

Зміст

Вступ.....	6
1. Виробництво продуктів каталітичної реакції.	7
1.1 Обґрунтування норм технологічних режимів, конструкції реактору і умов експлуатації каталізатору.....	9
1.2 Технологічна схема гідрування оксидів вуглецю та її опис	14
2. Виробництво каталізатору	17
2.1 Обґрунтування та вибір способу виробництва.	17
2.2 Характеристика продукції, сировини, допоміжних матеріалів, енергетичних ресурсів.	20
2.3 Фізико – хімічні основи вибраного методу приготування каталізатора і обґрунтування норм технологічних режимів	21
2.4 Опис технологічної схеми виробництва НКМ 4А.....	24
2.5 Розрахунок матеріального балансу виробництва	27
2.6 Енергетичні (теплові) розрахунки.....	31
2.7 Характеристика технологічного обладнання. Розрахунок основного та вибір допоміжного обладнання	33
2.7.1 Розрахунок всмоктувальної установки пневмотранспорту	33
2.7.2 Розрахунок гвинтового конвеєра	39
2.8 Екологічні проблеми та шляхи їх вирішення.....	41
Висновки	45
Перелік посилань.....	46
Додаток А.....	48
Додаток Б	49

Вступ

Виробництво каталізаторів на сьогодні є одним із важливих технологічних процесів. В технології каталітичних процесів виникає багато спірних питань, які потребують вирішення на сьогоднішній день. Не зважаючи на те, що велика хімічна промисловість на території України практично не функціонує, постають завдання реконструкції непрацюючих виробництв для приведення їх в експортно-здатний стан, розробку питань екологічного каталізу та ін.

Після стадії очистки газу від діоксиду вуглецю – газ має залишкові концентрації CO і CO₂, які разом із киснем і парами води є отрутами для каталізатора синтезу аміаку. Надлишкові концентрації оксидів вуглецю можуть викликати безповоротне отруєння каталізатора.

Тонка очистка або метанування – це каталітичний процес гідрування кисневмісних сполук CO і CO₂ воднем до утворення «безпечних» метану і води.

Сьогодні оптимальними каталізаторами тонкої очистки визнано каталізатори, що містять металічний нікель вмістом від 20 до 40%.к Часто виорис-товуються каталізатори, що крім нікелю містять також хром, кальцій. Ці каталізатори готуються методом просочування інертних носіїв. Оптимальним за механічною та термічною міцностями, поруватістю та іншими характеристиками є оксид алюмінію.

Сьогодні у світі виготовляються такі каталізатори метанування: НКМ-1, НКМ-4А, ТО, ТО-2 (Країни посткомуністичного режиму), KATALCO 11-4 R, KATALCO 11-4 (Великобританія), Süd-Chemie (Німеччина) та ін.

Метою курсового проекту є розробка технології виготовлення каталізатора процесу метанування та технологічної схеми його виробництва, розрахунок основного обладнання, опис фізико-хімічних основ технології виробництва.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						6
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		--

1. Виробництво продуктів каталітичної реакції.

Після стадії очистки газу від діоксиду вуглецю – газ має залишкові концентрації CO і CO₂, які разом із киснем і парами води є отрутами для каталізатора синтезу аміаку. При збільшенні їх концентрації вище 40 см³/м³ настає безповоротне отруєння каталізатора, яке пов'язане з рекристалізацією активних компонентів.

Для сталої і тривалої роботи каталізатора синтезу аміаку(більше 4 років) необхідно, щоб концентрація оксидів вуглецю в синтез-газі не перевищувала 10-20 см³/м³. Для цього і проводять тонку очистку синтез газу від них.

Сьогодні тонку очистку проводять методом метанування.

Метанування – це каталітичний процес гідрування кисневмісних сполук CO і CO₂ воднем до утворення метану і води. Перший з продуктів реакції синтезу аміаку є інертним, а другий легко виводиться з системи конденсацією при охолодженні.

Фізико-хімічні основи метанування

Метан утворюється при гідруванні оксидів вуглецю за такими оберненими екзотермічними реакціями:



Також за певних умов можуть проходити такі реакції:



Теоретично-можливий ступінь перетворення і залишкова концентрація компоненту, що видаляється з газової суміші визначається за умовами рівно-

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						7
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		---

ваги реакцій (1.1) і (1.2). Якщо вони протікають при великому надлишку водню, то їх можна вважати практично необоротними при температурах нижче 573 – 673 К. Таким чином, методом каталітичного гідрування можна досягти дуже високих ступенів очистки газів.

Реакції (1.1) – (1.7) екзотермічні: виділення значної кількості теплоти викликає перегрів, а відповідно – дезактивацію каталізатора, а також може призвести до підвищення температури до того рівня, коли реакція метанування буде протікати повністю, за рахунок термодинамічного обмеження.

При звичайних умовах процесу очистки газових сумішей, що містять водень, гідруванням оксидів вуглецю, можуть протікати лише реакції (1.1) і (1.2), а також (1.4). В залежності від умов технологічного процесу метанування може відбуватися утворення вуглецю(сажі) за реакціями: (1.5) і (1.6), але видалення вуглецю за реакцією (1.7) може відбуватися з більшою швидкістю, ніж його утворення за реакціями (1.5) і (1.6). Реакція (1.6) може конкурувати з гідруванням при низьких співвідношеннях концентрацій водню і оксиду вуглецю. Протікання цієї реакції можливо при утриманні більше 2% CO і високих температурах.

Таким чином температура шару каталізатора повинна бути мінімальною, при якій каталізатор залишається достатньо активним, а співвідношення $H_2:CO$ повинно перевищувати граничні умови утворення сажі.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						8
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		--

1.1 Обґрунтування норм технологічних режимів, конструкції реактору і умов експлуатації каталізатору

Промислові каталізатори метанування мають такі основні властивості:

1. Активність, обумовлена об'ємною швидкістю, межею температури і залишкового утримання оксидів вуглецю. Для синтезу аміаку діоксид вуглецю є шкідливішою домішкою ніж СО (через утворення карбамату амонію).
2. Термостійкість – збереження активності каталізатора при нетривалому нагріванні до максимальної температури.
3. Стабільність, тобто стійкість каталізатора до впливу реакційного середовища і до домішок, що присутні у газі.

1.1.1 Умови роботи каталізатора

В залежності від схем виробництва аміаку і водню вміст оксидів вуглецю в АВС кількість вуглецю і водню може змінюватися в широкому діапазоні від 50 до 7000-10000 $\text{см}^3/\text{м}^3$ і більше. Вміст суміші СО і CO_2 не повинен перевищувати в газі 1-5 $\text{см}^3/\text{м}^3$.

В сучасних великотоннажних виробництвах аміаку стадія тонкої очистки здійснюється після адсорбційної очистки конвертованого газу від CO_2 .

Для початку роботи каталізаторів потрібен попередній підігрів газу до 280 – 320°C під тиском $(24-25) \cdot 10^5$ Па.

Отрутами для нікелевих каталізаторів метанування є сполуки сірки, миш'яку, хлору. Каталізатор, що містить 0,1 – 0,2% сірки є повністю дезактивованим. Але в умовах крупних агрегатів маловірогідне потрапляння на каталізатор шкідливих домішок. Найбільш вірогідні отрути, які можуть отруювати каталізатор метанування, - це сорбенти, що використовуються для видалення CO_2 чи продукти їх розкладу. Вони можуть потрапити на каталізатор метанування при поганій сепарації з газу чи в аварійних ситуаціях. Але доведено, що розчин МЕА не є надто небезпечним для каталізатора.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						9
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		--

Для забезпечення довгої і стійкої роботи каталізатора метанування з високим ступенем очистки необхідно притримуватися правил експлуатації, транспортування та завантаження каталізаторів.

Перед початком метанування каталізатори відновлюють. Операція відновлення відбувається швидко (практично одночасно з розігрівом метанатора) і займає 8-10 год. Каталізатор відновлюють технологічним газом, що поступає після НТК і очистки від CO₂. Процес починається при 200°C, він не супроводжується значним виділенням тепла і підйомом температури на шарі каталізатора. Відновлення відбувається за реакціями:



Відновлення проводиться робочим конвертованим газом. Ці реакції не є сильно екзотермічними і процес відновлення сам по собі не призводить до сильного нагрівання. Але як тільки при відновленні каталізатора утворюється металевий нікель, починається процес метанування і температура зростає. З цієї причини газ, що використовується для відновлення повинен містити не більше 1% суміші оксидів вуглецю.

Дезактивація каталізатора відбувається при 500-600°C в залежності від складу каталізатора. Максимальна проектна температура в конверторах складає 350°C. На останніх стадіях відновлення зазвичай температуру підіймають до 400°C, оскільки підвищення температури збільшує ступінь відновлення нікелю.

При сприятливих умовах каталізатор метанування служить більше 3 років. Основні причини зниження активності каталізатора – руйнація таблеток в результаті надмірно швидкого зниження тиску.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						10
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		---

1.1.2 Відновлення і пасивація каталізаторів метанування.

Активація каталізаторів перед використанням грає істотну роль у формуванні каталітично-активної системи. Це насамперед стосується каталізаторів, що містять оксидні сполуки після термообробки під час приготування. Температура відновлення цієї групи каталізаторів визначається не лише хімічним складом каталізатора, але і структурою його компонентів, що утворюються при прожарюванні. Оксид або інші сполуки металу, що являють собою активний компонент каталізатора, можуть утворювати стехіометричну сполуку або твердий розчин з носієм.

Процеси відновлення деяких типів промислових каталізаторів метанування, які використовують насамперед для тонкої очистки газів свідчать про те, що активність каталізаторів визначається в першу чергу вмістом в них оксиду нікелю. Не менш важлива і схильність каталізатора відновлюватися до металічного нікелю, тому що частина оксиду утворює з носієм важковідновлювальні сполуки. Ведення процесу відновлення повинно забезпечувати також одержання каталізаторів з розвиненою внутрішньою поверхнею.

Для відновлення каталізаторів метанування, зазвичай застосовують технологічний газ. Процес починається при 473-523 К, не супроводжується значним підвищенням температури в шарі каталізатора і протікає при робочому тиску і об'ємній швидкості 3000-4000 г⁻¹. Після відновлення частини каталізатора починається процес метанування CO і CO₂. Оскільки ці реакції екзотермічні, то температура в шарі може різко зростати. Відповідно до цього процес рекомендують вести повільно та контролювати вміст оксидів вуглецю в газі.

У сучасних схемах виробництва аміаку для додаткового розігріву каталізатора при відновленні використовують газ з підвищеним вмістом оксиду вуглецю, подаючи його в метанатор по байпасу після середньотемпературної конверсії CO. Проте, присутність оксиду вуглецю у водні

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						11
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

(близько 1%) знижує ступінь відновлення і активність нікельалюмінієвих каталізаторів приблизно в 2 рази. Оксид вуглецю чинить дезактивуючу дію на процес відновлення на початковій його стадії – стадії зародкоутворення. Нікельалюмінієві і нікельалюмокальцієві каталізатори відновлюються при 653-673 К, а алюмохромові – при 673-693 К.

Присутність води призводить до зниження швидкості відновлення, ступеня відновлення і активної поверхні нікелю. Найбільш сильно ці ефекти виявляються в каталізаторах із меншими розмірами кристалів NiO.

У відновленому стані каталізатори метанування пірофорні, тому перед розкриванням реактора повинні бути пасивовані шляхом контрольного окиснення.

Розглядаючи водень, як одне із можливих джерел пірофорності нікелевих каталізаторів, рекомендують дегазацію промислових каталізаторів метанування безпосередньо після їх відновлення і при наступному охолодженні з метою підвищення початкової температури пасивації і скорочення тривалості пасивації пірофорного нікелю.

Пірофорність нікелевих каталізаторів, реакційна спроможність металевих нікелю до окиснення, відновлюваність поверхні залежить від хімічного складу каталізатора і дисперсності металічного нікелю. Усунення пірофорності каталізаторів метанування досягається утворенням оксидної плівки визначеної товщини на поверхності каталізатора.

1.1.3 Будова метанатора

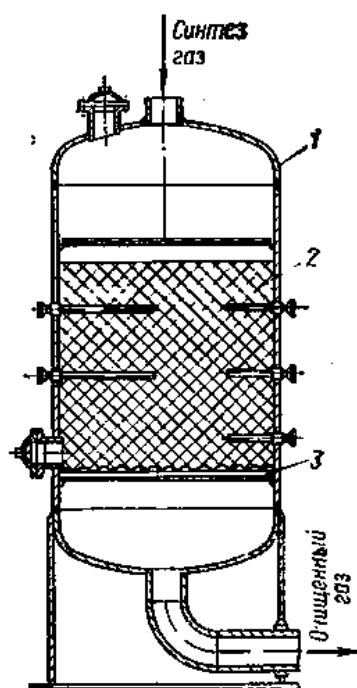
В промисловості для проведення процесу метанування використовують аксіальні, поличкові та шахтні апарати. Для нових установок проектується радіальні метанатори.

Метанатор шахтного типу має таку ж будову, як і конвертор CO. Але у зв'язку з тим, що в нього завантажують в 2 рази менше каталізатора (35м³),

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						12
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		---

метанатор при тій же висоті шару каталізатору (3,5 м) має мений діаметр (3,7 м), ніж конвертор СО (5 м). Це призводить до кращого розподілення газу в шарі каталізатору. Висота апарату 8.7 м. Зовні апарат термоізолюваний.

На рисунку 1 зображено один із видів метанаторів, що використовуються на виробництві. Каталізатор завантажують в один шар на спеціально вмонтовану підтримуючу решітку.



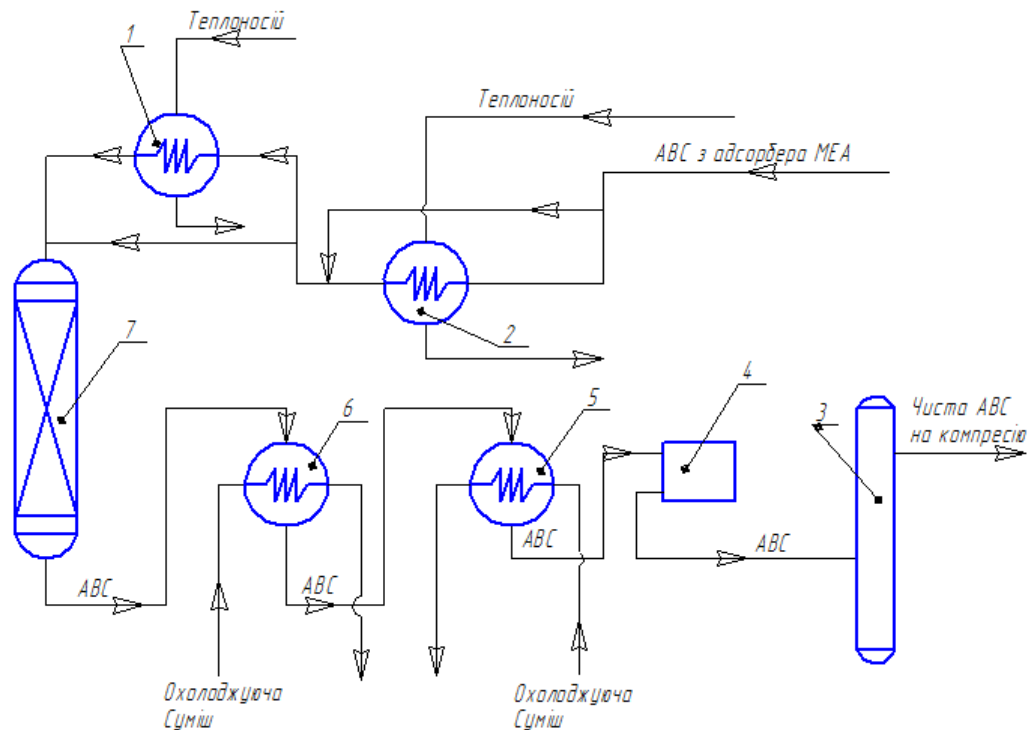
1 – корпус; 2 – шар каталізатора; 3 – опорна решітка.

Рисунок 1- Метанатор

1.2 Технологічна схема гідрування оксидів вуглецю та її опис

Схема метанування представлена на рисунку-1.1. Установку метанування розташовують після апаратів очищення газу від діоксиду вуглецю, вона складається з метанатора 7, підігрівачів газу 1,2, холодильників 5,5, апарата повітряного охолодження 4 і сепаратора вологи 3. Газ після очищення від діоксиду вуглецю проходить через сепаратор, в якому від нього відділяються краплі адсорбенту, потім підігрівається в двох послідовно розташованих теплообмінниках і направляється в метанатор. Очищення здійснюють при 350-380°C, об'ємній швидкості 4000-5000 год⁻¹ і тиску приблизно 3 атм. Лінійна швидкість газу в апараті складає 0,3 – 0,4 м/с.

Для підігрівання газу до температури реакції в теплообмінниках в залежності від енерготехнологічної схеми всього агрегату синтезу аміаку використовують різні теплоносії.

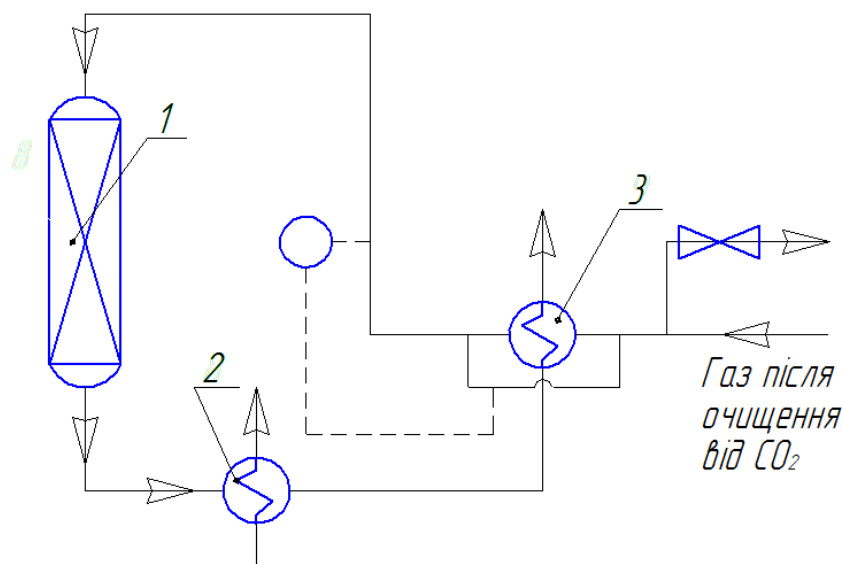


1,2 – підігрівачі; 3 – сепаратор вологи; 4 – повітряний холодильник; 5,6 - холодильники; 7 – метанатор.

Рисунок 2. – Принципова схема установки метанування

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		14

Тепло очищеного газу після метанатора використовують для підігріву газу чи води (в залежності від схеми агрегату виробництва аміаку). В сучасному великому агрегаті виробництва аміаку тепло реакції метанування використовується для підігріву живильної води.



1 – метанатор; 2,3 – теплообмінники.

Рисунок 3 – Схема підігріву газу перед метануванням в випадку використання каталізатора, що працює при 200-250°C.

Очищена азотоводнева суміш з метанатора з температурою 380°C проходить міжтрубний простір підігрівача живильної води, де охолоджується до 130°C, і міжтрубний простір підігрівача глибокознесоленої води, де охолоджується до 60-90°C. Завершальна стадія – охолодження і конденсація водяної пари, що утворилася в результаті реакції метанування, відбувається в апараті повітряного охолодження. Після відділення газового конденсату в сепараторі вологи азотоводнева суміш направляється на вхід перого ступеню компресора.

Для стабілізації процесу метанування температуру газу перед метанатором підтримують поїстійною автоматично за допомогою байпасування частини газу повз теплообмінники, що підігрівають його перед метанатором. Для запобігання підвищенню температури в метанаторі вище допустимої зазвичай встановлюють блокування для припинення подачі газу в

метанатор, а газ викидають на факел через регулятор тиску, встановлений перед метанатором.

Збільшити температуру в метанаторі можна, дозуючи кількість газу з підвищеним вмістом оксидів вуглецю, що поступає на каталізатор. Газ із відділення метанування подають на компресію.

2. Виробництво каталізатору

2.1 Обґрунтування та вибір способу виробництва.

Обраний для процесу метанування каталізатор НКМ4а отримується методом просочування носія Al_2O_3 . Для цього процесу носій малоактивний компонент.

Отримання каталізаторів методом нанесення активного компонента на носій має ряд переваг: відносна простота технологічного процесу, неелика кількість шкідливих відходів та більш ефективне використання активного компонента.

Нанесені каталізатори діляться на 2 класи.

1. Сорбційні – відбувається процес адсорбції діючого компонента каталізатора носієм;
2. Просочувальні – вихідна сполука активного компонента вноситься в розчиненому стані в пори носія.

Пористу основу носія просочують не розчином, що містить активні компоненти носія, а сполуками, які переходять в ці компоненти при подальшій обробці. Наприклад у випадку каталізатора НКМ4а відбувається просочування нітратами нікелю та кальцію. При подальшій термічній обробці – сушці і прокалюванні – нітратами переходять в оксиди, а газові фази, що містять кисень та оксид азоту самовільно видаляються з носія.

Просочування носія складається з таких стадій:

1. Евакуація газу з пор носія;
2. Обробка носія розчином;
3. Видалення надлишку розчину;
4. Сушка та прокалювання;

Вакуумування носія проводять з метою покращення однорідності просочування зерен і пришвидшення процесу. Але в промисловості стадію вакуумування зазвичай пропускають у зв'язку з енергозатратністю. Капілярний

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						17
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

тиск при просочуванні носія досягає великих значень і виштовхує повітря. Частина повітря також видаляється при розширенні його при нагріванні у просочувальних ваннах.

Просочування буває періодичним і безперервним. При безперервному просочуванні отримується більш однорідний по складу каталізатор. Для цього використовуються батареї проточних змішувачів чи просочувальні машини, в яких основним конструкційним вузлом є просочувальна смуга з підвищеним на ній сітчатими корзинами з нержавіючої сталі. При русі стрічки корзини на деякий час опускаються на деякий час в ємність з просочувальним розчином, а потім піднімаються і переміщаються в зворотному напрямку, даючи просочувальному розчину стекти в ємність. Просочений носій без вивантаження із машини може бути опрацьований на інших стадіях.

Просочування може бути одноступінчастою і багатоступінчастою. Багатоступінчасте просочування використовують тоді, коли за один раз не можна досягти повноцінного просочування каталізатора. Після кожного просочування солі переводять термообробкою в нерозчинний стан.

При визначенні числа просочувань треба враховувати, що широкопористі носії, наприклад Al_2O_3 швидко насичуються компонентом, що вноситься і збільшувати кількість просочувань не має змісту.

Існує кілька методів просочування:

1. Замочування – носій опускають в просочувальний розчин і витримують деякий час при визначеній температурі і перемішуванні. При цьому деякі компоненти винятково сорбуються на носії. Для отримання потрібного співвідношення активних компонентів на каталізаторі потрібно готувати розчин визначеної концентрації. При сумісній адсорбції електролітів з одноіменними йонами на пористому носії можливі три випадки: відсутність впливу одної речовини на адсорбцію іншої, рівномірний розподіл двох речовин, посилююча дія однієї речовини на адсорбцію іншої.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						18
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Саме цим методом і отримується каталізатор НКМ 4А. Носій Al_2O_3 опускається в розчин нітрату нікелю та кальцію.

2. Опрыскування – носій опрыскують розчинами активних солей. При цьому немає втрат просочувального розчину, що особливо важливо при виготовленні дорогих каталізаторів. Опрыскування зазвичай проводять при перемішуванні носія в барабані з обігрівом чи в киплячому шарі. В цьому ж апараті і сушиться каталізатор. Недолік методу в тому, що при використанні цього методу складно отримати однорідний продукт.
3. Просочування з випарюванням розчину. Використовують при отриманні порівняно невеликих кількостей каталізатора. При цьому використовують надлишок розчину, який потім випарюють.
4. Просочування розплавами солей. Використовується у тих випадках, коли відсутні розчинники, які дозволяють проводити просочування з розчинів.

Характеристика носія Al_2O_3 .

α - Al_2O_3 – корунд, найбільш стійка форма оксиду алюмінію, що містить приблизно 99% оксиду алюмінію і невелику кількість домішок оксиду титану та кремнію. Він стійкий до дії кислот та лугів, термостійкий (плавлення відбувається при 2000°C). Пористість його низька – від 5 до 25%, як і питома площа поверхні (біля $1\text{ м}^2/\text{г}$).

γ - Al_2O_3 – активний оксид алюмінію знайшов широке використання у каталітичних процесах нафтопереробної галузі. Його отримують прокалюванням гідроксиду алюмінію в тригідратній або моногідратній формі. Поверхня, поруватість та питома площа поверхні оксиду залежить від його кристалічної модифікації.

Пористий корунд. Перетворення γ - Al_2O_3 в α - Al_2O_3 відбувається зазвичай при температурах більше 1100°C .

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						19
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		---

2.2 Характеристика продукції, сировини, допоміжних матеріалів, енергетичних ресурсів.

Каталізатор марки НКМ 4А використовується при тиску в метанаторі 2 – 30МПа, температурі 180-450°C, об'ємній швидкості 3000-20000 год⁻¹ і об'ємній частці оксидів вуглецю у газовій суміші 0,3 – 2,5%.

Таблиця 2.1 – Склад каталізатору НКМ4а

Компонент	Вміст, %
Оксид нікелю (NiO)	39
Оксид кальцію (CaO)	11
Носій - оксид алюмінію (Al ₂ O ₃)	50

Таблиця 2.2 – Технічна характеристика каталізатору НКМ4а

Характеристика	Параметр
Зовнішній вигляд	Циліндричні гранули темносірого кольору
Насипна густина, кг/дм ³	1,3
Механічна міцність за дією тиску, МПа - Середня - мінімальна	4,0 2,0
Активність – мінімальна температура, що забезпечує об'ємну долю СО на виході не більше 1·10 ⁻³ %, після попереднього перегріву каталізатора на протязі 10 год °С, при 650°C	180

Таблиця 2.3 – Хімічний склад сировини, що використовується в процесі приготування каталізатора

Назва компоненту	Склад	Характеристика
Нітрат нікелю шести-водний (Ni(NO ₃) ₂ ·6H ₂ O)	Ni(NO ₃) ₂ ·6H ₂ O – 99,8%	Поставляється в упакованому в поліпропіленові мішки вигляді
Нітрат кальцію чотирьох водний (Ca(NO ₃) ₂ ·4H ₂ O)	Ca(NO ₃) ₂ ·4H ₂ O – 99,8%	Поставляється в упакованому в поліпропіленові мішки вигляді
Носій - оксид алюмінію (Al ₂ O ₃)	Al ₂ O ₃ – 99,9%	Поставляється у паперових мішках

2.3 Фізико – хімічні основи вибраного методу приготування каталізатора і обґрунтування норм технологічних режимів

При отриманні каталізатора методом просочування контактна маса просочується нанесенням активних компонентів на пористу основу (носії). Для таких процесів носій є малоактивним або навіть повністю інертним матеріалом.

Зазвичай пористу основу просочують розчином, що містить не активні компоненти каталізатора, а сполуки, які переходять в ці компоненти при відповідній обробці. Найчастіше використовують солі, аніони котрих можна легко видалити в процесі термообробки: нітрати, карбонати, ацетати та ін. При синтезі металічних каталізаторів, таким чином, спочатку отримують на носіях їх оксиди, а потім (найчастіше воднем) відновлюють їх до металів.

Приготування каталізаторів методом просочування зазвичай складається з таких стадій:

- приготування пасти носія;
- формування і «пров'ювання» носія;
- сушка і прожарювання носія;
- приготування просочуючих розчинів;
- просочення носія активними компонентами;
- сушка і прожарювання каталізатора;
- відновлення каталізатора.

Стадія просочування може бути одноразовою і багатократною. Багатократне просочування проводиться тоді коли неможливо нанести потрібну кількість солі на носій за один раз. Після кожного просочування солі переводять термообробкою в нерозчинний стан. Тому при багаторазовому просочуванні технологія каталізатора ускладнюється.

При визначенні числа просочувань потрібно враховувати, що багато широкопористих носіїв швидко насичуються компонентом, що вноситься і багаторазове просочування не є оптимальним.

При обробці тонкопористих носіїв кожне просочування призводить до деякого збільшення вмісту активних компонентів в каталізаторі і поне наси-

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						21
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		---

чення не настає довгий час. Також варто враховувати те, що тонкі пори при збільшенні кількості просочувань можуть бути повністю забиті активним компонентом і взагалі не будуть приймати участі в каталізі.

Як наслідок, кожний компонент наноситься до певного оптимуму, який залежить від розміру пор. При просочуванні можливі два крайніх випадки :

1. сильна адсорбція активного компонента поверхнею носія;
2. повна відсутність адсорбції.

В останньому варіанті зерна носія після просочування містять в об'ємі пор розчин вихідної речовини.

В реальних поруватих носіях існує складна система пор змінного перерізу. В процесі сушіння при зменшенні об'єму розчину і везультаті випаровування капілярні сили викликають переміщення рідини, яке намагається вирівняти кривизну всіх менісків. Місцями з найінтенсивнішим випаровуванням, до яких при сушінні переміщується розчин, є пори, що обмежені більш вузькими виходами. В момент, коли концентрація розчиненої речовини перевищить значення, що відповідає насиченню $C_{\text{нас.}}$, почнеться кристалізація активного компонента на цих місцях. Процес кристалізації буде продовжуватися, поки всередині зерна не залишаться лише роз'єднані об'єми тонких тупікових пор. Далі до повного випаровування розчинника кристалізація активного компонента буде відбуватися без перенесення розчину; активна складова при цьому порівняно рівномірно виділяється у всьому об'ємі зерна каталізатора. Критичний об'єм рідини v_p , нижче якого вона знаходиться лише в нез'єднаних між собою місцях контакту, рівний нижній границі області гістерезису на адсорбційно-десорбційних кривих і легко може бути визначений експериментально.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						22
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		---

Кількість активного компонента, що виділяється у другій стадії кристалізації в об'ємі зерна:

$$G = \frac{v_p C_{\text{нас}}}{v_{\text{заг}} C_0}$$

де v_p - загальний об'єм пор; C_0 - початкова концентрація активного компонента.

Якщо $v_p \ll v_{\text{заг}} C_0 / C_{\text{нас}}$, то вся кількість активного компонента приблизно рівномірно розподіляється в об'ємі зерна. Якщо ця кількість недостатня просочування повторюють, попередньо перевівши осаджений компонент в нерозчинний стан.

При видалення об'єму v_p рідини концентрація компоненту C визначається зі співвідношення:

$$C(v_{\text{заг}} - v_p) = C_0 v_{\text{заг}}$$

Якщо осадження починається при концентрації $C_{\text{поч}}$:

$$v_{\text{кін}} = \frac{C_0}{C_{\text{поч}}} v_{\text{заг}} = v_{\text{заг}} - v_p$$

Розподілення компоненту в пористому просторі носія в значній мірі визначається сою носія, початковою концентрацією компонента, що осаджується і режимом сушки. Важливий також розмір частинок каталізатора, який визначає швидкість просочування. Для рівномірного покриття поверхні переважає мілкозернистий каталізатор.

Час просочування ару пористого тіла товщиною L :

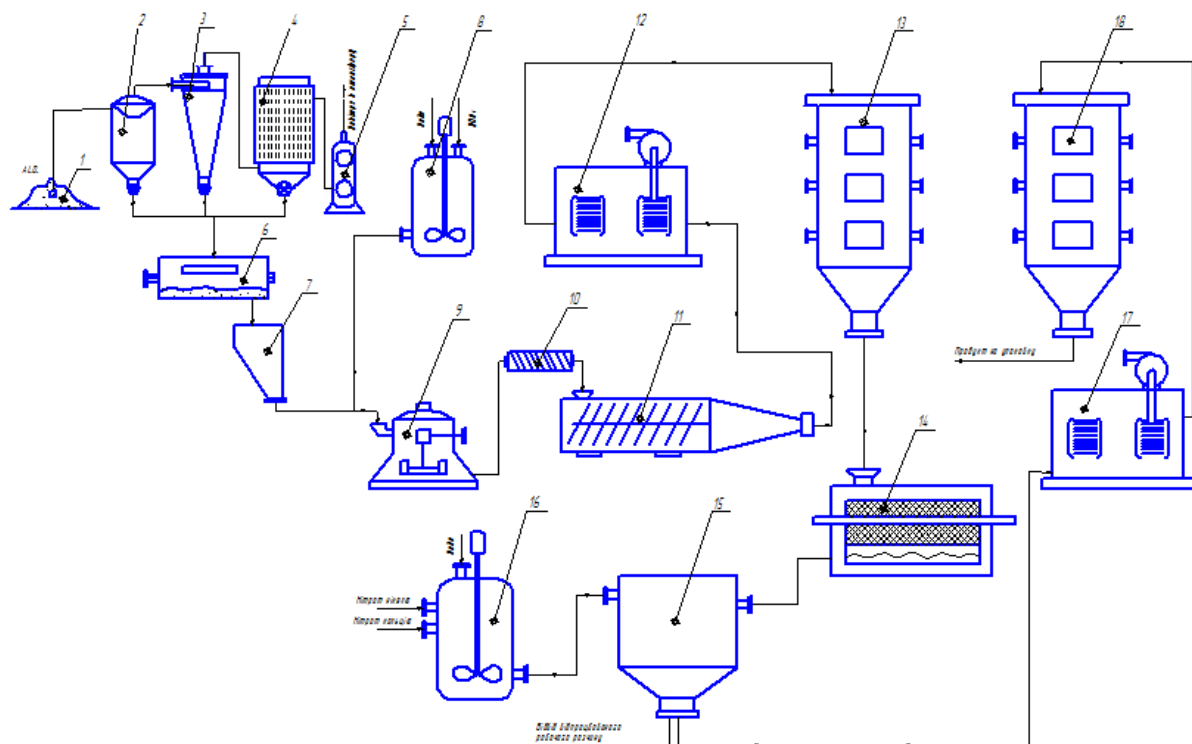
$$\tau = A \frac{2L^2 \mu_{\text{рід}}}{r_e \sigma \cos \theta_c}$$

де A – коефіцієнт; r_e — еквівалентний радіус пор; $\mu_{\text{рід}}$ – в'язкість просочувального розчину.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						23
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

2.4 Опис технологічної схеми виробництва НКМ 4А

Технологічна схема виробництва каталізатора НКМ 4А



1 – подача оксиду алюмінію; 2 – розвантажувальний пристрій; 3 – циклон; 4 – рукавний фільтр; 5 – вакуумний насос; 6 – шаровий млин; 7 – бункер; 8 - реактор для розведення кислоти; 9 - бігуни; 10 – гвинтовий конвеєр; 11 – формувальна машина; 12,17 – тунельні сушарки; 13,18 – шахтні печі; 14 - сита; 15 – просочувальний реактор; 16 - реактор для розчинення солей

Рисунок 2.1 – Технологічна схема виробництва каталізатора НКМ -4А

Каталізатор отримують методом просочування носія розчинами активних компонентів. Спосіб періодичний, складається з наступних стадій:

- приготування пасти носія;
- формування і «пров'ювання» носія;
- сушка і прожарювання носія;
- приготування просочуючих розчинів;
- просочення носія активними компонентами;
- сушка і прожарювання каталізатора;
- відновлення каталізатора.

Технологічна схема виробництва каталізатора наведена на рис. 2.1

Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ХН5105 1440 001 ПЗ

Арк.

24

Процес приготування каталізатора методом просочування складається із таких етапів.

Приготування пасти носія. Оксид алюмінію пневмотранспортом через циклон (3) подається в шаровий млин (6), де він розмелюється протягом 24-36 год до розмірів 20-30 мкм і далі надходить в бункер (7). Концентована азотна кислота подається в реактор (8), де вона розбавляється дистильованою водою до концентрації 19-20% мас. Розмелений Al_2O_3 завантажується в бігунни (9) і перемішується з кислотою до утворення густої однорідної еластичної маси. За допомогою гвинтового конвеєра(10) каталізаторна маса переміщується до формувальної машини (11).

Формування і «пров'ялювання» носія. З шнек-преса формувальної машини маса видавлюється через філь'єру і ріжеться спеціальним ножом на кільця або циліндрики. Отримані гранули вкладаються на листи, які поміщаються в вагонетках. Процес «пров'ялювання» проводиться в тунельній сушарці (13) протягом 10-12 ч в струмі прогрітого до температури 120° С повітря.

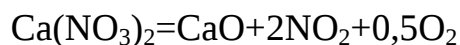
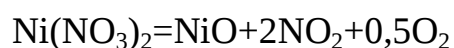
Сушка і прожарювання носія. У цій же сушарці (7) носій сушиться гарячими (130-150°С) топковим газами. Для збільшення механічної міцності і термостійкості каталізатора гранули Al_2O_3 прокалюються при 1000-1400°С в шахтній печі (14) в струмі топкових газів, отриманих при спалюванні природного газу. Температура в печі піднімається поступово зі швидкістю 30°С/год. По досягненні температури 1400°С Al_2O_3 охолоджується з тією ж швидкістю повітрям, яке нагнітається вентилятором (на малюнку не показаний). Прожарений і відсіяний від пилу на ситах (15) носій завантажується в просочувальний реактор (17), забезпечений перфорованою трубою для подачі гарячого повітря.

Приготування просочувальних розчинів. Просочення носія проводиться водними розчинами солей $Ni(NO_3)_2$ і $Ca(NO_3)_2$. Просочувальний розчин готується розчиненням сухих солей в конденсаті або дистильованій воді в реакторі (8), що обладнаний мішалкою. Вміст солей в розчині розраховується, виходячи з необхідного складу каталізатора.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						25
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Просочення носія активними компонентами. Проникнення розчину всередину гранул носія визначається умовами просочення. Носій просочується протягом 30-40 хв. Після закінчення просочувального циклу розчин видаляється, а гранули контактної маси сушаться у тунельній сушарці і прокалюються в печі; далі носій охолоджують до 30-40°C, знову просочують і сушать. Кількість просочень визначається змістом NiO і CaO в каталізаторі.

Сушка і прожарювання каталізатора. Просочений носій прожарюється в ще одній шахтній печі. При цій температурі прожарювання ведеться протягом 5 год при температурі 300-350°C. В результаті утворюються оксидні фази активних компонентів за реакціями:



Газова фаза, що утворилась, відправляється на очищення від оксиду азоту (II).

Відновлення каталізатора. Заключним етапом приготування каталізатора є відновлення оксидів нікелю та кальцію до металевих складових. Це досягається обробкою контактної маси воднем при 400 ° С або парометановою сумішшю при 600-800 ° С. Відновлення каталізатора проводиться безпосередньо в реакторі метанування.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						26
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		---

2.5 Розрахунок матеріального балансу виробництва

Маса каталізатора НКМ 4А, який потрібно отримати – 1000 кг.

Таблиця 2.4 – Матеріальний баланс установки

Склад каталізатора:

Компонент	Маса, кг	Вміст, %
Оксид нікелю (NiO)	390	39
Оксид кальцію (CaO)	110	11
Оксид алюмінію (Al ₂ O ₃)	500	50

Складемо таблицю матеріального балансу – таблиця 3.1.

Таблиця 2.5 – Матеріальний баланс установки

Прихід	кг	%	Витрата	кг	%
Al₂O₃ техн. в т.ч.:	535,5	7,73	Каталізатор, в т.ч.:	1036,16	14,95
Al ₂ O ₃	525	7,73	NiO	390	39,00
Домішки	10,5	1,96	CaO	110	11,00
Ni(NO₃)₂·6H₂O техн. в т.ч.:	1609,53	23,22	Al ₂ O ₃	500	50,00
Ni(NO ₃) ₂ ·6H ₂ O	1593,6	99,01	Домішки	36,16	0,52
Домішки	15,94	0,99	Втрати	50	0,72
Ni(NO ₃) ₂	1001,55	62,23	Газові відходи, в т.ч.:	1037,36	14,96
H ₂ O крист	592,05	36,78	<u>NO₂, в т.ч.:</u>	<u>713,3</u>	<u>68,76</u>
Ca(NO₃)₂·4H₂O техн. в т.ч.:	495,81	7,15	NO ₂ з Ni(NO ₃) ₂	504,34	70,70
Ca(NO ₃) ₂ ·4H ₂ O	486,09	98,04	NO ₂ з Ca(NO ₃) ₂	189,41	26,55
Домішки	9,72	1,96	NO ₂ з HNO ₃	19,55	2,74
Ca(NO ₃) ₂	337,85	68,14	<u>O₂, в т.ч.:</u>	<u>124,05</u>	<u>11,96</u>
H ₂ O крист	148,24	29,9	O ₂ з Ni(NO ₃) ₂	87,71	70,70
HNO₃ 20%, в т.ч.:	131,25	1,89	O ₂ з Ca(NO ₃) ₂	32,94	26,55
Вода на розч. HNO ₃	104,46	79,59	O ₂ з HNO ₃	3,4	2,74
HNO ₃ конц	26,79	20,41	<u>H₂O пара</u>	<u>200</u>	<u>19,28</u>
H₂O на розчинення	4159,37	60,01	Рідкі відходи, в т.ч.:	4807,94	69,36
Домішки заг.	36,16	0,52	H ₂ O рід.	4807,94	100
Всього	6931,46	100	Всього	6931,46	100

Розрахуємо склад каталізатора:

$$m(\text{NiO}) = 1000 \cdot 0,39 = 390 \text{ кг};$$

$$m(\text{CaO}) = 1000 \cdot 0,11 = 110 \text{ кг};$$

$$m(\text{Al}_2\text{O}_3) = 1000 \cdot 0,5 = 500 \text{ кг}.$$

Розрахуємо втрати (5%) та склад втрат:

$$m_{\text{втрат.}} = 0,05 \cdot 1000 = 50 \text{ кг};$$

$$m(\text{NiO})_{\text{втрат}} = 390 \cdot 0,05 = 19,5 \text{ кг};$$

$$m(\text{CaO})_{\text{втрат}} = 110 \cdot 0,05 = 5,5 \text{ кг};$$

$$m(\text{Al}_2\text{O}_3)_{\text{втрат}} = 500 \cdot 0,05 = 25 \text{ кг};$$

Розрахуємо статті приходу.

Визначимо стехіометричні кількості солей нікелю та кальцію потрібні для синтезу каталізатора з врахуванням втрат каталізатора:

$$m(\text{Ni}(\text{NO}_3)_2_{\text{чист}}) = (400 + 9,5) \cdot 182,7 / 74,7 = 1001,55 \text{ кг},$$

де 9,5 кг – втрати каталізатора за $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2$, 74,7 – молекулярна маса $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2$.

$$m(\text{Ca}(\text{NO}_3)_2_{\text{чист}}) = (110 + 5,5) \cdot 164,1 / 56,1 = 337,85 \text{ кг},$$

Al_2O_3 – є носієм та не змінює свого складу;

Оскільки нітрати кальцію та нікелю доступні лише у формі кристалогідратів, то робимо перерахунок:

$$m(\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}) = 1001,55 + 1001,55 \cdot 0,37 / 0,62 = 1593,6 \text{ кг};$$

$$m(\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}) = 337,85 + 148,24 = 486,09 \text{ кг}.$$

Розраховуємо загальну кількість домішок:

$$m_{\text{дом.}} = m(\text{Al}_2\text{O}_3) \cdot 0,02 + m(\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}) \cdot 0,01 + m(\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}) \cdot 0,02 = 36,16 \text{ кг}$$

Остаточні маси реагентів на виготовлення 1000 кг каталізатору:

$$m(\text{Al}_2\text{O}_3)_{\text{техн}} = m(\text{Al}_2\text{O}_3) + m_{\text{втрат.1}} + m_{\text{дом.1}} = 500 + 25 + 10,5 = 535,5 \text{ кг}.$$

$$m(\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O})_{\text{техн}} = m(\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}) + m_{\text{втрат.2}} + m_{\text{дом.2}} =$$

$$1001,55 + 592,05 + 15,94 = 1609,53 \text{ кг}.$$

$$m(\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O})_{\text{техн}} = m(\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}) + m_{\text{втрат.3}} + m_{\text{дом.3}} = 495,18 \text{ кг}$$

$$m(\text{H}_2\text{O})_{\text{розч.солей}} = (m(\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}) + m(\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O})) / 0,5 = 4159,37 \text{ кг}$$

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						28
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		---

Для виготовлення екструдату з оксиду алюмінію використовується азотна кислота концентрацією біля 20% у співвідношенні 1:4.

$$m(\text{HNO}_3\text{-}20\%) = 525/4 = 131,25 \text{ кг.}$$

На вході маємо концентровану кислоту:

$$m(\text{HNO}_3\text{-}98\%) = 131,25 \cdot 0,2/0,98 = 26,79 \text{ кг;}$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = 131,25 - 26,79 = 104,46 \text{ кг.}$$

Всього маса приходу складає 6931, 5 кг.

Розрахуємо статті витрат.

Розрахунок складу каталізатора приведений вище.

Знайдемо стехіометричні кількості утворених газів.

1. Оксид азоту.

Оксид азоту, що виділяється після прокалювання з нітрату нікелю:

$$m(\text{NO}_2)_1 = 409,5 \cdot 92 / 74,7 = 504,34 \text{ кг.}$$

Оксид азоту, що виділяється після прокалювання з нітрату кальцію:

$$m(\text{NO}_2)_2 = 115,5 \cdot 92 / 56,1 = 189,4 \text{ кг.}$$

Оксид азоту, що виділяється після прокалювання з азотної кислоти:

$$m(\text{NO}_2)_3 = 26,79 \cdot 46 / 63,01 = 19,6 \text{ кг.}$$

Загальна маса азоту :

$$m(\text{NO}_2) = 504,34 + 189,4 + 19,6 = 713,3 \text{ кг.}$$

2. Кисень.

Кисень, що виділяється після прокалювання з нітрату нікелю:

$$m(\text{O}_2)_1 = 409,5 \cdot 16 / 74,7 = 87,71 \text{ кг;}$$

Кисень, що виділяється після прокалювання з нітрату кальцію:

$$m(\text{O}_2)_2 = 115,5 \cdot 16 / 56,1 = 32,94 \text{ кг;}$$

Кисень, що виділяється після прокалювання з азотної кислоти:

$$m(\text{O}_2)_3 = 26,79 \cdot 8 / 63,01 = 3,4 \text{ кг;}$$

Загальна маса кисню:

$$m(\text{O}_2) = 87,71 + 32,94 + 3,4 = 124,5 \text{ кг.}$$

3. Водяна пара: $m(\text{H}_2\text{O})_{\text{пара}} = 0,2 \cdot 1000 = 200 \text{ кг}$

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						29
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		---

4. Вода:

$$m(\text{H}_2\text{O})_{\text{пара}} = m(\text{H}_2\text{O})_{\text{крист1}} + m(\text{H}_2\text{O})_{\text{крист2}} + m(\text{H}_2\text{O})_{\text{розч.к-ти}} + m(\text{H}_2\text{O})_{\text{розч.солей}} -$$

$$m(\text{H}_2\text{O})_{\text{пара}} = 592,05 + 148,24 + 104,46 + 4159,37 - 200 = 4808 \text{ кг.}$$

Загальна маса газових продуктів: 4808 кг.

Загальна маса витрати: 6931,5 кг.

Висновок: похибка розрахунку складає 0%, це означає, що матеріальний баланс складений правильно.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						30
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		---

2.6 Енергетичні (теплові) розрахунки

Вихідні дані:

Температура каталізатора на вході в сушарку, °С	20
Температура каталізатора на виході з сушарки, °С	105
Середня температура повітря в сушарці, °С	125
Температура повітря на вході в сушарку, °С	160
Температура повітря на виході з сушарки, °С	70
Маса каталізаторної маси, що подається, кг	1343
Маса води, що випаровується в процесі сушіння, кг	343
Маса каталізаторної маси на виході з сушарки, кг	1000
Втрати тепла в навколишнє середовище, %	10

Рівняння теплового балансу просушування каталізаторної маси в сушарці виглядає наступним чином:

$$Q_{\text{кат1}} + Q_{\text{пов1}} = Q_{\text{кат2}} + Q_{\text{пари}} + Q_{\text{пов2}} + Q_{\text{втрат}},$$

де $Q_{\text{кат1}}$ – загальна кількість тепла, що приходить з каталізатором;

$Q_{\text{пов1}}$ – загальна кількість тепла, що приходить з повітрям;

$Q_{\text{кат2}}$ – загальна кількість тепла, що виходить з каталізатором ;

$Q_{\text{пари}}$ – загальна кількість тепла, що виходить з водяною парою;

$Q_{\text{пов2}}$ – загальна кількість тепла, що виходить з повітрям;

$Q_{\text{втрат}}$ – втрати тепла в навколишнє середовище.

Кількість теплоти рахується за наступною формулою:

$$Q = t \cdot C \cdot m,$$

де t – температура, °С;

C – теплоємність, кДж/кг;

m – маса, кг.

Метою теплового балансу є знаходження маси повітря, що витрачається на обігрів каталізаторної маси, для цього необхідно розв'язати рівняння:

$$t_{\text{кат1}} \cdot C_{\text{кат1}} \cdot m_{\text{кат1}} + t_{\text{пов1}} \cdot C_{\text{пов}} \cdot m_{\text{пов}} =$$

$$t_{\text{кат2}} \cdot C_{\text{кат}} \cdot m_{\text{кат2}} + i_{\text{пари}} \cdot m_{\text{пари}} + t_{\text{пов2}} \cdot C_{\text{пов}} \cdot m_{\text{пов}} + Q_{\text{втрат}},$$

$$\text{де } Q_{\text{втрат}} = (t_{\text{кат1}} \cdot C_{\text{кат}} \cdot m_{\text{кат1}} + t_{\text{пов1}} \cdot C_{\text{пов}} \cdot m_{\text{пов}}) \cdot 10/100;$$

$$Q_{\text{втрат}} = (20 \cdot 1,608 \cdot 1200 + 160 \cdot 1,006 \cdot m_{\text{пов}}) \cdot 0,1;$$

$$20 \cdot 1,608 \cdot 1200 + 160 \cdot 1,006 \cdot m_{\text{пов}} = 105 \cdot 1,608 \cdot 1000 + 2150 \cdot 200 + 70 \cdot 1,006 \cdot m_{\text{пов}} \\ + (20 \cdot 1,608 \cdot 1200 + 160 \cdot 1,006 \cdot m_{\text{пов}}) \cdot 0,1$$

$$m_{\text{пов}} = 7577,6 \text{ кг.}$$

В перерахунку на об'єм:

$$V_{\text{пов}} = 7577,6 / 1,2255 = 6183,3 \text{ м}^3.$$

Розрахуємо статті приходу:

$$Q_{\text{кат1}} = 20 \cdot 1,608 \cdot 1200 = 38592 \text{ кДж};$$

$$Q_{\text{пов1}} = 160 \cdot 1,006 \cdot 7577,6 = 1219691 \text{ кДж};$$

$$\sum Q_{\text{прих}} = Q_{\text{кат1}} + Q_{\text{пов1}};$$

$$\sum Q_{\text{прих}} = 38592 + 1219691 = 1258283 \text{ кДж.}$$

Розрахуємо статті витрат:

$$Q_{\text{кат2}} = 105 \cdot 1,608 \cdot 1000 = 168840 \text{ кДж};$$

$$Q_{\text{пари}} = 2150 \cdot 200 = 430000 \text{ кДж};$$

$$Q_{\text{пов2}} = 95 \cdot 1,006 \cdot 7577,60 = 533615 \text{ кДж};$$

$$Q_{\text{втрат}} = (20 \cdot 1,608 \cdot 1200 + 160 \cdot 1,006 \cdot 7577,6) \cdot 0,1 = 125828 \text{ кДж};$$

$$\sum Q_{\text{витрат}} = Q_{\text{кат2}} + Q_{\text{пари}} + Q_{\text{пов2}} + Q_{\text{втрат}}$$

$$\sum Q_{\text{витрат}} = 168840 + 430000 + 533615 + 125828 = 1258283 \text{ кДж.}$$

Таблиця 2.6 – Тепловий баланс

Прихід			Витрата		
Речовина	кДж	%	Речовина	кДж	%
$Q_{\text{кат1}}$	38592	3,07	$Q_{\text{кат2}}$	168840	13,42
$Q_{\text{(повітря)1}}$	1219691	96,93	$Q_{\text{пара}}$	430000	34,17
			$Q_{\text{(повітря)2}}$	533615	42,41
			$Q_{\text{(втрат)}}$	125828	10,00
Всього	1258283	100	Всього	1258283	100

Розбаланс: $\Delta = (1258283 - 1258283) / 1258283 = 0\%$, отже енергетичний баланс складено правильно.

2.7 Характеристика технологічного обладнання. Розрахунок основного та вибір допоміжного обладнання

2.7.1 Розрахунок всмоктувальної установки пневмотранспорту

Вихідні дані.

Густина контактної маси $\rho_T = 1520 \text{ кг/м}^3$. Еквівалентний діаметр $d_{\text{екв.}} = 100 \text{ мм}$. Транспортна труба має два повороти по 90° кожен. Перепад висот $H = +10 \text{ м}$. Продуктивність $Q_c = 20 \text{ т/добу}$. Довжина $L = 20 \text{ м}$.

Визначаємо технічну продуктивність установки:

$$Q_T = \frac{Q_c \cdot k \cdot k_1}{t} = \frac{20000 \cdot 1.5 \cdot 1.25}{7} = 5357.14 \text{ кг/год},$$

де: $Q_c = 20 \text{ т/доба} = 20000 \text{ кг/доба}$ – середньодобова продуктивність установки;

$k = 1.5$ – коефіцієнт нерівномірності подачі матеріалу в пневматичну лінію протягом доби;

$k_1 = 1.25$ – коефіцієнт, що враховує запас продуктивності;

$t = 7$ – час роботи установки за добу.

Кінематична в'язкість газу при температурі транспортування 20°C :

$$\nu = \frac{\mu^*}{\rho};$$

де μ^* – динамічна в'язкість газу при температурі транспортування, $\text{кг/м}\cdot\text{с}$; ρ – густина газу при температурі транспортування, кг/м^3 ;

$$\nu = \frac{1.8 \cdot 10^{-5}}{1.2} = 1.51 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2 / \text{с};$$

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						33
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		---

Розраховуємо критерій Архімеда:

$$Ar = \frac{d^3 \cdot g \cdot (\rho_T - \rho)}{\rho \cdot \nu^2};$$

де d – еквівалентний діаметр частинки, м; ($d=160\text{мкм} = 1,6 \cdot 10^{-4}$ м); ρ – густина газу при температурі транспортування, кг/м^3 ; $g=9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння. $\rho_T=3160$, кг/м^3 – густина матеріалу, що транспортується; ρ – густина газу при температурі транспортування, кг/м^3 .

$$Ar = \frac{(1 \cdot 10^{-4})^3 \cdot 9.81 \cdot (1520 - 1.2)}{1.2 \cdot (1.51 \cdot 10^{-5})^2} = 54.57.$$

Об'ємна частка твердої фази:

$$\beta = \frac{V_T}{V_C} = \frac{V_T}{V_T + V_G} = \frac{\frac{P_T}{\rho_T}}{\frac{P_T}{\rho_T} + \frac{P_G}{\rho_G}} = \frac{1}{1 + \frac{\rho_T}{\mu \cdot \rho_G}};$$

де μ – концентрація суміші (прийmemo $\mu=7 \text{ кг/кг}$).

$$\beta = \frac{1}{1 + \frac{1520}{1.2 \cdot 7}} = 5.49 \cdot 10^{-3}.$$

Критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{Ar \cdot (1 - \beta)^{4.75}}{18 + 0.61 \sqrt{Ar \cdot (1 - \beta)^{4.75}}};$$

$$Re = \frac{54.57 \cdot (1 - 5.49 \cdot 10^{-3})^{4.75}}{18 + 0.61 \sqrt{54.57 \cdot (1 - 5.49 \cdot 10^{-3})^{4.75}}} = 2.37;$$

звідси визначаємо швидкість витання для вертикальної ділянки:

$$g_b = Re \cdot \frac{\nu}{d};$$

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						34
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$g_b = 2.37 \cdot 1.51 \cdot 10^{-5} / 1 \cdot 10^{-4} = 0.36 \text{ м / с};$$

Транспортуюча швидкість повітря для вертикального пневмотранспорту дорівнює: $\mathcal{G} = 2g_b$;

А для горизонтального: $\mathcal{G}_r = 2\mathcal{G}$;

Так як траса пневмотранспорту містить вертикальні і горизонтальні ділянки, то транспортуюча швидкість повітря для всієї траси береться по горизонтальній ділянці.

$$\mathcal{G}_r = 2\mathcal{G} = 4g_b = 4 \cdot 0.36 = 1.43 \text{ м / с};$$

Визначаємо витрату повітря за секунду:

$$Q_B = \frac{Q_T}{3600 \cdot \rho \cdot \mu} = \frac{5357,14}{3600 \cdot 1.2 \cdot 7} = 0.179 \text{ м}^3 / \text{с};$$

Визначаємо внутрішній діаметр трубопроводу:

$$d_T = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_B}{\pi \cdot \mathcal{G}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.179}{\pi \cdot 1.43}} = 0.39 \text{ м} = 390 \text{ мм};$$

і округляємо до найближчого більшого чи меншого, за чинним ГОСТ на труби, діаметра 400мм. Зовнішній діаметр труби:

$$d_{T_{\text{зов.}}} = 400 + 76 = 476 \text{ мм}$$

де 76 – товщина стінки труби з каталогу виробника.

$$Q_B = F \cdot \mathcal{G} = \frac{\pi \cdot d_T^2}{4} \cdot \mathcal{G} = \frac{3.14 \cdot 0.4^2}{4} \cdot 1.43 = 0.179 \text{ м}^3 / \text{с} = 10.77 \text{ м}^3 / \text{хв}$$

Підраховуємо остаточне значення Q_B (F - площа перерізу трубопроводу) згідно округлено діаметру, а за формулою (10.11):

$$\mu = \frac{Q_T}{\rho \cdot Q_B \cdot 3600} = \frac{5357.14}{1.2 \cdot 0.179 \cdot 3600} = 6.909 \text{ кг / кг};$$

уточнюємо масову концентрацію матеріалу, що транспортується;

по кінцевому значенню Q_B обираєм (таблиця 10.3) розвантажувач ЦРК №12,5 (продуктивністю 12,5 м³/хв, $\bar{m} = 0.21$)

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						35
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		---

Опір розвантажувача визначається за формулою (10.12):

$$P_{розг} = \bar{m} \cdot Q_B^2 = 0.21 \cdot 12.5^2 = 32.81 \text{ кг} / \text{м}^2;$$

Визначаємо опір пиловловлювачів $\Delta P_{пилов.}$. Для самовитрушуючих полотняних всмоктуючих фільтрів приймають

$$\Delta P_{пилов} = 60 \text{ мм вод. ст.} = 60 \text{ кг} / \text{м}^2.$$

$\sum \Delta P_{pn}$ – сумарна втрата тиску в розвантажувачі і пиловловлювачі:

$$\sum \Delta P_{pn} = 60 + 32,81 = 92,81 \text{ кг} / \text{м}^2.$$

Знаходимо величину загальних втрат тиску в системі:

$$\sum P_c = \left(\lambda \frac{\sum l_{прив}}{d_T} + \sum \zeta_i \right) \cdot \frac{\rho \cdot g^2}{2g} (1 + k\mu) + \rho \cdot \mu \sum H + \Delta P_{розг} + \sum \Delta P_{pn};$$

де: $\lambda = 0,02$ коефіцієнт тертя чистого повітря об стіни;

$\sum l_{прив}$ – сума для всіх ділянок горизонтальних, вертикальних і еквівалентних відводів;

$\sum \zeta_i$ – сума коефіцієнтів місцевих опорів;

k – приймається з таблиці 10.5;

$\sum H$ – сума довжин вертикальних ділянок;

$\Delta P_{розг}$ – втрати тиску на розгін:

$$\Delta P_{розг} = K_p \cdot \mu \frac{\rho \cdot g^2}{2g} = 2.0 \cdot 6.909 \frac{1.2 \cdot 1.42^2}{2 \cdot 9.81} = 1.73 \text{ кг} / \text{м}^2;$$

де $K_p = 2,0$ – коефіцієнт опору ділянки розгону.

Оскільки труба має два повороти по 90° кожний з радіусами $R = 10 \cdot d_T = 3$ м, то кожен поворот еквівалентний опору 10 м горизонтальної ділянки труби.

Таким чином, отримуємо значення

$$\sum l_{прив} = L + 2 \cdot 10 \text{ м} = 20 + 20 = 40 \text{ м};$$

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						36
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$\sum \zeta_i = \zeta_1 + \zeta_2 = 1 + 1 = 2, \text{де } \zeta_1 = 1, \zeta_2 = 1;$$

ζ_1 – коефіцієнт місцевого опору на вході в трубопровід;

ζ_2 – коефіцієнт місцевого опору на вході у розвантажувач;

Загальні втрати тиску становлять:

$$\sum P_c = \left(0.02 \frac{40}{0.3} + 2\right) \cdot \frac{1.2 \cdot 1.43^2}{2 \cdot 9.81} (1 + 0.4 \cdot 6.909) + 1.2 \cdot 6.909 \cdot 10 + 1.77 + 92.81 = 179.33 \text{ кгс/м}^2;$$

З урахуванням загальної втрати тиску в системі і витраті повітря підбирають вентилятор і розраховують потужність його приводу за формулою:

$$N = \frac{K_1 \cdot Q_B \cdot K_2 \cdot \sum P_c}{102 \cdot \eta};$$

де: $K_1=1,15$ – коефіцієнт, що враховує підсоси в системі;

$K_2=1,1$ – коефіцієнт неврахованих втрат у транспортному трубопроводі;

η – К.К.Д., приймається в залежності від обраного типу повітродувки.

Обираємо вентилятор ЦП-30 №6 з частотою обертання

$n = 11200/6 = 1866.7$ об./хв. при $\eta=0,6$.

Звідси потужність приводу: $N = \frac{1.15 \cdot 0.179 \cdot 1.1 \cdot 178.9}{102 \cdot 0.6} = 0.66 \text{ кВт}$.

Розраховані параметри

Середня добова продуктивність	20 т/доба
Технічна продуктивність	5357.14 кг/год
Час роботи	7 год/добу
Довжина трубопроводу	20 м
Число поворотів	2 по 90°
Радіус поворотів трубопроводу	3 м
Перепад висоти	+10 м
Концентрація суміші	6.909 кг/кг
Швидкість повітря в трубопроводі	1.42 м/с

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						37
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		---

Діаметр внутрішнього трубопроводу	400 мм
Витрата повітря	10.77 м ³ /хв
Загальні втрати тиску в системі	178.86 кгс/м ²
Використовуваний вид вентилятора	ЦП-30 №6
частота обертання валу	1866,7 об/хв,
К.К.Д.	0,6
Використовуваний тип циклону розвантажувача	ЦРк №12.5
Продуктивність	12.5м ³ /хв
Необхідна потужність приводу	0.66 кВт

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						38
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		---

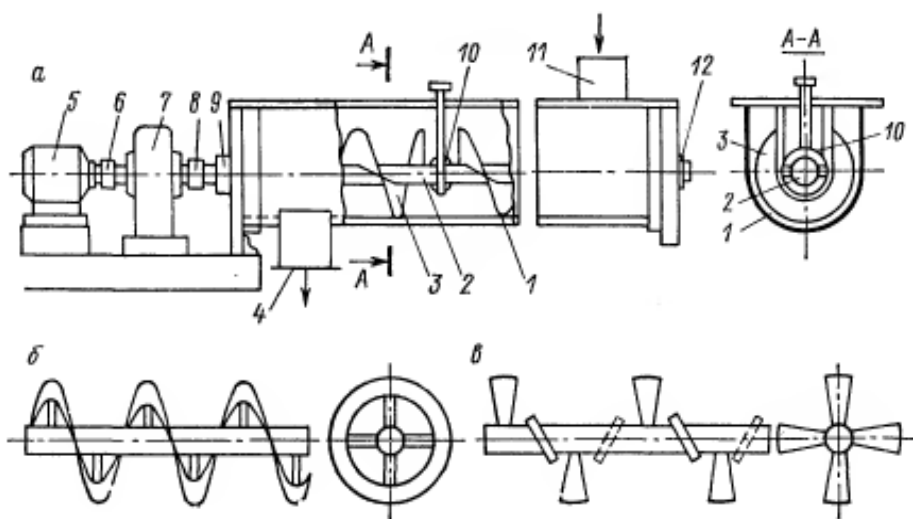
2.7.2 Розрахунок гвинтового конвеєра

Гвинтовий конвеєр у виробництві каталізатора розташований після бігунів, для транспортування вологої каталізаторної маси до формувальної машини.

Повністю закрыта конструкція шнека необхідна для переміщення гарячих і гостро пахучих вантажів і вантажів, що сильно пилять. Шнек має наступні переваги: простота будови і обслуговування; невеликі габарити. Недоліками є: висока витрата електроенергії; дроблення матеріалу під час транспортування; підвищений знос гвинтів і жолоба; чутливість до перевантажень; високий рівень шуму.

Продуктивність шнеків не перевищує $100 \text{ м}^3/\text{год}$, а відстань, на яку можна переміщувати вантаж, – 40 м.

При необхідності передачі на великі відстані транспортна стрічка складається з кількох шнеків. В вертикальному напрямку шнеки можуть подавати матеріали на висоту до 15 м.



1 – жолоб; 2 – вал; 3 – гвинт; 4 – розвантажувальний штуцер; 5 – електродвигун; 6, 8 – муфти; 7 – редуктор; 9, 10, 12 – підшипник, 11 – загрузочний штуцер.

Рисунок 2.2 – Гвинтовий конвеєр (шнек) з цільним (а), стрічковим (б) і лопатевим гвинтом (в):

Продуктивність (Q , кг/год.) шнека розраховують:

$$G = F \cdot S \cdot n \cdot \varphi \cdot \rho_n \cdot c,$$

де F – площа попереднього перерізу гвинта, m^2 ($F = 0,785 \cdot D^2$); D – діаметр шнека, м; S – крок гвинта, м; n – частота обертання гвинта (6 – 300 xv^{-1}); φ – коефіцієнт заповнення (0,4 – 0,125); c – коефіцієнт, що враховує кут нахилу шнека; ρ_n – насипна густина матеріалу, kg/m^3 .

Кут нахилу шнека, градуси	0	5	10	15	20
c	1,0	0,9	0,8	0,7	0,6

$$G = 0,785 \cdot 0,16^2 \cdot 0,16 \cdot 0,49 \cdot 0,25 \cdot 1260 \cdot 1 = 0,5 \frac{kg}{сек} = 1780,38 \text{ кг/год},$$

Частота обертання (xv^{-1}) гвинта залежить від виду вантажу, що переміщується і визначається за формулою:

$$n = \frac{A}{\sqrt{D}} = \frac{0,75}{\sqrt{0,16}} = 29,29 \frac{об}{хв} = 0,49 \frac{об}{сек}$$

Потужність (N , Вт) приводу гвинтового конвеєра:

$$N = 9,8 \cdot G \cdot L \cdot f \cdot \beta_n / (\eta \cdot 367),$$

де η – ККД двигуна та редуктора; L – горизонтальна проекція шляху матеріалу, що переміщується, м; f – коефіцієнт опору; β_n – коефіцієнт запасу потужності.

$$N = 9,8 \cdot 1,8 \cdot 5 \cdot 2,5 \cdot 1,15 / (0,777 \cdot 367) = 0,88 \text{ кВт}.$$

Значення коефіцієнтів ψ , b і f

Група вантажів	Приклади вантажів	Коефіцієнти		
		ψ	b	f
Легкі і неабразивні	Тирса	0,4	65	1,2
Легкі і мало абразивні	Крейда, сода	0,32	50	1,6
Тяжкі і мало абразивні	Гіпс, суперфосфат	0,25	45	2,5
Тяжкі і мало абразивні	Апатитовий колчедан, колчеданний огарок	0,125	30	4,0

Розрахований горизонтальний гвинтовий конвеєр має наступні характеристики: $D = 0,16$ м; довжина – 5 м; частота обертання (xv^{-1}) гвинта – 29 об/хв.; потужність (N , Вт) приводу гвинтового конвеєра – 0,88 кВт; продуктивність (G , кг/с.) шнека – 1,78 т/год.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						40
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

2.8 Екологічні проблеми та шляхи їх вирішення

Методи очищення викидів від газоподібних речовин за характером фізико-хімічних процесів з очищуваними середовищами поділяються таким чином:

- промивання викидів розчинниками, що не сполучаються із забруднювачами (метод абсорбції);
- промивання викидів розчинами, що вступають в хімічну реакцію з забруднювачами (метод хемосорбції);
- поглинання газоподібних забруднювачів твердими активними речовинами (метод адсорбції);
- поглинання та використання каталізаторів;
- термічна обробка викидів;
- осаджування в електричних та магнітних полях;
- виморожування.

Метод абсорбції базується на розділенні газоповітряної суміші на складові частини шляхом поглинання шкідливих компонентів абсорбентом. В якості абсорбентів вибирають рідини, здатні поглинати шкідливі домішки. Для видалення з викидів ароматичних вуглеводнів, водяної пари та інших речовин застосовується сірчана кислота. Для здійснення процесу очищення газових викидів методом абсорбції застосовуються плівкові, форсункові, трубчасті апарати — абсорбери.

Метод хемосорбції базується на поглинанні газів та пари рідкими і твердими поглиначами з утворенням хімічних сполук. Цей метод використовується при очищенні викидів через вентиляції гальванічних відділень. При цьому розчинником для очищення викидів від хлористого водню є 3 %-й розчин їдкого натру. Цей метод використовується також для очищення викидів від окисів азоту.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						41
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Метод адсорбції базується на селективному вилученні з газових сумішей шкідливих домішок за допомогою твердих адсорбентів. Найбільш широко як адсорбент застосовується активоване вугілля, іонообмінні смоли тощо.

Геометричні параметри адсорбента вибираються та розраховуються за номограмами або за аналітичними залежностями.

В якості каталізаторів використовують платину, метали платинового ряду, окиси міді, двоокис марганцю, п'ятиокис ванадію тощо. Каталітичний метод використовується для очищення викидів від окису вуглецю за рахунок його окислення до двоокису вуглецю.

Термічний метод базується на допалюванні та термічній нейтралізації шкідливих речовин у викидах. Цей метод використовується тоді, коли шкідливі домішки у викидах піддаються спаленню.

В контексті даного технологічного процесу є ряд екологічних проблем:

1. Великі об'єми викидів в атмосферу оксиду азоту.
2. Викиди водяної пари.
3. Викиди відпрацьованого просочувального розчину.

Оксиди азоту відносять до помірнонебезпечних газів (третій клас небезпеки). В робочих зонах ГДК оксиди азоту в перерахунку на NO_2 дорівнює 2мг/м^3 , а в приземному шарі середньодобова ГДК складає $0,085\text{ мг/м}^3$.

Вміст оксидів азоту на виході з сушарок та прокалювальних печей значно перевищує санітарні норми. Тому в промисловій практиці використовуються методи каталітичного відновлення оксидів азоту природним газом чи аміаком до молекулярного азоту та води. Умовно за температурами відновлення процеси ділять на високо температурні (більше 500°C) та низькотемпературні (менше 500°C).

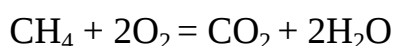
В якості відновників запропоновані: водень, АВС, CO , CH_4 та інші.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						42
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		--

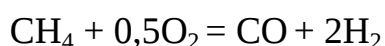
Практичне використання в промисловості знайшов природний газ з низьким вмістом сірки. В якості каталізаторів процесів очищення використовують каталізатори нанесеного типу Pt, Pd, Ni, Cu, Cr, Fe та їхні сплави.

Процес відновлення оксидів азоту протікає при температурах 720-770°C. Для досягнення достатньої концентрації оксидів азоту в межах 0,002-0,008% підтримують 10 %-вий надлишок природного газу.

Першою стадією процесу очищення є горіння та конверсія метану киснем:



При неповному згорянні метану утворюються водень і монооксид вуглецю:



Останні можуть окиснюватися киснем до суміші вуглецю та води.

Тепло, що виділяється за цими реакціями призводить до значного підвищення температури газу.

Таким чином, в відновленні оксидів азоту приймають участь всі три відновники: H_2 , CO , CH_4 .

Сумарні реакції виглядають так:



В теперішній час ведуться інтенсивні дослідження методів очищення вихлопних газів від оксидів азоту, що дозволяє не лише зробити викиди безпечними, але і збільшити використання зв'язаного азоту. Розробляються методи поглинання оксидів азоту рідкими розчинниками та очищення газів на цеолітах.

Проблема очистки стічних вод на даному підприємстві актуальна, оскільки нікель відноситься до важких металів і його вміст в стічних водах виробництв жорстко регламентується.

Можливі принципові ступені очищення вод для даного виробництва:

1. Очищення води на механічних фільтрах, для видалення дрібного оксиду алюмінію.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						43
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		--

2. Очищення води на катіонітових фільтрах в кілька ступенів.

У даному виробництві можливе використання оборотної води, тому після цих стадій воду можна повернути в технологічний процес і з меншою витратою кислоти та солей на приготування розчину кислоти та просочувальних розчинів.

Якщо ж вода скидається за межі підприємства – вона потребує більш ретельного очищення.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						44
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Висновки

Метою даного проекту полягала в розробці технологічної схеми виробництва каталізатора метанування, дослідженні його властивостей та проведенні розрахунків основного та допоміжного обладнання, а також матеріального та теплового балансів виробництва.

У першому розділі описано технологічну схему процесу метанування (тонкої чистки) азото-водневої суміші від оксидів вуглецю методом їх гідрування, наведені фізико-хімічні основи процесу метанування та сучасна схема метанування.

У другому розділі обґрунтовано вибір каталізатора та обрано спосіб його виробництва, а власне метод просочування. Також розраховано матеріальний та енергетичний баланси виробництва, знайдено витратні коефіцієнти та маси газових викидів.

Також приведено розрахунки всмоктувальної пневмотранспортної установки і гвинтового конвеєра.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						45
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		---

Перелік посилань

1. Семенов В.П. Производство аммиака/ В.П. Семенов, Г.Ф.Киселев, А.А. Орлов и др.; Под ред. В.П.Семенова. – М.: Химия, 1985
2. Янковський М.А. Технологія аміаку. Навчальний посібник. / М.А. Янковський, І.М. Демиденко, Б.І. Мельников, О.Я. Лобойко, Г.М. Корона. Дніпропетровськ:УДХТУ,2004. – 300с.
3. Коробочкін В.В.Технология катализаторов: учебное пособие. Ч. II. Технологические схемы приготовления промышленных катализаторов/ В.В. Коробочкин, Д.А. Горлушко. Томский политехнический университет. – Томск: Из-во Томського политехнического университета, 2013. - 87 с.
4. Мухленов И.П. Технология катализаторов [Текст]: Учеб. пособие / И.П. Мухленов, В.И. Дробкина, В.И. Дерюжкина, В.Е.Сороко – 3-е изд., перераб. – Л.: Химия, 1989. – 272 с. ил.– 5000 экз. – ISBN 5-7245-0320-4.ГОСТ 2037 -82. Конвееры винтовые стационарные общего назначения/А.С. Оболнский, В.А. Барков, К.А. Усов; введ.в дію 15 січня 1982 р.
5. Конвееры винтовые стационарные общего назначения. Технические требования [Текст] : ГОСТ 2037 – 82. – Москва : Изд-во стандартов, 1982. – 10 с. :
6. Насыпная плотность веществ[електронний ресурс]:Режим доступу: <http://www.dpva.info/guide/guidephysics/guidephysicsdensity/densitytable/>
7. Оксид алюминия[електронний ресурс]: Режим доступу: <http://sds-group.com.ua/p13451832-oksidi-alyuminiya-425.html>
8. Справочник азотчика [Текст]: в 2-х т. Т. 1.: Физико-химические свойства газов и жидкостей. Производство технологических газов. Очистка технологических газов. Синтез амиака. Синтез метанола. / общ. ред. Е. Я. Мельников. – М. : Химия, 1967. – 492 с.
9. Справочник азотчика [Текст]: в 2-х томах. Т. 2.: Производство азотной кислоты. Производство азотных удобрений. Материалы и основное специальное оборудование. Энергоснабжение. Техника безопасности./ общ. ред. Е. Я. Мельников. – М. : Химия, 1969. – 400 с.

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						46
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						47
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Додаток А

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						48
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		- - -

Додаток Б

					ХН5105 1440 001 ПЗ	Арк.
						49
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		- - -