

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
ФАКУЛЬТЕТ ТЕХНІЧНИХ СИСТЕМ ТА ЕНЕРГОЕФЕКТИВНИХ ТЕХНОЛОГІЙ
Кафедра хімічної інженерії

ЗАТВЕРДЖУЮ
Зав. кафедри

підпис, дата

Кваліфікаційна робота магістра

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

Тема роботи: Відділення очищення газу від сірководню.
Розробити та модернізувати насадковий абсорбер

Виконав:

студент групи ХМ.м-01

Гавриченко Владислав Олександрович

підпис

Залікова книжка

№ _____

Кваліфікаційна робота магістра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20__ р.

Підпис голови

(заступника голови) комісії

Керівник:

докт. техн. наук, зав. каф.

Склабінський В.І.

підпис, дата

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка: 76 с., 12 рис., 3 табл., 1 додаток, 26 джерел.

Графічні матеріали: технологічна схема виробництва амофосу, складальне креслення насадкового абсорбера, креслення складальних одиниць абсорбера – усього 5,0×А1 аркушів графічної частини.

Тема кваліфікаційної роботи «Відділення очищення газу від сірководню. Розробити та модернізувати насадковий абсорбер».

У роботі проведено літературний огляд за тематикою кваліфікаційної роботи, а саме: проведено аналіз методів очищення газів від сірководню, розглянуто статистику і кінетику процесу абсорбції, а також гідродинамічні режими, при яких працюють насадкові абсорбери. Запропонована модернізація насадкового абсорбера. Виконані технологічні та конструктивні розрахунки проектного апарату. Проведені розрахунки апарату на міцність та герметичність, що підтверджують працездатність і надійність роботи колони. Розроблено схему автоматизації технологічного процесу з використанням сучасних контрольно-вимірювальних приладів і засобів автоматизації. Подано аналіз потенційних небезпек і шкідливостей, що виникають при експлуатації обладнання установки виробництва амофосу з відділенням очищення газу від сірководню. Виконано розрахунок припливно-витяжної вентиляції.

Ключові слова: ВИРОБНИЦТВО, ОЧИЩЕННЯ, СІРКОВОДЕНЬ, АБСОРБЕНТ, ВОДА, АБСОРБЕР, НАСАДКА, АВТОМАТИЗАЦІЯ, ВЕНТИЛЯЦІЯ.

ЗМІСТ

	С.
ВСТУП	5
РОЗДІЛ 1. ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД ЗА ТЕМАТИКОЮ РОБОТИ	7
1.1 Аналіз методів очищення газів від сірководню	7
1.2 Статика і кінетика процесу абсорбції	11
1.3 Гідродинамічні режими насадкових абсорберів	16
1.4 Обґрунтування модернізації апарату	19
РОЗДІЛ 2. ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	22
2.1 Опис технологічної схеми виробництва	22
2.2 Теоретичні основи процесу абсорбції	24
2.3 Опис об'єкта дослідження	30
2.4 Технологічні розрахунки	32
2.5 Конструктивні розрахунки апарату	38
2.6 Визначення гідравлічного опору апарату	43
2.7 Розрахунок і вибір допоміжного обладнання	44
РОЗДІЛ 3. ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	49
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	49
3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність	50
РОЗДІЛ 4. БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	57
4.1 Обґрунтування компонування основного та допоміжного обладнання	57
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт насадкового абсорбера	60
РОЗДІЛ 5. ІНФОРМАЦІЙНЕ ТА АПАРАТУРНЕ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ	64
5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу	64
5.2 Вибір та обґрунтування технічних засобів автоматизації	66

					XI.A.00.00.00 ПЗ			
<i>Зм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>	<i>Гаєриченко</i>				Очищення газу від H₂S Абсорбер насадковий <i>Пояснювальна записка</i>	<i>Літ.</i>	<i>Аркуш</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Перевір.</i>	<i>Склабінський</i>						3	76
<i>Реценз.</i>						СумДУ, ХМ.м-01		
<i>Н. Контр.</i>								
<i>Затверд.</i>	<i>Склабінський</i>							

РОЗДІЛ 6. ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА У НАДЗВИЧАЙНИХ

СИТУАЦІЯХ

68

6.1 Аналіз потенційних небезпек та шкідливостей під час роботи установки 68

6.2 Розрахунок потенційно-небезпечного фактору 71

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

74

ДОДАТОК – Специфікації до графічної частини проекту

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						4
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		

ВСТУП

Сірководень (H_2S) – одне із найпростіших і найпоширеніших сполук, яке у невеликих кількостях зустрічається повсюдно. Використовується він в лікувальних ваннах, у мікроскопічних об'ємах впливає благотворно на організм людини. Втім, коли йдеться про таку технологічну процедуру, як мокре чи сухе очищення повітря від сірководню, ясно – що висока концентрація даної сполуки несе лише суто негативні наслідки для здоров'я, життя та екології планети [1].

У значних об'ємах чистий сірководень та його похідні утворюються на гідрометалургійних фабриках, підприємствах органічного синтезу, аграрних та хімічних заводах – при виробництві сірчаної кислоти, сірки, селітри, добрив, що містять сірку. У складі димових газів H_2S – постійний супутник усіх без винятку викидів від згоряння органічної сировини – поряд із оксидами сірки, оксидами азоту, соляною кислотою, фенолами, монооксидом вуглецю. Також очищення біогазу від сірководню та вуглекислого газу – одна із нагальних проблем, що стоять перед операторами промислових біометанових електростанцій [2].

У небезпечній концентрації запах газоподібного сірководню практично миттєво перестає відчуватися. Це таїть величезну небезпеку, оскільки H_2S швидко паралізує нюхові нерви, і людина продовжує вдихати з повітря шкідливе з'єднання, не відчуваючи його запаху [1].

Установки очищення газу від сірководню затребувані також і через його руйнівний вплив на технічні комунікації. Індивідуально або у складі димів, сульфід водню та інші сірчисті сполуки викликають сильну корозію трубопроводів, резервуарів, компресорів та будь-якого іншого обладнання, яке не має спеціального антикорозійного захисту. Подвійного удару завдає сірководень, що присутній у димових газах. З одного боку, на шляху свого прямуювання він негативно впливає на комунікаційні, технічні та вихлопні системи підприємств, а з іншого – викидається в атмосферу, після чого може трансформуватися (через окислення) у сірчану кислоту та випадати у вигляді кислотних дощів, небезпеку яких для екології складно перебільшити [1].

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						5
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

На сьогоднішній день методів очищення газів від сірководню відкрито (і налагоджено) понад два десятки. І якщо одні (вузько спрямовані) розроблено під конкретні лабораторні завдання, то інші знайшли широке застосування в комбінованому очищенні газоповітряних середовищ від кислих сполук [2].

Вилучення сірководню з газів може відбуватися як фізичними, так і хімічними методами. Фізичні методи видалення сірководню з газу ґрунтуються на поглинанні його під тиском різними розчинниками. До останніх відносяться вода, метанол, мінеральні олії та деякі інші рідини. Також для очищення газів від сірководню застосовують різні хемосорбційні методи.

Найпростішим способом видалення сірководню з газу є його абсорбція водою. Процес відбувається за відносно низької температури, при цьому сірководень розчиняється у воді. Таким чином, у даній кваліфікаційній роботі проектуємо насадкову абсорбційну колону. У якості абсорбенту використовуємо воду.

Загалом, магістерську кваліфікаційну роботу виконано у відповідності до методичних вказівок [3] із представленням усіх регламентованих розділів.

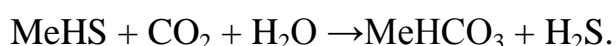
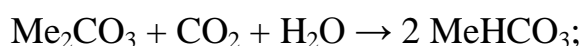
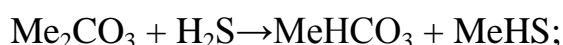
					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						6
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

РОЗДІЛ 1

ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД ЗА ТЕМАТИКОЮ РОБОТИ

1.1 Аналіз методів очищення газів від сірководню [1, 2]

Вакуум-карбонатні методи. У цих методах сірководень поглинається з газів водним розчином карбонату натрію або калію. Потім розчин регенерують нагріванням під вакуумом, охолоджують і знову повертають на абсорбцію. У основі методів лежать наступні реакції:



Унаслідок різної розчинності Na_2CO_3 , NaHCO_3 , K_2CO_3 і KHCO_3 для абсорбції застосовують розчини різної концентрації. Поташ краще розчинний у воді, тому застосовуються більш концентровані його розчини, які мають високу поглинальну здатність. Це дозволяє зменшити його витрату, а також скоротити витрату пари на регенерацію поташу і витрату енергії на перекачування розчину.

Недоліком використання розчинів поташу є їх висока вартість. Виходячи з цього, частіше використовують содовий метод.

Якщо проводиться регенерація розчину без рекуперації сірководню, то розчин нагрівають в регенераторі, а з нього повітрям віддувають сірководень. При цьому деяка кількість сульфід натрію окислюється до тіосульфату, що приводить до пониження концентрації абсорбуючої рідини, тому періодично її замінюють свіжою. Технологічна схема очищення газу від сірководню вакуум-карбонатним методом з отриманням із сірководню сірчаної кислоти наведена на рис. 1.1 а.

Принцип роботи даної установки полягає у наступному. Після очищення газу в абсорбері розчин подають в холодильник-конденсатор, де його підігрівають за рахунок тепла конденсації пари, що виділяється при регенерації поглинального розчину. Потім розчин проходить теплообмінник і підігрівач та надходить в регенератор. Розчин регенерують кип'ятінням під вакуумом (15,6 кПа).

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						7
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

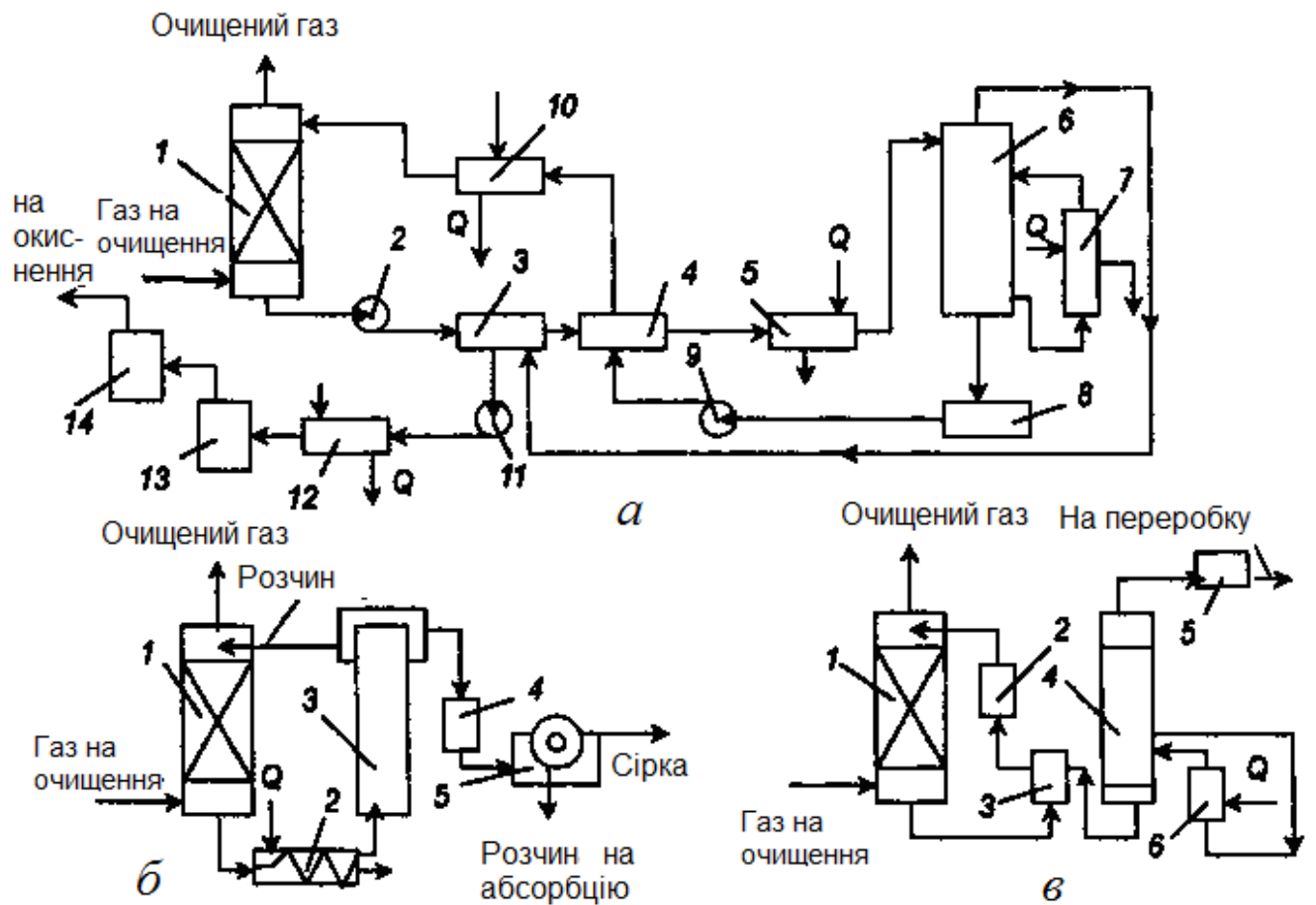


Рисунок 1.1 – Схеми установок для очищення газів від сірководню:

а – вакуум-карбонатним методом: 1 – абсорбер; 2, 9 – насоси; 3 – холодильник-конденсатор; 5 – підігрівач; 6 – регенератор; 7 – циркуляційний підігрівач; 8 – збірник; 10 – холодильник; 11 – вакуум-насос; 12 – холодильник; 13 – піч; 14 – котел-утилізатор; *б* – процес "Tiloks": 1 – колона; 2 – теплообмінник; 3 – колона для окиснення; 4 – ємність; 5 – фільтр; *в* – розчином етаноламіну: 1 – абсорбер; 2, 5 – холодильники; 3, 6 – теплообмінники; 4 – регенератор.

Регенований розчин направляють в ємність, а потім через теплообмінник і холодильник – на зрошування абсорбера. Пари сірководню і води, що виділяються при регенерації розчину, відсмоктують вакуумом через конденсатор-холодильник, де конденсується значна частина парів води. Далі пари надходять в холодильник, а потім в піч для спалювання сірководню. Із печі газова суміш, що складається з оксиду сірки (IV), водяної пари, кисню і інертних газів, при 900°C надходить в котел-утилізатор, де охолоджується до 440–450°C, а потім прямує на

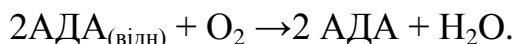
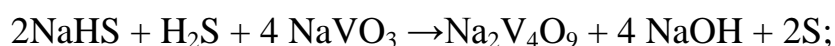
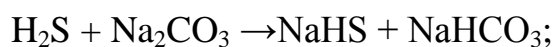
окиснення в контактний апарат. Після окиснення газу спрямовують на абсорбцію для отримання сірчаної кислоти.

Процес "Tiloks". Схема процесу наведена на рис. 1.1 б. Газ, що очищається, надходить в абсорбер, де відбувається його очищення від сірководню. Далі насичений сірководнем розчин перекачують через теплообмінник, де він нагрівається до 40°C і направляють на регенерацію. У регенератор подають стиснене повітря, яке барботує через розчин. Після окиснення киснем повітря і відокремлення сірки, яка спливає разом із бульбашками повітря в сепараторі, розчин повертають на абсорбцію. Сірку відокремлюють на вакуум-фільтрі.

На інтенсивність абсорбції впливає концентрація арсену в поглиначі і рН розчину. При збільшенні концентрації з 15 до 25 г/дм³ ступінь абсорбції сірководню зростає з 81 до 97%. Оптимальне значення рН повинно бути 7,8–7,9.

Недоліком процесу є висока витрата соди (400–500 кг на 1 т сірки), великий вміст домішок в абсорбенті, що ускладнює його регенерацію.

Процес "Stretford". У цьому процесі сірководень абсорбують лужним розчином (рН = 8,5–9,5), що містить окрім карбонату натрію еквімолекулярну кількість ванадату натрію-амонію і антрахінон – 2,6–2,7-дисульфонату (АДА). Крім того, до розчину додають натрій-калієву сіль винної кислоти, щоб ванадат не випадав в осад. Хімізм процесу послідовно складається з абсорбції сірководню з утворенням NaHS, відновлення сульфідів до елементарної сірки, рекуперації ванадату за допомогою АДА, окиснення АДА киснем повітря:



Перевагою процесу є можливість виключити дуже токсичні арсеніти.

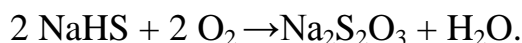
Лужно-гідрохіноновий метод. Суть методу полягає в поглинанні сірководню лужними розчинами гідрохінону. При регенерації розчинів виділяються елементарна сірка і тіосульфат натрію. Гідрохінон є каталізатором. Чим вища концентрація хі-

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						9
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

нону в розчині, тим активніший розчин. Метод складається з наступних стадій: взаємодія сірководню з карбонатом натрію (содою); окиснення гідросульфїду натрію хіноном (окиснена форма гідрохінону); регенерація соди; регенерація хінону.

Остання стадія здійснюється за рахунок кисню, що міститься в газі, і протікає паралельно із процесами поглинання і окиснення сірководню. Повну регенерацію хінону проводять в регенераторах.

В процесі абсорбції протікає побічна реакція:



Накопичення в розчині $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ і NaHCO_3 призводить до зниження його поглинальної здатності унаслідок зменшення концентрації карбонату натрію і зниження рН середовища. Для підтримки активності поглинального розчину безперервно додають свіжі розчини соди і гідрохінону. Для підтримки рН розчину в межах 9–9,5 додають 42 %-й розчин гідроксиду натрію.

Абсорбцію сірководню проводять в порожнистому абсорбері з форсунками при щільності зрошування $4,35 \text{ м}^3/\text{год. на } 1 \text{ м}^3$ зрошеного об'єму. Розчин регенерують, пропускаючи через нього (барботаж) стиснене повітря. При цьому відбувається окиснення гідрохінону до хінону і флотація сірки, що виділилася, яку у вигляді піни збирають на поверхні розчину. Одночасно тут же відбувається окиснення частини гідросульфїду до тіосульфату. Сірчана піна збирається в пінозбірнику, а потім поступає на вакуум-фільтр, де відбувається її відділення. Отриману сірку плавлять в автоклаві.

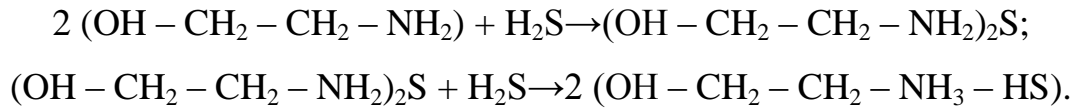
Метод дозволяє очищати газ від початкового вмісту сірководню в газі $0,185 \text{ г/м}^3$ до $0,02 \text{ г/м}^3$. Ступінь очищення газу залежить від концентрації в ньому сірководню, швидкості руху газу в абсорбері і інтенсивності зрошування, концентрації активних компонентів в розчині і його рН, температури процесу, рівномірності розподілу розчину в абсорбері.

Абсорбція етаноламінами. У цих методах сірководень і оксид вуглецю (IV) поглинаються розчинами моноетаноламіну або триетаноламіну. Переважно використовують 15–20 %-й водний розчин моноетаноламіну, оскільки він володіє бі-

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		10

льшою поглинальною здатністю на одиницю маси розчинника, більшою реакційною здатністю і легко регенерується.

Технологічна схема очищення газів від сірководню розчинами етаноламінів представлена на рис. 1.1 в. У процесі поглинання протікають реакції:



При 25–40°C напрям реакції поглинання – зліва направо, із підвищенням температури до 105°C і вище напрям – справа наліво з виділенням із розчину сірководню і оксиду вуглецю (IV). Це пов'язано з тим, що розчин поступово втрачає свої лужні властивості, а сульфіді, що утворилися, і карбонати амінів дисоціюють з виділенням сірководню і оксиду вуглецю (IV) в газову фазу.

Абсорбція водою – найбільш поширений метод уловлювання сірководню із газів. Основні переваги даного методу – доступність та дешевизна абсорбенту, а недоліками є невисока поглинальна здатність водою сірководню (6 кг H₂S на 100 кг абсорбенту) та невелика селективність. Поряд із сірководнем у воді в малих кількостях розчиняються діоксид вуглецю, оксид вуглецю, азот та ін. Схема установки очищення газу від сірководню цим методом дуже проста. Газ промивають холодною водою у вежах з насадкою (скрубери) під тиском 1,5–2,5 МПа, оскільки розчинність сірководню у воді зростає із підвищенням тиску. При цьому із газу частково видаляється і діоксин вуглецю, розчинність якого також збільшується під тиском. Потім тиск знижують, і з води виділяється (десорбується) газ, що містить до 85 % сірководню (решта водень, азот, вуглець).

1.2 Статика і кінетика процесу абсорбції [4–7]

В основу законів перенесення маси (та енергії) покладено другий закон термодинаміки, відповідно до якого всі фізико-хімічні процеси проходять у напрямку досягнення рівноваги – стану, в якому збалансовані всі протилежно спрямовані на систему впливові фактори.

										Арк.
										11
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	XI.T.00.00.00 ПЗ					

Параметри складної фізико-хімічної системи (тиск, температура, концентрації фаз), в якій досягнуто рівноважний стан, називаються **рівноважними параметрами**.

Фізичними і термодинамічними умовами рівноваги в усіх точках замкненої системи є рівність температур, тисків та хімічних потенціалів.

Нехай у двофазній системі (див. рис. 1.2 а) із трикомпонентної газової суміші речовина A поглинається рідкою фазою. У початковий момент часу концентрація речовини A в газовій суміші відносно висока і дорівнює y_{A1} , цю концентрацію в конкретний момент часу прийнято називати **робочою**. Робоча концентрація речовини A в рідкій фазі в розглянутий момент часу низька і відповідно дорівнює x_{A1} .

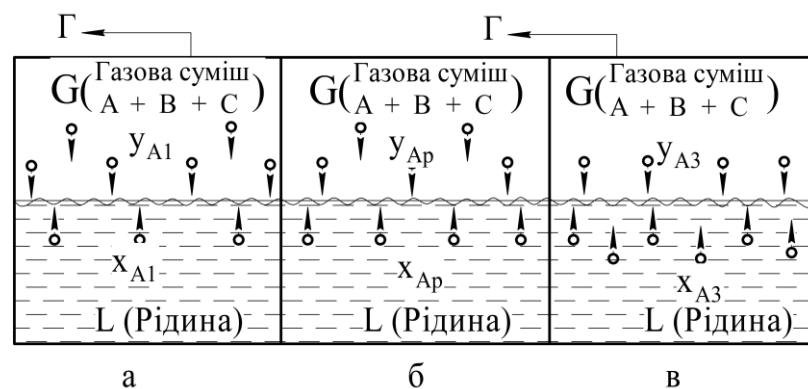


Рисунок 1.2 – Варіанти процесів масопередачі в системі «газ – рідина»:

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

Якщо в початковий момент часу газова і рідка фази вступили у фазовий контакт, то почнеться перенесення маси речовини A з газової фази в рідку.

У міру зниження концентрації речовини A в газовій фазі швидкість прямого процесу буде зменшуватися. Одночасно в міру збільшення концентрації речовини A в рідкій фазі збільшується швидкість зворотного процесу. Через певний проміжок часу концентрація переданої речовини в газовій фазі знизиться до певної величини, відповідно в рідкій фазі концентрація речовини A підвищиться також до деякого значення і настане час, коли швидкості масопередачі в прямому (з газової фази в рідку) і зворотному (з рідкої фази в газу) напрямках зрівняються.

Такий стан системи, коли швидкості прямого і зворотного процесів масопередачі дорівнюють одна одній, називається **рівноважним**. Стан динамічної рівноваги для розглянутої системи умовно показаний на рис. 1.2 б.

Стан рівноваги і число незалежних параметрів системи відповідають правилу фаз Гіббса, згідно з яким число незалежних ступенів вільності системи дорівнює

$$C = K - \Phi + 2, \quad (1.1)$$

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

K – число компонентів системи;

Φ – число фаз, що беруть участь у процесі.

Абсорбція як типовий дифузійний процес реалізується у двофазній системі «газ – рідина». За мінімального числа компонентів у системі три (інертні гази-носії, поглинальний компонент і абсорбент) з газу в рідину переходить одна речовина – абсорбат.

За правилом фаз Гіббса в такій системі можна варіювати трьома незалежними параметрами, а саме температурою, тиском і концентрацією абсорбату в одній із фаз.

У більш складних випадках при абсорбційному вилученні вуглеводневих компонентів із природних газів у системі наявна багатоконпонентна газова суміш та може відбуватися поглинання абсорбентом декількох компонентів, що відповідно збільшує число варійованих параметрів і значно ускладнює розрахунки процесу абсорбції.

У стані рівноваги двофазної трикомпонентної системи за умови сталості температури і загального тиску залежність між концентраціями розподільного в газовій і рідкій фазах компонента буде однозначною. Ця залежність описується законом **Генрі**, згідно з яким парціальний тиск компонента газової суміші над рідиною пропорційний його мольній концентрації в рідині:

$$p_A^* = E_A \cdot x_A, \quad (1.2)$$

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

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

$$x_A^* = p_A / E_A, \quad (1.3)$$

де E_A – коефіцієнт пропорційності, що називається константою Генрі;
 p_A^* – парціальний тиск поглиненого газу, що перебуває в рівновазі з рідиною концентрації x_A ;

x_A^* – концентрація газу в рідині, рівноважна з газовою фазою, в якій парціальний тиск поглиненого компонента дорівнює p_A .

Значення коефіцієнта Генрі залежать від природи поглиненого газу і поглинача, а також температури, але не залежать від загального тиску в системі.

За відсутності експериментальних даних залежність коефіцієнта Генрі від температури розраховують за таким рівнянням:

$$\ln E = -\frac{q}{R \cdot T} + C, \quad (1.4)$$

де q – диференціальна теплота розчинення газу, кДж/кмоль, кДж/кг;

R – універсальна газова стала, $R = 8,31$ кДж/(кмоль·К);

T – температура розчинення, К;

C – експериментальна константа для індивідуального газового компонента.

Закон Генрі добре узгоджується з експериментальними даними за невеликих тисків газу в системі (до 0,5 МПа) і низьких концентрацій розчиненої речовини, що хімічно не взаємодіє з розчинником.

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

$$y_A^* = \frac{E_A}{P} \cdot x_A = m_A \cdot x_A \text{ або } x_A^* = \frac{P}{E_A} \cdot y_A = \frac{y_A}{m_A}, \quad (1.5)$$

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

$$m_A = E_A / P. \quad (1.6)$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						14
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

При вираженні складу фаз не в абсолютних, а у відносних концентраціях змінюється і форма закону Генрі. Однак за малих концентрацій можна взяти $X_A \approx x_A$ та $Y_A \approx y_A$, тоді вираз рівноважної залежності набирає вигляду

$$Y_A^* = m_A \cdot X_A \text{ або } X_A^* = Y_A / m_A. \quad (1.7)$$

Рівняння (1.6) і (1.7) показують, що за постійних температури й тиску рівноважна залежність для системи «газ – рідина» виражається прямою лінією, що проходить через початок координат і має кут нахилу, тангенс якого дорівнює m_A .

Робочі концентрації розподілювальної речовини не дорівнюють рівноважним і в діючих апаратах ніколи не досягають рівноважних значень. Залежність між робочими концентраціями розподілювальної речовини у фазах в реальних процесах зображується лінією, яка називається робочою лінією процесу.

Розглянемо схему абсорбера (рис. 1.3), що працює в режимі ідеального витіснення. Нехай у процесі масопередачі абсорбтив переходить із газової фази (G) в рідину (L), причому фази інертні щодо одна одної й абсорбтиву. Отже, $G = \text{const}$ та $L = \text{const}$, і рівняння матеріального балансу за цільовим компонентом має вигляд:

$$G \cdot Y_n + L \cdot X_n = G \cdot Y_k + L \cdot X_k, \text{ або } \Delta M = G \cdot (Y_n - Y_k) = L \cdot (X_k - X_n). \quad (1.8)$$

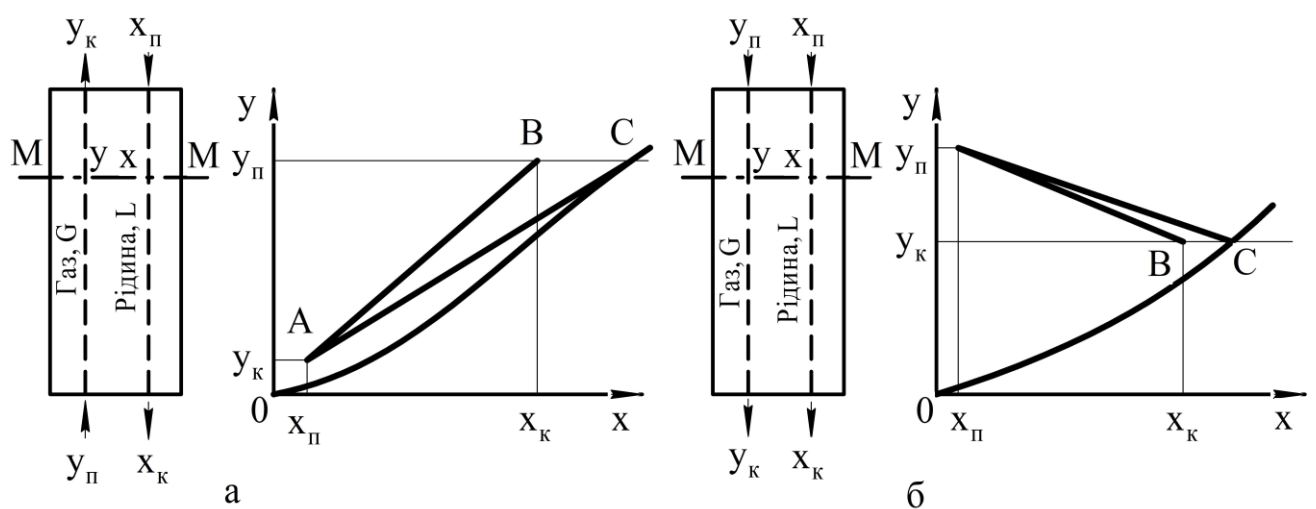


Рисунок 1.3 – Схема матеріального балансу та Y – X –діаграма:

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

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

Звідси визначають загальну й питому витрату абсорбенту:

$$L = G \cdot \frac{Y_n - Y_k}{X_k - X_n}, \quad (1.9)$$

$$l = \frac{L}{G} = \frac{Y_n - Y_k}{X_k - X_n}. \quad (1.10)$$

Для довільного перерізу протитечійного абсорбера М – М (рис. 1.3, а) рівняння матеріального балансу має вигляд

$$G \cdot Y_n + L \cdot X = G \cdot Y + L \cdot X_k, \quad (1.11)$$

звідси

$$Y = \frac{L}{G} \cdot X + \left(Y_n - \frac{L}{G} \cdot X_k \right) = l \cdot X + (Y_n - l \cdot X_k). \quad (1.12)$$

Рівняння (1.12), яке називають рівнянням робочої лінії, виражає залежність між нерівноважними складами фаз у будь-якому перерізі апарата. Як бачимо з цього рівняння, робоча лінія є прямою з нахилом до осі абсцис під кутом, тангенс якого дорівнює l .

1.3 Гідродинамічні режими насадкових абсорберів [8, 9]

У насадкових колонах поверхнею контакту фаз є змочена поверхня насадки. Щоб насадка працювала ефективно, вона повинна задовольняти наступні вимоги: мати велику питому поверхню та вільний об'єм, добре змочуватися абсорбентом, чинити малий гідравлічний опір газовому потоку, рівномірно розподіляти зрошувальну рідину, бути хімічно стійкою в робочому середовищі, мати малу насипну щільність, високу механічну міцність та невисоку вартість [9].

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		16

Дуже важливою проблемою для нормальної роботи абсорбера є рівномірне зрошення насадки. З цією метою застосовують спеціальні пристрої – зрошувачі:

- струминні зрошувачі – пристрої, що подають рідину окремими струменями (розподільні плити, жолоби, дірчасті труби, бризкалки та інші);
- розбризкувальні зрошувачі – пристрої, в яких рідина, що подається на шар насадки, розбивається на краплі в результаті удару струменя об тарілку (тарілчасті зрошувачі), торець насадки (багатоконусні зрошувачі) або під дією відцентрової сили (обертові відцентрові розбризкувачі).

Під час протитечії рідини та газу гідродинамічний режим роботи насадкових масообмінних колон залежить від швидкості газу і щільності зрошування, в цьому разі також змінюється інтенсивність міжфазової взаємодії потоків. Співвідношення витрат рідини та газу, що надходять до колони, повинно відповідати оптимальному гідродинамічному режиму роботи насадкового шару.

Під час течії рідини через насадковий абсорбер у насадці постійно міститься деяка кількість рідини. Ця рідина безперервно оновлюється, тобто частина її стікає з шару насадки і негайно ж заміщується такою самою кількістю рідини, що знову надходить. У цьому разі кількість рідини, що міститься в колоні, залишається постійною і називається кількістю утримуваної рідини.

Залежно від швидкості руху газу, щільності зрошування та опору шару насадки розрізняють чотири режими руху фаз у насадкових колонах [8]:

Перший режим – *плівковий* – спостерігається за невеликих щільностей зрошення і малих швидкостей газу. Кількість утримуваної в насадці рідини в цьому разі практично не залежить від швидкості газу.

Другий режим – *підвисання* – характеризується гальмуванням рідини потоком газу, в результаті цього швидкість рідини зменшується, а товщина її плівки і кількість утримуваної в насадці рідини збільшуються, спокійна течія рідини порушується: з'являються завихрення, бризки. Це сприяє інтенсифікації масообміну.

Швидкість газу, що відповідає початку підвисання, рекомендують визначати за формулою:

$$Re_n = 0,045 \cdot Ar^{0,57} \cdot (G/L)^{0,43}, \quad (1.13)$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						17
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

де Re_n – критерій Рейнольдса для газу, що відповідає початку підвисання рідини, $Re_n = 4 \cdot w_y^* \cdot \rho_y / (a_n \cdot \mu_y)$;

Ar – критерій Архімеда, розрахований для еквівалентного діаметра насадки з урахуванням в'язкості газу, $Ar = d_e^3 \cdot g \cdot \rho_y \cdot (\rho_x - \rho_y) / \mu_y^2$.

Третій режим – *емульгування* – виникає в результаті накопичення рідини у вільному об'ємі насадки. Накопичення рідини відбувається до того часу, поки сила тертя між рідиною, що стікає, і газом, що піднімається по колоні, не зрівноважить сили тяжіння рідини, що міститься в насадці. У цьому разі настає інверсія фаз (рідина стає суцільною фазою, а газ – дисперсною).

Четвертий режим – *винесення* – характеризується тим, що через високий напір потоку газу рідина практично припиняє рух донизу і у вигляді газорідинної емульсії рухається вгору та виноситься з апарата. Робота колон у режимі винесення практично не використовується.

Режим, при якому експлуатуються насадкові колони, визначається за співвідношенням між фактичною швидкістю газу і швидкістю газу в точці інверсії фаз:

– для *плівкового режиму*, при якому рідина рухається від елемента до елемента насадки у вигляді плівки і крапель, а взаємодія між фазами відбувається на поверхні змочених елементів насадки, $w_2 \leq 0,45 \cdot w_{инв}$;

– для *режиму підвисання*, спостережуваного під час струминно-плівкового руху рідини, взаємодія між фазами відбувається на поверхні плівки і струменів у точках контакту рідини з окремими елементами насадки, $0,45 \cdot w_{инв} \leq w_2 \leq 0,85 \cdot w_{инв}$;

– для *режиму емульгування* і турбулентного руху фаз, при якому рідина в більшій кількості утримується висхідним потоком газу, і взаємодія між фазами відбувається на поверхні турбулізованої плівки, $0,85 \cdot w_{инв} \leq w_2 \leq w_{инв}$.

Хоча масообмінні насадкові колони найбільш ефективно працюють у режимі емульгування, цей режим є нестійким, і тому під час розрахунків вибирають робочу швидкість газу в межах:

$$w_2 = (0,75 - 0,9) \cdot w_{инв}. \quad (1.14)$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		18

1.4 Обґрунтування модернізації апарату

У промисловості застосовують різноманітні за формою і розмірами насадки (рис. 1.4), виготовлені з різних матеріалів (металу, кераміки, пластмас та ін.), що задовольняють основні вимоги під час проведення того чи іншого процесу абсорбції [10].

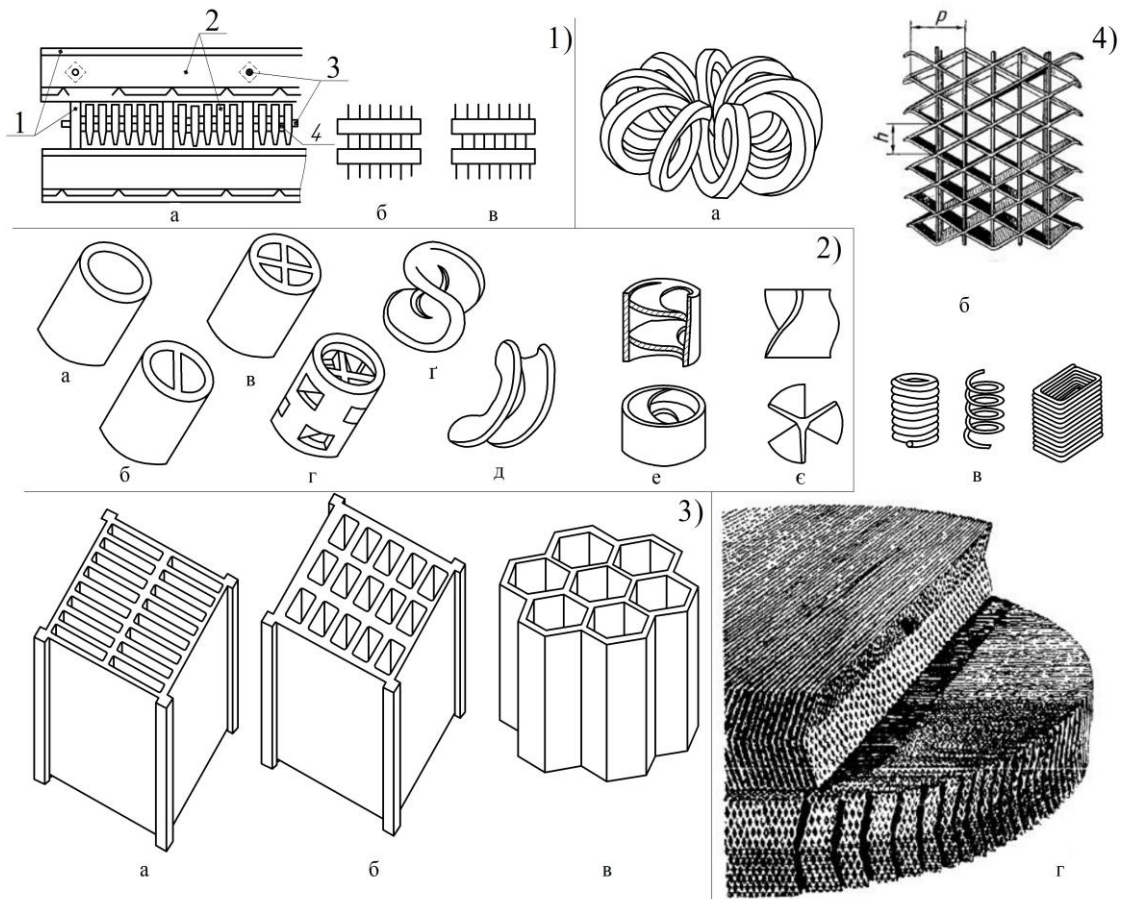


Рисунок 1.4 – Типи насадок:

1) дерев'яна хордова: а – будова насадки; б, в – схеми розміщення решіток; 1 – рейки; 2 – дошки; 3 – штирі; 4 – прокладки;

2) насадкові тіла: а – кільця Рашига; б – кільця Лессінга з перегородкою; в – кільця з хрестоподібною перегородкою; г – кільця Палля; г – сідла Бьорля; д – сідла «Інталокс»; е – кільця з внутрішніми спіралями; є – пропелерна насадка;

3) блокові насадки: а – щілинна; б – ґратчаста; в – сотова;

4) спеціальні насадки: а – поліетиленові розетки Теллера; б – насадка «Спрейпак»; в – виті з дроту насадки; г – сітчаста металева насадка

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

Основними конструктивними характеристиками насадки є її питома поверхня та вільний об'єм. Питома поверхня насадки – це сумарна поверхня насадкових тіл в одиниці займаного насадкою об'єму. Чим більша питома поверхня насадки, тим вища ефективність колони, але нижча продуктивність і більший гідравлічний опір. Вільний об'єм насадки – це сумарний об'єм порожнеч між насадковими тілами в одиниці об'єму, займаного насадкою. Чим більший вільний об'єм насадки, тим вища її продуктивність і менший гідравлічний опір, однак у цьому разі знижується ефективність колони.

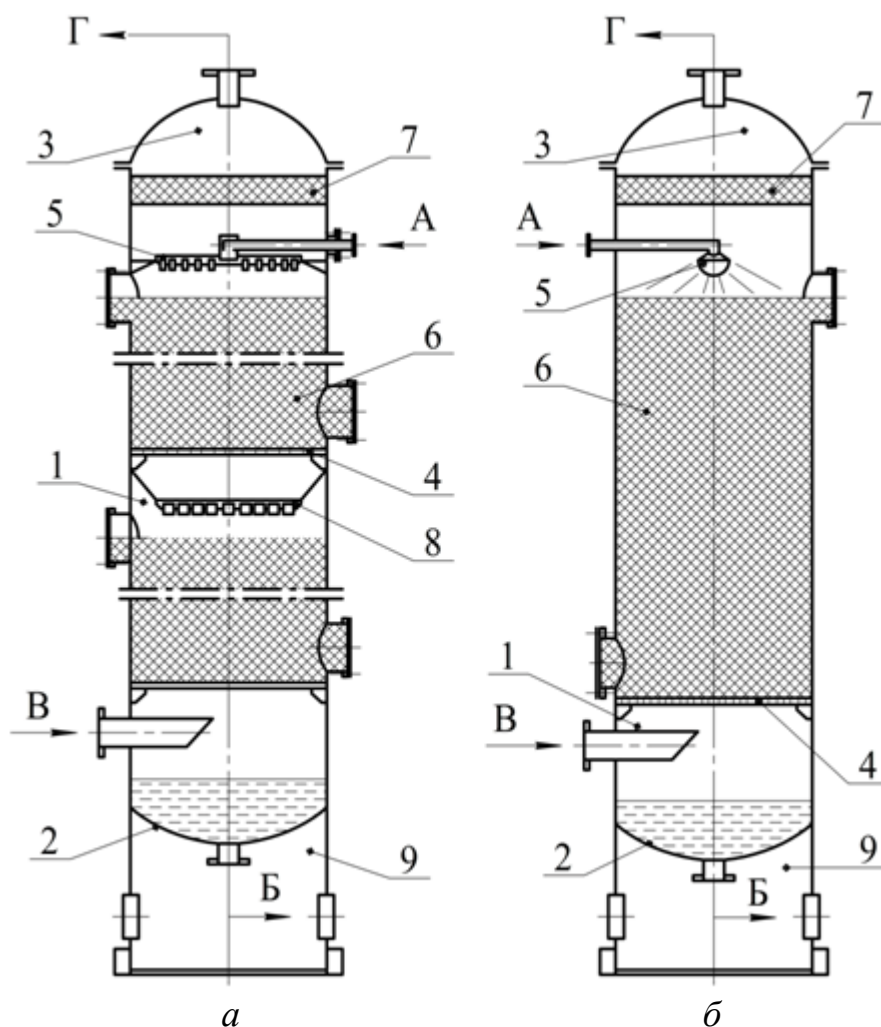


Рисунок 1.5 – Схема насадкових абсорберів:

a – модернізований варіант; *б* – базовий варіант

А – подавання абсорбенту; Б – відведення абсорбенту; В – подавання газової суміші; Г – відведення очищеного газу; 1 – корпус; 2 – днище; 3 – кришка; 4 – решітка опорна; 5 – розподільний пристрій; 6 – шар насадки; 7 – бризко вловлювач (за необхідності); 8 – перерозподільний пристрій; 9 – опора; 10 – вентиль

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

XI.T.00.00.00 ПЗ

Арк.

20

У базовому варіанті насадкової колони (рис. 1.5 б) у якості внутрішніх контактних тіл використовуються кільця Рашига розміром 35×35×4 мм, які засипані навалом (нерегулярно) і утворюють шар заввишки 4,5 м. У такому виконанні є місце пристінковому ефекту рідини в шарі насадки. Це негативне явище, що погіршує масообмін в цілому.

У модернізованому варіанті насадкової колони (рис. 1.5 а) пропонується у якості внутрішніх контактних тіл використовуються кільця Палля із таким самим розміром насадкових тіл 35×35×4 мм, які також засипані навалом. При чому насадка розбивається на два шари: верхній – 2,5 м і нижній – 2 м.

Також дуже важливим моментом для нормальної роботи насадкового абсорбера є рівномірне зрошення шару насадки. Із цією метою застосовують спеціальні пристрої – зрошувачі. Основними вимогами до розподільних пристроїв для насадкових колон є, крім забезпечення рівномірного розподілу рідини, подавання її в достатній кількості точок і мінімальне бризковинесення. Цим вимогам найкраще відповідають струминні зрошувачі. Тому у модернізованому варіанті також змінено тип розподільного пристрою на тарілку ТСН-III. А також, після верхнього шару насадки, встановлено перерозподільний пристрій – тарілка типу ТСН-II (див. рис. 1.5 а).

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		21

РОЗДІЛ 2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Опис технологічної схеми виробництва

Першочерговим завданням виробництва амофосу став вибір шляхів зниження вологості фосфатної пульпи, що подається в барабанну гранулятор-сушарку. Це завдання вирішується шляхом упарювання нейтралізованої фосфатної пульпи на вакуум-випарних установках.

Технологічна схема установки виробництва амофосу з відділенням очищення відхідних газів від сірководню представлена на рис. 2.1.

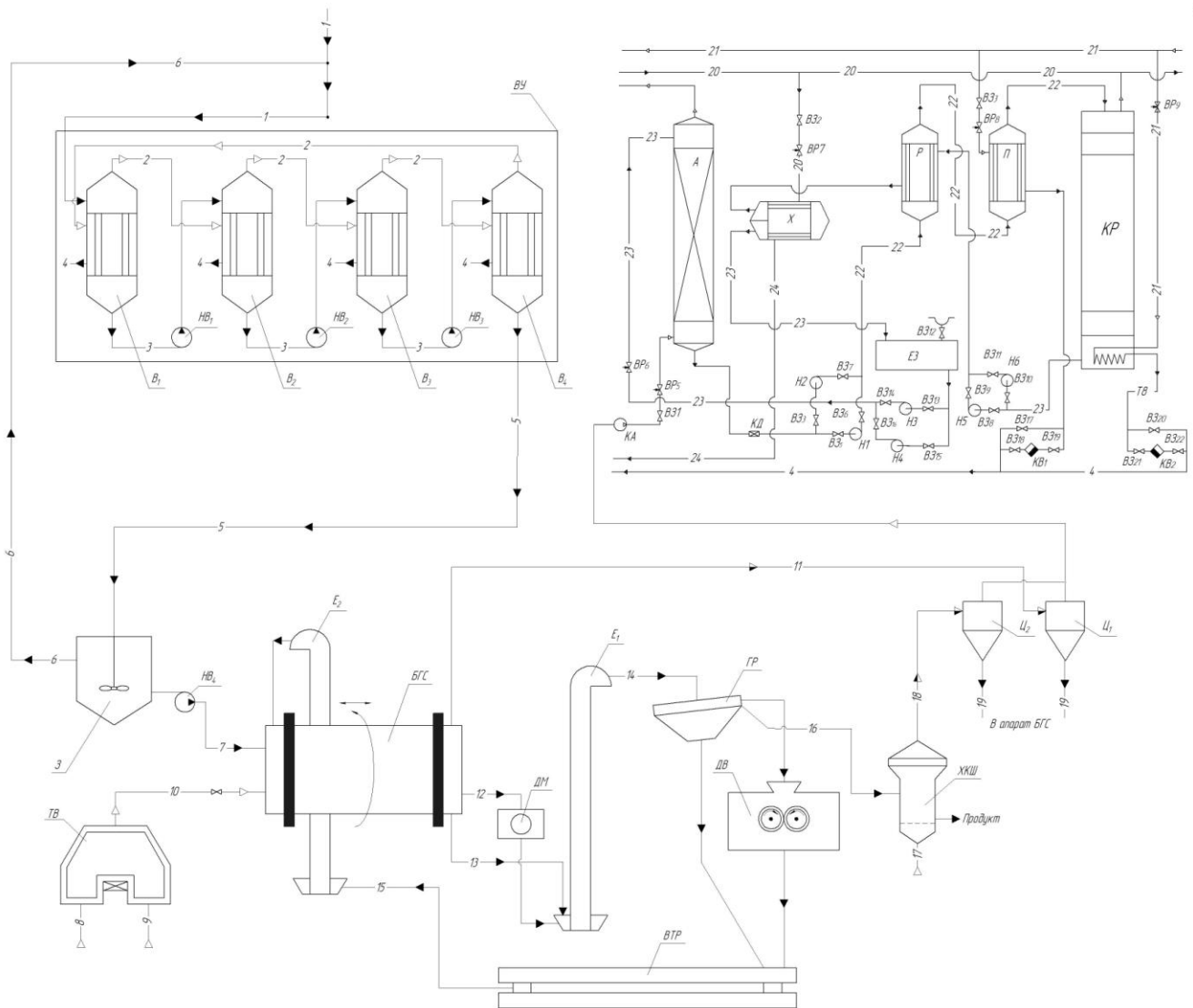


Рисунок 2.1 – Технологічна схема установки виробництва амофосу
з відділенням очищення відхідних газів від сірководню

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

XI.T.00.00.00 ПЗ

Арк.

22

Якщо домішки, що містяться у вихідній фосфорній кислоті, одержуваній, наприклад, із фосфировини Каратау, не дають можливості досить глибоко упарювати кислоту, то після нейтралізації кислоти, значна частина домішок виділяється у тверду фазу у формі кристалічних сполук, тому упарювання нейтралізованої кислоти аміаком здійснити простіше, аніж упарювання вихідної кислоти. При цьому вологість упареної пульпи знижується більш ніж удвічі порівняно із вологістю вихідної пульпи.

Після випарних апаратів упарена фосфатна пульпа із вологістю 4 % мас. надходить у збірник 3, який оснащений перемішуючим пристроєм. Далі упарена пульпа за допомогою відцентрового насосу H_4 подається на форсунку барабанної гранулятор-сушарки $BГC$, де стисненим повітрям розпорошується і наноситься на дрібні частинки амофосу, які уже знаходяться в апараті $BГC$ – відбувається гранулювання методом обкатування. У якості теплового агента служать топкові гази, які за принципом прямого надходять в $BГC$ із виносної топки $TВ$. Також в робочу частину барабану надходить дрібна фракція амофосу з грохоту $ГР$ та циклонів $Ц_{1-2}$.

Висушений і гранульований амофос, за рахунок кута нахилу та обертання барабану, переміщується до розвантажувальної камери. Із розвантажувальної камери сухий продукт (вологість гранул амофосу в межах 0,3 % мас.) йде на подрібнення молотковою дробаркою $ДМ$ – це подрібнювальна машина ударної дії, що має диск, який швидко обертається, до якого шарнірно прикріплені сталеві молотки. Матеріал подається на подрібнення в дробарку зверху, підхоплюється молотками та подрібнюється ними. Відскакуючи, від молотків матеріал ударяється об броньові плити, при цьому також подрібнюється. Готовий продукт виводиться за межі дробарки через розвантажувальні ґрати і по тічці надходить на елеватор E_2 , а потім подається на розсівання грохотами $ГР$.

На грохотах відбувається розділення крупної фракції на ситі 3,5×3,5 мм готового продукту та дрібної фракції через сито 2×2 мм. Крупна фракція з верхнього сита надходить на валкову дробарку $ДВ$. Основним способом подрібнення у валкових дробарках є роздавлювання матеріалу між двома робочими поверхнями. При цьому одна поверхня або обидві повинні бути рухомими, оскільки роздавлю-

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						23
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

вання матеріалу відбувається тільки за умови їх зближення. Тобто руйнування матеріалу відбувається між валками, що обертаються назустріч один одному (або між валком, що обертається, і колосниковою решіткою) під дією стискаючих навантажень.

Дрібна фракція з грохотів надходить на вібротранспортер *ВТР*, далі в робочу зону барабанної гранулятор-сушарки *БГС*. Готовий продукт розміром 1–4 мм надходить на конвеєр, далі в охолоджувач киплячого шару *ХКШ*, а потім – на склад готового продукту.

Установка виробництва амофосу обладнана дільницею (відділенням) очищення топкових газів від сірководню. На виході з охолоджувача *ХКШ* передбачені циклони *Ц₁₋₂*, де повітря очищається від пилу. Очищене від пилу повітря за допомогою компресорного агрегату *КА* подається в насадковий абсорбер для очищення від сірководню. У якості абсорбенту в колоні використовується вода. Пройшовши іще одну стадію очищення, газ відводиться через верхній штуцер абсорбера *А* і спрямовується на подальшу переробку. Насичений H_2S абсорбент відводиться знизу абсорбера, послідовно проходить ресивер *Р* і підігрівач *П*, де підігрівається гарячим регенерованим розчином, відібраним із нижньої частини десорбера *КР*. Нижня частина десорбера обігрівається парами, які генеруються в кип'ятильнику. Регенерований абсорбент, після охолодження в рекуперативному теплообміннику, надходить в ємність *Е₃*, звідки насосом знову подається на зрошення насадкового абсорбера.

2.2 Теоретичні основи процесу абсорбції [4, 10]

Розрахунок діаметра колони та щільності зрошення. Діаметр насадкової колони визначається з рівняння об'ємної витрати суцільної фази залежно від допустимої швидкості газу w_2 та його максимальної витрати V_2 [4, 10]:

$$D'_k = \sqrt{\frac{4 \cdot V_2}{\pi \cdot w_2}} = \sqrt{\frac{V_2}{0,785 \cdot w_2}} \quad (2.1)$$

						XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
							24
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата			

Розрахований за формулою (2.1) діаметр колони округлюють до стандартного діаметра D_k циліндричних обичайок (див. табл. 2.1) та уточнюють фактичну робочу швидкість газу в апараті w_y [4, 10]:

$$w_y = \frac{V_e}{0,785 \cdot D_k^2} \cdot \quad (2.2)$$

Таблиця 2.1 – Стандартизовані ряди діаметрів колон [10]

Промисловість	Нормальні ряди діаметрів колонних апаратів, мм
Хімічна	400; 500; 600; 800; 1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2200; 2600; 3000
Нафтопереробна	1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2000; 2200; 2400; 2600; 2800; 3000; 3200; 3400; 3600; 3800; 4000; 4500; 5000; 5500; 6000; 6400; 7000; 8000; 9000

Визначення діаметра насадкового абсорбера необхідно пов'язувати зі змочуваністю насадки абсорбентом. Зв'язок щільності зрошення, від якої істотно залежить повнота змочуваності насадки, з діаметром абсорбера і витратою абсорбенту виражається залежністю [4]:

$$U = \frac{L}{0,785 \cdot D_k^2 \cdot \rho_x} \cdot \quad (2.3)$$

За недостатньої щільності зрошення і неправильної організації подавання рідини поверхня насадки може бути змочена неповністю, а частина змоченої поверхні практично не буде брати участі в процесі масопередачі через наявність застійних зон рідини або нерівномірного розподілу газу по перерізу колони.

Існує деяка оптимальна щільність зрошення, вище від якої всю поверхню насадки можна вважати змоченою. Для насадкових абсорберів оптимальну щільність зрошення визначають за співвідношенням [4]:

$$U_{opt} = a_n \cdot q_{ef}, \quad (2.4)$$

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

де q_{ef} – ефективна лінійна щільність зрошення, м²/с.

У джерелах [4, 10] наведено рівняння для визначення U_{opt} у насадкових колонах залежно від виду процесу. Якщо щільність зрошення U менша від U_{opt} , насадка буде недостатньо змоченою; у зв'язку із цим у процесі масопередачі буде брати участь не вся можлива поверхня. Це враховується коефіцієнтом змочуваності, що обчислюється за формулою:

$$\psi = 1 - B \cdot \exp(-C \cdot Re_x^n) = 1 - B \cdot \exp\left[-C \cdot \left(\frac{4 \cdot U \cdot \rho_x}{a_n \cdot \mu_x}\right)^n\right], \quad (2.5)$$

де B , C і n – постійні, значення яких визначаються типом насадки

Якщо за даної щільності зрошення коефіцієнт змочуваності близький до одиниці, то на цьому розрахунок діаметра абсорбера можна вважати закінченим. Якщо ж ψ помітно менший від одиниці, то змочуваність насадки необхідно визнати незадовільною і потрібно застосувати насадку більших розмірів із меншою питомою поверхнею. Це дозволяє знизити U_{opt} , а також збільшити допустиму швидкість газу і зменшити площу перерізу колони, що за тієї самої витрати абсорбенту призводить до підвищення щільності зрошення.

Також для рівномірного змочування насадки необхідно забезпечити таке співвідношення діаметра колони D_k і діаметра насадки d_e [10]:

$$D_k/d_e \geq 8.$$

Висота шару насадки та повна висота колони. В інженерній практиці найбільш часто застосовують три методи розрахунку процесів абсорбції.

За першим методом кінетика процесу виражається через коефіцієнти масопередачі, рушійна сила розраховується за різницею концентрацій, а висота шару насадки визначається з основного рівняння масопередачі:

$$H = \frac{\Delta M}{0,785 \cdot D_k^2 \cdot a_n \cdot \psi \cdot K_y \cdot \Delta Y_{cp}} = \frac{\Delta M}{0,785 \cdot D_k^2 \cdot a_n \cdot \psi \cdot K_x \cdot \Delta X_{cp}}. \quad (2.6)$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		26

За другим методом кінетика виражається за допомогою висоти одиниці перенесення, рушійна сила розраховується через число одиниць перенесення, а висота шару насадки визначається з модифікованого рівняння масопередачі:

$$H = n_{oy} \cdot h_{oy} = n_{ox} \cdot h_{ox}, \quad (2.7)$$

в якому загальні висоти одиниці перенесення h_{oy} і h_{ox} пов'язані з частинними висотами одиниці перенесення h_x і h_y співвідношеннями:

$$h_{oy} = h_y + h_x/A, \quad h_{ox} = h_y \cdot A + h_x, \quad (2.8)$$

де A – абсорбційний фактор, $A = L/(m \cdot G) = l/m$.

Співвідношення для визначення частинної висоти одиниці перенесення в газовій фазі одержані на основі критеріальних рівнянь [10]:

– для регулярних насадок

$$h_y = 1,5 \cdot d_e \cdot Re_y^{0,26} \cdot Pr_{Dy}^{0,67} \cdot (h/d_e)^{0,47}; \quad (2.9)$$

– для неупорядковано засипаних насадок

$$h_y = 0,615 \cdot d_e \cdot Re_y^{0,345} \cdot Pr_{Dy}^{0,67}. \quad (2.10)$$

Частинна висота одиниці перенесення в рідкій фазі визначається за формулою, одержаною після перетворень критеріального рівняння [10]:

$$h_x = 119 \cdot \delta_{nl} \cdot Re_x^{0,25} \cdot Pr_{Dx}^{0,5}. \quad (2.11)$$

За третім методом кінетика виражається за допомогою висоти, еквівалентної теоретичній тарілці h_{emm} , рушійна сила розраховується опосередковано через число теоретичних тарілок N_{oz} , а висота шару насадки визначається за рівнянням:

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						27
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$H = N_{oz} \cdot h_{emm}. \quad (2.12)$$

Теоретична тарілка, або теоретичний ступінь зміни концентрацій, відповідає деякій гіпотетичній ділянці апарата, на якій рідина повністю перемішується, а концентрації фаз, що відводяться, є рівноважними.

Число теоретичних тарілок можна визначити використовуючи рівняння Кремсера [10]:

$$N_{oz} = \frac{\lg\left(\frac{A-\varphi}{1-\varphi}\right)}{\lg A} - 1, \quad (2.13)$$

де φ – коефіцієнт видобування ключового компонента газу (відношення фактичної кількості поглиненого компонента до теоретичної, яку досягають в умовах рівноваги між газом, що виходить з абсорбера, та рідиною, що надходить до абсорбера),

$$\varphi = \frac{Y_n - Y_{\kappa}}{Y_n - Y_{\kappa}^*}. \quad (2.14)$$

Значення висоти насадки, еквівалентної одній теоретичній тарілці, позначає ефективність контакту, або ефективність насадки. Ефективність насадкової колони залежить від різних факторів: витратних параметрів; фізичних властивостей газу і рідини; типу насадки; початкового розподілу зрошувальної рідини; розміру насадки й матеріалу, з якого вона виготовлена; висоти шару насадки та способу її укладання. Крім того, на ефективність насадкової колони сильно впливає нерівномірність розподілу потоків по перерізу колони, що призводить до вибіркового руху газу і рідини.

Незважаючи на тривалий досвід дослідження насадкових колон, значення висоти насадки, еквівалентної одиниці перенесення, до цього часу визначається за допомогою напівемпіричних та емпіричних рівнянь.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						28
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Висоту насадки з кілець, еквівалентну одній теоретичній тарілці, можна розрахувати за рівнянням [10]:

$$h_{emm} = 5,2 \cdot d_e \cdot Re_y^{0,2} \cdot \left(\frac{G}{L}\right)^{0,35} \cdot \left(\frac{\rho_x}{\rho_y}\right)^{0,2} \cdot \frac{\lg A}{1-1/A}. \quad (2.15)$$

Висоту насадки, еквівалентну одній теоретичній тарілці, для умов, що відповідають початку емульгування, можна визначати за рівнянням [10]:

$$h_{emm} = 48 \cdot \left(\frac{w_y \cdot \rho_y}{\mu_y}\right)^{0,2} \cdot a_n^{-1,2} \cdot \varepsilon \cdot \left(\frac{G}{L}\right)^{0,405} \cdot \left(\frac{\rho_x}{\rho_y}\right)^{0,225} \cdot \left(\frac{\mu_y}{\mu_x}\right)^{0,045} \cdot \frac{\lg A}{1-1/A}. \quad (2.16)$$

Якщо розчинність поглиненого газу підпорядковується закону Генрі, і лінія рівноваги являє собою пряму, множник $\lg A/(1-1/A)$ з формул (2.15) і (2.16) беруть таким, що дорівнює одиниці.

Висота насадки, еквівалентна одній теоретичній тарілці, для колон, що працюють в емульгаційному режимі, може бути розрахована за рівнянням [4]:

$$h_{emm} = 200 \cdot \left(\frac{\varepsilon}{a_n}\right)^{1,2} \cdot \frac{1}{w_y^{0,4}}. \quad (2.17)$$

Повна висота насадкової колони включає як робочу висоту шару насадки, так і висоту, що враховує необхідність виділення додаткових об'ємів (для сепараційних просторів, установлення додаткових пристроїв – розподільників рідини, конусів, що відводять рідину, перерозподільних тарілок, люків для огляду, ремонту, завантаження і вивантаження насадки та ін.), і визначається за формулою [4]:

$$H_k = H + (n-1) \cdot h_n + H_g + H_n, \quad (2.18)$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						29
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

де n – кількість секцій насадки;

h_n – висота проміжків між секціями насадки, в яких розміщуються перерозподільні тарілки;

H_e – висота сепараційного простору над насадкою;

H_n – відстань між днищем колони і насадкою.

Відношення висоти насадки до діаметра колони повинне задовольняти умову $H/D_k = 1,5-10$. Кількість секцій насадки в колоні визначається з умови, що відношення висоти секції до діаметра колони повинне бути не більшим ніж 2,5–3 [4].

Відстань між секціями, необхідна для розміщення опорних і перерозподільних пристроїв, може становити 0,3–0,5 м, а висота секції – 2–3 м [4].

Відстань H_e від верху насадки до кришки абсорбера може становити 2–3 м і залежить від розмірів розподільного пристрою для зрошення насадки і висоти сепараційного простору, в якому часто встановлюють краплевідбійники для запобігання бризковинесенню з колони [4].

Відстань H_n від днища абсорбера до низу насадки становить $(1-1,5) \cdot D_k$, що визначається необхідністю забезпечення рівномірного введення оброблюваних газів у насадку. Висоти верхньої H_e і нижньої H_n частин колони також можна вибрати залежно від діаметра колони відповідно до рекомендацій [4].

2.3 Опис об'єкта дослідження

Насадкові абсорбери набули найбільшого застосування в промисловості як апарати з безперервним контактом взаємодіючих фаз, у цьому разі поверхня контакту фаз утворюється на поверхні шару насадки – тілах певного розміру і спеціальної форми, завантажених навалом або викладених організовано на опорно-розподільних решітках.

Ескіз проєктованого насадкового абсорбера приведений на рис. 2.2. Проєктований абсорбер складається із циліндричних царг, з'єднаних між собою за допомогою фланців. Знизу приварене еліптичне днище, а зверху – знімна (на фланцях) кришка. У середині корпусу на опорній решітці завантажена насадка, на яку за допомогою розподільного пристрою подається абсорбент (вода).

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						30
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

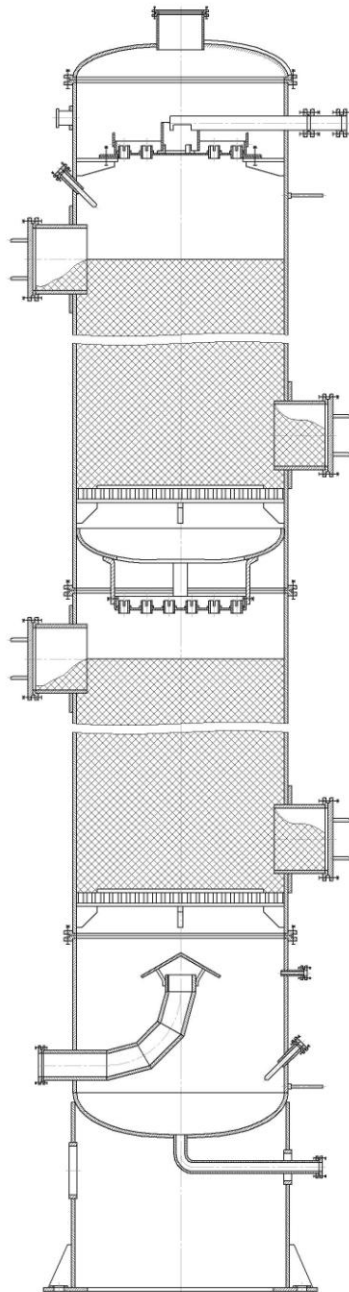


Рисунок 2.2 – Ескіз насадкового абсорбера

У нашому випадку насадка складена із кілець Палля розміром $35 \times 35 \times 4$ мм. Враховуючи такий розмір насадкових тіл – насадка засипається навалом (нерегулярно).

Абсорбент стікає вниз по шару насадки та взаємодіє з потоком газу, водночас між газом та рідиною відбувається масообмін, у результаті якого поглинається цільовий компонент (H_2S), що переходить із газової фази в рідину та насичує її. Насичений абсорбент відводиться знизу колони. Очищений газ відводиться з абсорбера через верхній штуцер.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		31

2.4 Технологічні розрахунки

Технологічний розрахунок проводився за методикою, що викладена в [5].
Матеріальний баланс абсорбера характеризується наступним рівнянням:

$$M = G(Y_1 - Y_2) = L(X_1 - X_2), \quad (2.19)$$

де G – кількість інертного газу, кг / с;

L – кількість поглиначя, кг/с;

Y – вміст компонента в газовому середовищі, кг/кг;

X – вміст компонента в рідкій фазі, кг/кг.

Об'ємна витрата за робочих умов на вході в абсорбер:

$$V_{\text{см}} = V_0 \frac{(t + 273) \cdot P_0}{273 \cdot P}; \quad (2.20)$$

$$V_{\text{см}} = \frac{12400}{3600} \cdot \frac{(22 + 273) \cdot 0,1}{273 \cdot 1,2} = 0,31 \text{ кг/с.}$$

Густина сірководню за нормальних умов $\rho_c = 1,54 \text{ кг/м}^3$, густина повітря $\rho_A = 1,25 \text{ кг/м}^3$, густина метану $\rho_M = 0,72 \text{ кг/м}^3$, тоді густина газової суміші за нормальних умов:

$$\rho_{\text{см}} = y_c \cdot \rho_c + y_M \cdot \rho_M + (1 - y_c - y_M) \rho_A, \quad (2.21)$$

де y_c і y_M – вміст сірководню і метану у газовій суміші, об. частки;

$$\rho_{\text{см}} = 0,028 \cdot 1,54 + 0,894 \cdot 0,72 + (1 - 0,028 - 0,894) \cdot 1,25 = 0,78 \text{ кг/м}^3.$$

Густина газової суміші за робочих умов:

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		32

$$\rho_{\Gamma} = \rho_{\text{см}} \cdot \frac{273 \cdot P}{(t + 273) \cdot P_0}; \quad (2.22)$$

$$\rho_{\Gamma} = 0,78 \cdot \frac{273 \cdot 1,2}{(22 + 273) \cdot 0,1} = 8,66 \text{ кг/м}^3.$$

Масові та об'ємні витрати поглинаючого газу на вході в абсорбер:

$$G_{\Gamma} = V_{\text{см}} \cdot C_y; \quad (2.23)$$

$$V_{\Gamma} = \frac{G_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}},$$

де C_y – вміст поглинаючого газу у вихідній газовій суміші за робочих умов.

$$G_{\Gamma} = 0,31 \cdot \frac{466}{1000} = 0,1445 \text{ кг/с};$$

$$V_{\Gamma} = \frac{0,1445}{8,66} = 16,7 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Абсолютна мольна (об'ємна) частка поглинаючого компонента у вихідній газовій суміші:

$$y_{\text{н}} = \frac{V_{\Gamma}}{V_{\text{см}}}; \quad (2.24)$$

$$y_{\text{н}} = \frac{16,7 \cdot 10^{-3}}{0,31} = 53,87 \cdot 10^{-3}.$$

Масові витрати вихідної газової суміші та інертного носія:

$$G_{\text{см}} = V_{\text{см}} \cdot \rho_{\Gamma}; \quad (2.25)$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						33
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$G_{\text{ин}} = G_{\text{см}} - G_{\text{г}}; \quad (2.26)$$

$$G_{\text{см}} = 0,31 \cdot 8,66 = 2,685 \text{ кг/с};$$

$$G_{\text{ин}} = 2,685 - 0,145 = 2,54 \text{ кг/с}.$$

Відносна мольна і масова частка поглинаючого компонента у вихідній газовій суміші:

$$Y_{\text{н}} = \frac{y_{\text{н}}}{1 - y_{\text{н}}}; \quad (2.27)$$

$$Y_{\text{н}} = \frac{16,7 \cdot 10^{-3}}{1 - 16,7 \cdot 10^{-3}} = 17 \cdot 10^{-3};$$

$$\bar{Y}_{\text{н}} = \frac{G_{\text{г}}}{G_{\text{ин}}}; \quad (2.28)$$

$$\bar{Y}_{\text{н}} = \frac{0,145}{2,54} = 0,0571.$$

Масові витрати абсорбуючого і непоглиненого компонента у газовій суміші на виході з апарату:

$$M = \frac{G_{\text{г}} \cdot C_{\text{г}}}{100}; \quad (2.29)$$

$$M = \frac{0,145 \cdot 94}{100} = 0,1363 \text{ кг/с};$$

$$G_{\text{г}}' = G_{\text{г}} - M; \quad (2.30)$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						34
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$G_r' = 0,145 - 0,1363 = 0,0087 \text{ кг/с.}$$

Тиск газової суміші:

$$P = 1,2 \text{ МПа} = 9003 \text{ мм.рт.ст.}$$

Коефіцієнт Генрі для сірководню:

$$E = 0,367 \cdot 10^6 \text{ мм.рт.ст.}$$

Відносна молярна частка поглинаючого компонента в рідині:

$$X_H^* = Y_H \cdot \frac{P}{E}; \quad (2.31)$$

$$X_H^* = 17 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{9003}{0,367 \cdot 10^6} = 0,42 \cdot 10^{-5}.$$

Рівноважна відносна масова частка поглинаючого компонента в рідині на виході з апарату:

$$\overline{X}_H^* = X_H^* \cdot \frac{M_r}{M_B}, \quad (2.32)$$

де M_B – молярна маса води, кг/моль.

$$\overline{X}_H^* = 0,42 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{32}{18} = 0,75 \cdot 10^{-5}.$$

Умови протікання процесу абсорбції можна прийняти ізотермічними, тоді лінія рівноваги і робоча лінія мають вигляд прямих ліній.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		35

Витрату рідкого поглинача визначаємо з рівняння матеріального балансу:

$$M = G_{\text{ин}} \cdot (\bar{Y}_H - \bar{Y}_B), \quad (2.33)$$

де відносна масова частка поглинаючого компонента в газовій суміші на виході з абсорбера:

$$\bar{Y}_B = \frac{G'_\Gamma}{G_{\text{ин}}} = \frac{0,0087}{2,54} = 0,0034;$$

$$M = 2,54 \cdot (0,0571 - 0,0034) = 0,1364 \text{ кг/с.}$$

Витрата абсорбенту:

$$L = \frac{M}{\bar{X}_H - \bar{X}_B}, \quad (2.34)$$

де відносна масова частка поглинаючого компонента в рідині внизу колони:

$$\bar{X}_H = 0,92 \cdot \bar{X}^* = 0,92 \cdot 0,75 \cdot 10^{-3} = 0,69 \cdot 10^{-3};$$

$$L = \frac{0,1364}{0,69 \cdot 10^{-3} - 0} = 19,8 \text{ кг/с.}$$

Рушійна сила процесу абсорбції:

$$\Delta \bar{Y}_{\text{cp}} = \frac{\Delta \bar{Y}_H - \Delta \bar{Y}_B}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_H}{\Delta \bar{Y}_B}}; \quad (2.35)$$

$$\Delta \bar{Y}_H = Y_H - Y_H^* = 0,0571 - 0,0133 = 0,0438;$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						36
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$\Delta \bar{Y}_B = \bar{Y}_B - \bar{Y}_B^* = 0,0034 - 0 = 0,0034,$$

де

$$X_H = \bar{X}_H \cdot \frac{M_B}{M_\Gamma} = 0,69 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{18}{32} = 0,38 \cdot 10^{-3};$$

$$Y_H^* = X_H \cdot \frac{E}{P} = 0,38 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{0,367 \cdot 10^6}{10503} = 0,0133;$$

$$\bar{Y}_H^* = Y_H^* \cdot \frac{M_\Gamma}{M_B} = 0,0133 \cdot \frac{32}{18} = 0,0236.$$

Тоді:

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = \frac{0,0438 - 0,00347}{\ln \frac{0,0438}{0,0034}} = 0,0158.$$

Число одиниць переносу:

$$n_{oy} = \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_B}{\Delta \bar{Y}_{cp}}; \quad (2.36)$$

$$n_{oy} = \frac{0,0571 - 0}{0,0158} = 3,6$$

Коефіцієнт дифузії сірководню у воді за температури 20°C:

$$D_{20} = 1,6 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

За робочих умов:

$$D_{ж} = D_{20} [1 + 0,02 \cdot (t - 20)] = 1,6 \cdot 10^{-9} [1 + 0,02(22 - 20)] = 1,66 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		37

2.5 Конструктивні розрахунки апарату

Гранична швидкість газової суміші в апараті:

$$\lg \left(\frac{\omega_{\text{пр}}^2 \cdot a_{\text{н}} \cdot \rho_{\text{см}} \cdot \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_{\text{ж}}} \right) = A - B \cdot \left(\frac{L}{G_{\text{ин}}} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125} \quad (2.37)$$

Для кілець Палля розміром 35×35×4 мм [4]:

- питома поверхня, $a_{\text{н}} = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$;
- вільний об'єм $0,78 \text{ м}^3/\text{м}^3$;
- еквівалентний діаметр, $d_e = 0,022 \text{ м}$;
- насипна щільність $530 \text{ кг}/\text{м}^3$;

Підставивши дані отримаємо (для кілець Палля: $A = -0,073$; $B = 1,75$ [4]):

$$\lg \left(\frac{\omega_{\text{пр}}^2 \cdot 140 \cdot 8,66 \cdot (1 \cdot 10^{-3})^{0,16}}{9,81 \cdot 0,78^3 \cdot 1000} \right) = -0,073 - 1,75 \cdot \left(\frac{19,8}{2,54} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{8,66}{1000} \right)^{0,125}$$

Звідки гранична швидкість газу в колоні $\omega_{\text{пр}} = 2,08 \text{ м}/\text{с}$.

Робоча швидкість газу:

$$\omega = (0,75 \dots 0,9) \cdot \omega_{\text{пр}} = 0,8 \cdot 2,08 = 1,67 \text{ м}/\text{с}.$$

Діаметр абсорбційної колони:

$$D' = \sqrt{\frac{V_{\text{см}}}{0,785 \cdot \omega'}}; \quad (2.38)$$

$$D' = \sqrt{\frac{0,31}{0,785 \cdot 1,67}} = 0,51 \text{ м}.$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		38

Приймаємо $D = 600$ мм, тоді швидкість газу в колоні складе:

$$\omega = \frac{V_{\text{см}}}{0,785 \cdot D^2}; \quad (2.39)$$

$$\omega = \frac{0,31}{0,785 \cdot 0,6^2} = 1,1 \text{ м/с.}$$

Критерій Re для газової фази:

$$Re_r = \frac{4 \cdot \omega \cdot \rho_r}{a_n \cdot \mu}; \quad (2.40)$$

$$Re_r = \frac{4 \cdot 1,1 \cdot 8,66}{160 \cdot 0,0104 \cdot 10^{-3}} = 22899.$$

Дифузійний критерій Pr для газу:

$$Pr_r = \frac{\mu_{\text{см}}}{\rho_r \cdot D_r}; \quad (2.41)$$

$$Pr_r = \frac{0,0104 \cdot 10^{-3}}{8,66 \cdot 8,9 \cdot 10^{-6}} = 0,135.$$

Критерій Nu для газу:

$$Nu_r = 0,407 \cdot Re_r^{0,655} \cdot Pr_r^{0,33}; \quad (2.42)$$

$$Nu_r = 0,407 \cdot 22899^{0,655} \cdot 0,135^{0,33} = 150,6.$$

Коефіцієнт масовіддачі для газу:

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		39

$$\beta_2 = \frac{Nu_2 \cdot D_2}{d_e}; \quad (2.43)$$

$$\beta_r = \frac{150,6 \cdot 8,9 \cdot 10^{-6}}{0,022} = 60,9 \cdot 10^{-3} \text{ м/с.}$$

Аналогічно визначимо значення критеріїв для рідини:

$$\delta_{\text{пр}} = \left(\frac{\mu_{\text{ж}}^2}{\rho_{\text{ж}}^2 \cdot g} \right)^{1/3}; \quad (2.44)$$

$$\delta_{\text{пр}} = \left[\frac{(1 \cdot 10^{-3})^2}{1000^2 \cdot 9,81} \right]^{1/3} = 0,49 \cdot 10^{-3} \text{ м;}$$

$$S = 0,785 \cdot D^2 = 0,785 \cdot 0,6^2 = 0,283 \text{ м}^2;$$

$$Re_{\text{ж}} = \frac{4 \cdot L}{S \cdot a_{\text{н}} \cdot \psi \cdot \mu_{\text{ж}}}; \quad (2.45)$$

$$Re_{\text{ж}} = \frac{4 \cdot 19,8}{0,283 \cdot 160 \cdot 0,5 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 3498;$$

$$Pr_{\Gamma} = \frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} \cdot D_{\text{ж}}}; \quad (2.46)$$

$$Pr_{\Gamma} = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot 1,6 \cdot 10^{-6}} = 0,63;$$

$$Nu_{\text{ж}} = 0,0021 \cdot Re_{\text{ж}}^{0,75} \cdot Pr_{\text{ж}}^{0,5}; \quad (2.47)$$

$$Nu_{\text{ж}} = 0,0021 \cdot 3498^{0,75} \cdot 0,56^{0,5} = 0,72;$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						40
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$\beta_{ж} = \frac{Nu_{ж} \cdot D_{ж}}{\delta_{пр}}; \quad (2.48)$$

$$\beta_{ж} = \frac{0,72 \cdot 1,6 \cdot 10^{-6}}{0,49 \cdot 10^{-3}} = 2,35 \cdot 10^{-6} \text{ м/с.}$$

Коефіцієнт масовіддачі:

$$\beta_y = \beta_r \cdot \rho_r; \quad (2.49)$$

$$\beta_y = 60,9 \cdot 10^{-3} \cdot 8,66 = 527,4 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с};$$

$$\beta_x = \beta_{ж} \cdot \rho_{ж}; \quad (2.50)$$

$$\beta_x = 2,35 \cdot 10^{-6} \cdot 1000 = 2,35 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с.}$$

Коефіцієнт масопередачі в апараті по відношенню до газової фази:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}; \quad (2.51)$$

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{527,4 \cdot 10^{-3}} + \frac{34,9}{2,35 \cdot 10^{-3}}} = 42,4 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с.}$$

Середній коефіцієнт розподілу:

$$m = \frac{E}{p}; \quad (2.52)$$

$$m = \frac{0,367 \cdot 10^6}{10503} = 34,9.$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						41
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Поверхня насадки:

$$F = \frac{M}{K_y \cdot \Delta \bar{Y}_{cp}}; \quad (2.53)$$

$$F = \frac{0,1364}{42,4 \cdot 10^{-3} \cdot 0,0158} = 204.$$

Висота шару насадки:

$$H_H = \frac{F}{0,785 \cdot D^2 \cdot a_H}; \quad (2.54)$$

$$H_H = \frac{204}{0,785 \cdot 0,6^2 \cdot 160} = 4,5 \text{ м.}$$

Загальна висота колони:

$$H_K = Z \cdot n + (n-1)h_p + Z_B + Z_H, \quad (2.55)$$

де Z – висота насадки в одній секції;

n – число секцій, $n=2$;

h_p – висота проміжків між секціями насадки, в яких встановлюються розподільники рідини, $h_p=0,45$ м;

Z_B – висота сепараційного простору над насадкою, $Z_B=0,52$ м;

Z_H – відстань між днищем і насадкою, $Z_H=1,03$ м.

Загальна висота абсорбційної колони:

$$H_K = 2,25 \cdot 2 + (2-1) \cdot 0,45 + 0,52 + 1,03 = 6,5 \text{ м.}$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						42
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

2.6 Визначення гідравлічного опору апарату

Гідравлічний розрахунок проводився за методикою, що викладена в [11].

Величину Δp знаходимо за формулою:

$$\Delta p = \Delta p_c \cdot 10^{b \cdot U}, \quad (2.56)$$

де Δp_c – гідравлічне опір сухої (незрошеної) насадки, Па;

U – щільність зрошення, $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$;

b – коефіцієнт.

Для кілець Палля $b = 184$ [11].

Гідравлічний опір сухої насадки:

$$\Delta p_c = \lambda \cdot \frac{H}{d_s} \cdot \frac{\omega^2 \cdot \rho_r}{2}, \quad (2.57)$$

де λ – коефіцієнт опору насадки.

$$\lambda = \frac{16}{\text{Re}^{0,2}}; \quad (2.58)$$

$$\lambda = \frac{16}{\text{Re}^{0,2}} = \frac{16}{22899^{0,2}} = 2,15.$$

Тоді:

$$\Delta p_c = 2,15 \cdot \frac{4,5}{0,022} \cdot \frac{1,67^2 \cdot 8,66}{2} = 5311 \text{ Па}.$$

Щільність зрошення:

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		43

$$U = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} \cdot S}; \quad (2.59)$$

$$U = \frac{19,8}{1000 \cdot 0,283} = 0,007 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}.$$

Гідравлічний опір зрошуваної насадки:

$$\Delta p = 5311 \cdot 10^{184 \cdot 0,007} = 10303 \text{ Па}.$$

2.7 Розрахунок і вибір допоміжного обладнання

Розрахунок і вибір ємності [12]. Ємнісні апарати, що являють собою циліндричні горизонтальні чи вертикальні (у співвідношенні висоти до діаметра) судини із внутрішніми пристроями і без них, призначені для здійснення в них різних хіміко-технологічних процесів, а також для зберігання різних хімічних речовин, найчастіше в рідкому або газоподібному стані.

Основним загальним критерієм для всіх ємнісних апаратів є їх місткість, номінальне значення якої незалежно від положення, розмірів і робочих параметрів апарату вибирається з уніфікованого ряду.

Даний ємнісний апарат застосовується для зберігання продукту, тому загальний об'єм сировини дорівнює полуторадобовому його запасу.

Необхідний об'єм ємності, виходячи з полуторадобового запасу продукту:

$$V = 1,5 \cdot V_1 \cdot 24 \cdot 3600 = 1,5 \cdot \frac{2,4}{997} \cdot 24 \cdot 3600 = 311,97 \text{ м}^3 \quad (2.60)$$

Умовний об'єм ємності:

$$V_y = \frac{V}{\phi} = \frac{311,97}{0,85} = 367,02 \text{ м}^3, \quad (2.61)$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						44
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

тут $\varphi = 0,85$ – коефіцієнт заповнення ємності.

Вибираємо горизонтальну ємність з еліптичними днищем і кришкою.

Необхідна кількість ємностей:

$$m = \frac{V_y}{V_{ном}} = \frac{367,02}{200} = 1,84. \quad (2.62)$$

Приймаємо $m = 2$.

Розрахунок і вибір насосу [12]. Для всмоктуючого і нагнітального трубопроводу приймемо однакову швидкість течії води, що дорівнює 2 м/с.

Тоді діаметр трубопроводу дорівнює:

$$d_{sc} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \omega}} = \sqrt{\frac{4 \cdot \frac{2,4}{997}}{3,14 \cdot 2}} = 0,039 \text{ м}. \quad (2.63)$$

Приймемо, що трубопровід сталевий, корозія незначна.

Знаходимо критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{\omega d \rho}{\mu} = \frac{2 \cdot 0,039 \cdot 997}{0,935 \cdot 10^{-3}} = 83172,2, \quad (2.64)$$

тобто режим турбулентний.

Абсолютну шорсткість трубопроводу приймаємо:

$$e = \frac{\Delta}{d} = \frac{2 \cdot 10^{-4}}{0,039} = 0,005. \quad (2.65)$$

Далі отримаємо:

$$\frac{1}{e} = \frac{1}{0,005} = 200; \quad 560 \frac{1}{e} = 560 \cdot \frac{1}{0,005} = 112000; \quad 10 \frac{1}{e} = 10 \frac{1}{0,005} = 2000.$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						45
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

У трубопроводі має місце змішане тертя і розрахунок слід поводити за формулою:

$$\lambda = 0,11 \left(e + \frac{68}{\text{Re}} \right)^{0,25} = 0,11 \cdot \left(0,005 + \frac{68}{83172,2} \right)^{0,25} = 0,03. \quad (2.66)$$

Визначимо суму коефіцієнтів місцевих опорів окремо для всмоктуючої та нагнітальної лінії.

Для всмоктуючої лінії:

- 1) вхід у трубу (приймаємо з гострими краями);
- 2) прямоточний вентиль.

Сума коефіцієнтів місцевих опорів у всмоктуючій лінії:

$$\sum \xi = \xi_1 + 2\xi_2 = 0,5 + 2 \cdot 0,79 = 2,08 \quad (2.67)$$

Втрачений напір у всмоктувальній лінії знаходимо за формулою:

$$h_{n.вс.} = \left(\lambda \frac{l}{d_e} + \sum \xi_{mc} \right) \cdot \frac{w^2}{2g} = \left(0,03 \cdot \frac{3}{0,4} + 2,08 \right) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 0,76 \text{ м.} \quad (2.68)$$

Для нагнітальної лінії:

- 1) прямоточний вентиль;
- 2) вихід з труби.

Сума коефіцієнтів місцевих опорів в нагнітальній лінії:

$$\sum \xi = 2\xi_1 + \xi_2 = 2 \cdot 0,79 + 1 = 2,58$$

Втрачений напір у нагнітальній лінії:

$$h_{n.наг.} = \left(\lambda \frac{l}{d_e} + \sum \xi_{mc} \right) \cdot \frac{w^2}{2g} = \left(0,03 \cdot \frac{10}{0,4} + 2,58 \right) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 0,67 \text{ м} \quad (2.69)$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						46
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Загальні втрат напору:

$$h_{заг} = h_{н.вс} + h_{н.наг} = 0,76 + 0,67 = 1,43 \text{ м.}$$

Знаходимо напір насоса за формулою:

$$H = \frac{p_1 - p_2}{\rho g} + H_r + h_{II} \quad (2.70)$$

де p_1 – тиск в апараті, з якого перекачується рідина, Па;
 p_2 – тиск в апараті, куди подається рідина, Па.

$$h_{II} = 0,07 \cdot H_r = 0,07 \cdot 6,5 = 0,455 \text{ м,}$$

де H_r – геометрична висота рідини, м.

$$H = \frac{1,8 - 1,8}{997 \cdot 9,81} + 6,5 + 0,455 = 6,95 \text{ м.}$$

Із огляду на те, що відцентрові насоси широко поширені у промисловості через достатньо високий ККД, компактність і зручність комбінування з електродвигунами, вибираємо для подальшого розгляду саме такий тип насосу.

Корисну потужність насосу визначимо за формулою:

$$N_n = \rho g Q H = 997 \cdot 9,8 \cdot 0,0024 \cdot 6,95 = 0,162 \text{ кВт,} \quad (2.71)$$

де Q – подача (витрата):

$$Q = \frac{V}{997} = \frac{2,4}{997} = 0,0024 \text{ м}^3/\text{с.} \quad (2.72)$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						47
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Приймаючи відцентровий насос середньої продуктивності, знайдемо потужність на валу двигуна:

$$N = \frac{N_n}{\eta_n \cdot \eta_{пер}} = \frac{0,162}{0,6 \cdot 1} = 0,27 \text{ кВт.} \quad (2.73)$$

За [12] вибираємо відцентровий насос X2/25, для якого $Q=4,2 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$, $H=25 \text{ м}$ ст. води. Насос забезпечений електродвигуном АОЛ-12-2, $n=50 \text{ с}^{-1}$, потужність електродвигуна $N_n=1,1 \text{ кВт}$.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		48

РОЗДІЛ 3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Вибір конструкційних матеріалів [13–15]

Оскільки в абсорбері протікають технологічні процеси із застосуванням речовин, які утворюють кислотні середовища, то для забезпечення умов роботи апарату прийнята корозійностійка сталь аустенітного класу 12X18H10T ГОСТ 5632-80. Сталь характеризується гарною корозійною стійкістю в агресивних середовищах, рекомендується застосовувати в температурному інтервалі від -256°C до $+525^{\circ}\text{C}$ для корпусних елементів, до 600°C – для внутрішніх пристроїв без обмеження тиску [13, 14].

Сталь технологічна, добре зварюється, добре деформується як у холодному, так і в гарячому стані, обробляється усіма видами різання, характеризується задовільними лінійними властивостями [15].

Хімічний склад і механічні властивості сталі 12X18H10T представлені в табл. 3.1.

Таблиця 3.1 – Хімічний склад і механічні властивості сталі 12X18H10T [15]

C, %	Mn, %	Si, %	Cr, %	Ni, %	Cu, %	Ti, %	S, %	P, %	$E \cdot 10^5$, МПа	σ , МПа	σ , МПа	δ , %
0,12	2,0	0,8	17–18	2–11	0,3	0,8	0,02	0,035	2,1	216	530	40

До недоліків цієї сталі слід віднести те, що через достатньо велику в'язкість вона гірше піддається механічній обробці. Однак, із огляду на те, що механічна обробка конструктивних елементів апарату здійснюється лише у місцях стику зварюваних елементів конструкції, то цей фактор не має істотного впливу в цілому на вартість виготовлення апарату.

У якості матеріалу зовнішнього оснащення, арматури, кріпильних елементів тощо, які не мають контакту із робочим середовищем, приймаємо конструкційну сталь 20 ГОСТ 380-71. Вибір на користь цієї сталі заснований на її порівняно ни-

					XI.T.00.00.00 ПЗ							Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата								49

зькій вартості, гарній оброблюваності і досить високих фізико-механічних властивостях.

Хімічний склад і механічні властивості сталі 20 представлені в табл. 3.2.

Таблиця 3.2 – Хімічний склад і механічні властивості сталі 20 [15]

C, %	Mn, %	Si, %	Cr, %	Ni, %	Cu, %	Ti, %	S, %	P, %	$E \cdot 10^5$, МПа	σ , МПа	σ , МПа	δ , %
0,23–0,3	0,5–0,8	0,05–0,19	0,3	0,5	0,3	0,08	0,05	0,04	2,0	280	400	23

3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність

Вихідні дані до розрахунку: внутрішній діаметр обичайки $D = 600$ мм; робочий тиск в апараті $p = 1,2$ МПа; матеріал колони – сталь 12X18H10T; температура в колоні $t = 22^\circ\text{C}$.

Розрахунок проводимо відповідно до методики, що викладена у [16].

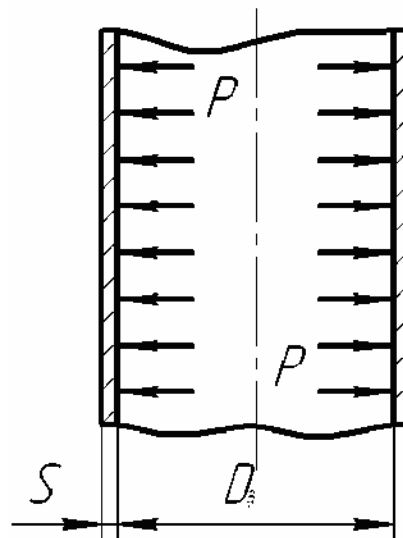


Рисунок 3.1 – Розрахункова схема циліндричної обичайки

Знаходимо величину нормативної допустимого напруження для сталі 12X18H10T при розрахунковій температурі: $\sigma^* = 202$ МПа [15].

Допустиме напруження визначаємо за рівнянням:

$$[\sigma] = \sigma^* \cdot \eta, \quad (3.1)$$

де $\eta = 1$ – поправковий коефіцієнт для листового прокату.

$$[\sigma] = 202 \cdot 1 = 202 \text{ МПа.}$$

Допустиме напруження при гідравлічних випробуваннях:

$$[\sigma]_{II} = \frac{\sigma_T^{20}}{1,1}, \quad (3.2)$$

де $\sigma_T^{20} = 280 \text{ МПа}$ – межа плинності сталі 12Х18Н10Т при температурі 20°C.

$$[\sigma]_{II} = \frac{280}{1,1} = 254,5 \text{ МПа.}$$

Далі визначаємо розрахунковий тиск:

$$P_p = P + P_r, \quad (3.3)$$

де $P = 1,2 \text{ МПа}$ – робочий тиск;

P_r – гідростатичний тиск середовища, МПа.

Гідростатичний тиск середовища визначаємо як:

$$P_r = g \cdot \rho_p \cdot H_p; \quad (3.4)$$

$$P_r = 9,81 \cdot 998 \cdot 5,5 = 0,05 \text{ МПа};$$

$$P_p = 1,2 + 0,05 = 1,25 \text{ МПа.}$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						51
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Оскільки розрахунковий тиск більший за 0,5 МПа, то пробний тиск при гідравлічних випробуваннях визначаємо за рівнянням:

$$P_{II} = \max \left\{ \frac{1,25 \cdot P_p \cdot [\sigma]_{20}}{[\sigma]}, 0,2 \right\}, \quad (3.5)$$

де $[\sigma]_{20} = \sigma_{20}^* = 202$ МПа – допустиме напруження сталі 12Х18Н10Т при 20°С.

$$P_{II} = \max \left\{ \frac{1,25 \cdot 1,25 \cdot 202}{202} = 1,56, 0,2 \right\} = 1,56 \text{ МПа.}$$

Розрахункова товщина циліндричної обичайки:

$$S_p^{II} = \max \left\{ \frac{P_p \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - P_p}, \frac{P_{II} \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_{II} - P_{II}} \right\}; \quad (3.6)$$

де $\varphi = 1$ – коефіцієнт міцності зварних швів із двостороннім суцільним проваром, виконаних автоматичним або напівавтоматичним зварюванням.

$$S_p^{II} = \max \left\{ \frac{1,25 \cdot 600}{2 \cdot 1 \cdot 202 - 1,25} = 1,86, \frac{1,56 \cdot 600}{2 \cdot 1 \cdot 254,5 - 1,56} = 1,84 \right\} = 1,86 \text{ мм.}$$

Виконавча товщина циліндричної обичайки:

$$S_{II} \geq S_p^{II} + c, \quad (3.7)$$

де c – прибавка до розрахункових товщин конструктивних елементів:

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						52
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$c = c_1 + c_2 + c_3, \quad (3.8)$$

c_1 – прибавка для компенсації корозії та ерозії, мм;

c_2 – прибавка для компенсації мінусового допуску, мм;

c_3 – технологічна прибавка, мм.

Приймаємо, що $c_2 = c_3 = 0$. Прибавку для компенсації корозії та ерозії визначаємо за рівнянням:

$$c_1 = \Pi \cdot \tau, \quad (3.9)$$

де $\Pi = 0,1$ мм/рік – проникність матеріалу;

$\tau = 15$ років – термін служби апарата.

$$c = c_1 = 0,1 \cdot 15 = 1,5 \text{ мм};$$

$$S_{\text{н}} = 1,86 + 1,5 = 3,36 \text{ мм}.$$

Приймаємо зі стандартного ряду $S_{\text{н}} = 4$ мм.

Розрахунок товщини стінки кришки (днища) апарата.

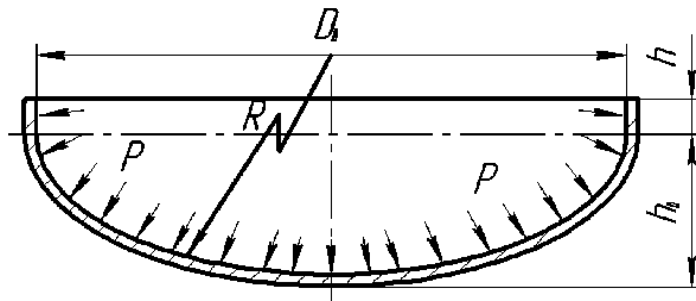


Рисунок 3.2 – Розрахункова схема еліптичного днища

Розрахункова товщина еліптичного днища:

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		53

$$S_P^E = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{P_P \cdot D}{2 \cdot \phi \cdot [\sigma] - 0,5 \cdot P_P} \\ \frac{P_H \cdot D}{2 \cdot \phi \cdot [\sigma]_H - 0,5 \cdot P_H} \end{array} \right\}; \quad (3.10)$$

$$S_P^E = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{1,25 \cdot 600}{2 \cdot 1 \cdot 202 - 0,5 \cdot 1,25} = 1,86 \\ \frac{1,56 \cdot 600}{2 \cdot 1 \cdot 254,5 - 0,5 \cdot 1,56} = 1,84 \end{array} \right\} = 1,86 \text{ мм.}$$

Виконавча товщина еліптичного днища складе:

$$S_E \geq S_P^E + c; \quad (3.11)$$

$$S_E = 1,86 + 1,5 = 3,36 \text{ мм.}$$

Так само приймаємо $S_E = 4 \text{ мм.}$

Розрахунок опори апарата.

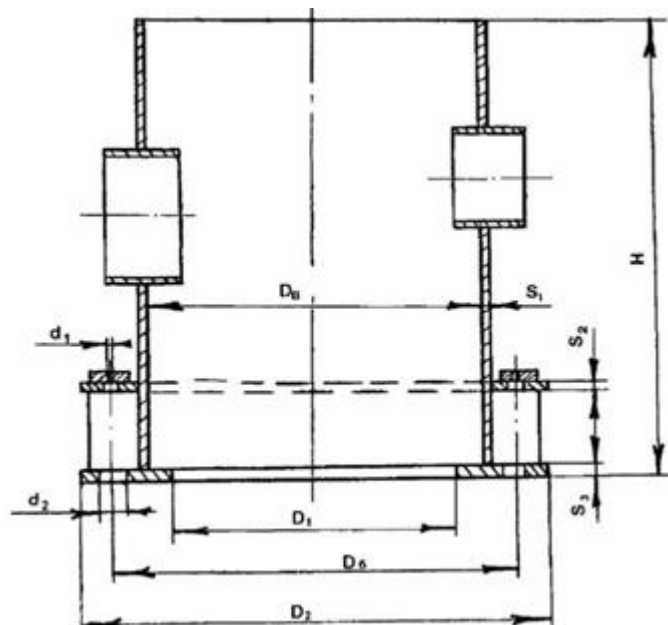


Рисунок 3.3 – Розрахункова схема циліндричної опори для колонного апарата

Загальна маса насадкового абсорбера складається з маси корпусу апарата, шару насадки, тарілок, днищ:

$$M_a = 1,05 \cdot (M_k + M_n + M_m + 2 \cdot M_{\text{дн}}). \quad (3.12)$$

Масу корпусу апарата розраховуємо за рівнянням [14]:

$$M_k = H_k \cdot \frac{\pi}{4} \cdot \left((D + 2 \cdot S)^2 - D^2 \right) \cdot \rho_{\text{ст}}, \quad (3.13)$$

де H_k – висота циліндричної частини корпусу колони; $H_k = 6$ м;

D – діаметр апарата; $D = 0,6$ м;

S – товщина стінки корпусу; $S = 0,004$ м;

$\rho_{\text{ст}}$ – щільність сталі; $\rho_{\text{ст}} = 7800$ кг/м³.

$$M_k = 6 \cdot \frac{3,14}{4} \cdot \left((0,6 + 2 \cdot 0,004)^2 - 0,6^2 \right) \cdot 7800 = 355 \text{ кг.}$$

Маса розподільної тарілки становить 34 кг, а маса перерозподільної тарілки дорівнює 40,8 кг [13].

Масу шару насадки розраховуємо за рівнянням [16]:

$$M_n = H_n \cdot \pi \cdot R^2 \cdot \rho_n, \quad (3.14)$$

де H_n – висота насадки; $H_n = 4,5$ м;

ρ_n – насипна щільність керамічної насадки (кільця Палля розміром 35×35×4 мм);

$\rho_n = 450$ кг/м³.

$$M_n = 4,5 \cdot 3,14 \cdot 0,3^2 \cdot 450 = 572 \text{ кг.}$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		55

Маса еліптичного днища, а відповідно і кришки, становить 52 кг [12].

Таким чином, загальна маса насадкового абсорбера складе:

$$M_a = 1,05 \cdot (355 + 572 + 34 + 40,8 + 2 \cdot 52) = 1160 \text{ кг.}$$

Масу води в апараті при гідро випробуваннях можна розрахувати за залежністю [15]:

$$M_e = V_e \cdot \rho_e ; \quad (3.15)$$

$$V_e = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H = \frac{3,14 \cdot 0,6^2}{4} \cdot 6 = 1,7 \text{ м}^3;$$

$$M_e = 1,7 \cdot 1000 = 1700 \text{ кг.}$$

Тоді максимальна вага апарату (в режимі гідровипробувань) складе:

$$Q_{\max} = (M_a + M_e) \cdot g ; \quad (3.16)$$

$$Q_{\max} = (1160 + 1700) \cdot 9,81 = 28057 \text{ Н.}$$

Приймаємо товщину циліндричної стінки опори $S = 4$ мм.

За ОСТ 26-467-84 по розрахованим навантаженням вибираємо циліндричну опору з числом болтів $Z = 6$ (М32). Висоту опори з конструктивних міркувань приймаємо рівною $H = 800$ мм (див. рис. 3.3).

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		56

РОЗДІЛ 4

ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

4.1 Обґрунтування компоновання основного та допоміжного обладнання [17]

Під компонованням виробництва розуміють розміщення технологічного обладнання та споруд, що забезпечує нормальний перебіг технологічного процесу, безпеку експлуатації устаткування, нормальні умови для монтажу і ремонту апаратури при оптимальному обсязі будівництва. Із метою індустріалізації і найкоротшого терміну будівництва об'єкта, компоновання самого промислового будинку необхідно виконувати з урахуванням максимальної уніфікації будівельних елементів, застосовуючи сучасні типові деталі і конструкції.

За функціональним призначенням промислові будівлі поділяють на:

- виробничі (цехи, що випускають готову продукцію або напівфабрикати);
- підсобно-виробничі (експериментальні, інструментальні, ремонтні);
- енергетичні (котельні, ТЕЦ, компресорні та інші станції);
- складські, транспортні;
- санітарно-технічні (насосні станції, очисні споруди тощо);
- допоміжні (заводоуправління, КБ, медпункт, приміщення для навчальних занять).

Усі будівлі і споруди по вогнестійкості поділяють на п'ять ступенів, кожна ступінь вогнестійкості будівлі або споруди визначається двома показниками:

1) групою займистості застосовуваних будівельних матеріалів конструкцій (всі будівельні матеріали та конструкції за ступенем займистості діляться на негорючі, вогнестійкими і горючі);

2) межею вогнестійкості окремих конструктивних елементів будівель чи споруд. Межа вогнестійкості – це час в годинах, протягом якого конструкція здатна чинити опір дії вогню до втрати стійкості і несучих можливостей.

Промислові будівлі і споруди хімічних підприємств проектують зазвичай II класу і не нижче третього ступеня вогнестійкості.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		57

За вибуховою, вибухопожежною та пожежною небезпекою всі виробництва відповідно до СНіП поділяють на шість категорій: А, Б, В, Г, Д, Е.

До категорії А відносять виробництва, в яких технологічний процес найбільш пожежо- і вибухонебезпечний (тобто можливе утворення повітряних вибухонебезпечних сумішей). Вибух таких сумішей може статися від виниклої іскри, різкого удару, детонації і може призвести до часткового або повного руйнування конструкцій будівлі (у виробництві вибухових речовин, цехах багатьох хімічних і нафтохімічних галузей та ін.).

До категорії Б відносять такі виробництва, де в повітрі можливе накопичення горючого або вибухонебезпечного пилу, горючих рідин з температурою спалаху парів до 120°C, вибух яких не руйнує конструкції будівель (виробництва пиловугільного палива, борошна, цукрової пудри та ін.).

До категорії В відносять виробництва, в яких застосовують тверді згораючі матеріали і речовини, рідини з температурою спалаху парів більше 61°C; речовини, здатні горіти при взаємодії з водою, киснем повітря або один з одним (деревообробні, столярні, меблеві, бавовнооброблюючі, трикотажні і текстильні фабрики та ін.).

До категорій Г, Д і Е відносять виробництва, пов'язані з обробкою негорючих матеріалів (ливарні, плавильні і ковальські цехи, теплові електростанції, механічні, інструментальні цехи).

За поверховістю промислові будівлі та споруди поділяють на одноповерхові, багатоповерхові та комбіновані. На практиці значного поширення набули одноповерхові промислові будівлі, як більш економічні, зважаючи на те, що горизонтальне переміщення сировини і напівфабрикатів значно дешевше і простіше багаторазового вертикального. Крім того, відпадає необхідність в проектуванні дорогих сходів і підйомників, вартість стін і фундаментів нижче, ніж в багатоповерхових будинках, полегшується оздоровлення повітряного середовища за допомогою максимального використання природної вентиляції. Однак при одноповерховій забудові дорожча вартість опалення за рахунок збільшення площі тепловтрат та займаної території.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		58

При розміщенні самого хімічного устаткування розрізняють три варіанти компоновки:

- закритий (в промислових будівлях);
- відкритий (на відкритих залізобетонних постаментах);
- змішаний.

У закритому варіанті велике значення мають правильно запроектовані об'ємно-планувальні та конструктивні рішення промислових будівель, оскільки від них значною мірою залежать можливості розташування технологічного устаткування, рівень організації технологічних процесів, комплексної механізації і власне, автоматизації виробництва. При проектуванні необхідно передбачати розвиток підприємства (вдосконалення технологічних процесів та обладнання) на достій тривалу перспективу.

У закритому варіанті компоновання виробництва важливим завданням є забезпечення в промислових будівлях необхідних кліматичних, світлотехнічних та акустичних умов, які відповідали б характеру виробництва. На підприємствах таких галузей промисловості, як виробництво надчистих речовин, штучного волокна, плівок, оргскла й інших, технологія виробництва потребує постійно підтримувати на заданому рівні температуру, вологість, чистоту повітря всередині приміщень і достатню освітленість. Промислові будівлі таких виробництв проектують безфонарними (в окремих випадках без вікон), з герметизацією і штучним освітленням. Підтримання необхідних параметрів (температури, вологості, тиску, чистоти повітря) забезпечується вентиляцією та кондиціонуванням повітря, створенням штучного клімату. Виробничі приміщення (з постійним перебуванням працюючих) без природного освітлення повинні бути обладнані установками ультрафіолетового випромінювання і фотарії.

У нашому випадку найбільш раціональним є змішаний варіант компоновки. При цьому відділення очищення газу від сірководню розташовується на відкритому майданчику, а решта устаткування – під накриттям. Таке розміщення колонних апаратів дозволить знизити висоту будівельної конструкції. Згруповане і розміщене обладнання разом із будівельними конструкціями (об'єм і площа їх визначається компонованням) утворюють виробничі приміщення.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		59

4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт насадкового абсорбера [18, 19]

Колонні апарати, як правило, встановлюють на відкритому майданчику на різних відмітках від землі (на фундаментах, залізобетонних постаментах, металевих етажерках). Він повинен поставлятися на монтажний майданчик у максимально готовому вигляді. Якщо перевезення повністю зібраного апарата є неможливою, його постачають максимально великими блоками або окремими деталями. У всіх випадках завод-виготовлювач до відправки на монтажна ділянка повинен зробити контрольну збірку апарату, нанести на все сполучення складальні осі і контрольні ризики.

Залежно від вантажопідйомності наявних підйомних пристроїв на монтажному майданчику виробляють складання апарату з деталей і блоків. Якщо апарат можна підняти на фундамент повністю в зібраному вигляді, то після монтажу в горизонтальному положенні до нього приварюють всі обслуговуючі металоконструкції (майданчики, сходи, іноді сходові клітини), встановлюють запірну арматуру і трубопровідну обв'язку і наносять теплоізоляцію. Для виконання перерахованих робіт колони кілька піднімають і укладають на опори (козли), виготовлені з профільної сталі або труб. У деяких випадках представляється можливим до підйому і установки апарату на фундамент зробити також футерування внутрішніх стінок.

Трубопровідна обв'язка і металоконструкції, що піднімаються разом з апаратом, повинні бути жорстко з'єднані з ним. Якщо робочим проектом така жорсткість не забезпечена, при монтажі передбачають тимчасові хомути, пояси, кронштейни, які після установки апарату в проектне положення знімаються.

Згідно з інструкцією, апарат піднімають на фундамент після опресування і спуску з нього обпресувальна рідини. При підйомі окремих блоків в залежності від обраного способу монтажу розробляють конкретну тих-монолог виконання робіт, що передбачає максимальне скорочення обсягу робіт, що проводяться на високих відмітках.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						60
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Як вже говорилося, колонні апарати збирають в горизонтальному положенні. Для цього окремі блоки (частини циліндра) укладають на складальні стенди з обертовими катками – рольганги або на шпали з обмежувальними куточками - упорами. Число опор під кожною стикується частиною вибирають в залежності від маси і перетину апарату. Відстань між опорами, зазвичай, не перевищує 5 м.

Частини апарату, що стикуються, підтягують одна до одної трубоукладачами або тракторами. Для збігу стиків по усьому периметру до крайок однією з частин приварюють вісім і більше напрямних планок, які після прихватки стику короткими зварними швами зрізаються газокисневою різкою. Подібні напрямні планки використовують і при установці одного блоку на інший у вертикальному положенні (при монтажі блоками). Стикування виконують за заводськими контрольним рисками, нанесеними на корпусах, які ретельно з'єднують, а також по маркуванню на деталях.

У зварювальних стиках ретельно контролюють зазори, які повинні бути в межах 2–4 мм, незалежно від товщини листів обичайок. Зварювані кромки ретельно очищують металевими щітками. Прихватку, як і повне зварювання, виконують електродами, передбаченими проектом.

Після завершення зварювання остаточно перевіряють усі розміри зібраного апарату, які повинні бути в межах допусків. Корпуси відповідальних колонних апаратів повинні відповідати таким вимогам: відхилення довжини не повинна перевищувати 0,3 % від проектної; величина кривизни твірної циліндра на ділянці 1 м повинна бути не більше 2 мм, а для апарату висотою, що перевищує 10 м, – не більше 3 мм.

Технологія підйому апарату є складовою частиною проекту проведення монтажних робіт. Проектом передбачається детальна схема підйому: вказуються місця установки щогл або кранів, їх положення на різних етапах підйому, розташування лебідок, відвідних тросів, поліспастів тощо. У цьому ж проекті проводяться технічні характеристики усіх підйомних засобів.

Ступінь складності установки колонних апаратів у проектне положення визначається їх габаритними розмірами (висотою і діаметром), масою, а також висотою фундаменту (постаменту). Підйом апаратів здійснюють кранами або за допо-

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						61
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

могою щогл. Застосовують два основних способи підйому: ковзання і поворот навколо шарніру.

Колонні апарати ремонтують при планово-попереджувальних ремонтах технологічної установки. Порядок підготовки апарату до ремонту і проведення ремонтних робіт залежить від особливостей установки.

У більшості випадків колонні апарати готують до ремонту в такий спосіб. Доводять тиск в колоні до атмосферного, з апарату видаляють робоче середовище, після чого його пропарюють водяною парою, яка витісняє залишкові гази. Після пропарювання колону промивають водою. У деяких випадках пропарку і промивку чергують кілька разів. Час операцій обумовлюється у виробничій інструкції (технологічному регламенті) кожної технологічної установки або технологічного блоку.

Промивання колони водою сприяє також більш швидкому їх охолодженню. Не можна приступати до ремонтних робіт, якщо температура промивної води перевищує 50°C.

Пропарену і промиту колону від'єднують від усіх апаратів та комунікацій глухими заглушками, що встановлюються у фланцевих з'єднаннях штуцерів. Установку кожної заглушки і подальше її зняття реєструють у спеціальному журналі.

Ремонт апарату починають з його розкриття, яке необхідно проводити, дотримуючись наступних правил. Спочатку відкривають верхній люк, причому перед цим в апарат протягом деякого часу подають водяну пару, щоб уникнути можливого підсосу повітря, у результаті чого може утворитися вибухонебезпечна суміш. Далі послідовно (згори вниз) відкривають інші люки. Категорично забороняється одночасно відкривати верхній і нижній люки. Не можна також відкривати спочатку нижній, а потім верхній люк, оскільки внаслідок різниці температур відбувається сильний приток повітря у колону, що може привести до утворення вибухонебезпечної суміші.

Після відкриття люків колони деякий час провітрюється в результаті природної конвекції повітря. При роботі всередині колони необхідно ретельно дотримуватися правил техніки безпеки. Працівник повинен надягати запобіжний

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		62

пояс із мотузкою, кінець якої виводиться назовні і надійно закріплюється; за знаходженням всередині колони працівників постійно спостерігає спеціально виділена для цього людина. Тривалість безперервної роботи в колоні повинна бути не більше 15 хвилин. Після чого необхідний такий же за тривалістю відпочинок поза колони (зазвичай працівник і спостерігач міняються місцями). При перших же ознаках появи всередині ремонтowanego апарату вибухонебезпечних, горючих або токсичних рідин, парів і газів всяку роботу слід негайно припинити.

Корпус колони, а також її внутрішні пристрої ретельно оглядають. За необхідності огляду всієї поверхні корпусу розбирають внутрішні пристрої або їх частину. Виявлення дефектів корпусу, що вимагає високої кваліфікації, включає візуальний огляд для визначення загального стану корпусу і ділянок, що піддаються найбільшому зносу; вимір залишкової товщини корпусу за допомогою ультразвукових дефектоскопів, шляхом контрольного просвердлювання отворів; перевірку на щільність зварних швів і рознімних з'єднань і т. ін.

Зношені штуцери і люки вирізають і замінюють новими з обов'язковим встановленням зміцнювальних кілець. Бажано, щоб зміцнювальні кільця нових штуцерів мали дещо більший діаметр, ніж попередні: це дозволяє приварювати їх у новому місці. Ремонту піддають усі штуцери, сигнальні отвори на зміцнювальних кільцях яких під час експлуатації були заглушені пробками.

При кожному ремонті вимірюють фактичну товщину стінки корпусу експлуатованого колонного апарату. Найбільш зношені ділянки корпусу колони вирізають, а на їх місце ставлять нову ділянку, заздалегідь звальцьовану по радіусу колони. Зварювання виконують встик. Вирізання великих ділянок корпусу може призвести до ослаблення перетину і порушення стійкості. Тому до вирізання дефектної ділянки її зміцнюють стійками. Число і перетин стійок, а також розміри опорних лап розраховують, виходячи з умови рівності їх опорів опору вирізаного перетину.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						63
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

РОЗДІЛ 5
ІНФОРМАЦІЙНЕ ТА АПАРАТУРНЕ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ
АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ

5.1 Опис контрольованих параметрів
під час проведення технологічного процесу [20]

Процес очищення газу від сірководню відбувається в абсорбційній колоні, а регенерація насиченого абсорбенту – в десорбері (див. рис. 5.1).

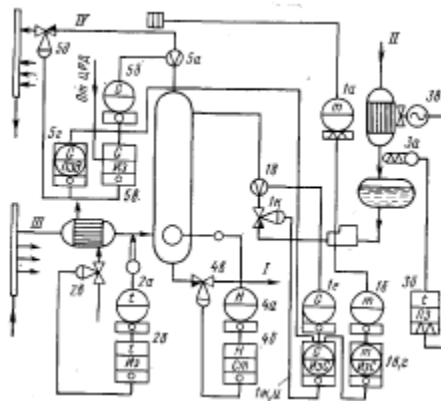


Рисунок 5.1 – Схема каскадного автоматичного керування процесом абсорбції:

I – насичений абсорбент; II – зрошення колоні;

III – ненасичений абсорбент; IV – очищена суміш

Процес очищення газоповітряної суміші заснований на виборчому поглинанні сірководню водою в насадковій колоні. Газ і рідина контактують між собою в шарі керамічної насадки. Поверхня зіткнення фаз розвивається потоком газу, розподіляється в рідині у вигляді бульбашок. Середовища рухаються по висоті апарата за принципом протитоку.

У промислових умовах процеси абсорбції мають схильності до різних зовнішніх впливів, що і викликає необхідність керування ними. Основне завдання керування полягає в забезпеченні заданого ступеня очищення газоповітряної суміші при мінімальних енергетичних і матеріальних витратах, та дотриманні обмежень на технологічні параметри процесу.

Якщо абсорбер працює у змінному (за витратою газу) режимі, то система автоматичного керування будується за принципом регулювання співвідношення

витрата газу – витрата абсорбенту із корекцією співвідношення по відхиленню забрудненості газу від заданого значення. Система функціонує в такий спосіб (див. рис. 5.1). Поточне значення концентрації H_2S у газі, сприймається датчиком *1а*, за допомогою електропневматичного перетворювача *1б* перетворюється в пневматичний уніфікований сигнал, який подає на вхід ПІ-регулятора (ПРЗ.21). Від ручного задатчика вторинного приладу *1г* (тип ПВ17.1Е) на вхід цього регулятора подається пневматичний сигнал, пропорційний заданому значенню концентрації. При відхиленні поточного значення від заданого регулятор за пропорційно-інтегральним законом видає коригувальний пневматичний сигнал, який подається на вхід регулятора співвідношення *1ж* (тип ПРЗ.24). Останній, діючи на виконавчий механізм *1к*, змінює витрату абсорбенту до тих пір, поки поточне значення концентрації H_2S не стане рівним заданому.

При зміні витрати газу порушується співвідношення витрата газу – витрата абсорбенту та регулятор *1ж* по сигналу від датчиків витрати газу *5а* і *5б* змінює витрату абсорбенту. Введення в контур регулювання сигналу від датчика витрати газу забезпечує підвищення динамічної точності регулювання концентрації.

В системі керування використовуються в основному пневматичні прилади ГСП. Вторинний прилад 1 та типу ПВ10.1Е призначений для реєстрації витрати абсорбенту та дистанційного керування виконавчим механізмом *1д* при переході на ручне дистанційне керування. У якості виконавчого механізму використовується регулятор витрати рідини типу РВР (рис. 5.2).

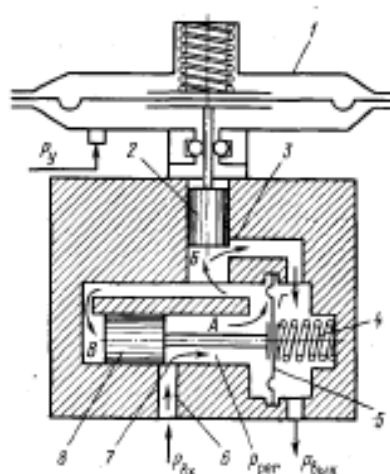


Рисунок 5.2 – Регулятор витрати рідини РВР-1

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		65

Задане навантаження абсорбера підтримується за допомогою системи автоматичного регулювання, до складу якої входять (див. рис. 5.1) камерна діафрагма 5а, дифманометр 5б, регулятор 5в, вторинний прилад 5г, який регулює штуцер 5д. Задане значення навантаження встановлюється центральним регулятором тиску (ЦРТ). Температурний режим абсорбера автоматично стабілізується за допомогою двох систем регулювання: температури газу і температури абсорбенту на вході в абсорбер. Перша система складається з манометричного термометра із пневмовиходом 2а, ПІ-регулятора 2б і регулюючого клапана 2в. Друга являє собою термометр опору 3а і двопозиційний регулюючий пристрій 3б, що включає або відключає вентилятор 3в. У якості двопозиційного регулюючого пристрою використовується серійний електронний міст із двопозиційним регулятором.

Рівень рідини в абсорбері регулюється системою, що складається з датчика рівня 4а типу УБ-П, пропорційного регулятора 4б типу ПР1.5 і регулюючого клапана 4в типу ПКН.

Для забезпечення надійного очищення газоповітряної суміші при змінній її витраті необхідно підтримувати максимальну витрату абсорбенту, а також постійну температуру контакту фаз. Під максимальним розуміється така витрата абсорбенту, яка при максимальному навантаженні апарату за газом забезпечує задану ступінь очищення газу.

5.2 Вибір та обґрунтування технічних засобів автоматизації

Вибір приладів автоматизації повинен проводитися з тих засобів автоматизації, які випускаються серійно та вже себе добре зарекомендували. За можливістю необхідно вибирати із тих приладів, які є доступні для виробництва або закупівлі на Україні.

Вибір приладів проводимо, спираючись на необхідний діапазон вимірювань. Застосування пневматичних приладів обґрунтовано пожежонебезпекою даного виробництва.

Для проведення, контролю і регулювання процесом були обрані наступні прилади [21].

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						66
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Автоматичний контроль температури. Сімейство вимірювальних перетворювачів температури фірми SIEMENS представлено перетворювачами SITRANS T, термоперетворювачами опору і термопарами для якісного вимірювання температури в будь-яких, навіть самих екстремальних, умовах. Датчики застосовуються в хімічній, фармацевтичній, харчовій, енергетичній та інших галузях промисловості.

Існують варіанти термометрів з цифровою індикацією показань. Також доступні вибухозахищене виконання датчиків.

Перетворювач SITRANS T серії: TW – універсальний перетворювач з виходом 4–20 мА + HART, програмований за допомогою РС.

Автоматичний контроль витрати. Сімейство витратомірів SITRANS F здатне вирішити задачу точного і надійного вимірювання витрати практично будь-якого середовища, використовуючи сучасні, перевірені часом, способи вимірювання витрати. Перетворювач SITRANS F серії M Magflo – магнітоіндукційні витратоміри. Застосовуються для вимірювання витрати електропровідних рідин і суспензій.

Автоматичний контроль рівня. Гама рівнемірів SIEMENS для контролю рівня рідких і сипких середовищ втілена в сімействі SITRANS L і дозволяє знайти рішення для широкого спектра задач. Сигналізатор граничного рівня (ємнісний) Pointek CLS 200 – універсальний сигналізатор із високою хімічною стійкістю.

Автоматичний контроль тиску. Сімейство вимірювальних перетворювачів SITRANS P служить для вимірювання надлишкового, вакууметричного, абсолютного і диференціального тиску рідких, газо- і пароподібних середовищ, а також для вимірювання гідростатичного рівня рідини в ємностях. Перетворювач SITRANS P серії ZD – перетворювач надлишкового та абсолютного тиску з цифровим індикатором.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		67

6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА У НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ

6.1 Аналіз потенційних небезпек та шкідливостей під час роботи установки [22–25]

Головне завдання охорони праці – звести до мінімальної ймовірності ураження або захворювання робітника, з одночасним забезпеченням комфорту при максимальній продуктивності праці. Продуктивність праці підвищується за рахунок збереження здоров'я і працездатності людини, зменшення числа аварій і т. п. Поліпшення умов праці його безпеки призводить до зниження виробничого травматизму і професійних захворювань, що зберігає здоров'я працюючих [22].

Сірководень (H_2S) – це безбарвний, займистий газ, легко впізнаваний за своїм неприємним запахом, що нагадує запах яєць, що протухли.

Межі вибуховості сірководню в суміші з повітрям [23]:

- нижній – 4,3 % об'ємних;
- верхній – 45,5 % об'ємних.

Сірководень – це сильна нервова отрута, що викликає смерть від зупинки дихання. Поріг відчуття запаху сірководню $0,012\text{--}0,014\text{ мг/м}^3$. Незначний, але явно відчутний запах відзначається при $1,4\text{--}2,3\text{ мг/м}^3$, значний запах – при 4 мг/м^3 , а при $7\text{--}11\text{ мг/м}^3$ – запах тяжкий. При вищих концентраціях запах менш сильний та неприємний. За концентрації $200\text{--}280\text{ мг/м}^3$ спостерігається печіння в очах, слюзотеча, роздратування в носі та позіхання, металевий присмак у роті, втома, головний біль, нудота. За концентрації 1000 мг/м^3 і вище може настати майже миттєве отруєння, судомо та втрата свідомості, що супроводжуються швидкою смертю від зупинки дихання, а іноді й від паралічу серця [24].

При тривалому перебування людини у сірководневому середовищі відбувається звикання до запаху, тому отруєння може статися без відчуття сірководню.

Гранично-допустима концентрація (ГДК) сірководню в повітрі робочої зони становить 10 мг/м^3 , а у суміші з вуглеводнями (C1–C5) – 3 мг/м^3 [23].

Далі розглянемо особливі вимоги щодо безпеки даного виробництва [25].

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		68

Підвищення тиску та температури в апаратах та комунікаціях, що може призвести до їх руйнування або пропусків через ущільнювальні пристрої або зварні з'єднання і, як наслідок, до загазованості робочого місця, утворення вибухонебезпечних сумішей, виникнення пожежі, потоки розплавлених рідин.

Зниження масової частки моногідрату в кислоті та підвищення температури кислоти в системі, що може призвести до інтенсивної корозії апаратури та комунікацій і, як наслідок до проток кислоти та загазованості робочого місця.

Підвищення або зниження тиску природного газу або повітря, що може призвести до утворення вибухонебезпечних сумішей природного газу з повітрям під час роботи газових пальників.

Підвищення рівня рідин у баках, збірниках та сховищах вище допустимого може призвести до переливів агресивних рідин та загазованості робочого місця.

Підтримка нормального технологічного режиму роботи установки із дотриманням запроектованої схеми виробництва, конструкції та компонування обладнання та системи контролю, виконаної відповідно до технічної документації, розробленої, узгодженої та затвердженої відповідно до чинних правил.

Усі технологічні агрегати обладнані контрольно-вимірювальними приладами, за якими персонал постійно стежить за перебігом технологічного процесу.

Для управління технологічним процесом та створення безпечних умов праці в цеху справно функціонує світлова та звукова сигналізація, яка спрацьовує при відключенні найважливіших технологічних параметрів від заданого значення.

Усе технологічне обладнання, в якому йдуть процеси за високої температури, надійно ізолювані. На всіх фланцевих з'єднаннях, а також трубопроводах з гарячими рідинами та парою встановлені захисні кожухи.

У виробництві гранульованого амофосу з метою охорони навколишнього середовища та водних ресурсів передбачено виключення скидів технологічних стоків. Усі стоки, що утворюється у виробництві, повертаються в технологічний процес.

Тверді відходи утворюються на стадіях:

- грануляції та сушіння продукту (апарат БГС на схемі рис. 2.1);
- класифікації та складування продукту.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						69
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Тверді відходи виробництва амофосу: великі шматки продукту, що утворюється при порушенні норм технологічного режиму в БГС при чищенні його внутрішніх насадок, подрібнюються і переробляються всередині відділення сушіння. Пил амофосу перероблюється разом із ретуром.

Газоподібні викиди з відділення очищення газу від сірководню. Головним апаратом даної дільниці є насадковий абсорбер.

У проєктованому виробництві наступні потенційні небезпеки і шкідливості відповідно до ГОСТ 12.0.003-91 «ССБТ. Небезпечні і шкідливі виробничі фактори. Класифікація»:

1. Небезпека отримання термічних опіків. Ця небезпека відноситься до фізичної групи. Процес теплообміну відбувається при підвищених температурах, а, отже, поверхня випарника, а також штуцерів і труб буде нагрівається до температури близько 80–90°C. При дотику до зовнішньої поверхні колони людина може отримати термічний опік. Відповідно до СН 245-79 «Санітарні норми проєктування промислових підприємств» температура зовнішніх поверхонь не повинна перевищувати 45°C.

2. Небезпека отруєння H₂S. У разі виникнення на робочому місці високих концентрацій H₂S у робочих з'являються ознаки отруєння – кашель, задуха, запаморочення, а іноді і втрата свідомості, припинення дихання і серцевої діяльності. Відповідно до ГОСТ 12.1.005-88 «Система стандартів безпеки праці. Загальні санітарно-гігієнічні вимоги до повітря робочої зони» концентрація H₂S у приміщенні не повинно перевищувати встановленого гранично допустимого значення.

3. Небезпека утворення статичної електрики. Існує можливість утворення статичної електрики при відносному переміщенні двох перебуваючих у контакті тіл, шарів рідини, тобто в потоці, в струмені пари або газу. Накопичення статичної електрики відбувається при транспортуванні речовин у трубопроводах, при наливних і зливних операціях, що веде до пожеж і вибухів, у результаті яких можуть загинути люди.

Для усунення потенційних небезпек передбачені наступні заходи:

1) для усунення небезпеки отримання термічних опіків застосувати теплоізоляцію, щоб знизити температуру стінки до 45°C;

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						70
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

2) для усунення отруєння H_2S передбачено:

– застосування паронітових прокладок в місцях з'єднання царг і трубопроводів;

– перевірка якості повітря в робочій зоні. При підвищенні норм – автоматичне включення припливно-витяжної вентиляції;

3) для усунення небезпеки вибуху і пожежі необхідно передбачити наступне:

– виробниче приміщення забезпечити надійною загальнообмінною припливно-витяжною вентиляцією із застосуванням радіальних вентиляторів іскрозахищеного виконання;

– освітлювальні і силові електропроводки виконати із дотриманням правил вибухонебезпечності і тримати у справному стані;

– установка електроприводів, пускачів, засобів автоматизації допускається тільки у вибухобезпечному виконанні. Електромотори й пускачі, виконані не у вибухонебезпечному виконанні, виносяться за межі приміщення;

– забезпечити блискавкозахист установки відповідно до СН 205-77 по I категорії;

4) для усунення небезпеки виникнення статичної електрики необхідно заземлити. Заземлювальні пристрої для захисту від статичної електрики слід об'єднувати із заземлюючими пристроями для електрообладнання.

Застосування перерахованих вище заходів допоможе поліпшити умови праці і звести виробничий травматизм до мінімуму. Усі працівники виробництва повинні знати і суворо дотримуватися правил техніки експлуатації обладнання і установки в цілому.

6.2 Розрахунок потенційно-небезпечного фактору [26]

У приміщенні цеху, де плине виробництво амофосу, повинна працювати припливно-витяжна механічна вентиляція. Розрахунок вентиляції зводиться до визначення необхідної кількості вентиляційного повітря L для того, щоб розбавити шкідливі виділення до значень, що не перевищують гранично допустимих концентрацій [26].

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		71

Вихідні дані до розрахунку

- кількість шкідливих виділень, що надходять в приміщення: сірководень $G_1 = 24$ г/год.; діоксид вуглецю $G_2 = 42$ г/год.; кислотних парів $G_3 = 17$ г/год.;
- загальний об'єм цеху $V = 6000$ м³;
- кількість тепла, що надходить в приміщення $Q_{надх} = 113$ кДж/с;
- концентрація шкідливих виділень в приміщенні: сірководень $C_1 = ГДК_1 = 1$ мг/м³; діоксид вуглецю $C_2 = ГДК_2 = 10$ мг/м³; кислотних парів $C_3 = ГДК_3 = 1$ мг/м³;
- теплоємність і густина повітря $c = 1,01 \frac{кДж}{кг \cdot K}$, $\rho = 1,29 \frac{кг}{м^3}$;
- температура повітря, що приходить $t_{прих} = 12^\circ C$;
- температура повітря, що викидається $t_{вик} = 25^\circ C$.

Розрахунок

Кількість повітря, необхідного для розчинення шкідливих виділень, визначається за формулою:

$$L = \frac{G}{(C - C_n)} = \frac{G}{ГДК} \quad (6.1)$$

$$L_1 = \frac{G_1}{ГДК_1} = \frac{24}{1 \cdot 10^{-3}} = 24000 \frac{м^3}{год.};$$

$$L_2 = \frac{G_2}{ГДК_2} = \frac{42}{10 \cdot 10^{-3}} = 4200 \frac{м^3}{год.};$$

$$L_3 = \frac{G_3}{ГДК_3} = \frac{17}{1 \cdot 10^{-3}} = 17000 \frac{м^3}{год.};$$

Оскільки сірководень і діоксид вуглецю відносяться до шкідливих речовин, що характеризуються сумациєю шкідливої дії [26], то сумарний повітрообмін буде дорівнювати:

$$L = L_1 + L_2 = 28200 \text{ м}^3/\text{год.}$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		72

Кратність повітрообміну складе:

$$n = \frac{L}{V} = \frac{28200}{6000} = 4,7 \text{ год.}^{-1} \quad (6.2)$$

Повітрообмін для видалення надлишкового тепла визначаємо за формулою:

$$L' = \frac{Q_{надх}}{c \cdot \rho \cdot (t_{вук} - t_{прих})} = \frac{113}{1,01 \cdot 1,29 \cdot (25 - 12)} = 24012 \frac{\text{м}^3}{\text{год.}} = 6,67 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad (6.3)$$

Кратність повітрообміну дорівнює:

$$n = \frac{L}{V} = \frac{24012}{6000} = 4 \text{ год.}^{-1} \quad (6.4)$$

Максимальна шкідливість по шкідливим речовинам, оскільки кратність повітрообміну при цьому становить $4,7 \text{ год.}^{-1}$, що більше 4 год.^{-1} при теплонадлишках. У зв'язку із цим в цеху передбачена не тільки природна вентиляція (через дверні та віконні прорізи), але і вентиляція за допомогою приточно-витяжних систем (промислова приточно-витяжна вентиляційна установка з номінальною об'ємною витратою (подачею) повітря $L = 30000 \text{ м}^3/\text{год.}$) кратністю повітрообміну $n = 5$.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						73
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Очищення газу від сірководню, методи уловлювання, системи фільтрації та установки для зниження викидів H_2S [Електронний ресурс]. – Режим доступу : <https://gas-cleaning.ua/article/ochistka-gaza-ot-serovodoroda>
2. Очищення газів від сірководню, сірковуглецю і меркаптанів [Електронний ресурс]. – Режим доступу : <https://studfile.net/preview/9835118/page:10>
3. Методичні вказівки до виконання магістерської кваліфікаційної роботи зі спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» освітньої програми «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів» : для студентної, заочної та дистанційної форм навчання / В. І. Склабінський, Я. Е. Михайловський, Р. О. Острога, М. С. Скиданенко. – Суми : СумДУ, 2019. – 53 с.
4. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – Ленинград : Химия, 1987. – 576 с.
5. Врагов А. П. Масообмінні процеси та обладнання хімічних і газонафтопереробних виробництв : навчальний посібник / А. П. Врагов. – Суми : ВТД «Університетська книга», 2007. – 284 с.
6. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии : учебник для вузов : в 2 кн. Кн. 2. Массообменные процессы и аппараты / Ю. И. Дытнерский. – Москва : Химия, 1995. – 368 с.
7. Рамм В. М. Абсорбция газов / В. М. Рамм. – Москва : Химия, 1976. – 656 с.
8. Основные процессы и аппараты химической технологии : пособие по курсовому проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – Москва : Химия, 1991. – 272 с.
9. Врагов А. П. Матеріали до розрахунків процесів та обладнання хімічних і газонафтопереробних виробництв : навчальний посібник / А. П. Врагов, Я. Е. Михайловський, С. І. Якушко. – Суми : Вид-во СумДУ, 2008. – 170 с.
10. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. – Москва : Химия, 1973. – 754 с.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		74

11. Машины и аппараты химических производств. Примеры и задачи / Под общ. ред. В. Н. Соколова. – Ленинград : Машиностроение, 1982. – 384 с.
12. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии : учебник для вузов : в 2 кн. Кн. 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты / Ю. И. Дытнерский. – Москва : Химия, 1995. – 400 с.
13. Лащинский А. А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А. А. Лащинский, А. Р. Толчинский. – Ленинград : Машиностроение, 1970. – 752 с.
14. Лащинский А. А. Конструирование сварных химических аппаратов : Справочник / А. А. Лащинский. – Ленинград : Машиностроение, 1981. – 382 с.
15. Марочник сталей и сплавов / В. Г. Сорокин, А. В. Волосникова, С. А. Вяткин [и др.]. – Под общ. ред. Сорокина В. Г. – Москва : Машиностроение, 1989. – 640 с.
16. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств. Примеры и задачи : Учеб. пособие для студентов вузов / М. Ф. Михалев, Н. П. Третьяков, А. И. Мильченко [и др.]. – Под общ. ред. Михалева М. Ф. – Ленинград : Машиностроение, 1984. – 301 с.
17. Дистанційний курс «Проектування хімічних виробництв і основи САПР» / «Компонування виробництва» [Електронний ресурс]. – Режим доступу : https://elearning.sumdu.edu.ua/free_content/lectured:f43ede4f2c1341b4c42f8f9ad8b986f4c38640aa/latest//4642/tema.pdf
18. Фарамазов С. А. Ремонт и монтаж оборудования химических и нефтеперерабатывающих заводов / С. А. Фарамазов. – 2-е изд., перераб. и доп. – Москва : Химия, 1980. – 312 с.
19. Ермаков В. И. Ремонт и монтаж химического оборудования / В. И. Ермаков, В. С. Шейн. – Ленинград : Химия, 1981. – 368 с.
20. Голубятников В. А. Автоматизация технических процессов в химической промышленности. 2-е изд., перераб. и доп. / В. А. Голубятников, В. В. Шувалов. – Москва : Химия, 1985. – 352 с.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		75

21. Дистанційний курс «Автоматизація технологічних процесів» [Електронний ресурс]. – Режим доступу : <http://do.udhtu.edu.ua/moodle/login/index.php>
22. Соловьев Н. В. Охрана труда в химической промышленности / Н. В. Соловьев, Н. А. Стрельчук, П. И. Ермилов, Б. Л. Канер. – Москва : Химия, 2006. – 527 с.
23. Сірководень. Особливості експлуатації об'єктів та спеціальні заходи [Електронний ресурс]. – Режим доступу : <https://studfile.net/preview/3180966/page:19/>
24. Вимоги при роботі в умовах концентрації сірководню H₂S [Електронний ресурс]. – Режим доступу : <https://fi.ua/index.php/stati-po-okhrane-truda/276-trebovaniya-pri-rabote-v-usloviyakh-kontsentratsii-serovodoroda-h2s>
25. Пряников В. И. Техника безопасности в химической промышленности В. И. Пряников. – Москва : Химия, 1990. – 346 с.
26. Методические указания к дипломному проекту «Расчет общеобменной вентиляции» из раздела «Охрана труда / Утвердители: Л. О. Гурец, А. П. Буденый». – Сумы : Издательство СумГУ, 2010. – 24 с.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						76
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		