці, у медицині. Готова продукція - аміак патентного захисту не має, тому що аміак належить до речовин, отриманих хімічним шляхом, відомим раніше, ніж введений захист на Україні.

Джерела постачання основної сировини:

1. Вихідною сировиною є природний газ, що надходить на виробництво аміаку по трубопроводу.

2.Склад для зберігання допоміжних матеріалів на виробництві не передбачений. Витрата допоміжних матеріалів виробляється в міру необхідності з одержанням їх на складах об'єднання в упакуваннях заводів-постачальників.

3. Мастилами в міру необхідності забезпечує відділення регенерації масел об'єднання.

4. Готовий продукт рідкий аміак з тиском 2,5 МПа по трубопроводах подається на склад рідкого аміаку.

Передбачена також видача газоподібного аміаку з тиском не більше 0,35 МПа в загальний колектор газоподібного аміаку об'єднання з випарників.

Рідкий технічний аміак, що випускається, повинен відповідати державному стандарту ГОСТ 6221-90, основні технічні показники якого представлені в таблиці 2.2 [6].

Таблиця 2.2- Основні технічні показники рідкого технічного аміаку

Найменування показників	Норми для марок		
	А	Ак	Б
1	2	3	4
1. Масова частка аміаку, %, не менше, при визначенні води об'ємним методом. -те ж методом Фішера	99,96 99,9	99,96 -	99,96 -
2. Масова частка води, %, не більше -об'ємним методом -методом Фішера	0,04 0,1	0,2-0,4 -	0,2-0,4 -
3. Масова концентрація масла, мг/дм ³ , не більше	2	2	8
4. Масова частка азоту, %, не менше	-	82	82
5. Масова концентрація заліза, мг/дм ³ , не більше	1	1	2
6. Масова концентрація загального хлору, мг/дм ³ , не більше	-	0,5	-
7. Масова концентрація діоксиду вуглецю, мг/дм ³ , не більше	-	30 ±10	-

Фізико-хімічні властивості технічного аміаку наведені в таблиці 2.3 [6].

Таблиця 2.3 - Фізико-хімічні властивості технічного аміаку

Назва, властивості (константи) і одиниці	Значення фізичної величини із граничним відхиленням	Джерело інформації
1	2	3
Молекулярна маса, М	17,0304	
Мольний об'єм V_m , м ³ / (кг×моль) при 273,14 К і 760 мм.рт.ст.	22,08	ГОСТ 6221-90
Газова постійна R , кДж/(кг×К)	0,48816	ГОСТ 6221-90
Параметри в потрійній точці: -температура $T_{тр}$, К	195,42	ГОСТ 6221-90
-тиск $P_{тр}$, МПа	0,006	ГОСТ 6221-90
-щільність $\rho_{тр}$, газова фаза, кг/м ³	0,0632	ГОСТ 6221-90
-щільність $\rho_{тр}$, рідка фаза, кг/м ³	734,3	ГОСТ 6221-90
Параметри в нормальній точці кипіння (при 0,101 МПа(760 мм. рт. ст.)):		
-температура $T_{нк.}$, К, (°С)	239,81 (-33,34)	ГОСТ 6221-90
-щільність $\rho_{нк}$, газова фаза, кг/м ³	0,8886	ГОСТ 6221-90

Продовження таблиці 2.3

1	2	3
-щільність $\rho_{\text{нк}}$, рідка фаза, кг/м ³	682,8	ГОСТ 6221-90
Параметри в критичній точці: -температура $T_{\text{кр}}$, К	405,88	ГОСТ 6221-90
-тиск, $P_{\text{кр}}$, МПа	11,32	ГОСТ 6221-90
-щільність $\rho_{\text{кр}}$, кг/м ³	235	ГОСТ 6221-90
-питомий об'єм $V_{\text{кр}}$, м ³ /кг	0,00426	ГОСТ 6221-90
Температура плавлення під тиском 0,101 МПа (760 мм.рт.ст.), К (°С)	195,4 (-77,8°С)	ГОСТ 6221-90
Мольна теплоємність при 273,14 К и 101,325 кПа, кдж/(кмоль* К)		[7]
-рідкого аміаку	4,19	[7]
-газоподібного аміаку	35,3	[7]
Теплопровідність при 273,14 К и 101,325 кПа, Вт/(м×К)		
-рідкого аміаку	0,541	[7]
-газоподібного аміаку	0,0209	[7]

3 НОВІ ТЕХНІЧНІ РІШЕННЯ, ПРИЙНЯТІ В ПРОЕКТІ

Сірчисті сполуки, що містяться в технологічних газах, мають негативну дію на більшість хімічних процесів. По-перше, вони є сильнодіючими каталічними отрутами і на тих стадіях, де застосовуються каталізатори, знижують їх активність та стабільність (відповідно ступінь перетворення реагуючих речовин і термін служби), а у ряді випадків роблять неможливим застосування високоактивних каталізаторів. По-друге, наявність сірчистих сполук в газах спричиняє корозію апаратури.

Вибір цинкових поглиначів залежить від:

- 1) кількості оксиду цинку в каталізаторі в одиниці об'єму і насипної ваги;
- 2) об'єму пор і питомої поверхні (доступності оксиду цинку в даному об'ємі каталізатора);
- 3) строку служби каталізатора;
- 4) міцності каталізатора.

В якості нового технічного рішення пропонується замінити цинковий поглинач СПС-Ф в адсорбері сіркоочистки на цинковий поглинач SG-9201 фірми «Енгельхард». Пропонований поглинач має меншу насипну щільність, ніж поглинач СПС-Ф і, як наслідок, чинить менший опір по всьому перетину апарата. Це дозволить зменшити витрати на компримування природного газу, що очищається, та підвищити ефективність роботи всієї установки виробництва аміаку.

Фізико-хімічні дослідження якості поглинача показали, що він має високу сіркоємність (35,0%) та механічну міцність, достатню пористу структуру.

Оскільки поглинач SG-9201 в своєму складі не містить оксид міді, його не відновлюють, а розігрівають до робочої температури і включають в систему, що зменшує час перевантаження апарату під час заміни каталізатору.

Порівняльна характеристика поглиначів представлена у таблиці 3.1.

Таблиця 3.1 – Фізико-хімічні властивості поглиначів

№	Найменування компоненту	Цинковий поглинач СПС-Ф	Цинковий поглинач SG-9201	
			Дані фірми	Результати лабораторного аналізу
1	2	3	4	5
	Зовнішній вигляд	Гранули циліндричної форми світло-сірого кольору (формовані)	Екструдати циліндричної форми	
2	Розміри гранул, мм діаметр висота	5,0+1,0 не норм.	Середній розмір 4,8 -	4,0 -
3	Насипна щільність кг/дм ³ , не більш	1,4	1,2	1,26
4	Загальний об'єм пор, мм ³ /г	-	-	2,1
5	Масова частка крихти і пилу %, не більш	6,0	-	2,1
6	Питома поверхня, м ² /(г кат)	-	-	41,7
7	Масова частка домішок, %	-	-	0,01
8	Масова частка А1, %	-	-	0,005
9	Масова частка втрат при прожарюванні при t=900°C, %, не більше	5,0	-	1,4
10	Механічна міцність, Н/см	-	62,0	-
11	Масова частка вологи при t=105°C, %	-	-	0,43
12	Сірчоемність %, не менше	28,0	-	35,0
13	Масова частка цинку в перерахунку на ZnO %, не менше	85,0	96,0	96,0
	Механічна міцність (індекс міцності на розколювання), кг/мм середня мінімальна	0,7 0,35	- -	1,11 0,79

З таблиці видно, що цинковий поглинач SG-9201 має високу сірчоемність (35,0%), що дозволяє забезпечити високу адсорбційну здатність. Механічна міцність 62,0 Н/см, достатньо пориста структура, кількість домішок 0,01%. Масова частка крихти і пилу менше, ніж у поглинача СПС-Ф, тобто цинковий поглинач SG-9201 має технічні характеристики, які забезпечать високий ступінь очистки природного газу від сірчистих сполук.

4 ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ

Природний газ з тиском не менше 0,9 МПа подається на установку по двох колекторах, які перед входом в цех поєднуються в один загальний колектор. Кожен з колекторів відключається засувками.

Відділення газового конденсату із загального колектора природного газу здійснюється в сепараторі.

У пусковий період для процесу гідрування сіркосполук в колектор природного газу після компресора поз.К1 подається азотоводнева суміш (АВС) з мережі підприємства під тиском $2,1 \div 2,5$ МПа .

З сепаратора природний газ надходить на всмоктувача двоступінчастого відцентрового компресора поз.К1. Кожна ступінь компресора виконана у вигляді окремого корпусу з турбіною. Постійний тиск всмоктування не менше 0,8 МПа підтримується регулятором тиску.

Природний газ після першого ступеня компресора К1 з тиском не більше 2,2 МПа і температурою не більше 132°C охолоджується в повітряному холодильнику поз.ХК1 до температури не більше 51°C і поступає в міжступеневий сепаратор поз.С2.

Після сепаратора поз.С2 природний газ надходить на всмоктування II ступені компресора поз.К1, де стискається до 4,54 МПа і направляється в змійовики вогневого підігрівача поз.АТ1.

Після II ступені компресора поз.К1 природний газ з температурою не більше 145°C і тиском не більше 4,54 МПа змішується з АВС, що відбирається з нагнітання I ступені компресора до об'ємної частки водню в суміші з газом не менше 4,5%, за умови масової концентрації сіркосполук в природному газі не більше 56 мг/м³. В іншому випадку об'ємна частка водню підтримується 10-11%.

Після компресора поз.К1 газова суміш з тиском 4,54 МПа направляється в змійовики вогневого підігрівача поз.АТ1, де підігрівається до температури $360 \div 400$ ° С за рахунок спалювання паливного газу в 4-х пальниках.

Як паливний газ служить природний газ, що подається на установку з колектора.

Підігріта до $360 \div 400^{\circ}\text{C}$ газова суміш надходить в реактор гідрування поз.Р1 сірчистих сполук, заповнений каталізатором. Гідрування органічних сіркосполук до сірководню протікає на алюмонікельмолібденовому каталізаторі.

Скидання після реактора гідрування поз.Р1 в аварійних випадках і при пасивації каталізатора може бути здійснений в атмосферу через свічку з арматурою з ручним приводом.

Очищення природного газу від сірководню (поглинання) проводиться в реакторах поз.АД1,2 завантажених по $31,15 \text{ м}^3$ поглиначем SG-9201.

Зазначена реакція незворотна, тому адсорбент в умовах роботи установки регенерації не підлягає і при насиченні сіркою замінюється.

Схемою передбачено підключення адсорберів на послідовну або паралельну роботу.

Масова концентрація сірководню в природному газі після апаратів сіркоочищення поз.АД1,2 повинна бути не більше $0,5 \text{ мг/м}^3$, температура газу $350 \div 400^{\circ}\text{C}$. Необхідний тиск газу в системі підтримується регулятором, що змінює число обертів турбіни компресора природного газу.

На виході після кожного адсорбера є свічки з арматурою для скидання газу, при необхідності, на факел. Після сіркоочищення газ надходить на конверсію метану.

5 МАТЕРІАЛЬНИЙ І ТЕПЛОВИЙ БАЛАНСИ

5.1 Розрахунок матеріального балансу реактора гідрування

Початкові дані:

Добова продуктивність установки – 1360 т.

Витрата технологічного сухого природного газу – 625 м³ на 1 т аміаку.

Таблиця 5.1 – Склад природного газу (% об.)

Компонент	Формула	Молекулярна маса	% об.
Метан	CH ₄	16	93,70
Етан	C ₂ H ₆	30	3,20
Пропан	C ₃ H ₈	44	1,14
Бутан	C ₄ H ₁₀	58	0,32
Пентан	C ₅ H ₁₂	72	0,11
Диоксид вуглецю	CO ₂	44	0,08
Азот	N ₂	28	1,45
Разом:			100

На вході у вузол сіркоочистки в природний газ дозується азотоводневою сумішшю складу в % об., що наведено в табл.5.2.

Таблиця 5.2 – Склад АВС

Компонент	Формула	Молекулярна маса	% об.
Водень	H ₂	2	73,93
Метан	CH ₄	16	1,09
Аргон	Ar	40	0,61
Азот	N ₂	28	24,98
Разом:			100

Годину продуктивність за аміаком:

$$1360/24=56,67 \text{ т/год}$$

Навантаження відділення по природному газу:

$$56,67*625=35418,75 \text{ м}^3/\text{год}$$

Об'ємна витрата природного газу по компонентах в м³/год, виходячи із заданого об'ємного складу:

$$V(\text{CH}_4)=(35418,75*93,70)/100=33187,37 \text{ м}^3/\text{год}$$

$$V(\text{C}_2\text{H}_6)=(35418,75*3,20)/100=1133,4 \text{ м}^3/\text{год}$$

$$V(\text{C}_3\text{H}_8)=(35418,75*1,14)/100=403,77 \text{ м}^3/\text{год}$$

$$V(\text{C}_4\text{H}_{10})=(35418,75*0,32)/100=113,34 \text{ м}^3/\text{год}$$

$$V(C_5H_{12})=(35418,75*0,11)/100=38,96 \text{ м}^3/\text{год}$$

$$V(CO_2)=(35418,75*0,08)/100=28,34 \text{ м}^3/\text{год}$$

$$V(N_2)=(35418,75*1,45)/100=513,57 \text{ м}^3/\text{год}$$

Кількість водню, необхідного для гідрування (на 1 моль природного газу подають 0,125 моль H₂):

$$V(H_2)=35418,75*0,125=4427,34 \text{ м}^3/\text{год}$$

Витрата CH₄, N₂ та Ar з азотоводневої суміші:

$$V(CH_4)=(4427,34*1,09)/73,93=65,28 \text{ м}^3/\text{год}$$

$$V(N_2)=(4427,34*24,98)/73,93=1494,95 \text{ м}^3/\text{год}$$

$$V(Ar)=(4427,34*0,61)/73,93=36,53 \text{ м}^3/\text{год}$$

Разом азотоводневої суміші:

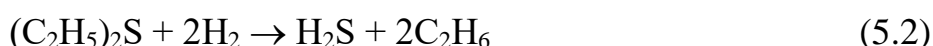
$$65,28+1494,95+36,53+4427,34=6024,1 \text{ м}^3/\text{год}$$

Склад газової суміші на вході в реактор гідрування в м³/год після дозування азотоводневої суміші (без урахування сірковмісних сполук):

Таблиця 5.3 – Склад газової суміші на вході в реактор гідрування

Компонент	Склад природного газу, м ³ /год	Склад АВС, м ³ /год	Кількість, м ³ /год ПГС	Об'ємні долі компонентів, % об.
CH ₄	33187,37	65,28	33252,65	80,32
C ₂ H ₆	1133,4	0,00	1133,4	2,74
C ₃ H ₈	403,77	0,00	403,77	0,97
C ₄ H ₁₀	113,34	0,00	113,34	0,27
C ₅ H ₁₂	38,96	0,00	38,96	0,09
CO ₂	28,34	0,00	28,34	0,07
N ₂	513,53	1494,95	2009,48	4,85
H ₂	0,00	4427,34	4427,34	10,69
Ar		36,53	36,53	0,08
Разом:	35418,75	6024,1	41442,81	100

У реакторі гідрування протікають наступні реакції:



Визначаємо кількість сірководню в природному газі при масовій концентрації сірководню 20 мг/м³:

$$35418,75 \cdot 20 = 708375 \text{ мг/год} = 0,71 \text{ кг/год}$$

Таблиця 5.4 – Сполуки сірки в природному газі:

Компонент	Молярна маса	% мас.
C ₂ H ₅ SH	62	40
(C ₂ H ₅) ₂ S	90	25
(C ₂ H ₅) ₂ S ₂	120	20
(C ₂ H ₅) ₂ S ₃	154	15
Разом:		100

Знаходимо об'єм кожного компоненту:

$$C_2H_5SH = (0,71 \cdot 40) / 100 = 0,284 \text{ кг/год} = 0,102 \text{ м}^3/\text{год}$$

$$(C_2H_5)_2S = (0,71 \cdot 25) / 100 = 0,178 \text{ кг/год} = 0,044 \text{ м}^3/\text{год}$$

$$(C_2H_5)_2S_2 = (0,71 \cdot 20) / 100 = 0,142 \text{ кг/год} = 0,027 \text{ м}^3/\text{год}$$

$$(C_2H_5)_2S_3 = (0,71 \cdot 15) / 100 = 0,107 \text{ кг/год} = 0,016 \text{ м}^3/\text{год}$$

Таблиця 5.5 – Склад газу на вході в реактор гідрування

Компонент	Кількість, м ³ /год
CH ₄	33252,65
C ₂ H ₆	1133,4
C ₃ H ₈	403,77
C ₄ H ₁₀	113,34
C ₅ H ₁₂	38,96
H ₂	4427,34
CO ₂	28,34
N ₂	2009,48
Ar	36,53
C ₂ H ₅ SH	0,102
(C ₂ H ₅) ₂ S	0,044
(C ₂ H ₅) ₂ S ₂	0,027
(C ₂ H ₅) ₂ S ₃	0,016
Разом:	41444,0

За реакцією (5.1) за умови 100%-го перетворення:

Витрачається: H₂ – 0,102 м³/год

Утворюється: C₂H₆ – 0,102 м³/год

H₂S – 0,102 м³/год

За реакцією (5.2):

Витрачається: H₂ – 0,044*2=0,088 м³/год

Утворюється: C₂H₆ – 0,044*2=0,088 м³/год

H₂S – 0,044 м³/год

За реакцією (5.3):

Витрачається: $\text{H}_2 - 0,027 \cdot 3 = 0,081 \text{ м}^3/\text{год}$

Утворюється: $\text{C}_2\text{H}_6 - 0,027 \cdot 2 = 0,054 \text{ м}^3/\text{год}$

$\text{H}_2\text{S} - 0,027 \cdot 2 = 0,054 \text{ м}^3/\text{год}$

За реакцією (5.4):

Витрачається: $\text{H}_2 - 0,016 \cdot 4 = 0,064 \text{ м}^3/\text{год}$

Утворюється: $\text{C}_2\text{H}_6 - 0,016 \cdot 2 = 0,032 \text{ м}^3/\text{год}$

$\text{H}_2\text{S} - 0,016 \cdot 3 = 0,048 \text{ м}^3/\text{год}$

Разом витрачається:

Водень, що пішов на гідрування: $0,102 + 0,088 + 0,081 + 0,064 = 0,335 \text{ м}^3/\text{год}$

Водень залишковий: $4427,34 - 0,335 = 4427,005 \text{ м}^3/\text{год}$

H_2S на виході з реактора: $0,102 + 0,044 + 0,054 + 0,048 = 0,248 \text{ м}^3/\text{год}$

C_2H_6 на виході з реактора: $0,102 + 0,088 + 0,054 + 0,032 = 0,276 \text{ м}^3/\text{год}$

У таблиці 5.6 зведений матеріальний баланс реактора гідрування

Таблиця 5.6 – Матеріальний баланс реактора гідрування

Прихід			Витрата		
Компонент	Кількість, м ³ /год	% об.	Компонент	Кількість, м ³ /год	% об.
1	2	3	4	5	6
CH ₄	33252,65	80,24	CH ₄	33252,65	80,30
C ₂ H ₆	1133,4	2,73	C ₂ H ₆	1133,576	2,74
C ₃ H ₈	403,77	0,97	C ₃ H ₈	403,77	0,98
C ₄ H ₁₀	113,34	0,27	C ₄ H ₁₀	113,34	0,27
C ₅ H ₁₂	38,96	0,09	C ₅ H ₁₂	38,96	0,09
H ₂	4427,34	10,68	H ₂	4427,005	10,68
CO ₂	28,34	0,07	CO ₂	28,34	0,07
N ₂	2009,48	4,85	N ₂	2009,48	4,85
C ₂ H ₅ SH	0,102	0,0002	H ₂ S	0,248	0,001
(C ₂ H ₅) ₂ S	0,044	0,0001			
(C ₂ H ₅) ₂ S ₂	0,027	0,00007			
(C ₂ H ₅) ₂ S ₃	0,016	0,00004			
Разом:	41444,0	100	Разом:	41444,0	100

5.2 Матеріальний баланс поглинання сірководню

Початкові дані:

Склад газової суміші, що поступає в апарат сірко очистки – таблиця 5.6.

Вміст H_2S газу після поглинання – $0,5 \cdot 10^{-6}$ кг/м³.

Виходячи з цього, залишкова кількість H_2S :

$$41444,0 \cdot 0,5 \cdot 10^{-6} = 0,021 \text{ кг/год} = 0,014 \text{ м}^3/\text{год}$$

Отже, поглинулося H_2S :

$$0,248 - 0,014 = 0,234 \text{ м}^3/\text{год}$$

По рівнянню реакції, що йде в адсорбері:



Утворюється $0,234 \text{ м}^3/\text{год}$ водяної пари.

В апарат завантажуються $31,5 \text{ м}^3$ поглиначу при його насипній вазі 1400 кг/м^3 , тобто вага поглиначу складе $31,5 \cdot 1400 = 44100 \text{ кг}$.

Таблиця 5.7 – Матеріальний баланс адсорбера

Прихід				Витрата			
Компонент	м ³ /год	% об.	кг/год	Компонент	м ³ /год	% об.	кг/год
1) CH_4	33252,65	80,24	23751,89	CH_4	33252,65	80,3	23751,89
C_2H_6	1133,576	2,74	1518,19	C_2H_6	1133,57	2,74	1518,19
C_3H_8	403,77	0,97	793,12	C_3H_8	403,77	0,98	793,12
C_4H_{10}	113,34	0,27	293,47	C_4H_{10}	113,34	0,27	293,47
C_5H_{12}	38,96	0,09	125,23	C_5H_{12}	38,96	0,09	125,23
H_2	4427,005	10,68	395,27	H_2	4427,005	10,69	395,27
CO_2	28,34	0,07	55,67	CO_2	28,34	0,07	55,67
N_2	2009,48	4,85	2511,85	N_2	2009,48	4,85	2511,85
Ar	36,53	0,09	65,23	Ar	36,53	0,07	65,23
H_2S	0,248	0,001	0,38	H_2S	0,014	0,00005	0,02
				H_2O	0,234	0,003	0,36
Разом		100	29510,29	Разом		100	29510,29

5.3 Тепловий розрахунок реактору гідрування

Початкові дані:

Температура на вході в реактор гідрування 400°C .

Термодинамічні характеристики компонентів наведені в таблиці 5.8.

Таблиця 5.8 – Термодинамічні характеристики

Компонент	C_p^{298} , Дж/(м ³ *К)	ΔH , кДж/моль
CH ₄	35,63	-74,85
C ₂ H ₆	52,71	-84,67
C ₃ H ₈	73,56	-103,85
C ₄ H ₁₀	97,45	-126,15
C ₅ H ₁₂	172,9	-146,44
H ₂	28,83	0
CO ₂	37,14	-393,51
N ₂	29,12	0
Ar	20,79	0
C ₂ H ₆ S	74,10	-46,11
C ₄ H ₁₀ S	111,03	-83,47
C ₄ H ₁₀ S ₂	141,34	-74,64
C ₄ H ₁₀ S ₃	203,96	-120,04
H ₂ S	33,44	-20,6

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{витр}}$$

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4$$

де Q_1 – кількість тепла, що вноситься з потоками, кДж/м³;

Q_2 – кількість тепла, що утворюється в результаті реакцій, кДж/м³;

Q_3 – втрата тепла, кДж/м³;

Q_4 – кількість тепла, що виноситься з апарату з потоками, кДж/м³.

$$Q = \sum V_i C_{pi} T$$

де V_i – об'єм і-го компоненту;

C_p – теплоємність і-го компоненту;

T – температура суміші.

$$T = 400 + 273 = 673 \text{ K}$$

Знайдемо кількість тепла, що вноситься в реактор гідрування:

$$\begin{aligned} Q_1 = & (33252,65 * 35,63 + 1133,4 * 52,71 + 403,77 * 73,56 + 113,34 * 97,45 + 38,96 * 172,9 + \\ & + 4427,34 * 28,83 + 28,34 * 37,14 + 2009,48 * 29,12 + 0,284 * 74,10 + 0,178 * 111,03 + \\ & + 0,142 * 141,34 + 0,107 * 203,96 + 28,24 * 37,14 + 36,53 * 20,79) * 673 = \\ & = 995573907,7 \text{ Дж/м}^3 = 995573,91 \text{ кДж/м}^3 \end{aligned}$$

Визначимо тепловий ефект реакцій:

$$\Delta H = \sum \Delta H_{\text{прод}} - \sum \Delta H_{\text{реак}}$$

У реакції (5.1):

$$\Delta H_1 = (-20,6 - 84,67) - (-46,11) = -59,16 \text{ кДж/моль}$$

У реакції (5.2):

$$\Delta H_2 = (-20,6 - 84,67 * 2) - (-83,47) = -106,47 \text{ кДж/моль}$$

У реакції (5.3):

$$\Delta H_3 = (-20,6 * 2 - 84,67 * 2) - (-74,64) = -135,9 \text{ кДж/моль}$$

У реакції (5.4):

$$\Delta H = (-20,6 * 3 - 84,67 * 2) - (-120,04) = -111,1 \text{ кДж/моль}$$

Визначимо тепло реакцій:

$$Q = \frac{|\Delta H|}{a_i} * n_i$$

де a_i – стехіометричний коефіцієнт;

n_i – кількість і-го компонента.

$$Q_{5.1} = (59,16/1) * 0,102 = 16,8 \text{ кДж/м}^3$$

$$Q_{5.2} = (106,47/1) * 0,044 = 18,95 \text{ кДж/м}^3$$

$$Q_{5.3} = (135,9/1) * 0,027 = 19,3 \text{ кДж/м}^3$$

$$Q_{5.4} = (111,1/1) * 0,016 = 11,89 \text{ кДж/м}^3$$

$$Q_2 = 16,8 + 18,95 + 19,3 + 11,89 = 66,94 \text{ кДж/м}^3$$

Втрати тепла складають 5% від приходу, тому:

$$Q_3 = 995573,91 * 0,05 = 49778,7 \text{ кДж/м}^3$$

Визначаємо тепло, що виноситься з апарату:

$$Q_4 = Q_1 + Q_2 - Q_3 = 995573,91 + 66,94 - 49778,7 = 945862,15 \text{ кДж/м}^3$$

Тоді ми можемо визначити кінцеву температуру:

$$Q_4 = (33252,65 * 35,63 + 1133,4 * 52,71 + 403,77 * 73,56 + 113,34 * 97,45 + 38,96 * 172,9 + 4425,83 * 28,83 + 28,34 * 37,14 + 2009,48 * 29,12 + 1,067 * 33,44 + 36,53 * 20,79) T = 1479216,89 T \text{ Дж/м}^3 = 1479,22 T \text{ кДж/м}^3$$

$$T_{\text{кін}} = 945862,15 / 1479,22 = 639,4 \text{ К} = 366^\circ\text{C}$$

Таблиця 5.9 – Тепловий баланс

Прихід	Кількість		Витрата	Кількість	
	кДж/м ³	%		кДж/м ³	%
Тепло, що вноситься з початковою сумішшю Q ₁	995573,91	99,99	Тепло, що виводиться компонентами газу Q ₃	49778,7	5
Тепло, що виділилось в результаті реакції, Q ₂	66,94	0,01	Тепло, що втрачається, Q ₄	945862,15	95
Разом	995640,85	100	Разом	995640,85	100

5.4 Тепловий баланс апарату сіркоочистки

Початкові данні:

Температура на вході 366°С

Таблиця 5.10 - Термодинамічні характеристики

Компонент	C _p ²⁹⁸ , Дж/(моль*К)	ΔH, кДж/моль
CH ₄	35,63	-74,85
C ₂ H ₆	52,71	-84,67
C ₃ H ₈	73,56	-103,85
C ₄ H ₁₀	97,45	-126,15
C ₅ H ₁₂	172,9	-146,44
H ₂	28,83	0
CO ₂	37,14	-393,51
N ₂	29,12	0
H ₂ S	33,44	-20,6
H ₂ O	33,61	-241,81
ZnO	40,25	-349,0
ZnS	46,02	-201,0

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4$$

де Q₁ – кількість тепла, що вноситься з потоками, кДж/м³;

Q₂ – кількість тепла, в результаті реакції, кДж/м³;

Q₃ – втрата тепла, кДж/м³;

Q₄ – кількість тепла, що виводиться з апарату, кДж/м³.

$$T = 366 + 273 = 639 \text{ K}$$

$$Q_1 = (33252,65 * 35,63 + 1133,4 * 52,71 + 403,77 * 73,56 + 113,34 * 97,45 + 38,96 * 172,9 + 4425,83 * 28,83 + 28,34 * 37,14 + 2009,48 * 29,12 + 1,067 * 33,44) * 639 =$$

$$=945219592,7 \text{Дж/м}^3 = 945219,59 \text{кДж/м}^3$$

Розрахуємо тепло реакції $\text{H}_2\text{S} + \text{ZnO} \rightarrow \text{Zn S} + \text{H}_2\text{O}$

$$\Delta H = (-201,0 - 241,81) - (-20,6 - 349,0) = -46,21 \text{ кДж/моль}$$

$$Q_2 = (46,21/1) * 1,067 = 49,31 \text{ кДж/м}^3$$

Втрати тепла складають 5%:

$$Q_3 = 945219,59 * 0,05 = 47260,98 \text{ кДж/м}^3$$

$$Q_4 = Q_1 + Q_2 - Q_3 = 945219,59 + 49,31 - 47260,98 = 898007,92 \text{ кДж/м}^3$$

Визначаємо кінцеву температуру:

$$Q_4 = (33252,65 * 35,63 + 1133,4 * 52,71 + 403,77 * 73,56 + 113,34 * 97,45 + 38,96 * 172,9 + 4425,83 * 28,83 + 28,34 * 37,14 + 2009,48 * 29,12 + 0,019 * 33,44 + 1,053 * 33,61) T = 1479217,23 \text{ТДж/м}^3 = 1479,22 \text{Т кДж/м}^3$$

$$T_{\text{кін}} = 898007,92 / 1479,22 = 607 \text{К} = 334^\circ\text{C}$$

Таблиця 5.11 – Тепловий баланс

Прихід	Кількість		Витрата	Кількість	
	кДж/м ³	%		кДж/м ³	%
Тепло, що вноситься з початковою сумішшю Q ₁	945219,59	99,99	Тепло, що відноситься компонентами газу, Q ₃	47260,98	5
Тепло, що виділилось в результаті реакції, Q ₂	49,31	0,01	Тепло, що втрачається, Q ₄	898007,92	95
Разом	945268,9	100	Разом	945268,9	100

6 ВИБІР І РОЗРАХУНОК ОСНОВНОГО АПАРАТА

До установки приймаємо двохполичний адсорбер, виконаний з легованої сталі. Адсорбер представляє вертикальний циліндричний зварний апарат діаметром 3200 мм, висота 14900 мм, днища еліптичні. Каталізатор SG-9201 розташований на 2 сітках у вигляді корзин з нержавіючої сталі. Зверху на сітці каталізатор закритий шаром кілець Рашига 25*25*08 мм висотою 200 мм.

Необхідний об'єм поглинача, якщо об'ємна швидкість по газу становить 1350 год⁻¹.

$$41444,0/1350=31,5 \text{ м}^3$$

Робоча температура в апараті 350 - 400°C. За розрахункову температуру приймаємо значення $t=450^\circ\text{C}$.

Робочий тиск в апараті при температурі в апараті 450°C $P_{\text{роб}}=4,1 \text{ МПа}$

Тиск в апараті при повному відкритті запобіжного клапана:

$$P_k = 1,15 \cdot P_{\text{роб}} \quad (6.1)$$

$$P_k = 1,15 \cdot 4,1 = 4,715 \text{ МПа}$$

Елементи апарату повинні розраховуватися на тиск, що становить 90% тиску при повному відкритті клапана:

$$0,9 \cdot P_k = 0,9 \cdot 4,715 = 4,243 \text{ МПа}. \quad (6.2)$$

Розрахунковий тиск в апараті при розрахунковій температурі 450°C:

$$P = 4,25 \text{ МПа}$$

Пробний тиск, при якому відбувається випробування апарату

$$P_{\text{пр}} = 1,25 \cdot P \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]} \quad (6.3)$$

Відношення $[\sigma]_{20}/[\sigma]$ прийняте по тому з використаних матеріалів елементів апарату (обичайка, днища, фланці, кріпильні деталі), для якого воно є найменшим [12].

$$P_{\text{пр}} = 1,25 \cdot 4,25 \cdot 1,183 = 6,28 \text{ МПа}$$

Гідростатичний тиск води при випробуванні визначаємо з умови повного-заповнення апарату водою

$$P_{\text{г.води}} = \rho_{\text{води}} \cdot g \cdot H_{\text{в}} \cdot 10^{-6}, \quad (6.4)$$

де $\rho_{\text{води}}$ – щільність води при 20°C, $\rho_{\text{води}} = 1000 \text{ кг/м}^3$;

$H_{\text{в}}$ – висота апарату від роз'єму штуцера виходу середовища до роз'єму люка, $H = 7165 \text{ м}$.

$$P_{\text{г.води}} = 1000 \cdot 9,81 \cdot 7,165 \cdot 10^{-6} = 0,07 \text{ МПа}$$

Розрахунковий тиск при випробуванні P_i дорівнює пробному тиску, оскільки гідростатичний тиск води при випробуванні складає менше 5% від пробного, тобто:

$$0,07 \text{ МПа} < 0,05 \cdot 6,28 = 0,314 \text{ МПа}$$

Тоді $P_i = P_{\text{пр}}$, $P_i = 6,28 \text{ МПа}$

При виконанні умови

$$P_i \leq 1,35 \cdot P \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]} \quad (6.5)$$

Розрахунок апарату на міцність в умовах випробування проводити не потрібно.

$$6,28 \text{ МПа} < 1,35 \cdot 4,25 \cdot 1,183 = 6,78 \text{ МПа}$$

Умова виконується, отже, розрахунок на міцність проводимо тільки для робочих умов на тиск $P = 4,25 \text{ МПа}$.

Коефіцієнт міцності зварних швів φ_r визначається залежно від групи апарату.

При розрахунковому тиску 4,25 МПа і розрахунковій температурі 450°C для вибухонебезпечного, пожежонебезпечного, шкідливого робочого середовища (3 клас небезпеки за ГОСТ 12.1.005-76) визначаємо групу апарату – 1.

Для апаратів групи 1 довжина контрольованих швів складає 100% від загальної довжини швів.

Для зварювальних швів з двостороннім суцільним проваром, що виконуються напівавтоматичною зваркою коефіцієнт міцності зварних швів $\varphi_p = 1$.

Надбавка для компенсації корозії C_1 приймається виходячи зі швидкості проникнення корозії, що максимально допускається, з боку робочого середовища для прийнятого конструкційного матеріалу $\Pi = 0,1$ мм/рік.

При терміні служби апарату 20 років надбавка на корозію складе

$$C_1 = \Pi \cdot \tau \quad (6.6)$$

$$C_1 = 0,1 \cdot 20 = 2 \text{ мм}$$

Надбавки C_2 для компенсації мінусового допуску приймаються залежно від товщини листового прокату. Надбавку C_2 враховуємо у тому випадку, коли її значення перевищує 5% від номінальної товщини листа.

Загальну надбавку до розрахункової товщини визначаємо по формулі

$$C = C_1 + C_2$$

Циліндрова обичайка апарату працює під внутрішнім надмірним тиском.

Розрахункова товщина стінки, S_p мм

$$S_p = \frac{P \cdot D}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi_p - P} \quad (6.7)$$

де D – внутрішній діаметр обичайки, $D = 3200$ мм;

P – розрахунковий тиск за робочих умов, $P = 4,25$ МПа

$$S_p = \frac{4,25 \cdot 3200}{2 \cdot 124 \cdot 1 - 4,25} = 55,8 \text{ мм}$$

Виконавча товщина стінки

$$S \geq S_p + C \quad (6.8)$$

$$C = C_1 + C_2 = 2 + 0 = 2 \text{ мм}$$

Приймаємо виконавчу товщину стінки з урахуванням стандартної товщини листа матеріалу:

$$S = 55,8 + 2 + 2,2 = 60 \text{ мм}$$

Тиск що допускається внутрішньо

$$[P] = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot r_p \cdot (S - c)}{D + (S - c)} \quad (6.9)$$

$$[P]_i = \frac{2 \cdot 124 \cdot 1 \cdot (60 - 2)}{3200 + (60 - 2)} = 4,41 \text{ МПа}$$

Перевіряємо умову міцності по формулі:

$$P \leq [P] \quad (6.10)$$

4,25 МПа < 4,41 МПа - умова міцності виконується

Верхнє і нижнє еліптичні днища апарату працюють під внутрішнім надмірним тиском.

Розрахункова товщина днища, S_{p1} , мм

$$S_{p1} = \frac{P \cdot D}{2 \cdot [\sigma] \cdot r_p - 0,5 \cdot P} \quad (6.11)$$

де R – радіус кривизни у вершині днища, мм

Для стандартного еліптичного днища $R = D = 3200$ мм

$$S_{p1} = \frac{4,25 \cdot 3200}{2 \cdot 124 \cdot 1 - 0,5 \cdot 4,25} = 55,3 \text{ мм}$$

Виконавча товщина стінки

$$C = C_1 + C_2 = 2 + 0 = 2 \text{ мм}; S = 55,3 + 2 + 2,7 = 60 \text{ мм}$$

Тиск, що допускається, для набутого значення S_{p1} .

$$[P] = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot r_p \cdot (S_1 - C)}{R + 0,5 \cdot (S_1 - C)} \quad (6.12)$$

$$[P] = \frac{2 \cdot 124 \cdot 1 \cdot (60 - 2)}{3200 + 0,5 \cdot (60 - 2)} = 4,45 \text{ МПа}$$

4,25 МПа < 4,45 МПа - умова міцності виконується.

7 ВИБІР ДОПОМІЖНОГО ОБЛАДНАННЯ

Вибір допоміжного обладнання представлено в таблиці 7.1.

Таблиця 7.1 - Специфікація на допоміжне обладнання

Позиція	Найменування обладнання	Технічна характеристика	Кількість	Матеріал
1	2	3	4	5
C1	Сепаратор на всмоктуванні першого ступеня компресора	Вертикальний циліндричний апарат у верхній частині є бризкоуловлювач, що складається з пакета металевих сіток. Розміри - Двн . = 2200мм, δст . = 22мм, Н = 6440мм Середа - синтез-газ, параметри: - Робочий тиск - 2,23 МПа (22,3 кгс / см ²) - Розрахунковий тиск - 2,85 МПа (28,5 кгс / см ²) - Робоча температура - 35 °С - Розрахункова температура - 50 °С Місткість апарату V = 18,1 м ³	1	Вуглецева сталь
C2	Сепаратор на всмоктуванні другого ступеня компресора	Вертикальний циліндричний апарат, у верхній частині є бризкоуловлювач, що складається з пакета металевих сіток. Розміри - Двн . = 1700мм, δст . = 43мм, Н = 5550мм Середа - синтез-газ Параметри середовища: - Робочий тиск - 4,56 МПа (45,6 кгс / см ²) - Розрахунковий тиск - 6,3 МПа (63 кгс / см ²) - Робоча температура - 51 °С - Розрахункова температура - 121 °С Місткість апарату V = 8,9 м ³	1	Вуглецева сталь
ХК1	Кінцевий холодильний компресор	Двохелементний холодильник з повітряним охолодженням в комплекті з двома вентиляторами та електродвигунами виконання 2ЕхеПСТІ (ЕГІ) N = 25кВА (22 кВт) ω = 24,3 с-1 (n = 1460 об / хв) Передача обертання - кліноремінна. Трубочатка виконана з оребрених труб Дн . = 38,1 мм, δст . = 6,5 мм, L = 12192мм, n = 272 шт. Площа поверхні теплообміну F = 7378мм Середа трубного простору - синтез-газ Параметри середовища: - Робочий тиск - 26,1 МПа (261 кгс / см ²) - Розрахунковий тиск - 37,0 МПа (370 кгс / см ²) - Робоча температура на вході - 122°С, на виході - 71°С, розрахункова температура - 145 °С	1	Вуглецева сталь

Продовження таблиці 7.1

1	2	3	4	5
АТ1	Пусковий підігрівач	<p>Вертикальний циліндричний апарат. Розміри: Двн . = 3530 мм, δст . = 6 мм, Нкорп . = 9125 мм. Усередині корпусу знаходиться кручений, двухзаход- ной змійовик Dзм . = 2920 мм, виготовлений з труб dнар . = 101,5 мм, δст . = 18мм, кількість витків - 46. Площа поверхні нагріву - 134 м². Внизу підігрівача знаходяться 4 пальники, а зверху корпусу розташована димова труба dТР . = 1120 мм, δст . = 5мм, Нтр . = 11000мм. Загальна висота підігрівача Нобщ . = 24500 мм Середа - синтез-газ Тиск газу: - На вході в змійовик - 14,05 МПа (140,5 кгс/см²) - На виході з змійовика - 13,8 МПа (138 кгс/см²) Розрахунковий тиск - 21,8 МПа (218 кгс/см²) Температура газу робоча: - На вході в змійовик - 121оС - На виході з змійовика - не більше - 538оС Розрахункова температура - 562оС. Температура поверхні труб змійовика 450-550оС. Температура димових газів на виході з радіаційної зони - 866оС. Тиск димових газів в підігрівачі - розрідження - 50-200 Па (5-20 мм.вод.ст.) Корпус і димова труба всередині мають жаростійку футеровку.</p>	1	Вуглецева сталь, легована сталь
Р1	Реактор гідрування	<p>Вертикальний циліндричний зварної апарат з еліптичними днищами Розміри загальні: Двн . = 2300мм, δст . = 70мм, Н = 13613мм Каталізатор - алюмокобальтмолібденовий, розташо- ваний в реакторі в два шари: - Нижній шар, висотою 4170мм, покладений на сітку з нержавіючої сталі і шар муллітових куль - Верхній шар, висотою 4140мм, покладений на сітку з нержавіючої сталі і ґрати, зверху каталізатор закри- тий сіткою з неіржавіючої сталі і ґратами. Обсяг каталізатора V = 34,0 м³ Середа - природний газ і водень Параметри середовища: - Робочий тиск - 4,31 МПа (43,1 кгс / см²) - Розрахунковий тиск - 4,76 МПа (47,6 кгс / см²) - Робоча температура - 382 ° С - Розрахункова температура - 455 ° С Місткість апарату V = 45,6 м³</p>	1	Легована сталь

8 КОНТРОЛЬ РОБОТИ, НОРМИ Й ПРАВИЛА ОБСЛУГОВУВАННЯ ОСНОВНОГО АПАРАТА

Для управління технологічним процесом сіркоочистки природного газу оператор-технолог повинен мати можливість у будь-який момент часу отримати повну інформацію про хід процесу. Для цього в даному дипломному проекті запропоновано безперервно вимірювати і виводити в ЦПУ і на УВК значення наступних технологічних параметрів:

Температура:

- Природний газ після першого ступеня компресора TIR3-1
- Природний газ після апарату повітряного охолодження TIR4-1
- Природний газ після другого ступеня компресора TIR5-1
- У апараті гідрування TIR11-1
- У апараті сіркоочистки TIR12-1
- У апараті сіркоочистки TIR13-1

Тиск:

- Природний газ в сепаратора PIR 1-1
- Природний газ після першого ступеня компресора PIR 2-1
- Природний газ після першого ступеня компресора PIR 6-1

Концентрація:

- Водень в газовій суміші QIR7-1

Для виміру витрати у всіх випадках використовується метод змінного перепаду тиску. У трубопроводі, по якому транспортується потік, витрату якого необхідно зміряти, встановлюється звужуючий пристрій (діафрагма типа ДКС) на ній при протіканні потоку створюється перепад тиску, який вимірюється датчиком різниці тиску «Метран-100 ДД». Вихідний сигнал даного датчика є уніфікований струмовий сигнал 4-20 мА.

Для виміру температури використовується термоелектричний перетворювач ТХК-2088. У основу роботи даного приладу покладений термоелектричний ефект. Якщо точку спаю двох різнорідних провідників помістити в апарат, в

якому необхідно зміряти температуру, то на вільних кінцях термопари з'явиться ТЕРМО-ЕДС, яка буде прямо пропорційна вимірюваній температурі. По величині ТЕРМО-ЕДС і визначають температуру.

Для виміру рівня використовується буйковий перетворювач «Сапфір-22ДУ». Чутливим елементом є буйок, який виготовляється з неіржавіючої сталі, і поміщається безпосередньо в апарат. У основу роботи приладу закладений закон Архімеда. При вимірі рівня в апараті, змінюється висота занурення буйка в робочу рідину. При цьому змінюється виштовхуюча сила, що діє на буйок, а отже, змінюється вага буйка. Вимірювальна схема приладу перетворить зміни ваги буйка в уніфікований струмовий сигнал 4-20 мА.

Для виміру тиск використовує датчик надлишкового тиску «Метран-100ДИ». У основу роботи даного приладу покладений тензометричний ефект.

Для живлення датчиків і забезпечення їх іскробезпеки, використовуємо бар'єр іскробезпеки МТМ-501-03. Який сигнал 4-20 мА передає на контролер.

Для температури використовується перетворювач МТМ-402. Який перетворює сигнал у вольтах в 4-20 мА.

Прилади засобів автоматизації, що використані в даному проекті приведені в таблиці. 8.1.

Таблиця 8.1 - Відомість приладів і технічних засобів автоматизації

№ поз.	Вимірюваний параметр	Назва і тип приладу	Технічні характеристики
1	2	3	4
1-1	Тиск природного газу в сепаратора	Датчик надлишкового тиску Метран-100ДИ-Ех, вихідний сигнал 4-20 мА	Граничне надлишкове тиск 1,6 МПа КТ 0,25
1-2	Тиск природного газу в сепаратора	Бар'єр іскробезпеки МТМ501-03, вхідний сигнал 4-20 мА, вихідний сигнал 4-20 мА	Клас точності 0,2
2-1	Тиск природного газу після I ступеня компресора	Датчик надлишкового тиску Метран-100ДИ-Ех, вихідний сигнал 4-20 мА	Граничне надлишкове тиск 4 МПа КТ 0,25
2-2	Тиск природного газу після I ступеня компресора	Бар'єр іскробезпеки МТМ501-03, вхідний сигнал 4-20 мА, вихідний сигнал 4-20 мА	Клас точності 0,2

Продовження таблиці 8.1

1	2	3	4
3-1	Температура природного газ після I ступеня компресора	Термопара ТХК–2088	Діапазон +50 ÷ +600 °С
3-2	Температура природного газ після I ступеня компресора	Перетворювач вимірник багатомежний МТМ-402 вихідний сигнал 4-20 мА	Шкала 0 - 150°С Клас точності 0,25
4-1	Температура природного газу після апарату повітряного охолодження	Термопара ТХК–2088	Діапазон +50 ÷ +600°С
4-2	Температура природного газу після апарату повітряного охолодження	Перетворювач вимірник багатомежний МТМ-402 вихідний сигнал 4-20 мА	Шкала 0 - 150°С Клас точності 0,25
5-1	Температура природного газ після II ступеня компресора	Термопара ТХК–2088	Діапазон +50 ÷ +600°С
5-2	Температура природного газ після II ступеня компресора	Перетворювач вимірник багатомежний МТМ-402 вихідний сигнал 4-20 мА	Шкала 0 - 150°С Клас точності 0,25
6-1	Тиск природного газ після другого ступеня компресора	Датчик надлишкового тиску Метран-100ДИ-Ех, вихідний сигнал 4-20 мА	Граничне надлишкове тиск 6 МПа КТ 0,25
6-2	Тиск природного газ після II ступеня компресора	Бар'єр іскробезпеки Мтм501-03, вхідний сигнал 4-20 мА, вихідний сигнал 4-20 мА	Клас точності 0,2
7-1	Концентрація водню	Uras 14, «АВВ»	Діапазон 0-100%
8-1	Температура після підігрівача	Термопара ТХК–2088	Діапазон +50 ÷ +600°С
8-2	Температура після підігрівача	Перетворювач вимірник багатомежний МТМ-402 вихідний сигнал 4-20 мА	Шкала 0 - 500°С Клас точності 0,25
8-3	Температура після підігрівача	Бар'єр іскробезпеки Мтм501-04, вхідний сигнал 4-20 мА, вихідний сигнал 4-20 мА	Клас точності 0,2
8-4	Температура після підігрівача	Виконавчий механізм «Руст» тип РК-210	Тип НЗ
9-1	Рівень в сепараторові	Перетворювач вимірвальний буйковий Сапфір 22-ДУ-Ех, вихідний сигнал 4-20 мА	Довжина буйка 800мм КТ 0,25
9-2	Рівень в сепараторові	Бар'єр іскробезпеки Мтм501-03, вхідний сигнал 4-20 мА, вихідний сигнал 4-20 мА	Клас точності 0,2
9-3	Рівень в сепараторові	Бар'єр іскробезпеки Мтм501-04, вхідний сигнал 4-20 мА, вихідний сигнал 4-20 мА	Клас точності 0,2
9-4	Рівень в сепараторові	Виконавчий механізм «Руст» тип РК-210	Тип НЗ

Продовження таблиці 8.1

1	2	3	4
10-1	Витрата азотно-водневої суміші	Діафрагма камерна ДКС-	КТ 1,0
10-2	Витрата азотно-водневої суміші	Датчик різниці тиску Метран-100 Дд-ех, вихідний сигнал 4-20 мА	Граничний перепад тиску 1 МПа КТ 0,25
10-3	Витрата азотно-водневої суміші	Бар'єр іскробезпеки Мтм501-03, вхідний сигнал 4-20 мА, вихідний сигнал 4-20 мА	Клас точності 0,2
10-4	Витрата азотно-водневої суміші	Бар'єр іскробезпеки Мтм501-04, вхідний сигнал 4-20 мА, вихідний сигнал 4-20 мА	Клас точності 0,2
10-5	Витрата азотно-водневої суміші	Виконавчий механізм «Руст» тип РК-210	Тип НЗ
11-1	Температура в апараті гідрування	Термопара ТХК-2088	Діапазон +50 ÷ +600°C
11-2	Температура в апараті гідрування	Перетворювач вимірник багатомежний МТМ-402 вихідний сигнал 4-20 мА	Шкала 0 - 200°C Клас точності 0,25
12-1	Температура в апараті сіркоочистки	Термопара ТХК-2088	Діапазон +50 ÷ +600°C
12-2	Температура в апараті сіркоочистки	Перетворювач вимірник багатомежний МТМ-402 вихідний сигнал 4-20 мА	Шкала 0 - 200°C Клас точності 0,25
13-1	Температура в апараті сіркоочистки	Термопара ТХК-2088	Діапазон +50 ÷ +600°C
13-2	Температура в апараті сіркоочистки	Перетворювач вимірник багатомежний МТМ-402 вихідний сигнал 4-20 мА	Шкала 0 - 200°C Клас точності 0,25
14-1	Витрата водню	Діафрагма камерна ДКС-	КТ 1,0
14-2	Витрата водню	Датчик різниці тиску Метран-100ДД-Ех, вихідний сигнал 4-20 мА	Граничний перепад тиску 1 МПа КТ 0,25
14-3	Витрата водню	Бар'єр іскробезпеки Мтм501-03, вхідний сигнал 4-20 мА, вихідний сигнал 4-20 мА	Клас точності 0,2
14-4	Витрата водню	Бар'єр іскробезпеки Мтм501-04, вхідний сигнал 4-20 мА, вихідний сигнал 4-20 мА	Клас точності 0,2
14-5	Витрата водню	Виконавчий механізм «Руст» тип РК-210	Тип НЗ

9 РЕСУРСОЗБЕРЕЖЕННЯ І ОХОРОНА НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА

У міру розвитку промисловості, енергетики й засобів транспорту антропогенне забруднення атмосфери, обумовлене життєдіяльністю людини, безупинно зростає.

Розвиток промисловості супроводжується забрудненням атмосфери, морських акваторій, прісних водойм, порушенням ґрунтового покриву й ландшафтів, виснаженням водних і лісових ресурсів, зменшенням чисельності тварин.

Виробництво аміаку в хімічній промисловості посідає не останнє місце. Це виробництво необхідно й важливо. Але воно пов'язане з деякими викидами в навколишнє середовище. Викидами цього виробництва є шкідливі гази, такі як аміак, оксид вуглецю, діоксид вуглецю, відпрацьовані каталізатори [14].

9.1 Викиди в атмосферу

У цеху виробництва аміаку є постійні й періодичні викиди. Постійно в атмосферу скидаються димові гази після печі риформінга, підігрівника природного газу й пускового котла, а також вентвикиди з машзали компресії.

При зупинках виробництва на ремонт і пуску після ремонту, а також в аварійних випадках скидні гази спалюються на смолоскиповій установці.

З аміачних холодильних установок скидання газоподібного аміаку й інертів, що містять аміак, відбувається на факел. Дані по викидах в атмосферу наведені в таблиці 9.1.

Таблиця 9.1 - Викиди в атмосферу

Найменування викиду й шкідливої речовини в ньому, відділення, апарат, діаметр, висота викиду	Кількість джерел викиду	Сумарна об'ємна витрата відхідних газів, тис.м ³ /год	Тривалість викиду, година/рік	Характеристика викиду			Припустима мас. витрата нормативних компонентів шкідливих речовин, кг/год	Сумарний викид, кг/рік
				Температура, °С	Склад викиду			
					Найменування показника, одиниця	Значення показника		
Вентиляційні викиди (NH ₃) з машзали компресії. Висота викиду 23м. S = 31,2 м ² .		Не більше 253800	7944	18-28	NH ₃ , мг/м ³	не більше 20	5,08	13000
Неорганізовані викиди від устаткування.	1			27	NH ₃ , мг/м ³	не більше 6,0	0,241	2113
Димові гази (SO ₂ , NO _x , CO) після пускового котла. Висота викиду 60м.	1	Не більше 48,168	7944	не більше 133	NO _x , мг/м ³ CO, мг/м ³ SO ₂ , мг/м ³	не більше 160 не більше 15 не більше 3,0	7,71 0,720 0,10	53618 3680 38

9.2 Стічні води

У цеху є три системи відведення стічних вод:

- господарчо - побутова;
- промислово - брудна;
- промислово - злизова.

Скидання хазяйновито - побутових стічних вод відбувається по підземних самопливних мережах в окремі резервуари насосних станцій об'єднання, звідти перекачуються на спорудження біохімічного очищення.

Промислово брудні стічні води надходять у ємність місткістю 500 м³.

Для запобігання влучення стічних вод у ґрунт ємність постачена гідроізоляцією.

Технологічний конденсат після відгону аміаку й органічних сполук у відпарній колоні по напірних мережах видається на спорудження біохімічного очищення й для потреб цеху.

Промислово-зливові стічні води по спеціальних лотках скидаються в систему промислово - зливової каналізації об'єднання.

Для зливу розчину метилдіетаноламіна при зупинці на капітальний ремонт або аварійного прориву розчину встановлена ємність місткістю 600 м³.

На аміачно-холодильних апаратах встановлені дренажні ємності.

Перелік стічних вод наведений у таблиці 9.2.

Таблиця 9.2 - Стічні води, що надходять у підземну ємність

Найменування стоку й шкідливої речовини в ньому, відділення, апарат	Куди скидається	Кількість стоків, викидів, м ³ /т	Періодичність викиду	Характеристика стоку			Примітка
				Склад стоку, мг/дм ³ , по компонентах			
				Найменування показника, одиниця	Значення показника	допускається кількість шкідливих речовин кг/м ³	
1	2	3	4	5	6	7	8
1.Промислово брудні стоки	У цех нейтролізації й очищення промислових стоків	0,211	Постійно	Азот амонійний, мг/дм ³ рН	не більше 80; 7-10	не більше 0,08	
2.Промислово-зливові стоки	У промзливневу каналізацію		Постійно	Азот амонійний, мг/дм ³ рН	не більше 6,0; 6,5-8,5	не більше 0,006	

Продовження таблиці 9.2

1	2	3	4	5	6	7	8
а) конденсат з апаратів компресора	У промзливневу каналізацію	0,053	Постійно				
б) вода після зволоження повітря холодильників повітряного охолодження	У промзливневу каналізацію	0,668	У теплий період року (протягом 6 місяців)				
в) конденсат із сепаратора азотодувки	У промзливневу каналізацію	0,035	Періодично при розігріві й відновленні каталізаторів 1 раз у рік				
3. Відпарний конденсат	У цех нейтралізації й очищення промислових стоків	1,058	Постійно	Азот амонійний, мг/дм ³ рН	не більше 7,0 не більше 10	не більше 0,007	

9.3 Тверді й рідкі відходи

Каталізатори в міру зниження їхньої активності вивантажуються з апаратів і автотранспортом вивозяться на площадку металобрухту, звідки відвантажуються споживачам.

Тверді невикористовувані відходи в цеху виробництва аміаку відсутні.

Кубовий залишок, що утвориться після розгону метилдіетаноламінового розчину, періодично вивантажується в контейнер і направляється на спалювання у відділення спалювання кубових залишків або споживачам. Кількість і склад твердих і рідких відходів наведена у таблиці 9.3.

Таблиця 9.3 - Тверді й рідкі відходи

Найменування відходу й шкідливої речовини в ньому, відділення, апарат	Де складується, транспорт, тара	Масова витрата кг/т	Періодичність утворення	Характеристика відходів			Примітка
				Склад відходів		Фізичні показники, щільність, кг/м ³	
				Найменування показника, одиниця	Значення показника		
Кубовий залишок (метилдіетаноламін, метилдіетаноламінове очищення)	Направляється на спалювання у відділення спалювання кубових залишків у контейнері автотранспортом	0,311	1 раз на місяць	Метилдіетаноламін, %	Не більше 30	1200÷14	
Відпрацьоване масло компресорів і насосів	Направляється на регенерацію автотранспортом	0,218	1 раз у рік	Масло КП-8, ТП-22		870	Свіже масло використовується згідно паспортних даних
Відпрацьовані тверді каталізатори: алюмокобальт молібденовий (АКМ-1) гідрування сірчистих сполук, у реакторі	Вивозиться автотранспортом на площадку металобрухту	0,011	1 раз в 6 років	Масова частка: CoO, % MoO, % Al ₂ O ₃ , %	Не менш 4,0 Не менш 2,0 78-82	640-740	

9.4 Розрахунок ГДВ

Розрахуємо ГДВ для джерела викиду N1. Холодна газоповітряна суміш, що містить аміак, викидається із труби квадратного перетину.

Величина ГДВ для викиду холодної газоповітряної суміші з одиночного джерела з устям квадратного перетину у випадку, коли фонові концентрації C_{ϕ} розглянутого включення встановлена незалежно від швидкості й напрямку вітру й постійна на території міста, розраховується по формулі:

$$ГДВ = \frac{(ГДК - C_{\phi}) \times H^2 \times \sqrt[3]{V_1 \times \Delta T}}{A \times F \times m \times n \times \eta}, \text{ г/с}$$

де ГДК – 0,2 мг/м³ - максимально-разова гранично-допустима концентрація аміаку в атмосферному повітрі населених місць;

$C_{\phi} = 0,0085$ мг/м³ - фонові концентрації аміаку (установлюється незалежно від швидкості й напрямку вітру і є постійною на території міста);

$H = 12$ м - висота джерела викиду над рівнем моря;

$V_1 = 4500$ м³/год = 1,25 м³/с - максимальна об'ємна витрата газоповітряної суміші, що виходить в атмосферу:

$A = 160$ - коефіцієнт, що залежить від температурної стратифікації атмосфери й визначальної умови горизонтального й вертикального розсіювання атмосферних домішок (для України 160)

$F = 1$ - безрозмірний коефіцієнт, що враховує швидкість осадження шкідливих речовин (для газоподібних речовин дорівнює $F = 1$);

$D_e = 0,31$ м - ефективний діаметр устя джерела викиду (для устя квадратного перетину D_e дорівнює стороні квадрата)

$\eta = 1$ — безрозмірний коефіцієнт, що враховує вплив рельєфу місцевості на розсіювання домішок (для Донбасу $\eta = 1$);

n - безрозмірний коефіцієнт, що враховує умови виходу газоповітряної суміші з устя джерела викиду;

$$n = 3 \text{ при } V_M \leq 0,3$$

$$n = 3 - \sqrt{(V_M - 0,3) \cdot (4,36 - V_M)}, \text{ при } 0,3 \leq V_M \leq 2$$

$$n = 1 \text{ при } V_M > 2$$

Параметр V_M , м/с, визначається по формулі

$$V_M = 1,3 \cdot \frac{\omega_0 \cdot D_э}{H},$$

ω_0 - середня швидкість виходу суміші з устя джерела викиду

$$\omega_0 = \frac{4 \cdot V_1}{\pi \cdot D_э^2}$$

$$\omega_0 = \frac{4 \cdot 1,25}{3,14 \cdot 0,31^2} = 16,6 \text{ м/с}$$

$$V_M = 1,3 \cdot \frac{16,6 \cdot 0,31}{12} = 0,56 \text{ м/с}$$

$$n = 3 - \sqrt{(0,56 - 0,3) \cdot (4,36 - 0,56)} = 2,006 \quad \text{при } 0,3 \leq V_M \leq 2$$

$$\Gamma_{ДВ} = \frac{(0,2 - 0,0085) \cdot 12^2 \cdot 8 \cdot 1,25}{160 \cdot 1 \cdot 0,31 \cdot 2,006 \cdot 1} = 5,49 \text{ г/с},$$

$\Gamma_{ДВ}$ варто зрівняти з потужністю викидів M

$$\Gamma_{ДВ} > M$$

Потужність викиду, г/с, визначається по формулі:

$$M = C \cdot V_1$$

$C = 0,037$ г/м - концентрація аміаку в повітрі, що відходить, для даного джерела викиду;

$$M = 0,037 \cdot 1,25 = 0,046$$

$$5,49 \text{ г/с} \geq 0,046 \text{ г/с} \quad - \text{ умова виконується.}$$

Максимально можлива гранична концентрація аміаку, мг/м³,

$$C_M = \frac{A \cdot M \cdot F \cdot K \cdot n}{H^2},$$

$$K = \frac{D_e}{8 \cdot V_1},$$

$$K = \frac{0,31}{8 \cdot 1,25} = 0,031 \text{ с/м}^2$$

$$C_M = \frac{160 \cdot 0,046 \cdot 1 \cdot 0,031 \cdot 2,006}{12^2} = 0,0167 \text{ мг/м}^3,$$

При цьому повинна дотримуватися умова $C_M < \Gamma_{ДК}$

Висновок: Оскільки: $0,0167 \text{ мг/м}^3 < 0,2 \text{ мг/м}^3$ - умова виконується.

10 ОХОРОНА ПРАЦІ

Охорона праці - це система законодавчих актів і відповідних їм соціально-економічних, технічних, гігієнічних й організаційних заходів, що забезпечують безпеку, збереження здоров'я й працездатності людини в процесі праці. Необхідно керуватися принципом більшого полегшення умов праці робітників, запобігання нещасних випадків на виробництві, виключення можливості профзахворювань, виникнення пожеж, вибухів, аварій.

10.1 Основні характеристики речовин, застосовуваних у виробництві аміаку

Основні фізико-хімічні властивості речовин, застосовуваних у виробництві аміаку, представлені в таблиці 10.1.

Таблиця 10.1 - Основні фізико-хімічні властивості речовин, застосовуваних у виробництві аміаку

Найменування речовини	Емпірична формула	Структурна формула	Агрегатний стан	Температура кипіння, °С
1	2	3	4	5
Метан	CH ₄	$\begin{array}{c} \text{H} \\ \\ \text{H} - \text{C} - \text{H} \\ \\ \text{H} \end{array}$	Газ	-161,5
Вода	H ₂ O	H-O-H	Газ	100,0
Вуглекислий газ	CO ₂	O = C = O	Газ	-
Оксид вуглецю	CO	C = O	Газ	-191,5
Водень	H ₂	H-H	Газ	-252,8
Азот	N ₂	N ≡ N	Газ	-
Метилдіетано-ламін	CH ₃ N (CH ₂ CH ₂ OH) ₂	$\begin{array}{c} \text{CH}_3 - \text{N} - \\ \\ -(\text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \\ \\ -\text{OH})_2 \end{array}$	Рідина	103,3
Аміак	NH ₃	$\begin{array}{c} \text{H} - \text{N} - \text{H} \\ \\ \text{H} \end{array}$	Газ	-33,4

Характеристика токсичності й вибухонебезпечності представлена в таблиці 10.2 [15].

Таблиця 10.2-Характеристика токсичності й вибухонебезпечності

Речовина	Клас небезпеки	ГДК, мг/м ³	Засоби захисту, проти-гази, марка	Показники вибухонебезпечності				
				температура само-запал., °С	Межі запалення			
					г/м ³		% об	
					Ниж.	Верх.	Ниж.	Верх.
1	2	3	4	5	6	7	8	9
CH ₄	4	300	ПШ-1, ПШ-2	537	-	-	4,9	14,1
CO ₂	4	30000	ПШ-1, ПШ-2, КМП-7	-	-	-	-	-
CO	4	20	М	605	-	-	12,5	74
H ₂	4	-	ПШ-1, ПШ-2	510			4	75
N ₂	-	-	ПШ-1, ПШ-2	-	-	-	-	-
NH ₃	4	20	КД, М	650	-	-	15,5	28

Характер впливу речовин, застосовуваних у виробництві аміаку на організм людини, наведений у таблиці 10.3 [6].

Таблиця 10.3 - Характер впливу речовин, застосовуваних у виробництві аміаку на організм людини

Речовина	Характер впливу
CH ₄	Фізіологічно інертний, на людину діє удушливо через недостачу кисню
CO ₂	Діє як наркотик, руйнує шкіру й слизові оболонки, гнітить дихальний центр. Високий вміст зі зниженням кисню в повітрі викликає смерть
CO	Токсичний, викликає отруєння, втрату свідомості, судороги, задишку, удушся, смерть
H ₂	Фізіологічно інертний, при високих концентраціях у повітрі викликає удушся, через зменшення парціального тиску кисню
NH ₃	Викликає гостре подразнення слизових оболонок, сльозотечу, удушся, смерть.
N ₂	Викликає удушся через нестачу кисню. Втрата свідомості.

Виробничі небезпеки в цеху аміаку характеризуються факторами, наведеними далі.

10.2 Фізичні небезпечні й шкідливі фактори

Фізичні небезпечні й шкідливі фактори характеризуються:

- наявністю газів, які в суміші з киснем повітря утворюють вибухонебезпечні концентрації (природний газ, конвертований газ, водень, азотоводнева суміш, аміак);
- наявність горючих речовин і матеріалів (природний газ, конвертований газ, водень, азотоводнева суміш, аміак, гідразин-гідрат, масло й промаслені матеріали, електроустаткування);
- можливістю влучення на тіло людини високотемпературних середовищ (гарячий газ, гаряча вода, пара);
- можливістю поразки електричним струмом (при наявності ушкоджень на електроустаткуванні й електропроводці й у результаті спостереження правил електробезпечності);
- наявністю обертових і механізмів, що рухаються, що може викликати механічний травматизм; експлуатацією встаткування під тиском, виконання робіт на висоті, у прямках, колодязях, колекторах, закритих посудинах;
- підвищеним рівнем шуму на робочому місці.

10.3 Хімічні небезпечні й шкідливі виробничі фактори

Хімічні небезпечні й шкідливі виробничі фактори характеризуються:

- можливістю влучення на тіло людини хімікатів (рідкий аміак, аміачна вода, діетаноламін, гідразин-гідрат);
- наявністю токсичних речовин (аміак, оксид вуглецю, природний газ, оксид ванадію, гідразин-гідрат, каталізаторний пил) або задушливих (азот, азотоводнева суміш, оксид вуглецю).

По характеру впливу на організм людини ці фактори проявляються, як загальноксичні й подразливі, діючі через дихальні шляхи, шкіру й слизові оболонки.

Причини, що викликають поразку небезпечними й шкідливими виробничими факторами:

- робота на несправному встаткуванні й несправному інструменті;
- порушення технологічного режиму;
- незадовільна організація праці;
- порушення правил охорони праці;
- порушення порядку проведення оперативних і ремонтних робіт;
- відсутність спецодягу й індивідуальних засобів захисту;
- порушення виробничої дисципліни.

10.4 Міри електробезпечності

До заходів щодо електробезпечності відносяться:

- забезпечення недоступності струмоведучих частин, які перебувають під напругою;
- електричний розподіл границі;
- застосування спеціальних електрозахисних заходів - переносних приладів;
- організація безпечної експлуатації електроустановок;
- відхилення небезпеки у випадку появи напруги в корпусах, кожухах, що досягається використанням маленьких напруг, застосуванням подвійної ізоляції, вирівнюванням потенціалу, захисним заземленням, захисним відключенням [6].

10.5 Пожежна безпека

По характеру виконуваних технологічних операцій і властивостям застосовуваних речовин відноситься до числа пожежевибухонебезпечних.

Пожежа або вибух може відбутися:

- при недотриманні правил охорони праці, технологічного регламенту й інструкцій;
- при недотриманні правил ведення вогневих робіт;
- при недотриманні правил зберігання горючих речовин;
- від короткого замикання в ланцюгах;
- від перевантаження електродвигунів;
- від розряду статичної електрики;
- від грозового розряду;
- від іскри при ударі;
- при пропуску горючих газів і рідин;
- від самозаймання промасленого обтирального матеріалу.

Для забезпечення пожежної й вибухобезпечної роботи необхідно дотримувати наступні вимоги:

- виробничі приміщення, устаткування повинні утримуватися в чистоті;
- виробничі відходи повинні зберігатися в спеціально відведених місцях;
- забороняється загромаджувати проходи, проїзди й під'їзди до будівель, пожежному інвентарю й устаткуванню;
- побутове сміття, листя, суху траву необхідно збирати в сміттеві ящики й вивозити з території підприємства;
- не допускати проток ЛЗР і ГР;
- при виявленні витоків горючих газів або парів з устаткування, до місця пропуску подати водяну пару або азот для усунення пропуску;
- не дозволяється пуск й експлуатація електроустаткування при несправній або виключеній вентиляції;
- застосовувати відкритий вогонь і курити в приміщеннях, на зовнішній установці й на території підприємства заборонено;
- для паління приділяються спеціально обладнані місця;
- після завершення вогневих робіт протягом трьох годин здійснюють контроль над місцем, де вони проводилися;

- необхідно знати розташування засобів пожежогасіння й уміти ними користуватися.

Засоби пожежогасіння:

- азбестове полотно - для гасіння вогню на засувках, фланцях і ручній арматурі;
- вогнегасник ОПШ-10 (порошковий шахтний)-застосовується для гасіння ЛЗР і ГР, електроустаткування під напругою до 1140 В;
- вогнегасник ОП-9 (порошковий переносний) для гасіння газоподібних речовин, ЛЗР і ГР, твердих речовин, електроустаткування, що перебуває під напругою до 1000 В;
- вогнегасник ОППС-250 (повітряно-пінний стаціонарний) для гасіння горючих рідин і спалених матеріалів;
- вогнегасник ОВПУ-250 (повітряно-пінний універсальний) для гасіння горючих рідин і спалених матеріалів;
- вогнегасник ОВ-5 (вуглекислотний) для гасіння горючих рідин і спалених матеріалів, електроустаткування, що перебуває під напругою;
- станція автоматичного пожежогасіння повітряно-механічною піною;
- стаціонарні лафетні установки з пожежними стовбурами ПЛС-40;
- пожежні крани й рукава;
- розведення азоту для гасіння пожежі;
- ящики з піском [6].

10.6 Водопостачання

Системи водопостачання промислового підприємства по своєму призначенню підрозділяються на:

- господарсько-питні;
- виробничі (технологічні);
- протипожежні.

У цьому випадку застосовується об'єднана система, протипожежні функції відносять до системи господарсько-питного водопроводу, яка характеризується більшою розгалуженістю по території підприємства.

Хімічно очищена вода використовується для технологічних потреб і надходить у цех по трубопроводу із цеху хімічної підготовки води.

Частина води для виробничих потреб надходить із цеху оборотного водопостачання. Оборотне водопостачання є найбільш прогресивним способом забезпечення водою промислових підприємств, тому що таке водопостачання являє собою стабільну замкнуту систему, при якій із зовнішнього джерела збирається невелика кількість води, і водойми не забруднюються хімічними скиданнями [6].

ВИСНОВОК

У дипломному проекті було запропоновано замінити цинковий поглинач СПС-Ф на SG-9201. Цей поглинач має меншу насипну щільністю, як наслідок чинить менший опір по всьому перетину апарата, ще дозволить знизити втрати на компримювання природного газу, що очищається, та підвищити ефективність роботи всієї установки виробництва аміаку.

ЛІТЕРАТУРА

1. Технология связанного азота / Под ред. В. И. Атрощенко. – Киев: Вища шк., 1985. – 328 с.
2. Калиневич А. Ю. Современные катализаторы для парового и паровоздушного риформинга метана // Презентация продукции НПК «Алвиго-КС». - Северодонецк. – 2001. – С.39-47.
3. Временный технологический регламент производства аммиака. - Северодонецк. – 1972.
4. Карстентен Дж. Снижение энергозатрат при использовании катализаторов «Топсе» на агрегатах аммиака // Технологии. Процессы. Аппараты. – 1997. - №2 – С.67-69.
5. Справочник азотчика. – М.: Химия, 1967.- 492 с
6. Методы расчетов по технологии связанного азота / Под ред. В. И. Атрощенко. – Харьков: Издательство Харьковского Госуниверситета им. А. М. Горького, 1960. - 304 с.
7. Справочное руководство по катализаторам для производства аммиака и водорода / Под ред. Семенова В. П. – Л.: Химия, 1973. – 246 с.
8. Лобойко О. Я., Товажнянский Л. Л., Слабун І. О. Методи розрахунків у технології неорганічних виробництв (ч. 1. Зв'язаний азот): Підручник. – Харків: НТУ „ХПІ”, 2001. - 512 с.
9. Справочник азотчика. – М.: Химия, 1986. – 511 с.
10. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/ Под ред. Ю. И. Дытнерского. - М.:Химия, 1991. – 496 с.
11. Методичні вказівки до виконання і оформлення дипломного проекту (роботи) бакалавра для студентів спеціальності 161 "Хімічні технології та інженерія" денної та заочної форм навчання / Укладачі: І. В. Кравченко, Т. Е. Римар, - Северодонецк: СНУ ім. Володимира Даля, 2017 –56 с.
12. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1973.

13. Павлов К.Ф. Романков П.Г. Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987
14. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. / Под ред. Дытнерского Ю.Н. – М.: Химия, 1983.
15. Плановский А.И., Рамм В.М., Коган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. – М., Химия, 1981
16. Романычев Э.Т., Сидорова Т.М., Сидоров С.Ю. AutoCAD 14. — М.: ДМК, 1997. — 480 с.
17. Торочешников Н.С., Родионов А.И. Техника защиты окружающей среды. — М.: Химия, 1981. – 368 с.
18. Голубятников В.А., Шувалов В.В. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности. — М.: Химия, 1985. — 352 с.