

ЗАТВЕРДЖУЮ
Зав. кафедри

підпис, дата

Кваліфікаційна робота магістра

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

Тема роботи: Виробництво суперфосфату з дільницею
очищення від домішок двоокису вуглецю. Розробити та
модернізувати насадковий абсорбер

Виконав:
студент групи ХМ.м-01

Галета Денис Володимирович

підпис

Залікова книжка

№ _____

Кваліфікаційна робота магістра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20 ____ р.

Підпис голови
(заступника голови) комісії

Керівник:

канд. техн. наук, ст. викладач

Острога Руслан Олексійович

підпис, дата

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка: 75 с., 11 рис., 1 табл., 1 додаток, 22 джерела.

Графічні матеріали: технологічна схема виробництва суперфосфату, складальне креслення насадкового абсорбера, віртуальна модель ділянки очищення від домішок двоокису вуглецю, креслення складальних одиниць абсорбера – усього 7 аркушів графічної частини (5,0×А1).

Тема кваліфікаційної роботи «Виробництво суперфосфату з діляницею очищення від домішок двоокису вуглецю. Розробити та модернізувати насадковий абсорбер».

У роботі проведено літературний огляд за тематикою кваліфікаційної роботи, а саме: розглянуто теоретичні основи методів очищення газів від діоксиду вуглецю, теоретичні основи процесів абсорбції, конструктивні та гідродинамічні особливості насадкових абсорберів. Запропонована модернізація насадкового абсорбера та оптимізація його робочих параметрів. Також 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 суперфосфату, запропоновані заходи щодо їх усунення. Виконано розрахунок потенційно-небезпечного фактору.

Ключові слова: ВИРОБНИЦТВО, СУПЕРФОСФАТ, ДВООКИС ВУГЛЕЦЮ, АБСОРБЕНТ, ВОДА, АБСОРБЕР, НАСАДКА, АВТОМАТИЗАЦІЯ, ВЕНТИЛЯЦІЯ.

ЗМІСТ

	С.
ВСТУП	5
1 ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД ЗА ТЕМАТИКОЮ ПРОЕКТУ	7
1.1 Теоретичні основи методів очищення газів від діоксиду вуглецю	7
1.2 Теоретичні основи досліджуваного процесу	10
1.3 Конструктивні та гідродинамічні особливості насадкових абсорберів	15
1.4 Оптимізація робочих параметрів насадкового абсорбера та його модернізація	18
2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	20
2.1 Опис технологічної схеми виробництва суперфосфату	20
2.2 Опис модернізованого насадкового абсорберу	21
2.3 Технологічні розрахунки	23
2.4 Конструктивні розрахунки апарату	28
2.5 Визначення гідравлічного опору апарату	38
2.6 Розрахунок і вибір допоміжного обладнання	39
3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	45
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	45
3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність	46
4 БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	53
4.1 Обґрунтування компонування основного та допоміжного обладнання	53
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання	56
5 ІНФОРМАЦІЙНЕ ТА АПАРАТУРНЕ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ	60
5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу	60
5.2 Вибір та обґрунтування технічних засобів автоматизації	62

					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>Галета</i>				Абсорбер насадковий <i>Пояснювальна записка</i>	<i>Літ.</i>	<i>Аркуш</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Перевір.</i>	<i>Острога</i>						3	75
<i>Реценз.</i>						СумДУ, ХМ.м-01		
<i>Н. Контр.</i>								
<i>Затверд.</i>	<i>Склабінський</i>							

6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА У НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ 64

6.1 Аналіз потенційних небезпек та шкідливостей під час роботи установки 64

6.2 Розрахунок потенційно-небезпечного фактору 68

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ 73

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

Вуглекислий газ (CO_2 , двоокис вуглецю, діоксид вуглецю) – це хімічна сполука без будь-якого кольору та запаху. Його невелика концентрація (0,03–0,04 %) вважається безпечною для людини. Гранично допустимою для життєдіяльності є значення 0,15–0,2 %. Проте вже невелике перевищення робить двоокис вуглецю задушливим газом, здатним завдати серйозної шкоди здоров'ю людини [1].

Окрім природної появи вуглекислого газу в повітрі – дихання флори та фауни, процеси горіння, перегнивання тощо, особливу небезпеку становлять викиди заводів, на яких виділяється CO_2 у процесі горіння. Тому кожне підприємство має дотримуватися норм за насиченням двоокисом вуглецю повітря.

Розрізняють наступні методи очищення газу від діоксиду вуглецю [2]:

1. Промивання водою під сильним тиском. Методика заснована на підвищенні тиску води, за таких умов вода проявляє свої сорбційні властивості, вбираючи усі домішки вуглекислого газу із повітря.

2. Кріогенне виморожування. Ефективний, але дуже енерговитратний метод. Даний спосіб ґрунтується на сильному охолодженні метанової суміші до мінус 80°C . При охолодженні увесь вуглекислий газ твердне, перетворюючись на сухий лід.

3. Хімічні методи (абсорбція). Даний метод використовується в установках, які працюють за циклами високого та середнього тисків. Забруднений газ заходить у скруббер і зрошується розчином їдкого натру. Для очищення газу від 1 кг двоокису вуглецю необхідно взяти 1,82 кг їдкого натру. Такий процес також називають хемосорбцією.

4. Фізична абсорбція заснована на розчинності CO_2 у полярних розчинниках (вода, метанол тощо).

5. Фізичний метод (адсорбція). Один із найефективніших методів очищення. Адсорбція – це система очищення від забруднювача, заснована на молекулярних ситах. Застосовується для тонкого очищення газу від вуглекислоти. У якості адсорбенту найчастіше використовується активоване вугілля. Але адсорбент під-

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

бирається за його адсорбційною здатністю – скільки речовини зможе поглинути одиниця маси адсорбенту чи площа його поверхні.

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 наявністю усіх обов'язкових розділів та дотриманням нормативних вимог.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						6
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		

1 ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД ЗА ТЕМАТИКОЮ ПРОЕКТУ

1.1 Теоретичні основи методів очищення газів від діоксиду вуглецю [2]

Фізична абсорбція. *Абсорбція водою* – найбільш поширений метод уловлювання діоксиду вуглецю із газів. Основні переваги даного методу – доступність та дешевизна абсорбенту, а недоліками є невисока поглинальна здатність водою діоксиду вуглецю (8 кг CO₂ на 100 кг абсорбенту) та невелика селективність. Поряд з діоксидом вуглецю у воді в малих кількостях розчиняються водень, оксид вуглецю, азот та ін. Тому діоксид вуглецю, що виділяється, недостатньо чистий. Схема установки очищення газу від діоксиду вуглецю цим методом дуже проста. Газ промивають холодною водою у вежах з насадкою (скрубери) під тиском 1,5–2,5 МПа, оскільки розчинність діоксиду вуглецю у воді зростає з підвищенням тиску. При цьому із газу частково видаляється і сірководень, розчинність якого також збільшується під тиском. Потім тиск знижують, і з води виділяється (десорбується) газ, що містить до 85 % діоксиду вуглецю (решта водень, азот, сірководень), який використовують для отримання сухого льоду, карбаміду, соди та інших продуктів.

Абсорбція метанолом (процес «Ректизол») є більш вигідним промисловим методом очищення. Його можна використовувати при температурі до мінус 60°C, коли різко підвищується поглинальна здатність метанолу. За температури мінус 60°C і тиску близько 0,4 МПа в 1 г метанолу може розчинитися до 600 см³ діоксиду вуглецю. Розчинність CO₂ у метанолі значно вища, ніж у воді. Діоксид вуглецю з розчину виділяють зниженням тиску та підвищенням температури. Окрім метанолу можна використовувати й інші органічні розчинники: сульфолан, пропіленкарбонат, N-метилпіролідон, проте, широкого поширення вони поки не набули.

Хемосорбційні методи. *Очищення газів водяними розчинами етаноламінів.* Під час підготовки різних технологічних газів до переробки (зокрема, пірогазу до розділення) використовують хемосорбцію діоксиду вуглецю етаноламінами. Схему такої установки представлено на рис. 1.1.

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

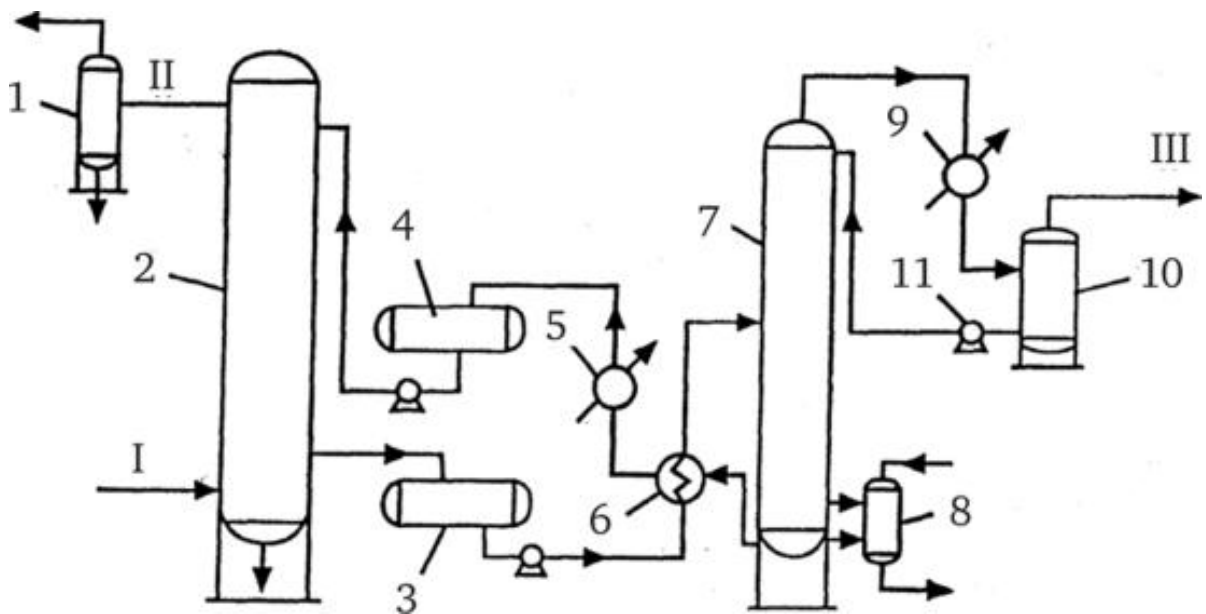


Рисунок 1.1 – Схема установки очищення газів від CO_2 розчином моноетаноламіну: 1, 10 – сепаратори; 2 – абсорбер; 3, 4 – ємності; 5, 9 – холодильники; 6 – теплообмінник; 7 – відпарна колона; 8 – кип’ятильник; 11 – насос.

Потоки: I – сирий газ; II – очищений газ; III – кислі гази

Максимальну абсорбційну здатність по відношенню до діоксиду вуглецю має моноетаноламін (МЕА):



Рівноважна розчинність діоксиду вуглецю залежить від тиску газу, температури абсорбції та концентрації розчину. Зазвичай, використовують 15–20 %-ві розчини моноетаноламіну. Абсорбція проходить за температурі 40–45°C та тиску 1,5–3,0 МПа (залежно від схеми виробництва). Карбонати і бікарбонати, що утворилися в результаті хемосорбції, розкладаються в десорбері з виділенням діоксиду вуглецю при нагріванні потоку до 120°C. Отриманий при цьому висококонцентрований діоксид вуглецю (99 %-вий) використовують для виробництва соди, карбаміду, сухого льоду. Цей процес є одним із найкращих як з економічної, так і з екологічної точок зору.

Загалом, принцип роботи установки полягає у наступному. Сирий газ подається вниз, а поглинач кислих газів – вгору абсорбера 2. Вийшовши з колони, очищений газ надходить у сепаратор 1 відділення винесених крапель розчину

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						8
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

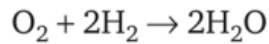
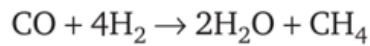
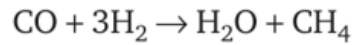
МЕА. Насичений розчин поглинача надходить у ємність 3 для відділення від розчинених вуглеводневих газів, проходить через теплообмінник 6 і потрапляє до відпарної колони 7. Кислі гази, пари води і МЕА зверху відпарної колони 7, після охолодження, надходять у сепаратор 10, звідки конденсат відкачується на зрошення колони. Регенований розчин з нижньої частини колони послідовно проходить через теплообмінник 6, холодильник 5 і надходить в ємність 4, звідки спрямовується на зрошення абсорбера 2. Основний недолік – значна витрата тепла на регенерацію сорбенту, що зростає зі збільшенням концентрації діоксиду вуглецю в очищеному газі, а також втрати летючого абсорбенту.

Очищення розчинами карбонатів. Таке очищення засноване на взаємодії діоксиду вуглецю з водними розчинами карбонатів натрію та калію (зазвичай, поташу) з активуючими добавками оксидів полівалентних металів. Для підвищення розчинності карбонатів у воді та швидкості хемосорбційного процесу використовують гарячі розчини карбонатів (110–120°C). Зазвичай, застосовують 25 %-вий водний розчин поташу, активований миш'яком. Тиск на стадії абсорбції становить 1–2 МПа. Розчин регенерують зниженням тиску при близьких до процесу хемосорбції температурах. Ступінь очищення газу від діоксиду вуглецю дещо нижчий, ніж при очищенні розчином моноетаноламіну. Залишковий вміст діоксиду вуглецю складає масову частку 0,05–0,1 %, але поташ дешевший за моноетаноламін.

Адсорбційні методи. Ефективними адсорбентами діоксиду вуглецю є цеоліти. Молекули діоксиду вуглецю досить малі. Їхній діаметр становить близько 0,31 нм (3,1 А), що дозволяє їм проникати у внутрішню структуру більшості цеолітів. Найчастіше для адсорбції використовують цеоліт СаА. Разом із діоксидом вуглецю цеоліти поглинають і пари води. Тому одночасно із очищенням газів від діоксиду вуглецю відбувається їх осушення. Десорбцію поглинених компонентів здійснюють зниженням тиску та підвищенням температури.

Каталітичне гідрування. Цей метод застосовують для видалення невеликих кількостей (порядку часток відсотка) діоксиду та оксиду вуглецю, кисню (тобто каталітичних отрут). Метод заснований на наступних реакціях:

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



Реакції протікають при тисках ОД – 30 МПа, температурі 300–350°C (якщо каталізатор Fe) та 200°C (якщо каталізатор Ni-Cr або Ni-Al).

1.2 Теоретичні основи досліджуваного процесу [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.

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 А поглинається рідкою фазою. У початковий момент часу концентрація речовини А в газовій суміші відносно висока і дорівнює y_{A1} , цю концентрацію в конкретний момент часу прийнято називати **робочою**. Робоча концентрація речовини А в рідкій фазі в розглянутий момент часу низька і відповідно дорівнює x_{A1} .

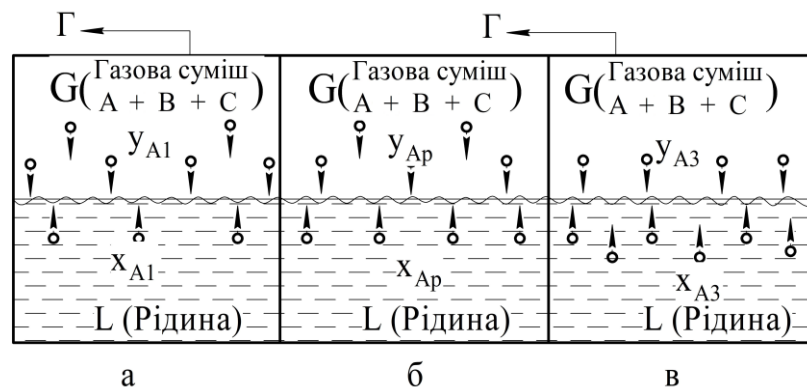


Рисунок 1.2 – Варіанти процесів масопередачі в системі «газ – рідина»:

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

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

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

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

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:

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

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);

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						12
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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:

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

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 рід-

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		13

ку (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:

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

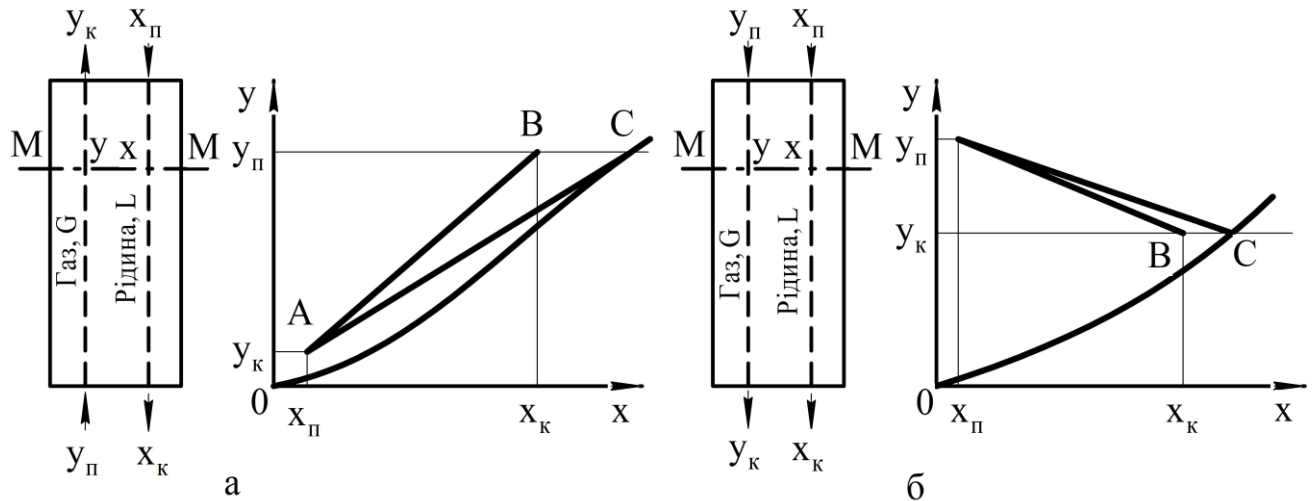


Рисунок 1.3 – Схема матеріального балансу та Y - X -діаграма:

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

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 $M - M$ (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

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

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

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 Конструктивні та гідродинамічні особливості насадкових абсорберів [8, 9]

У насадкових колонах поверхнею контакту фаз є змочена поверхня насадки. Щоб насадка працювала ефективно, вона повинна задовольняти наступні вимоги [9]:

- 1) мати велику питому поверхню та вільний об'єм;
- 2) добре змочуватися абсорбентом;
- 3) чинити малий гідравлічний опір газовому потоку;
- 4) рівномірно розподіляти зрошувальну рідину;
- 5) бути хімічно стійкою в робочому середовищі;
- 6) мати малу насипну щільність;
- 7) мати високу механічну міцність; 8) мати невисоку вартість.

У промисловості застосовують різноманітні за формою і розмірами насадки, виготовлені з різних матеріалів (металу, кераміки, пластмас та ін.), що задовольняють основні вимоги під час проведення того чи іншого процесу абсорбції. Наведений перелік не є вичерпним, з'являються все нові конструкції.

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,

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						15
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

тим вища її продуктивність і менший гідравлічний опір, однак у цьому разі знижується ефективність колони.

Допоміжними вузлами насадкових колон є опорно-розподільні ґрати, розподільники рідини, обмежувачі, колектори і т. ін.

Насадку укладають на опорно-розподільні ґрати або плити (рис. 1.4). Вільний переріз цих пристроїв повинен по можливості наближатися до величини вільного об'єму насадки, а розміри отворів виключати провал насадкових тіл. Насадку часто укладають на решітки, виконані зі сталевих смуг, поставлених на ребро. Застосування як опорної конструкції під насадку різних сіток і перфорованих плит із дрібними отворами повинно бути виключене, оскільки подібні пристрої призводять до передчасного захлинання колони.

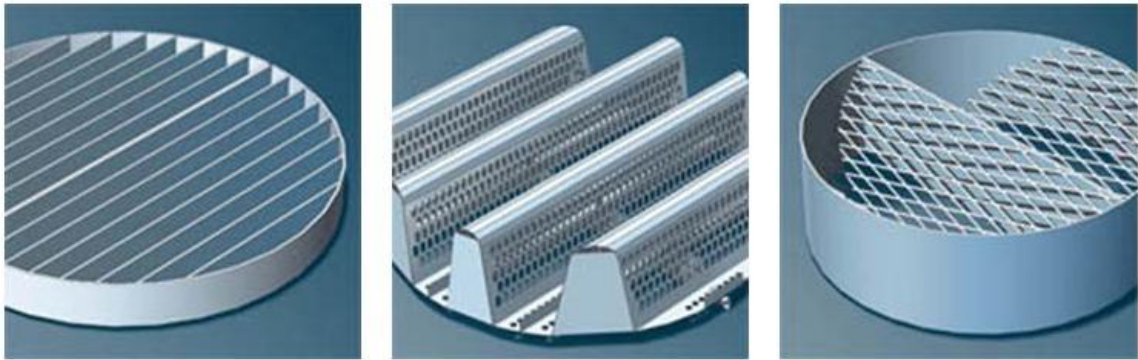


Рисунок 1.4 – Опорно-розподільні плити для насадкових колон

У залежності від питомого навантаження застосовують [9]:

- в апаратах із внутрішнім діаметром від 400 до 1200 мм – решітку з однопролітними секціями на опорному кільці без балок;
- в апаратах із внутрішнім діаметром від 1400 до 2000 мм – решітку з однопролітними секціями на опорному кільці без балок або решітку з двопролітними секціями на опорному кільці з однією центральною балкою;
- в апаратах із внутрішнім діаметром від 2200 до 2600 мм – решітку з однопролітними секціями на опорному кільці з однією центральною балкою;
- в апаратах із внутрішнім діаметром від 2800 до 4000 мм – решітку з однопролітними секціями на опорному кільці з однією центральною балкою або решітку з двопролітними секціями на опорному кільці з однією центральною та двома боковими балками.

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

Дуже важливою проблемою для нормальної роботи абсорбера є рівномірне зрошення насадки. З цією метою застосовують спеціальні пристрої – зрошувачі, які можна поділити на дві групи:

– 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 замінюється 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 зрошуваної насадки розрізняють [8] чотири режими руху фаз у насадкових колонах.

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:

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

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

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.

1.4 Оптимізація робочих параметрів насадкового абсорбера та його модернізація

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, $w_z \leq 0,45 \cdot w_{inv}$;

– 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, $0,45 \cdot w_{inv} \leq w_z \leq 0,85 \cdot w_{inv}$;

– 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, $0,85 \cdot w_{inv} \leq w_z \leq w_{inv}$.

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

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

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

Також дуже важливою проблемою для нормальної роботи абсорбера є рівномірне зрошення 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.

При подальшому пересуванні рідини її контактування з газовою фазою погіршується через відтікання до стінок колони. Тому висоту насадки поділяють на кілька шарів (ярусів). У нашому випадку насадка, яка складається з кілець Палля, укладена в два шари. Після першого шару насадки передбачено встановлення перерозподільного пристрою у вигляді тарілки.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		19

2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Опис технологічної схеми виробництва суперфосфату

Технологія виробництва суперфосфату складається з двох стадій: розкладання фосфоритної руди сірчаною кислотою і дозрівання суперфосфату. У промисловому виробництві використовується безперервний спосіб отримання добрива, коли подача руди і кислоти, а також вивантаження готового продукту проходять одночасно і безперервно. Технологічна схема виробництва суперфосфату з дільницею очищення від домішок двоокису вуглецю на рис. 2.1.

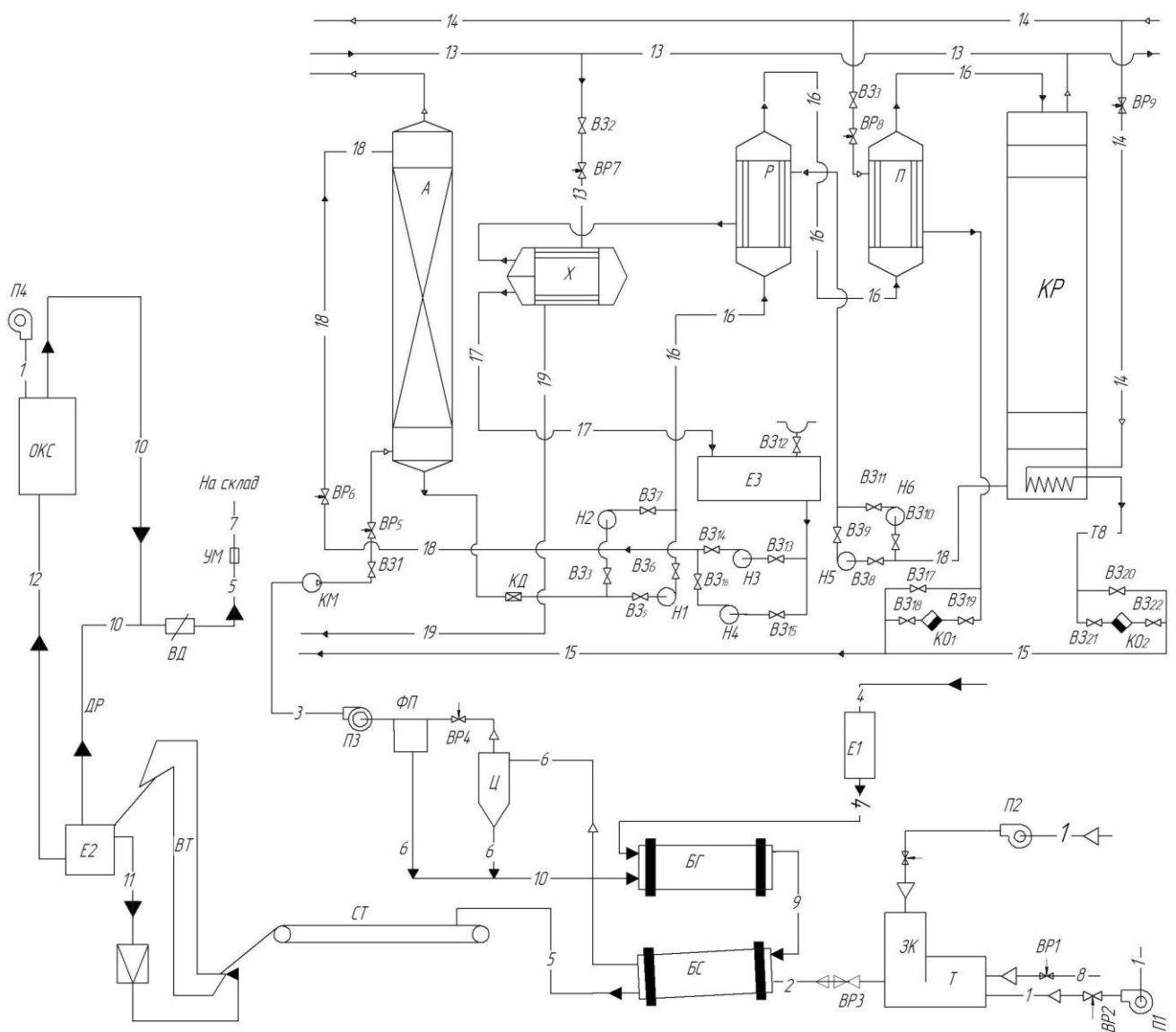


Рисунок 2.1 – Технологічна схема виробництва суперфосфату з дільницею очищення від домішок двоокису вуглецю

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

XI.T.00.00.00 ПЗ

Арк.

20

Принцип роботи даної установки полягає у наступному. Вихідний продукт надходить у ємність E1. Потім подається в барабанний гранулятор, до попередньо зволожується до 13–17 %. При обертанні барабану утворюються гранули сферичної форми. Після гранулятора утворені гранули спрямовуються в барабанну сушарку, де відбувається їх підсушування. Повітря подається за допомогою вентилятора в топку, так само в топку подається і паливо. Проїшовши змішувальну камеру, топкові гази спрямовуються в барабанну сушарку. Висушений продукт спочатку надходить на стрічковий транспортер, а потім в бункер сухого продукту і, пройшовши через ваговий дозатор та пакувальну машину, потрапляє на склад.

На виході з сушарки передбачений циклон, де повітря очищається від пилу. Після циклону встановлений патронний фільтр, де відбувається більш тонке очищення. Очищене від пилу повітря вентилятором подається в насадковий абсорбер для очищення від двоокису вуглецю. У якості абсорбенту в колоні використовується вода. Проїшовши іще одну стадію очищення, газ виводиться з верхньої частини абсорбера і спрямовується на подальшу переробку. Насичений CO₂ абсорбент відводиться знизу абсорбера, послідовно проходить ресивер і підігрівач, де підігрівається гарячим регенованим розчином, відібраним із нижньої частини десорбера. Відокремлена в десорбері пара конденсується в конденсаторі, після чого конденсат частково відводиться з сепаратора, а частково, у якості флегми, подається насосом в десорбер. Низ десорбера обігрівається парами, які генеруються в кип'ятильнику. Регенований абсорбент, після охолодження в рекуперативному теплообміннику, надходить в ємність E2, звідки насосом знову подається на зрошення абсорбера.

2.2 Опис модернізованого насадкового абсорберу

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.

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

Схема проектованого насадкового абсорбера приведена на рис. 2.2.

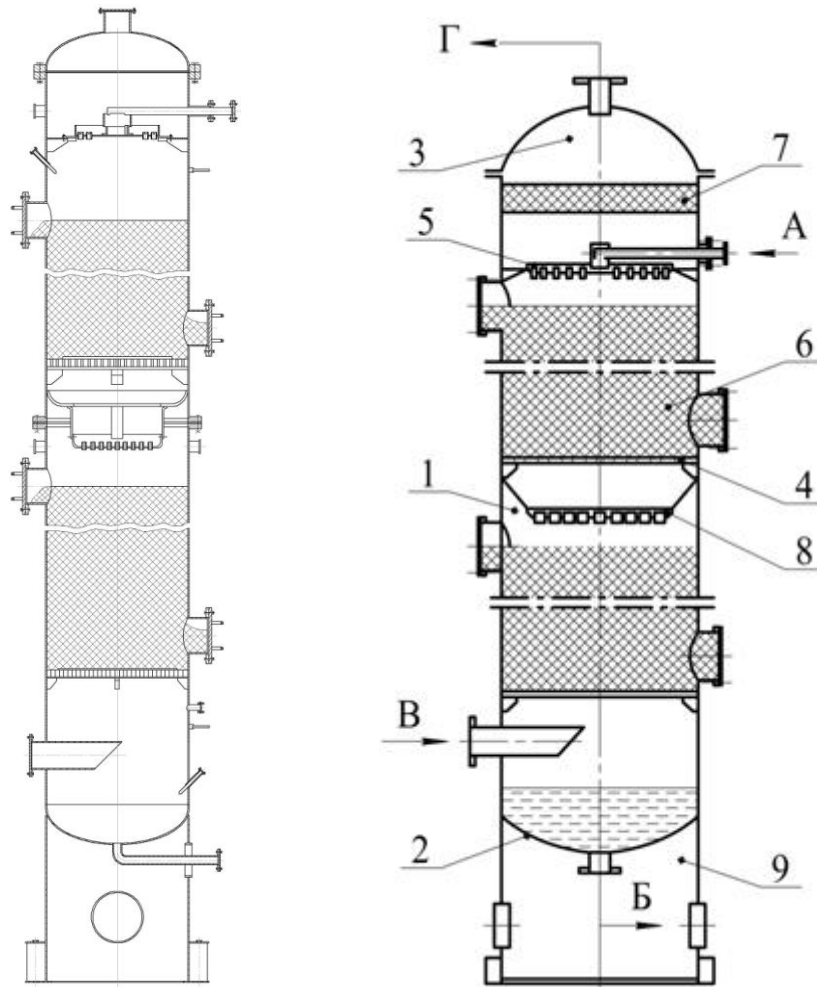


Рисунок 2.2 – Схема насадкового абсорбера:

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 (тарілка типу ТСН-III); 6 – шар насадки; 7 – бризковловлювач; 8 – перерозподільний пристрій (тарілка типу ТСН-II); 9 – опора

Проектований абсорбер складається із суцільнозварного циліндричного корпусу 1, закритого днищем 2 та знімною (на фланцях) кришкою 3. Всередині корпусу на опорній решітці 4 завантажена насадка 6, на яку за допомогою розподільного пристрою 5 подається абсорбент. У нашому випадку насадка складена із кілець Палля розміром $35 \times 35 \times 4$ мм. Враховуючи такий розмір насадкових тіл – насадка засипається навалом (нерегулярно).

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		22

Абсорбент стікає вниз шаром насадки та взаємодіє з потоком газу, водночас між газом та рідиною відбувається масообмін, у результаті якого поглинається компонент, що переходить із газової фази в рідину та насичує її, насичений абсорбент відводиться знизу колони. Очищений газ відводиться з абсорбера зверху.

2.3 Технологічні розрахунки

Технологічний розрахунок проводився за методикою, що викладена в [5].

Перераховуємо об'ємні витрати за нормальних умов, а саме $T_0 = 273 \text{ K}$, $P_0 = 101325 \text{ Па}$, в об'ємні витрати за робочих умов процесу ($T=298 \text{ K}$, $P=2 \cdot 10^6 \text{ Па}$):

$$V_{см} = V_{см0} \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \frac{T}{T_0}, \quad (2.1)$$

де $V_{см0}$ – витрата газової суміші за нормальних умов, $\text{м}^3/\text{год}$.

$$V_{см} = 15000 \cdot \frac{101325}{2 \cdot 10^6} \cdot \frac{298}{273} = 829,5 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Для більшої зручності подальших розрахунків переведемо об'ємну витрату газової суміші в молярну:

$$G_{см} = \frac{V_{см0}}{3600 \cdot 22,4}; \quad (2.2)$$

$$G_{см} = \frac{15000}{3600 \cdot 22,4} = 0,19 \text{ кмоль/с}.$$

Молярна витрата інертного газу визначається за рівнянням:

$$G = G_{см} \cdot (1 - y_n), \quad (2.3)$$

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

де y_n – вихідна концентрація CO_2 у газовій суміші; $y_n = 0,175 \frac{\text{кмоль}(\text{CO}_2)}{\text{кмоль}(\text{газ.сум.})}$

$$G = 0,19 \cdot (1 - 0,175) = 0,157 \text{ кмоль/с.}$$

Концентрацію CO_2 на виході з абсорбера визначаємо з рівнянням:

$$y_k = y_n \cdot (1 - \phi), \quad (2.4)$$

де ϕ – ступінь поглинання; $\phi = 0,94$.

$$y_k = 0,175 \cdot (1 - 0,94) = 0,011 \frac{\text{кмоль}(\text{CO}_2)}{\text{кмоль}(\text{газ.сум.})}.$$

Отримані величини y_k, y_n перерахуємо у відносні $Y_k = 0,011 \frac{\text{кмоль}(\text{CO}_2)}{\text{кмоль}(\text{повітря})}$,

$$Y_n = 0,212 \frac{\text{кмоль}(\text{CO}_2)}{\text{кмоль}(\text{повітря})}.$$

Для визначення молярної витрати CO_2 , що поглинається, використовуємо наступне рівняння:

$$M = G \cdot (Y_n - Y_k). \quad (2.5)$$

$$M = 0,157 \cdot (0,212 - 0,011) = 32 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/с.}$$

Визначаємо рівноважні концентрації CO_2 у воді. Якщо поглинається важко-розчинний газ, то розрахунок рівноважних концентрацій ведуть за законом Генрі:

$$X^* = \frac{2 \cdot 10^6}{1,44 \cdot 10^8} \cdot 0,175 = 2,07 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/кмоль}; \quad (2.6)$$

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

$$\bar{X}^* = 2,07 \cdot 10^{-3} \frac{44}{18} = 5,06 \cdot 10^{-3} \text{ кг/кг};$$

$$\bar{X}_n^* = 5,06 \cdot 10^{-3} \cdot 0,94 = 4,55 \cdot 10^{-3} \text{ кг/кг}.$$

Масові витрати вихідної газової суміші і повітря (інертного носія) визначаємо за формулами:

$$G_{cm} = V_{cm} \cdot \rho_{cm}; \quad (2.7)$$

$$G_{cm} = 0,23 \cdot 24,82 = 5,71 \text{ кг/с}.$$

$$V_{CO_2} = \frac{G_{CO_2}}{\rho_{CO_2}}; \quad (2.8)$$

$$G_{CO_2} = V_{CO_2} \cdot \rho_{CO_2} = 0,04 \cdot 36,41 = 1,46 \text{ кг/с}.$$

$$V_{CO_2} = y_n \cdot V_{cm};$$

$$V_{CO_2} = 0,175 \cdot 829,5 = 145,2 \text{ м}^3/\text{год}.$$

$$G_{нов} = G_{cm} - G_{CO_2}; \quad (2.9)$$

$$G_{нов} = 5,71 - 1,46 = 4,25 \text{ кг/с}.$$

$$Y_n = \frac{y_n}{1 - y_n}; \quad (2.10)$$

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						25
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$\bar{Y}_n = \frac{G_{CO_2}}{G_{возд}} = Y_n \cdot \frac{M_{CO_2}}{M_{возд}}; \quad (2.11)$$

$$Y_n = \frac{0,175}{1-0,175} = 0,212 \text{ кмоль/кмоль};$$

$$\bar{Y}_n = 0,212 \cdot \frac{44}{29} = 0,32 \text{ кг/кг}.$$

Масові витрати абсорбованого і не поглиненого компоненти в газовій суміші на виході з апарату знаходяться за формулами:

$$M = G_{CO_2} \cdot C_n / 100, \quad (2.12)$$

де C_n – ступінь поглинання компоненти.

$$M = 1,46 \cdot 94 / 100 = 1,37 \text{ кг/с}.$$

$$G'_{CO_2} = G_{CO_2} - M = G_{CO_2} \cdot (1 - C_n / 100); \quad (2.13)$$

$$G'_{CO_2} = 1,46 - 1,37 = 0,09 \text{ кг/с}.$$

Відносну масову частку поглиненого компоненти в газовій суміші на виході з апарату визначається за формулою:

$$\bar{Y}_e = G'_e / G_{нов}; \quad (2.14)$$

$$\bar{Y}_e = 0,09 / 4,65 = 0,019.$$

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

Для визначення мінімальної молярної витрати чистого поглинача L_{\min} використовується наступне рівняння:

$$L_{\min} = \frac{M}{X_k^* - X_n}, \quad (2.15)$$

де X_k^* – рівноважна відносна концентрація CO_2 у воді на виході з апарату;
 X_n – вихідна відносна концентрація CO_2 у воді.

Для протитечійних абсорберів $X_k^* = f(Y_n)$. Максимально можлива концентрація CO_2 у воді за робочих умов абсорбції становить $X_k^* = 2,707 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль } \text{CO}_2}{\text{кмоль води}}$.

$$L_{\min} = \frac{32 \cdot 10^{-3}}{2,71 \cdot 10^{-3} - 0} = 11,74 \text{ кмоль/с.}$$

Оскільки в реальному процесі абсорбції використовується не мінімальна витрата поглинача, а дещо більше значення (для прискорення процесу), то необхідно перерахувати мінімальну витрату поглинача на робочу витрату, враховуючи коефіцієнт надлишку поглинача:

$$L = L_{\min} \cdot \alpha, \quad (2.16)$$

де α – коефіцієнт надлишку поглинача.

Приймаємо $\alpha = 1,5$. Зі збільшенням витрати поглинача (тобто зі збільшенням коефіцієнта надлишку поглинача) знижуються допустимі швидкості газу в апараті, за якими розраховують його діаметр. Тому слід вибирати таке співвідношення між розмірами абсорбційної колони і витратою поглинача, при якому розміри абсорбера будуть оптимальними.

$$L = 11,74 \cdot 1,5 = 17,61 \text{ кмоль/с.}$$

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

Для визначення робочої концентрації CO_2 у поглиначеві на виході з абсорбера використовуємо наступне рівняння:

$$X_k = \frac{M}{L} + X_n; \quad (2.17)$$

$$X_k = \frac{32 \cdot 10^{-3}}{17,61} + 0 = 1,8 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль}(\text{CO}_2)}{\text{кмоль}(\text{води})}.$$

2.4 Конструктивні розрахунки апарату

Для розрахунку діаметра абсорбера служить наступне рівняння:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{cm}}{\pi \cdot \omega_{роб}}}, \quad (2.18)$$

де $\omega_{роб}$ – робоча швидкість газової суміші в апараті, м/с.

Граничну швидкість газу, що відповідає режиму емульгування (розраховуючи на повний переріз колони), можна визначити за рівнянням:

$$\lg \left[\frac{w_{пред}^2 \cdot \sigma \cdot \mu_x^{0,16}}{g \cdot \varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_y}{(\rho_x - \rho_y)} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y} \right)^{0,125}. \quad (2.19)$$

При виборі розмірів насадкових тіл слід враховувати, що чим більшим є розмір такого елемента, тим вище допустима швидкість газу (і, відповідно, продуктивність абсорбера) і нижче його гідравлічний опір.

У нашому випадку використовуємо насадку, що складається з кілець Палля розміром $35 \times 35 \times 4$ мм, для яких $\sigma = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $E = 0,78 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Для визначення густини газу при температурі, відмінній від нормальної, служить наступне рівняння:

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

$$\rho_y = \rho_0 \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T}; \quad (2.20)$$

$$\rho_{CO_2} = 1,98 \cdot \frac{2 \cdot 10^6}{101325} \cdot \frac{273}{298} = 36,41 \text{ кг/м}^3.$$

Густина газоповітряної суміші визначаємо за середньою концентрацією CO₂ в апараті:

$$y_{cp} = \frac{y_n + y_k}{2} = \frac{0,15 + 0,015}{2} = 0,0825 \frac{\text{кмоль}(CO_2)}{\text{кмоль}(газ.сум)}.$$

$$\rho_y = \rho_{CO_2} \cdot y_{CO_2,cp} + \rho_{нов} \cdot (1 - y_{CO_2,cp}); \quad (2.21)$$

$$\rho_y = 36,41 \cdot 0,0825 + 23,78 \cdot (1 - 0,0825) = 24,82 \text{ кг/м}^3.$$

Аналогічно розрахуємо молекулярну масу газової суміші:

$$M_y = 44 \cdot 0,0825 + 29 \cdot (1 - 0,0825) = 30,23 \text{ кг/кмоль}.$$

Далі переведемо молярні витрати газової і рідкої сумішей в масові:

$$G = G_{mol} \cdot M, \quad (2.22)$$

де G – масова витрата;

G_{mol} – молярна витрата газової суміші;

M – молярна маса газової суміші.

Для газової суміші:

$$G = 0,175 \cdot 30,23 = 5,29 \text{ кг/с}.$$

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

Для рідкої суміші:

$$L = 17,61 \cdot 18 = 316,98 \text{ кг/с.}$$

За рівнянням (2.19) визначаємо граничну швидкість:

$$\lg \left[\frac{w_{пред}^2 \cdot 140 \cdot 1^{0,16}}{9,81 \cdot 0,78^3} \cdot \frac{24,82}{(998 - 24,82)} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left(\frac{316,98}{7,009} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{24,82}{998 - 24,82} \right)^{0,125} ;$$

$$\lg(0,7669 \cdot \omega_{пред}^2) = -2,847 ;$$

$$\omega_{пред} = 0,078 \text{ м/с.}$$

Вибір робочої швидкості газу зумовлений багатьма чинниками. У загальному випадку її знаходять шляхом техніко-економічного розрахунку для кожного конкретного процесу. За рекомендацією [5] приймаємо робочу швидкість газу рівною 0,9 від граничної:

$$w = 0,9 \cdot w_{пред} = 0,9 \cdot 0,078 = 0,07 \text{ м/с.}$$

За отриманим значенням робочої швидкості газу визначаємо внутрішній діаметр абсорбера за формулою (2.18):

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot 829,5}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,07}} = 2,05 \text{ м.}$$

Розрахований діаметр колонного апарату приводиться до стандартизованого значення. Найближчий більший стандартний діаметр суцільнозвареного колонного апарату становить 2,2 м.

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

Оскільки обраний діаметр колонного апарату відрізняється від розрахованого, то необхідно розрахувати уточнену робочу швидкість газової суміші:

$$\omega_{роб} = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D_k^2}; \quad (2.23)$$

$$\omega_{роб} = \frac{4 \cdot 829,5}{3600 \cdot 3,14 \cdot 2,2^2} = 0,061 \text{ м/с.}$$

Для насадкових апаратів щільність зрошення не повинна перевищувати значення $0,09 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Визначаємо щільність зрошення для нашого випадку:

$$U = \frac{4 \cdot V_x}{\pi \cdot D^2}, \quad (2.24)$$

де V_x – об'ємна витрата рідини через апарат, $\text{м}^3/\text{с}$.

Переведемо масову витрату рідини в об'ємну:

$$V_x = \frac{L_{мас}}{\rho_x}; \quad (2.25)$$

$$V_x = \frac{316,98}{998} = 0,318 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$U = \frac{4 \cdot 0,318}{3,14 \cdot 2,2^2} = 0,084 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Умова виконується.

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

Висоту шару насадки в апараті, зазвичай, визначають через висоту одиниці переносу і кількість одиниць переносу [5]:

$$H = h_{0y} \cdot n_{0y}, \quad (2.26)$$

де h_{0y} – висота одиниці переносу за газовою фазою, м;
 n_{0y} – кількість одиниць переносу.

Висоту одиниці переносу можна визначити через коефіцієнт масопередачі за газовою фазою K_y :

$$h_{0y} = \frac{G}{(K_y \cdot S \cdot \sigma \cdot \psi)}, \quad (2.27)$$

де G – молярна витрата інертного газу;
 S – поперечний переріз абсорбера;
 σ – відносна поверхня насадки;
 ψ – коефіцієнт змочуваності насадки.

$$K_y = \frac{1}{\left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right)}, \quad (2.28)$$

де β_y і β_x – коефіцієнт масовіддачі за газовою і рідкою фазами відповідно, $\text{кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль}/\text{кмоль})$;

m – коефіцієнт розподілу речовини за фазами.

Для колон з неупорядкованою насадкою коефіцієнт масовіддачі β_y можна розрахувати за рівнянням [5]:

$$Nu_y' = 0,407 \cdot Re_y^{0,665} \cdot Pr_y^{0,33}, \quad (2.29)$$

де дифузний критерій Нусельта для газової фази:

$$Nu'_y = \beta_y \cdot d_E / D_y \cdot 1, \quad (2.30)$$

де D_y – середній коефіцієнт дифузії CO_2 у газовій фазі, $\text{м}^2/\text{с}$;

Re – критерій Рейнольдса;

Pr – критерій Прандтля;

d_E – еквівалентний діаметр насадки, м.

$$d_E = 4 \cdot \varepsilon / a = 4 \cdot 0,78 / 90 = 0,035 \text{ м.} \quad (2.31)$$

Критерій Рейнольдса для газової фази в насадці:

$$Re_y = \frac{w \cdot d_E \cdot \rho_y}{(\varepsilon \cdot \mu_y)}. \quad (2.32)$$

Динамічний коефіцієнт в'язкості CO_2 $0,018 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

$$Re_y = \frac{0,07 \cdot 0,035 \cdot 24,82}{(0,78 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3})} = 5410,81.$$

$$D_y = D_0 \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} = 13,8 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{101325}{2 \cdot 10^6} \cdot \left(\frac{298}{273} \right)^{3/2} = 7,77 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с.} \quad (2.33)$$

Тоді дифузійний критерій Прандтля для газової фази дорівнює:

$$Pr'_y = \frac{\mu_y}{(\rho_y \cdot D_y)} \quad (2.34)$$

$$Pr'_y = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{(24,82 \cdot 7,77 \cdot 10^{-7})} = 0,933.$$

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

Підставляємо отримані критерії Рейнольдса і Прандтля в рівняння (2.29):

$$Nu'_y = 0,407 \cdot 5410,81^{0,665} \cdot 0,933^{0,33} = 38,07.$$

Знаходимо коефіцієнт масовіддачі β_y з рівняння (2.30):

$$\beta_y = Nu'_y \cdot D_y / d_E = 38,07 \cdot 7,77 \cdot 10^{-7} / 0,035 = 1,845 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}.$$

Виразимо коефіцієнт масовіддачі β_y в обраній для розрахунку розмірності:

$$\beta_y \left[\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль/кмоль}} \right] = \beta_y \left[\frac{\text{м/с}}{\text{М}_y} \right] \cdot \rho_y; \quad (2.35)$$

$$\beta_y = 1,845 \cdot 10^{-3} \cdot 24,82 / 30,23 = 1,514 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль} / (\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль/кмоль}).$$

Коефіцієнт масовіддачі β_x у рідкій фазі знаходять із узагальненого рівняння [5]:

$$Nu'_x = 0,0021 \cdot Re_x^{0,75} \cdot Pr_x^{0,5}, \quad (2.36)$$

де дифузний критерій Нусельта для рідкої фази:

$$Nu'_x = \beta_x \cdot \delta_{np} / D_x, \quad (2.37)$$

де δ_{np} – приведена товщина стікає плівки рідини, м.

Приведена товщина стікає плівки рідини може бути знайдена за рівнянням:

$$\delta_{np} = \left[\frac{\mu_x^2}{(\rho_x^2 \cdot g)} \right]^{1/3}; \quad (2.38)$$

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

$$\delta_{np} = \left[\frac{(1 \cdot 10^{-3})^2}{(998^2 \cdot 9,81)} \right]^{1/3} = 4,678 \cdot 10^{-5} \text{ м.}$$

Модифікований критерій Рейнольдса для плівки рідини, що стікає по насадці [5]:

$$\text{Re}_x = 4 \cdot U \cdot \rho_x / (a \cdot \mu_x); \quad (2.39)$$

$$\text{Re}_x = 4 \cdot 0,084 \cdot 10^{-3} \cdot 998 / (94 \cdot 1 \cdot 10^{-3}) = 3707,68.$$

Дифузійний критерій Прандтля для рідини (при коефіцієнті дифузії двоокси-су вуглецю в воді за температури абсорбції 20°C і тиску $2 \cdot 10^6$ Па $D_x = 1,8 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$):

$$\text{Pr}'_y = \mu_x / (\rho_x \cdot D_x); \quad (2.40)$$

$$\text{Pr}'_y = 1 \cdot 10^{-3} / (998 \cdot 1,8 \cdot 10^{-9}) = 556,67.$$

Підставляємо отримані критерії Рейнольдса і Прандтля в рівняння (2.36):

$$\text{Nu}'_x = 0,0021 \cdot 3707,68^{0,75} \cdot 556,67^{0,5} = 23,54.$$

Знаходимо коефіцієнт массоотдачи β_x з рівняння (2.37)

$$\beta_x = \text{Nu}'_x \cdot D_x / \delta_{np} = 23,54 \cdot 1,8 \cdot 10^{-9} / 4,678 \cdot 10^{-5} = 9,057 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

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

Висловимо коефіцієнт масовіддачі β_x в обраній для розрахунку розмірності:

$$\beta_x = 9,057 \cdot 10^{-4} \cdot 998 / 18 = 5,021 \cdot 10^{-2} \text{ кмоль} / (\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль} / \text{кмоль}).$$

Значення m можна знайти графічним способом. Воно дорівнює середньому значенню тангенса кута нахилу лінії рівноваги на X – Y діаграмі. Коефіцієнт розподілу речовини за фазами $m = 0,15203 / 0,002707 = 56,16$.

Коефіцієнт масопередачі за газовою фазою K_y обчислимо за формулою (2.28):

$$K_y = \frac{1}{\left(\frac{1}{1,514 \cdot 10^{-3}} + \frac{56,16}{5,021 \cdot 10^{-2}} \right)} = 1,118 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль} / (\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль} / \text{кмоль}).$$

Поперечний переріз абсорбера розрахуємо за формулою:

$$S = \frac{\pi \cdot D^2}{4}; \quad (2.41)$$

$$S = \frac{3,14 \cdot 2,2^2}{4} = 3,8 \text{ м}^2.$$

Коефіцієнт змочуваності насадки ψ при зрошенні колони водою можна визначити з наступного емпіричного рівняння [5]:

$$\psi = 1 - A \cdot \exp(-b \cdot \text{Re}_x^p), \quad (2.42)$$

де $A=1,02$; $b=0,16$; $p=0,4$ – за [5] для насадкових кілець, що засипані навалом.

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

$$\psi = 1 - 1,15 \cdot \exp(-0,16 \cdot 3707,68^{0,4}) = 0,9734.$$

Висоту одиниці переносу визначаємо відповідно до рівняння (2.27):

$$h_{oy} = 0,21874 / (4,214 \cdot 10^{-4} \cdot 6,15 \cdot 94 \cdot 0,9734) = 0,963 \text{ м.}$$

Висоту шару насадки в проектуваному апараті визначаємо за рівнянням (2.26).

$$H = 0,963 \cdot 5,6 = 5,393 \text{ м.}$$

Приймаємо висоту насадки рівній 6 м.

Загальну висоту абсорбційної колони визначають із урахуванням вимог, додаючи до висоти шару насадки (6 м) висоту кубової (2,2 м) і сепараційної (1,6 м) частин, розривів для установки перерозподільних тарілок (1,5 м), висоту опори (2 м), висоту днища і кришки апарату (0,6 м).

$$H_{\text{обц}} = 6 + 2,2 + 1,6 + 1,5 + 2 + 2 \cdot 0,6 = 14,5 \text{ м.}$$

Для розрахунку діаметрів штуцерів і труб використовується наступне рівняння [9]:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\omega_p \cdot \pi}}, \quad (2.43)$$

де ω_p – рекомендована усереднена швидкість переміщення середовища в штуцері, м/с.

Визначаємо діаметр штуцерів для входу і виходу газоповітряної суміші:

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

$$d_z = \sqrt{\frac{4 \cdot 829,5}{3600 \cdot 5 \cdot 3,14}} = 0,242 \text{ м.}$$

Прийmemo штуцер з умовним діаметром $D_y = 250$ мм.

Визначаємо діаметр штуцерів для входу і виходу абсорбенту:

$$d_{\text{газ}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 316,98}{3600 \cdot 5 \cdot 3,14}} = 0,149 \text{ м.}$$

Прийmemo штуцер з умовним діаметром $D_y = 150$ мм.

2.5 Визначення гідравлічного опору апарату

Гідравлічний розрахунок проводився за методикою, що викладена в [10].

Гідравлічний опір сухого насадкового абсорбера $\Delta P_{\text{сух}}$ розраховують за рівнянням:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \lambda \cdot \frac{H}{d_{\text{EH}}} \cdot \frac{\rho_y \cdot W_{\text{роб}}^2}{2 \cdot \varepsilon^2}, \quad (2.44)$$

де λ – ефективний коефіцієнт тертя;

d_{EH} – еквівалентний діаметр насадки, м;

ε – відносний вільний об'єм насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Знаходимо число Рейнольдса для руху газу в насадці:

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot 0,061 \cdot 24,82}{(94 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3})} = 2608,51.$$

Для насадки, що завантажена навалом, ефективний коефіцієнт тертя при $\text{Re} > 40$:

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

$$\lambda = 16 / \text{Re}^{0,2}; \quad (2.45)$$

$$\lambda = 16 / 2608,51^{0,2} = 3,318.$$

Гідравлічний опір сухого насадкового абсорбера складе:

$$\Delta P_{\text{сух}} = 3,318 \cdot \frac{6}{0,035} \cdot \frac{24,82 \cdot 0,061^2}{2 \cdot 0,78^2} = 17,95 \text{ Па.}$$

Гідравлічний опір насадкового абсорбера з шаром змоченої насадки $\Delta P_{\text{зм}}$ можна розрахувати за формулою:

$$\Delta P_{\text{зм}} = \Delta P_{\text{сух}} \cdot \left[1 + 8,4 \cdot \left(\frac{L_m}{G_m} \right)^{0,4} \cdot \left(\frac{\rho_x}{\rho_y} \right)^{0,23} \right], \quad (2.46)$$

де L_m і G_m – масові витрати рідини і газу відповідно, кг/с.

$$\Delta P_{\text{зм}} = 17,95 \cdot \left[1 + 8,4 \cdot \left(\frac{343,17}{5,29} \right)^{0,4} \cdot \left(\frac{998}{24,85} \right)^{0,23} \right] = 1683,77 \text{ Па.}$$

2.6 Розрахунок і вибір допоміжного обладнання

Розрахунок і вибір ємності для тимчасового зберігання регенованого абсорбенту (поз. Е3 на рис. 2.1).

Ємність для зберігання регенованого абсорбенту розраховуємо, виходячи з 6–8 годинного резерву робочого часу і з урахуванням коефіцієнта заповнення $\psi = 0,8 \dots 0,85$. Приймаємо $\psi = 0,85$.

Розрахунковий об'єм ємності:

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

$$V_{EP} = \frac{G \cdot \tau}{\psi \cdot \rho}, \quad (2.47)$$

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

τ – резерв робочого часу, $\tau = 7$ год.;

ρ – густина абсорбенту, $\rho = 998$ кг/м³.

$$V_{EP} = \frac{316,98 \cdot 7}{0,85 \cdot 998} = 2,62 \text{ м}^3.$$

Задаємося стандартизованим діаметром ємності $D = 1,2$ м, тоді її висота складе:

$$H = \frac{V_{EP}}{0,785 \cdot D^2}; \quad (2.48)$$

$$H = \frac{2,62}{0,785 \cdot 1,2^2} = 2,32 \text{ м.}$$

Розрахунок і вибір насоса для подачі абсорбенту в абсорбер (рис. 2.1, поз. НЗ). Для всмоктуючого і нагнітального трубопроводів приймемо однакову швидкість плинину рідини, що дорівнює $w = 5$ м/с.

Діаметр трубопроводу визначаємо за рівнянням:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w}}, \quad (2.49)$$

де V – об'ємна витрата абсорбенту, м³/с.

$$d = \sqrt{\frac{0,318}{0,785 \cdot 5}} = 0,285 \text{ м.}$$

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

Приймаємо $D_y = 0,3$ м.

Визначаємо критерій Рейнольдса для рідини в трубопроводі:

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho_p}{\mu}; \quad (2.50)$$

$$Re = \frac{5 \cdot 0,3 \cdot 998}{4,5 \cdot 10^{-3}} = 332667,$$

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

Тоді:

$$e = \frac{\Delta}{d} = \frac{2 \cdot 10^{-4}}{0,3} = 6,67 \cdot 10^{-4}.$$

Далі отримаємо:

$$\frac{1}{e} = 1500; 10 \cdot \frac{1}{e} = 15000; Re > 10 \cdot \frac{1}{e}.$$

Для зони, автомодельної по відношенню до Re :

$$\lambda = 0,11 \cdot e^{0,25}; \quad (2.51)$$

$$\lambda = 0,11 \cdot (6,67 \cdot 10^{-4})^{0,25} = 0,018.$$

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

Для всмоктуючої лінії:

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

1) вхід у трубу (приймаємо з гострими краями) $\xi_1 = 0,5$;

2) 2 коліна з кутом 90° $\xi_2 = 2 \cdot 1,1 = 2,2$.

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

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

Для нагнітальної лінії:

1) вентиля прямоточні, 2 шт. $\xi_1 = 2 \cdot 0,65 = 1,3$;

2) 3 коліна з кутом 90° $\xi_2 = 3 \cdot 1,1 = 3,3$;

3) вихід із труби $\xi_3 = 1$.

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

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

Втрачений напір у всмоктуючій лінії знаходимо за формулою:

$$h_{П.ВС.} = \left(\lambda \cdot \frac{l}{d_E} + \Sigma \xi \right) \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g} , \quad (2.52)$$

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

$$h_{П.ВС.} = \left(0,018 \cdot \frac{8}{0,3} + 2,7 \right) \cdot \frac{5^2}{2 \cdot 9,81} = 4 \text{ м.}$$

Втрачений напір в нагнітальній лінії знаходимо за формулою (2.52):

$$h_{П.НАГ.} = \left(0,018 \cdot \frac{12}{0,3} + 5,6 \right) \cdot \frac{5^2}{2 \cdot 9,81} = 8 \text{ м.}$$

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

Загальні втрати напору:

$$h_{\Pi} = h_{\Pi.BC.} + h_{\Pi.HAF.}; \quad (2.53)$$

$$h_{\Pi} = 4 + 8 = 12 \text{ м.}$$

Знаходимо напір насоса за рівнянням:

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho_p \cdot g} + H_G + h_{\Pi}, \quad (2.54)$$

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

H_G – геометрична висота підйому рідини.

$$H = \frac{0,5}{998 \cdot 9,81} + 10 + 12 = 22 \text{ м.}$$

Корисну потужність насоса визначаємо за рівнянням:

$$N_{\Pi} = \rho_p \cdot g \cdot Q \cdot H, \quad (2.55)$$

де Q – подача (витрата), м³/с;

H – напір насоса.

$$N_{\Pi} = 998 \cdot 9,81 \cdot 0,318 \cdot 22 = 68,5 \text{ Вт.}$$

Потужність, яку повинен розвивати електродвигун насоса на вихідному валу при сталому режимі роботи:

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

$$N = \frac{N_{II}}{\eta_{пер} \cdot \eta_n}, \quad (2.56)$$

де $\eta_n, \eta_{пер}$ – коефіцієнти корисної дії відповідно насоса і передачі від електродвигуна до насоса. Приймаємо $\eta_n = 0,6$ і $\eta_{пер} = 1$ [11].

Отримуємо:

$$N = \frac{68,5}{1 \cdot 0,6} = 114,2 \text{ Вт.}$$

За [11] вибираємо відцентровий насос марки ЦНС 12-40 з такими параметрами: об'ємна подача насоса 1200 м³/год.; напір насоса 40 м; потужність, споживана насосом 3,7 кВт; частота обертання 1400 об/хв.

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

3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Вибір конструкційних матеріалів [12–14]

Вибір конструкційного матеріалу, який визначається умовою експлуатації проєктованого елемента, вузла або апарата (температура, тиск, величина навантаження, характер агресивного впливу середовища і т. ін.), слід виконувати так, щоб при низькій вартості та не дефіцитності матеріалу забезпечувати ефективну технологію виготовлення виробу.

Для забезпечення умов роботи даного апарата, прийнята конструкційна сталь 20. Вибір на користь цієї сталі обґрунтований її порівняній дешевизні та гарній оброблюваності і достатньо високих фізико-механічних властивостях. Хімічний склад і механічні сталі 20 представлено в табл. 3.1.

Таблиця 3.1 – Хімічний склад і механічні властивості сталі 20 [14]

C, %	Mn, %	Si, %	Cr, %	Ni, %	Cu, %	As, %	S, %	P, %	E · 105 МПа	σ_T МПа	σ_B МПа	δ %
0,07- 0,14	0,35- 0,65	0,17- 0,37	0,15	0,25	0,3	0,08	0,04	0,04	2,0	210	340	31

Для виготовлення пристроїв, необхідних для забезпечення зручності обслуговування і зовнішнього огляду апарата, вибираємо прокат з листової та профільної сталі звичайної якості – ВСтЗпсЗ. Вона характеризується низькою вартістю, гарною оброблюваністю та зварюваністю.

Для захисту зовнішніх поверхонь апарата від впливу навколишнього середовища використовуємо покриття – Емаль ПФ8 жаростійка, яка наноситься розпиленням по ґрунту для жаростійких і атмосферостійких покриттів. Дане покриття стійке при тривалому впливі температури до 150°C.

Для виготовлення неметалевих прокладок для ущільнення роз'ємів фланцевих з'єднань апарата використовуємо пароніт ПОН-1. Це листовий

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

прокладковий матеріал, що виготовляється пресуванням азбокаучукової маси, яка складається із азбесту, каучуку і порошкових інгредієнтів.

3.2 Розрахунки на міцність, стійкість та герметичність

Розрахунок проводимо відповідно до методики, що викладена у [15].

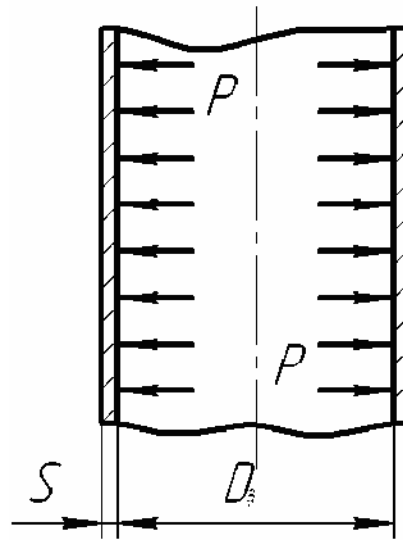


Рисунок 3.1 – Розрахункова схема циліндричної обичайки

Знаходимо величину нормативної допустимого напруження для сталі 20 при розрахунковій температурі: $\sigma^* = 202$ МПа.

Допустиме напруження:

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

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

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

Допустиме напруження при гідравлічних випробуваннях:

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

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

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

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

Далі визначаємо розрахунковий тиск:

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

де $P = 2,0 \text{ МПа}$ – робочий тиск;

P_T – гідростатичний тиск середовища, МПа.

Гідростатичний тиск середовища визначаємо як:

$$P_T = g \cdot \rho_P \cdot H_P; \quad (3.4)$$

$$P_T = 9,81 \cdot 998 \cdot 11,5 = 0,1 \text{ МПа};$$

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

Оскільки розрахунковий тиск більший за $0,5 \text{ МПа}$, 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 $[\sigma]_{20} = \sigma_{20}^* = 196 \text{ МПа}$ – допустиме напруження сталі 20 при 20°C .

$$P_{II} = \max \left\{ \frac{1,25 \cdot 2,1 \cdot 196}{202} = 2,55 \right\} = 2,55 \text{ МПа.}$$

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

Розрахункова товщина циліндричної обичайки:

$$S_P^H = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{P_P \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - P_P} \\ \frac{P_H \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_H - P_H} \end{array} \right\}; \quad (3.6)$$

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

$$S_P^H = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{2,1 \cdot 2200}{2 \cdot 1 \cdot 202 - 2,1} = 11,5 \\ \frac{2,55 \cdot 2200}{2 \cdot 1 \cdot 254,5 - 2,55} = 11,1 \end{array} \right\} = 11,5 \text{ мм.}$$

Виконавча товщина циліндричної обичайки:

$$S_H \geq S_P^H + c, \quad (3.7)$$

де c – прибавка до розрахункових товщин конструктивних елементів:

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

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:

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

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

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

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

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

$$S_{\Pi} = 11,5 + 1,5 = 13 \text{ мм}.$$

Приймаємо зі стандартного ряду $S_{\Pi} = 14 \text{ мм}$.

Розрахунок товщини стінки кришки (днища) апарата.

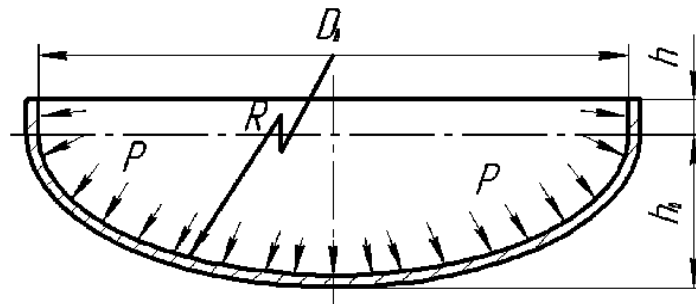


Рисунок 3.2 – Розрахункова схема еліптичного днища

Розрахункова товщина еліптичного днища:

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

$$S_P^E = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{2,1 \cdot 2200}{2 \cdot 1 \cdot 202 - 0,5 \cdot 2,1} = 11,5 \\ \frac{2,55 \cdot 2200}{2 \cdot 1 \cdot 254,5 - 0,5 \cdot 2,55} = 11,1 \end{array} \right\} = 11,5 \text{ мм}.$$

Виконавча товщина еліптичного днища складе:

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

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

$$S_E = 11,5 + 1,5 = 13 \text{ мм.}$$

Так само приймаємо $S_E = 14 \text{ мм.}$

Розрахунок опори апарата.

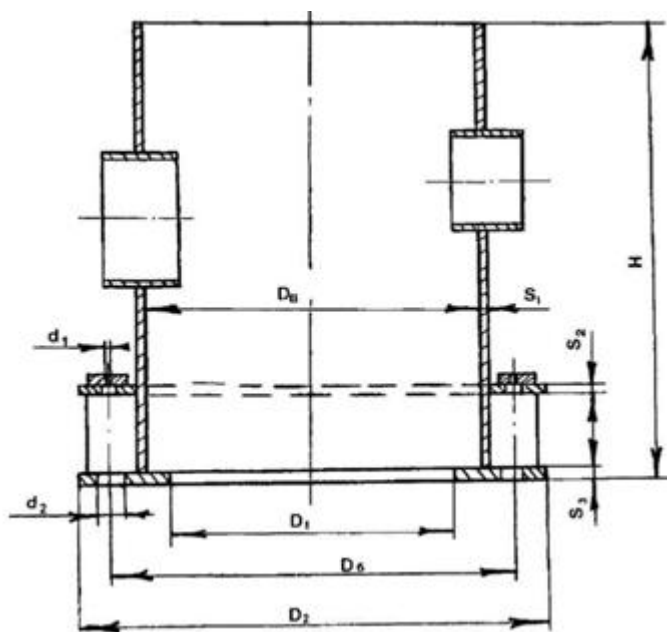


Рисунок 3.3 – Розрахункова схема циліндричної опори для колонного апарата

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

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

Масу корпусу апарата розраховуємо за рівнянням [15]:

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

де H_k – висота циліндричної частини корпусу колони; $H_k = 12$ м;

D – діаметр апарата; $D = 2,2$ м;

S – товщина стінки корпусу; $S = 0,014$ м;

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

$$M_k = 12 \cdot \frac{3,14}{4} \cdot ((2,2 + 2 \cdot 0,014)^2 - 2,2^2) \cdot 7800 = 9110 \text{ кг.}$$

Маса розподільної тарілки становить 34 кг, а маса перерозподільної тарілки дорівнює 40,8 кг [12].

Масу шару насадки розраховуємо за рівнянням [15]:

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

де H_n – висота насадки; $H_n = 6$ м;

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

$\rho_n = 450$ кг/м³.

$$M_n = 6 \cdot 3,14 \cdot 1,1^2 \cdot 450 = 10258 \text{ кг.}$$

Маса еліптичного днища, а відповідно і кришки, становить 631,6 кг [12].

Таким чином, загальна маса насадкового абсорбера складе:

$$M_a = 1,05 \cdot (9110 + 10258 + 34 + 40,8 + 2 \cdot 631,6) = 21740 \text{ кг.}$$

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

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

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

$$V_g = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H = \frac{3,14 \cdot 2,2^2}{4} \cdot 12 = 45,6 \text{ м}^3;$$

$$M_g = 45,6 \cdot 1000 = 45600 \text{ кг.}$$

Тоді максимальна вага апарату (в режимі гідровипробувань) складе:

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

$$Q_{\max} = (21740 + 45600) \cdot 9,81 = 660605 \text{ Н.}$$

Приймаємо товщину циліндричної стінки опори $S = 8$ мм.

За ОСТ 26-467-78 [12] по розрахованим навантаженням вибираємо циліндричну опору з числом болтів $Z = 12$ (М40). Висоту опори з конструктивних міркувань приймаємо рівною $H = 2500$ мм (див. рис. 3.3).

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

4 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

4.1 Обґрунтування компоновання основного та допоміжного обладнання [16]

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.

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

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

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.

При розміщенні самого хімічного устаткування розрізняють три варіанти компоновки:

– закритий (в промислових будівлях);

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		54

- 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 компоювання 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 компоювки. При цьому дільниця очищення газоповітряної суміші від домішок двоокису вуглецю розташовується на відкритому майданчику, а решта устаткування – під навісом. Таке розміщення колонних апаратів дозволить знизити поверховість будівельної конструкції. Згруповане і розміщене обладнання разом із будівельним конструкціями (об'єм і площа їх визначається компоюванням) утворюють виробничі приміщення. У загальному випадку в цеху розрізняють три види виробничих приміщень: основні, допоміжні та обслуговуючі.

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

4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання [17, 18]

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.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		56

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 стикаються, 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.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		57

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		58

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.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		59

5 ІНФОРМАЦІЙНЕ ТА АПАРАТУРНЕ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ

5.1 Опис контрольованих параметрів під час проведення технологічного процесу [19]

Процес очищення газоповітряної суміші відбувається в абсорбційній колоні, а регенерація насиченого абсорбенту, відповідно, в десорбері (див. рис. 5.1).

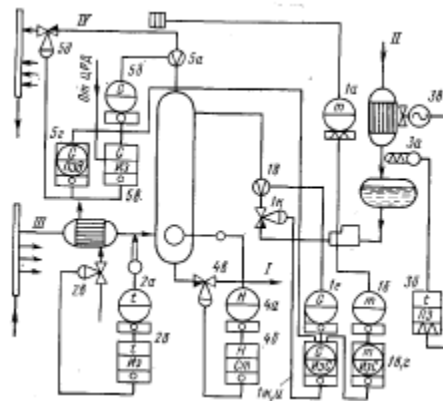


Рисунок 5.1 – Схема каскадного автоматичного керування процесом абсорбції:

I – насичений абсорбент; II – зрошення колоні;
III – ненасичений абсорбент; IV – очищена суміш

Процес очищення газоповітряної суміші заснований на виборчому поглинанні діоксину вуглецю 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

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

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 CO_2 у газі, сприймається датчиком Ia , за допомогою електропневматичного перетворювача Ib перетворюється в пневматичний уніфікований сигнал, який подає на вхід ПІ-регулятора (ПР3.21). Від ручного задатчика вторинного приладу Iz (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 $Iж$ (тип ПР3.24). Останній, діючи на виконавчий механізм $Iк$, змінює витрату абсорбенту до тих пір, поки поточне значення концентрації CO_2 не стане рівним заданому.

При зміні витрати газу порушується співвідношення витрата газу – витрата абсорбенту та регулятор $Iж$ по сигналу від датчиків витрати газу $5a$ і $5b$ 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 $Iд$ при переході на ручне дистанційне керування. У якості виконавчого механізму використовується регулятор витрати рідини типу РВР (рис. 5.2).

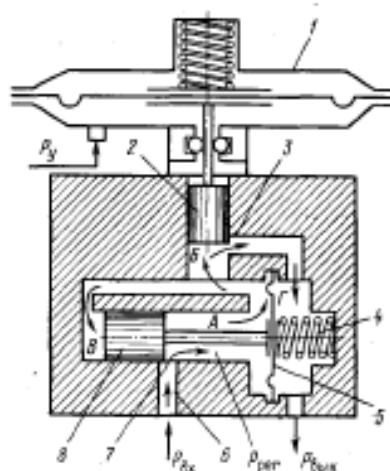


Рисунок 5.2 – Регулятор витрати рідини РВР-1

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

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.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
						62
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		63

6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА У НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ

6.1 Аналіз потенційних небезпек та шкідливостей під час роботи установки [20, 21]

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.

Прискорений розвиток хімічної промисловості, будівництво нових і реконструкція старих діючих виробництв, вимагають особливої уваги до питань охорони праці.

Суперфосфат – це комплексне добриво пролонгованої дії на основі фосфатів та сульфатів амонію. Суперфосфат амонійний містить поживні речовини у вигляді фосфору та азоту. За фізико-хімічними показниками суперфосфат амонійний повинен відповідати вимогам технічних умов ТУ 00203743-8-97,003. Масова частка загальних фосфатів 10 ± 1 %, масова частка азоту 9 ± 1 %, відношення масової частки водорозчинних фосфатів не менше 60 % до загальних, масова частка води не більше 2,0 %. Масова частка гранул менше 1 мм – не більше 5 %, а від 1 до 4 мм – не менше 90 %, більше 6 мм – немає гранул. Статистична міцність гранул становить 3 МПа (30 кгс/см²). Розсипчастість продукту 100 % [20].

Суперфосфат амонійний, призначений для експорту, виготовляють відповідно до вимог договору між підприємствами та зовнішньоекономічними організаціями. Суперфосфат амонійний не токсичний, пожежо- та вибухобезпечний. Клас безпеки 3 за TDS [20].

Далі розглянемо особливі вимоги щодо безпеки даного виробництва.

Підвищення тиску та температури в апаратах та комунікаціях, що може призвести до їх руйнування або пропусків через ущільнювальні пристрої або зва-

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		64

рні 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.

Район розташований у зоні помірного клімату та відноситься до будівельно-кліматичної зони з такими характеристиками [21]:

- середня температура у січні – 6°C;
- середня температура в липні + 35°C;
- середня величина атмосферних опадів становить 100 мм;
- середня величина снігового покриву становить 400–600 мм;
- середня місячна швидкість вітру становить 20 м/с.

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

У виробництві суперфосфату 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 (апарати БГ і БС на схемі рис. 2.1);
- класифікації та складування продукту.

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

Газоподібні викиди з дільниці очищення від домішок двоокису вуглецю. Головним апаратом даної дільниці є насадковий абсорбер. Нижче розглянемо вимоги охорони праці під час роботи з вуглекислим газом [21]:

- приміщення, де розміщені контейнери зі зрідженим вуглекислим газом або газові рампи, має бути вентильованим (температура повітря приміщення не повинна перевищувати 25°C);
- на майданчику подачі вуглекислого газу до зварювальних постів допускається розміщувати не більше 20 балонів;
- забороняється розміщувати на майданчику подачі вуглекислого газу до зварювальних постів сторонні предмети та горючі речовини;
- при заміні порожніх газових балонів на заповнені необхідно закривати вентилі газових балонів та колектори;
- не допускається пропускання газу в місцях з'єднань під час рампового розміщення газових балонів. Усунення пропускання газу проводиться при закритих вентилях газових балонів та за відсутності тиску в системі.
- живлення підігрівача здійснюється від електричної мережі напругою не вище 42 В та потужністю не більше 70 Вт, що виключає можливість нагрівання газового балона.

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

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

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 проектування промислових підприємств» температура зовнішніх поверхонь не повинна перевищувати 45°C.

2. Небезпека отруєння CO₂. У разі виникнення на робочому місці високих концентрацій CO₂ 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 CO₂ 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 і шкідливостей передбачені наступні заходи:

- 1) для усунення небезпеки отримання термічних опіків застосувати теплоізоляцію, щоб знизити температуру стінки до 45°C;
- 2) для усунення отруєння CO₂ 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;

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

– 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 [22]

У приміщенні цеху, де плине виробництво суперфосфату, повинна працювати припливно-витяжна механічна вентиляція. Розрахунок механічної вентиляції полягає у визначенні необхідного об'єму повітря, яке треба подати або, навпаки, вивести з приміщення.

Розрахунок проводимо у відповідності до методики, що викладена у [22]. Загальний об'єм критого цеху $V = 6000 \text{ м}^3$; теплові виділення від обладнання $Q = 209500 \text{ кДж/год.}$; стіни цегляні; перекриття залізобетонні; приміщення має 15 вікон площею $2 \times 2,5 \text{ м}^2$ і з подвійним склом і двоє дверей розміром $3 \times 4 \text{ м}^2$.

Температура повітря: зовні взимку = -11°C , влітку = $+24^\circ\text{C}$; всередині взимку = $+16^\circ\text{C}$, влітку = $+30^\circ\text{C}$. Швидкість повітря становить $0,3\text{--}0,7 \text{ м/с}$. Кількість робочих – 20 чол. Потужність світильників загального освітлення 15 кВт/год. У цех надходить 2000 кг/год. повітря.

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

Основними виробничими шкідливостями у даному цеху є тепловиділення від нагрітих поверхонь технічного обладнання та виділення шкідливих газів CO₂ (інше не враховуємо).

1. Обмін повітря для видалення надлишкового тепла визначається за такою формулою:

$$L_{\text{пр}} = Q_{\text{надл}} / 1,01\rho_{\text{пр}}(t_{\text{вит}} - t_{\text{пр}}), \quad (6.1)$$

де $Q_{\text{надл}}$ – надлишкові тепловиділення, кДж/год;

1,01 – теплоємність сухого повітря, кДж/(кг·К);

$\rho_{\text{пр}}$ – густина припливного повітря, що дорівнює 1,2 кг/м³;

$t_{\text{вит}} = t_{\text{р.з.}} + \Delta t \cdot (H-2) = 30 + 2 \cdot (15-2) = 51^\circ\text{C}$;

$t_{\text{пр}}$ – температура припливного повітря.

Визначення надлишкового тепловиділення $Q_{\text{надл}}$:

$$Q_{\text{надл}} = Q - Q_{\text{вих}}, \quad (6.2)$$

де Q – сумарна кількість тепла, що надходить в приміщення (теповиділення), кДж/год;

$Q_{\text{вих}}$ – сумарна кількість тепла, що виходить у приміщення, кДж/год.

$$Q = Q_{\text{об}} + Q_{\text{o}} + Q_{\text{c}}, \quad (6.3)$$

де $Q_{\text{об}}$ – виділення теплоти від обладнання, кДж/год.;

Q_{o} – виділення теплоти від освітлювальних приладів, кДж/год.;

Q_{c} – виділення теплоти від сонячної радіації, кДж/год.

$$Q_{\text{ух}} = Q_{\text{наг}} + Q_{\text{пот}}, \quad (6.4)$$

де $Q_{\text{наг}}$ – втрати тепла на нагрівання повітря, що надходить в приміщення, кДж/год.;

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

$Q_{\text{пот}}$ – втрати тепла через конструкції цеху, кДж/год.

$$Q_o = \sum N \cdot 860, \quad (6.5)$$

де $\sum N$ – потужність світильників, кВт/год.;

860 – теплоелектричний еквівалент.

$$Q_o = 15 \cdot 860 = 12900 \text{ ккал/год.} = 54051 \text{ кДж/год.}$$

$$Q_c = Q_{\text{окн}} + Q_{\text{пер}}, \quad (6.6)$$

де $Q_{\text{окн}} = q_{\text{окн}} \cdot A_{\text{окн}} \cdot F_{\text{окн}}$ – надходження теплоти через вікна, кДж/год.;

$Q_{\text{пер}} = q_{\text{пер}} \cdot K_{\text{пер}} \cdot F_{\text{пер}}$ – надходження тепла через перекриття цеху, кДж/год.;

$q_{\text{окн}}, q_{\text{пер}}$ – величини радіації;

$F_{\text{окн}}, F_{\text{пер}}$ – площа вікон і перекриттів відповідно, м²;

$A_{\text{окн}}$ – коефіцієнт, що враховує вид засклених отворів, для вікон 1,15, для ліхтарів 0,8.

$K_{\text{пер}}$ – коефіцієнт теплопередачі перекриття.

$$Q_{\text{окн}} = 125 \cdot 1,15 \cdot 5 + 160 \cdot 100 \cdot 0,8 = 13519 \text{ ккал/год} = 56645 \text{ кДж/год.}$$

$$Q_{\text{пер}} = 18 \cdot 0,75 \cdot (20 \cdot 30 - 100) = 6750 \text{ ккал/год} = 28283 \text{ кДж/год.}$$

$$Q_c = 56645 + 28283 = 84328 \text{ кДж/год.}$$

Тоді сумарна кількість тепла, що надходить в приміщення:

– для холодного періоду $Q = 209500 + 54051 = 263551$ кДж/год.;

– для теплого періоду $Q = 209500 + 54051 + 84328 = 347879$ кДж/год.

Втрати тепла на нагрівання повітря, що надходить в приміщення:

$$Q_{\text{наг}} = 1,01 \cdot G \cdot (t_b - t_3) = 1,01 \cdot 2000 \cdot (16 + 11) = 54540 \text{ кДж/ч.}$$

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

Втрати тепла через конструкції цеху:

$$Q_{\text{пот}} = \sum F \cdot n \cdot K_n \cdot (t_b - t_3), \quad (6.7)$$

де F – площа поверхні конструкції цеху, м^2 ;

$n=0,6$ – коефіцієнт;

K_n – коефіцієнт тепловіддачі конструкції.

Втрати тепла через конструкції цеху розраховуємо тільки для холодного періоду року:

– для зашкленних отворів $Q_{\text{пот}} = (100+75) \cdot 0,6 \cdot 2,5 \cdot (16+11) = 29697$ кДж/год.;

– для воріт $Q_{\text{пот}} = 24 \cdot 0,6 \cdot 5 \cdot (16+11) = 8145$ кДж/год.;

– для полу $Q_{\text{пот}} = 600 \cdot 0,6 \cdot 0,19 \cdot (16+11) = 7679$ кДж/год.;

– для стін $Q_{\text{пот}} = 1000 \cdot 0,6 \cdot 0,67 \cdot (16+11) = 10854$ кДж/год.;

– для стелі $Q_{\text{пот}} = 600 \cdot 0,6 \cdot 0,75 \cdot (16+11) = 7290$ кДж/год.

Сумарні втрати:

$$Q_{\text{пот}} = 7679 + 7290 + 10854 + 8145 + 29697 = 63665 \text{ кДж/год.}$$

Надмірна кількість тепла:

– для холодного періоду року $Q_{\text{изб}} = 263551 - 63665 - 54540 = 145346$ кДж/год.;

– для теплого періоду року $Q_{\text{изб}} = 347879$ кДж/год.

Необхідний повітрообмін для видалення надлишкового тепла:

$$L_{\text{пр}} = 347879 / (1,01 \cdot 1,2 \cdot 21) = 13668 \text{ м}^3/\text{год.}$$

2. Розрахунок необхідного повітрообміну для видалення забруднюючих речовин.

Об'єм приміщення, що приходить на одного робітника:

$$V' = 6000/20 = 300 \text{ м}^3/\text{чол.}$$

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

Розрахунок по шкідливим речовинам проводимо за формулою:

$$L_H = G / (c_{уд} - c_{пр}), \quad (6.8)$$

де G – кількість парів, які виділяються, г/год.;

$c_{уд}$ – концентрація шкідливих речовин в повітрі, яке видаляється, мг/м³;

$c_{пр}$ – концентрація шкідливих речовин в повітрі, яке подається, мг/м³.

Дані по виділенню шкідливих парів беремо за регламентом.

Розрахунок за CO₂:

$$L_H = 46 / (0,01 - 0) = 4600 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Для вентиляції встановлюємо промислову припливно-витяжну вентиляційну установку СІС-Н31.5 з квадратним перетином і номінальною витратою повітря $V=31500 \text{ м}^3/\text{год.}$

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

11. 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.

12. Лащинский А. А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А. А. Лащинский, А. Р. Толчинский. – Ленинград : Машиностроение, 1970. – 752 с.

13. Лащинский А. А. Конструирование сварных химических аппаратов : Справочник / А. А. Лащинский. – Ленинград : Машиностроение, 1981. – 382 с.

14. 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.

15. 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.

16. 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

17. 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.

18. Ермаков В. И. Ремонт и монтаж химического оборудования / В. И. Ермаков, В. С. Шейн. – Ленинград : Химия, 1981. – 368 с.

19. 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.

20. 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.

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

21. Пряников В. И. Техника безопасности в химической промышленности
В. И. Пряников. – Москва : Химия, 1990. – 346 с.

22. 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.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		75