ВСТУП

Карбамід, або сечовина, CO(NH2)2 являє собою амід вугільної кислоти і є кінцевим продуктом перетворення білкових речовин у тваринному організмі. Карбамід в промисловості отримують з аміаку і двооксиду вуглецю; в основі цього методу лежить реакція, відкрита А. І. Базаровим в 1868 році.

Технічний карбамід – тверда кристалічна речовина білого кольору, без запаху, слизький на дотик. Він є найбільш концентрованим з твердих азотних добрив, що містить 46,6% азоту, та визначає економічну доцільність його застосування. Азот карбаміду дуже легко засвоюється рослинами і по засвоюваності рівноцінний азоту, що міститься в сульфаті і фосфатах амонію. За фізико-хімічними властивостями має деякі переваги перед аміачною селітрою: не вибухонебезпечний, менш гігроскопічний і має менший ступінь злежуваності.

Завдяки високій концентрації поживних речовин (азоту) і значно кращим фізико-хімічним властивостям карбаміду витрати на його зберігання, транспорт, підготовку до внесення в ґрунт і на процеси внесення приблизно на 20-30% нижче, ніж для аміачної селітри.

У сільському господарстві карбамід використовується не тільки як добриво, але і служить в якості азотовмісної домішки до кормів жуйних тварин.

У промисловості карбамід застосовують у вигляді карбамідоформальдегідних полімерів у виробництві пластичних мас, синтетичних клеїв (вони використовуються, наприклад, при виготовленні багатошарової фанери), для обробки паперу з метою поліпшення її механічних властивостей.

Карбамід широко застосовується також у фармацевтичній промисловості для приготування знеболюючих і снодійних засобів, препаратів для загоєння ран. У нафтовій промисловості карбамід використовується для очищення масел.

Існує багато методів виробництва карбаміду. Розглянемо деякі із них.

Газовий рецикл неперетворених NH3: СО2 [2]

На рис. 1.1 представлена ​​технологічна схема одного з варіантів цього процесу, що включає в себе найбільш пізні з розробок фірми «Хеміко» - схема «термопроцесу». Відповідно до цього способу карбамід синтезують при 17,5-21 МПа і 465-475 К в міжтрубному просторі двох апаратів: дистилятора I ступені 1 і генератора пара низького тиску 2. В ці апарати подають рідкий NH3 насосом 3 і суміш рециркулюємих газів компресором 4. Реакція синтезу протікає при мольному співвідношенні NH3: СО2= (2,5+3): 1 і в присутності відносно невеликих кількостей води. Ступінь перетворення СО2 в карбамід становить 55-60%. Завдяки низькому співвідношенню NH3: СО2 і високій температурі рециркулюємих газів реакція синтезу сильно зкзотермічна. Тому теплота реакції використовується для генерування насиченої пари тиском 0,4 МПа (абс.) В генераторі 2 і для відгону частини неконвертованих реагентів в дистиляторі I ступені 1. Отгонка проводиться при 6-8 МПа і 435-445 К в струмі рециркулюємих газів, що подаються компресором 5. У цих умовах дисоціює близько 90% карбамату амонію і відганяється майже така ж кількість вільного аміаку.

Розчин з дистилятора I ступені подають в проміжний холодильник 6, що працює при 2-3 МПа, звідки він надходить в сепаратор-скруббер 7, де відокремлюють інертні гази, відмиваючи конденсатом з них аміак. Розчин з скрубера 7 направляють в дистилятор II ступені 8, де при 0,6-1,0 МПа (абс.) в струмі свіжого СО2, що подається компресором 9, з нього відокремлюють основну частину неконвертованих реагентів. Завершують виділення NH3 і СО2 в випарнику 10 при 0,2 МПа (абс.) та 390-395 К. Отриманий розчин карбаміду концентрацією 76,5% надходить на переробку звичайними методами (випарювання і грануляція, або кристалізація, плавлення і грануляція).

Сумарні енерговитрати оцінюються авторами методу в 1,453 ф. ст. на 1 т карбаміду, тоді як за їхньою оцінкою аналогічний показник для стріппінг - процесів «Стамікарбон» і «Снам Проджетті» становить відповідно 1,508 і 1,578 ф. ст. Здавалося б, при великому масштабі виробництва навіть настільки незначні відмінності можуть істотно відбитися на економіці виробництва, і кращий найменш енергоємний метод «Хеміка». Однак згадані стріппінг-процеси широко використовуються в промисловості карбаміду, а «термопроцес» до сих пір не реалізований. Основна перешкода до його промислового використання - неможливість створення і випробування моделі відцентрового компресора. Мінімально допустимий потік на нагнітанні відцентрового компресора відповідає потужності виробництва карбаміду за описаною вище схемою 640 т/добу. Тому реалізація такого процесу можлива лише у великому промисловому масштабі, що, в свою чергу, пов'язано з величезним виробничим ризиком. Зазначені вище відмінності в енерговитратах занадто незначні, щоб служити виправданням такого ризику.

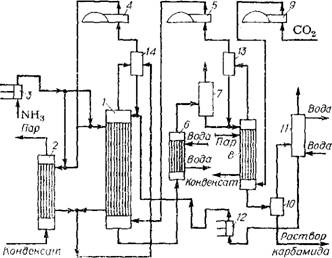


Рисунок 1.1 – Схема «термопроцесу»

1 - реактор-дистиллятор I ступеня; 2 - генератор пари низького тиску; 3 - насос рідкого NH3; 4 - рециркуляционний компресор високого тиску; 5 - рециркуляційний компресор низького тиску; 6 - проміжний холодильник; 7 - сепаратор-скрубер; 8 - дистилятор II ступеня; 9 - компресор СО2; 10 - випарник; 11 - конденсатор-абсорбер; 12 - насос для розчину; 13, 14 - сепаратори.

Схема стріппінг-процесу виробництва карбаміду за методом «Снам Проджетті»

Технологічна схема представлена на рис. 1.2 За цією схемою в реактор 1 подають СО2 і частину NH3; решту NH3 випаровують і у вигляді газового потоку направляють в дистилятор 3. В останньому відбувається майже повне розкладання карбамату амонію і залишок його в плаву синтеза становить всього лише кілька відсотків; крім того, в плаву міститься вільний NH3. Парогазову суміш з дистилятора 3 направляють в конденсатор 4, де утворюється реціркулюємий РУАС і за рахунок теплоти його утворення виходить пар низького тиску. Рециркулюємий РУАС надходить в реактор під дією сили тяжіння. На вході в реактор підтримують L=(3 - 3,5): 1; на виході з реактора суміш майже на 100% є рідиною. Завдяки низькому ступеню рецикла води, при зазначеному L і температурі синтезу 455-458 К хв досягає 60%. Виведений з дистилятора плав синтезу звільняють від домішок NH3 і СО2 в три стадії у випарниках 5, кожен з яких працює при послідовно снижающемся тиску, причому перші два забезпечені підігрівниками; гази, виділяються конденсують при відповідних тисках із застосуванням водного абсорбенту, отриманий розчин УАС використовують в конденсаторі 4, a NH3, що відходить з абсорбера 6 середнього тиску, конденсують і зливають в збірник 2.

75% розчин карбаміду, котрий практично не містить NH3, упарюють до концентрації 99,5% під вакуумом; після грануляції отримують продукт з гарантованим вмістом біурета 0,7%. Для отримання продукту з гарантованим вмістом біурета 0,3%, карбамід кристалізують з розчину під вакуумом, відокремлюють кристали в центрифузі, сушать їх і, в разі необхідності, плавлять і гранулюють.

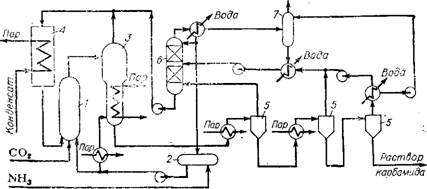


Рисунок 1.2 Схема стріппінг-процесу виробництва карбаміду за методом «Снам Проджетті»

1 - реактор; 2 - ємність; 3 - дистилятор; 4 - конденсатор; 5 - випарник; 6 - абсорбер; 7 - скрубер для уловлювання NH3, з газів, що відходять. [2]

Метод «Текніп-Мавровича» [2]

Його прийнято називати способом отримання карбаміду з рециклом тепла, оскільки велика частина теплоти конденсації газів дистиляції першого ступеня використовується для виділення з плаву синтезу неконвертованы NH3 і СО2 та концентрування розчину карбаміду.

В реакторі 20 (рисунок 1.3 – Метод «Текніп-Мавровича») підтримують Рс = 21-22,5 МПа, tc = 190 °С, L = 4,0-4,5 і W = 0,4-0,6. При цих умовах величина χв досягає 70-72%. Для пасивації футерування, виконаної з нержавіючої сталі, в реактор вводять атмосферне повітря шляхом стиснення компресором 14 до 22,5 МПа і змішування з рідким NH3 або з рециркулюємим РУАС. На відміну від подачі в суміші з СО2 прийнятий метод дозування пасивуючого повітря спрощує операції короткочасних зупинок і блокувань реактора, протягом яких швидкість корозії не зростає.

Виведений з реактора плав синтезу ділять на два різних за обсягом потоку.

1. Більшу частину плаву дроселюють до 2,1 МПа і направляють в апарат дистиляції I ступені 30. Процес в цьому швидкісному апараті 30 здійснюють при 158 °С за рахунок теплоти конденсації пари тиском 0,85 МПа в міжтрубному просторі. Утворений паровий конденсат насосом 11 подають в теплообмінний елемент реактора 20, де генерують пар середнього тиску. Газорідинна суміш з апарату дистиляції 30 вводять в проміжне відділення першого сепаратора 29.

2. Меншу частину плаву синтезу після дроселювання до 2,1 МПа з температурою 120-125 °С направляють у верхнє відділення першого сепаратора 29.

У першому сепараторі 29 порівняно холодний малий потік плаву тече назустріч газовій фазі, що піднімається в гору, котра виділена з плаву в апараті 30. В результаті протиточного контакту фаз у верхній тарільчастій ​​частині сепаратора 29 конденсується велика частина водяної пари, присутніх в газовій фазі. Таким чином, концентрація парів Н2О в газовому потоці після сепаратора 29 нижче, ніж в газовій фазі, виділеній з плаву під час дистиляції в апараті 30, і становить приблизно 5%. З нижньої частини сепаратора 29 виводять залишившийся плав синтезу і направляють на дистиляцію II ступені.

Аналогічні процеси, але під більш низьким тиском здійснюють в наступних апаратах дистиляції 31, 32 і сепараторах 28, 36. Тиск на II ступені дистиляції 0,2-0,3 МПа, на III ступені - атмосферний. 75-76% водний розчин карбаміду з сепаратора 36 упарюють до 86-88% в вакуум-випарнику 21 і після відділення сокових парів в сепараторі 17 направляють на наступні стадії випарювання і грануляції.

Гази дистиляції з сепараторів 29, 28 і 36 подають відповідно в конденсатори-абсорбери 25, 27 і 35. Для зрошення абсорбера 35 використовують частину водного розчину карбаміду. РУАС, що виходить з апарату 35 насосом 13 перекачують в конденсатор 27, а з останнього насосом 12 - в конденсатор 25. У міжтрубній зоні апарату 25 за рахунок теплоти абсорбції-конденсації газів дистиляції утворюється пар низького тиску, який використовується в апаратах дистиляції 31 і 32. Газорідинна суміш з трубної зони апарату 25 послідовно проходить через міжтрубні зони підігрівачів аміаку 19, 18 і рециркуліруємого РУАС 23, а також вакуум-випарника 21, де газова суміш конденсується і розчиняється в рідкій фазі. Вся теплота, передана РУАС, котрий рециркулюється, і основна частина теплоти, передана рідкому NH3, що надходить в реактор з температурою 110 °С, регенерується на більш високому температурному рівні в теплообмінному елементі реактора 20 у вигляді пари середнього тиску, який цілком витрачається на I ступені дистиляції плаву . Для продукування пара можна використовувати виносний теплообмінник, що виконує по суті роль форреактора. В апараті 3 завершується конденсація СО2 з газової фази і утворюється рециркулюємий РУАС. Газоподібний NH3, відокремлений від РУАС, промивають від домішків СО2 в колоні 7, конденсують в апараті 1, охолоджують в холодильнику 2 і змішують зі свіжим рідким NH3.

Безперервний аналіз складу рециркулюємого РУАС та автоматизована система контролю балансу води в системі рідинного рецикла обумовлюють додаткове підвищення ефективності процесу; зокрема, рецикл води підтримується на мінімальному рівні, при якому виключається небезпека випадання кристалічної фази при транспортуванні РУАС.

Рисунок 1.3 – Схема виробництва карбаміду за методом «Текніп-Мавровіча»:

1 - конденсатор NH3; 2 - холодильник; 3 - конденсатор ВАС; 4, 5, 6 - аміачний насос; 7 - промивна колона; 8 - карбаматний насос; 9 - 13, 33, 34 - насоси; 14, 15 - компресори; 16 - вакуум-конденсатор; 17, 28, 29, 36 - сепаратор; 18, 19 - підігрівачі аміаку; 20 - реактор; 21 - вакуум-випарник; 22 - збірник; 23 - нагрівач РУАС; 24 - ежектор; 25 - абсорбер (генератор пари низького тиску); 26 - вузол абсорбції-десорбції; 27, 35 - абсорбери; 30 - 32 - апарати дистиляції I, II і III ступенів.

Схема стріппінг-процесу за методом «Стамікарбон» [2]

На рисунку 1.4 представлена схема стріппінг-процесу за методом «Стамікарбон». В реактор 6, футерований нержавіючою сталлю, насосом 3 подають свіжий рідкий NH3, а також рециркулюємий водно-аміачний розчин карбамат амонію з конденсатора високого тиску 5. Реактор являє собою автоклав, розділений 8-10 сітчатими тарілками на ряд секцій, що виключає поздовжню циркуляцію реагуючої суміші. Апарат розраховують на час перебування реакційної суміші протягом 45-60 хв, що забезпечує 90-95% ступінь наближення до рівноважного стану і стійкість роботи при можливих коливаннях подачі вихідних реагентів. Плав синтезу карбаміду, виведений з реактора при 453 – 463 К і 13 МПа, направляють без зміни тиску в дистилятор 4 - вертикальний кожухотрубчастий теплообмінник, що обігрівається парою (Р≤2,5 МПа). Перед стисненням в компресорі 2 в потік свіжого СО2 додають невелику кількість повітря для пасивації сталевої апаратури. Газовий потік з дистилятора 4 подають в конденсатор 5, що працює під тиском синтезу, туди ж вводять насосом 13 невелику кількість карбаматного розчину з конденсатора 12 низького тиску. В конденсаторі 5 утворюється основна кількість рециркулюючого РУАС; теплота, котра виділяється при цьому використовується для отримання пари низького тиску. Регулюючи тиск пари, що утворилась і температуру в конденсаторі, ступінь конденсації газів в апараті 5 підтримують близько 80% з тим, щоб теплоту конденсації решти газів використовувати в реакторі 6 для забезпечення автотермічних умов його роботи. Оскільки в апаратах 4, 5 і 6 тиск практично однаковий, рециркуляцію карбаматного розчину з конденсатора 5 в реактор можна здійснювати або самопливом (при відповідному розташуванні апаратів 5 і 6), або низьконапірним відцентровим насосом.

Оптимальне значення L в реакторі складає 2,8. При цьому Р\* мінімальний, що обумовлює зниження вартості апаратури вузла синтезу і компресора для стиснення СО2. У вихідній реакційній суміші W = 0,3-0,4, а хв = 50-60%.

Оптимальне мольне співвідношення NH3: СО2 в конденсаторі становить 2,4. При цьому температура процесу максимальна і найбільш сприятливі умови отримання пари. Для підтримки зазначеного співвідношення NH3: СО2 в конденсатор додають NH3. Температура виведеної з конденсатора 5 реакційної суміші становить 443 К.

Розчин з апарату 4 дроселюють до тиску 0,3-0,6 МПа і направляють в вузол дистиляції низького тиску, що включає колону ректифікації 9, підігрівач 10 і сепаратор 11. Виділені гази дистиляції направляють в конденсатор 12. Інертні гази виводять з реактора 6 через конденсатор 7, а після дроселювання промивають в скрубері 19 для уловлювання NH3: СО2 перед викидом в атмосферу. З сепаратора 11 розчин дроселюють до тиску, близького до атмосферного, в сепаратор 14. Невелика кількість газів, що виділяється направляють на конденсацію, а 75% розчина карбаміду збирають в ємкості 15, з якої насосом 16 відкачують на подальшу переробку. Спосіб виділення карбаміду в товарному твердому вигляді залежить від вимог, що пред'являються до кінцевого продукту.

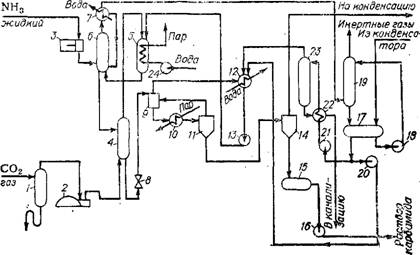


Рисунок 1.4 – Схема стріппінг-процесу за методом «Стамікарбон»

1, 11, 14 - сепаратори; 2 - компресор; 3, 13, 16, 18, 20, 21, 24 - насоси; 4-дистилятор; 5,7 - конденсатори високого тиску; 6 - реактор; 8 - дросельний клапан; 9 - колона ректифікації; 10 - підігрівач; 12 - конденсатор низького тиску; 15, 17 - ємності; 19 - скрубер; 22 - теплообмінник; 23 - десорбер.

Енергетичні переваги процесу [2]

Як показує зіставлення теплових балансів установок синтезу карбаміду за звичайною схемою з рідинним рециклом і по стріппінг-методу [4], останній має енергетичні перевагами.

З урахуванням теплового зміста вихідних і кінцевих продуктів реакції синтезу карбаміду загальний тепловий ефект сумарного процесу позитивний і становить 837,36 кДж/кг CО(NH2)2 при початкових температурах NH3 і СО2 відповідно 313 і 373 К. Надлишок теплоти відповідає тепломісткісті ~ 400 кг пари на 1 т CО(NH2)2 або охолоджуючої здатності 13 м3 води (∆T = 15 °).

У табл. 1.1 зіставлені витрати тепла в звичайному і стрипінг-процесі «Стамікарбон». Для спрощення прийнято, що не здійснюється внутрішній теплообмін, наприклад, зі свіжим аміаком [4].

Таблиця 1.1 витрати тепла в звичайному і стрипінг-процесі отримання карбаміду (в кДж/кг CO(NH2)2)

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Статті витрат | Звичайний процес | Стрипінг-процес |
| Подача тепла в вузол високого тиску (стадії синтезу і стріппінг-дистиляції) | 418,68 | 1695,65 |
| Тепло, утилізоване в вузлі високого тиску | – | 1842,19 |
| Витрати тепла на ступені дистиляції при 1,8 МПа | 1444,44 | – |
| Витрати тепла на ступені дистиляції при 0,3 МПа | 242,3 | 293,08 |
| Витрати тепла в вузлі остаточної переробки розчину карбаміду | 942,03 | 900,16 |
| Витрати тепла в вузлі десорбції | 62,80 | 62,80 |
| Потреби тепла  Пар високого тиску  Пар середнього і низького тиску  Надлишок пара низького тиску | \_  3110,08  – | 1695,65  –  586,15 |

Техніко-економічні показники схеми «Стамікарбон» [2]

Як показує виробничий досвід, робота установки з стріппінг-схемою стійка і управління нескладне. Вихід на стаціонарний режим досягається за 1-2 години.

Після коротких зупинок 100% продуктивність відновлюється через 15 хв.

Наведемо основні техніко-економічні характеристики стріппінг-процесу «Стамікарбон». Гарантована питома (на 1 т гранульованого карбаміду) витрата NH3 становить 0,575, а СО2 -0,750 т. Енергетичні показники поміщені в таблиці 1.2, де вони зіставлені з аналогічними показниками звичайної схеми з рідинним рециклом «Стамікарбон».

Таблиця 1.2 – Витратні коефіцієнти (з гарантійним запасом 5%) на 1 т гранульованого карбаміду, що містить 0,25% (мас.) Біурета

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Статті витрат | Коефіцієнти для процесів «Стамікарбон» з повним рециклом | |
| Звичайний процес | Стриппінг-процесс |
| Електроенергія, кВт-год | 140 | 120 |
| Пар при 2,5 МПа, т | – | 1,05 |
| Пар при 1,2 МПа, т | 1,5 | – |
| Пар при 0,3 МПа (відхід), т | – | 0,35 |
| Охолоджуюча вода при 25 °С (∆t = 11 °), м3 | 100 | 55 |

3 Опис технологічної схеми

Компресія аміака

Рідкий аміак в цех М-3 надходить з ізотермічного сховища цеху 1-А або з цеху 1-Б. Тиск аміаку, що надходить в цех, становить 1,45 - 1,85 МПа, температура 15-26ºС. Через вузол виміру витрати рідкий аміак подається в збірник З звідки з тиском 1,45-1,85 МПа і температурою 15-26ºС надходить на всмоктування трехплунжерних насосів Н, де стискається до тиску не більше 17,5 МПа і подається в систему синтезу з об'ємною витратою не менше 26,5 м3/год.

Компресія СО2

Компресорні установки виконані на базі поршневих компресорів призначені для виробництв, в яких потрібен газ високого тиску. Для підвищення тиску газу використовується багатоступінчасті компресори. Поршневий компресор, що приводиться в рух електродвигуном, засмоктує вуглекислий газ, що надходить в цех при температурі 35 °С та атмосферному тиску. Пройшовши по прямій ділянці трубопроводу, повітря потрапляє в фільтр Ф (1), де очищається від домішок атмосферної вологи і пилу. Далі, проходячи через всмоктуючий трубопровід, газ потрапляє в першу ступінь компресора М (4). Після стиснення, через проміжний трубопровід, газ нагнітається в трубний простір проміжного повітряного охолоджувача О (2). Охолодження відбувається потоком повітря, що нагнітається вентиляторами, розташованими під пучком труб. З охолоджувача газ надходить в сепаратор СП (3), де від нього відділяється конденсат, що утворився при збільшенні тиску, потім всмоктується другим ступенем компресора М (5). Так газ проходить третю і четверту сходинку стиснення 6 і 7.

Після повного стиснення через нагнітальний трубопровід газ подається в трубний простір кінцевого охолоджувача 8. Після охолодження повітрям газ надходить в кінцевий сепаратор СП для водомасловідділення і далі в ресивер Р (10), призначений для зниження пульсації повітря і резервування його частини. З ресивера стиснений до 200 атм діоксид вуглецю подається на стадію синтезу карбаміду. Злив конденсату з установки здійснюється в дренажну ємність Є (11).

Стадія синтезу

Процес синтезу карбаміду з NНз і СО2 протікає при тиску 13,3 - 14,2МПа. Апаратурне оформлення вузла синтезу включає в себе конденсатор високого тиску КВ, колону синтезу К, стриппер С, скрубер високого тиску СВ, ежектор високого тиску ЕВ.

Сировинні потоки, що надходять у вузол синтезу:

- вуглекислий газ з температурою 90-135ºС надходить в нижню частину стриппера С в кількості не менше 13000 м3/год;

- рідкий аміак з температурою 15-26ºС надходить у вузол синтезу через ежектор ЕВ.

Реакція утворення карбаміду протікає в такий спосіб:

Розчин карбаміду з вузла синтезу з концентрацією не менше 50% і температурою не більше 175 ºС через нижню частину стриппера С видається в вузол рециркуляції.

Рециркуляція.

Вузол перегонки призначений для: розкладання карбамату амонію, що знаходиться в розчині, який виходить із системи синтезу, на NНз і СО2 відгону з розчину карбаміду NНз, СО2, води і повернення їх у вузол синтезу у вигляді розчину вуглеамонійних солей (ВАС). Розчин, що виходить з стрипера С, дроселюеться до тиску не більше 2,1 МПа, з температурою не більше 155ºС і надходить в колону ректифікації РК. Розчин, що утворився з ректифікаційної колони РК з масовою часткою карбаміду не менше 64% і температурою 85-98ºС, відводиться в гідрозатвор збірника ГЗ.

В конденсаторі низького тиску КН утворюється розчин ВАС, який надходить в напірний бак НБ карбамату, звідки розчин ВАС (температура не більше 75ºС) надходить на всмоктування насосів карбамату високого тиску. НВ Насосами карбонат подається в скрубер високого тиску СВ.

Газоподібні NНз, СО2 і інерти вузла перегонки надходять в абсорбер. Амвода надходить до збірника З, а газова фаза викидається через висотну трубу в атмосферу.

Випарювання розчину.

Вузол випарювання розчину призначений для отримання плаву карбаміду з водного розчину з масовою часткою карбаміду не менше 60%, що подається зі збірника З. Процес проводиться в два ступені.

На Ι-му ступені розчин випаровується при температурі 125-130ºС і абсолютному тиску 25-45 кПа в підігрівачі П, поєднаному в верхній частині з сепаратором СП.

На ΙΙ-му ступені розчин випаровується при температурі 135-140ºС і абсолютному тиску 2-6 кПа в підігрівачі, поєднаному в верхній частині з сепаратором СП. Плав карбаміду з сепаратора СП надходить на всмоктування насосів Н плаву і подається на грануляцію. Сокові пари з сепараторів СП проходять систему конденсації, що складається з ежекторів Ж, конденсаторів КД і колони абгазів конденсації КБ. Конденсат сокових парів відводиться в збірник З амводи. Інерти з колони через висотну трубу викидаються в атмосферу.

Вузол введення КФС.

Як кондиціонуючю добавку в плав карбаміду дозується карбамідоформальдегідна смола. З напірного смола самопливом подається в лінію плаву карбаміду на всас насосу Н.

Для підтримки температури КФС 10-40ºС в «сорочку» напірного бака НП подається конденсат.

Абсорбція.

Вузол абсорбції призначений для поглинання аміаку з газів, що виходять з скрубера. У вузлі абсорбції підтримується тиск 0,55-0,65 МПа.

Максимальна температура абгазів (здування) після ежектора - 80˚С.

В якості абсорбенту в вузлі абсорбції використовується аміачна вода з температурою не більше 50ºС.

Десорбція.

Вузол десорбції і гідролізу призначений для розкладання карбаміду на NН3 і СО2, вилучення їх з розчину амводи і повернення в синтез у вигляді розчину вуглеамонійних солей.

Аміачна вода зі збірника з об'ємною витратою не більше 37 м3/год і температурою не більше 50ºС подається в вузол десорбції і гідролізу. У десорбері при температурі 125 - 145ºС і тиску 0,25 - 0,4 МПа з амводи десорбується СО2 і аміак.

Розкладання (гідроліз) карбаміду на NНз і СО2 відбувається при температурі не більше 190ºС і тиску 1,5 - 1,7 МПа. Стічна вода десорбції відкачується в цех НОПС.

Система скидних вод.

Підземний резервуар ПР призначений для збору змивних, скидних вод і розділений на дві частини. Змивні води з підлог і майданчиків корпусів і промивний конденсат, що містять NН3 та карбамід скидаються в підземний резервуар ПР лужних стоків.

Відпрацьована оборотна вода і конденсат з сальників насосів накопичуються в підземному резервуарі оборотної води. По мірі заповнення резервуарів відкачка проводиться в цех НОПС. Забруднений аміаком та карбамідом конденсат відкачується в збірник аміачної води. [4]

4 Розрахунки

4.1 Матеріальний розрахунок

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Річна потужність установки Q : | | |  | 330000т/рік |
| Ступінь перетворення диоксиду вуглецю у | | | |  |
| карбамід χ: |  |  |  | 76,5% |
| Втрати газу при синтезі: | |  |  | 7% |
| Тривалість поточного ремонту | | | τпот.р: | 21 днів |
| Тривалість капітального ремонту | | | τкап.р: | 14 днів |

Вихідні дані:

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Склад діоксиду вуглецю, що поступає на компримування представлений в таблиці 4.1  Таблиця 4.1 – Склад діоксиду вуглецю | | | | | |
| Компонент | | Вміст компоненту, % (об.) | | |  |
| СО2 |  | 97,39 |  |  |  |
| О2 |  | 0,06 |  |  |  |
| Н2 |  | 0,03 |  |  |  |
| СН4 |  | 0,01 |  |  |  |
| СО |  | 0,01 |  |  |  |
| N2 |  | 0,5 |  |  |  |
| пари Н2О |  | 2 |  |  |  |
| Всього |  | 100 |  |  |  |

Визначаємо кількість диоксиду вуглецю, необхідного для синтезу:

|  |
| --- |
| Сумарна реакція синтезу карбаміду: |
| 2NH3 + CO2 = CO(NH2)2 + H2O |

Знаходимо молекулярні маси речовин, що приймають участь у реакції:

М (СО2) = 44 кг/кмоль

М (NH2CONH2) = 60 кг/кмоль

Добова потужність установки складатиме Qдоб, т/добу:

; (4.1.1)

де 330 - тривалість роботи установки на рік, діб

Годинна потужність за карбамідом Qгод, т/год:

(4.1.2)

Переведемо потужність в кг/год:

41,67\*1000кг = 41666,7 кг/год

Знаходимо кількість діоксиду вуглецю, необхідного для забезпечення заданої потужності, кг/год:

(4.1.3)

З урахуванням ступеня перетворення GCO2, кг/год:

(4.1.4)

З урахуванням втрат , кг/год:

˟qвтрат  (4.1.5)

39941,9˟1,07 = 42948,28 кг/год або 21723,97 м3

Розрахуемо склад суміші, м³/год:

˟ %ком-та; (4.1.6)

GСО2 практ=21723,97 ˟ 0,9739 = 21156,9744 м³/год;

GО2 практ=21723,97 ˟ 0,0006 = 13,034382 м³/год;

GН2 практ=21723,97 ˟ 0,0003 = 6,17191 м³/год;

GСН4 практ=21723,97 ˟ 0,0001 = 2,172397 м³/год;

GСО практ=21723,97 ˟ 0,0001 = 2,172397 м³/год;

GN2 практ=21723,97 ˟ 0,005 = 108,61985 м³/год;

GН2Опар практ=21723,97 ˟ 0,02 = 434,4794 м³/год;

Склад суміші, що поступає на компримування зведемо в таблицю 4.2 – Склад суміші.

Таблиця 4.2 – Склад суміші

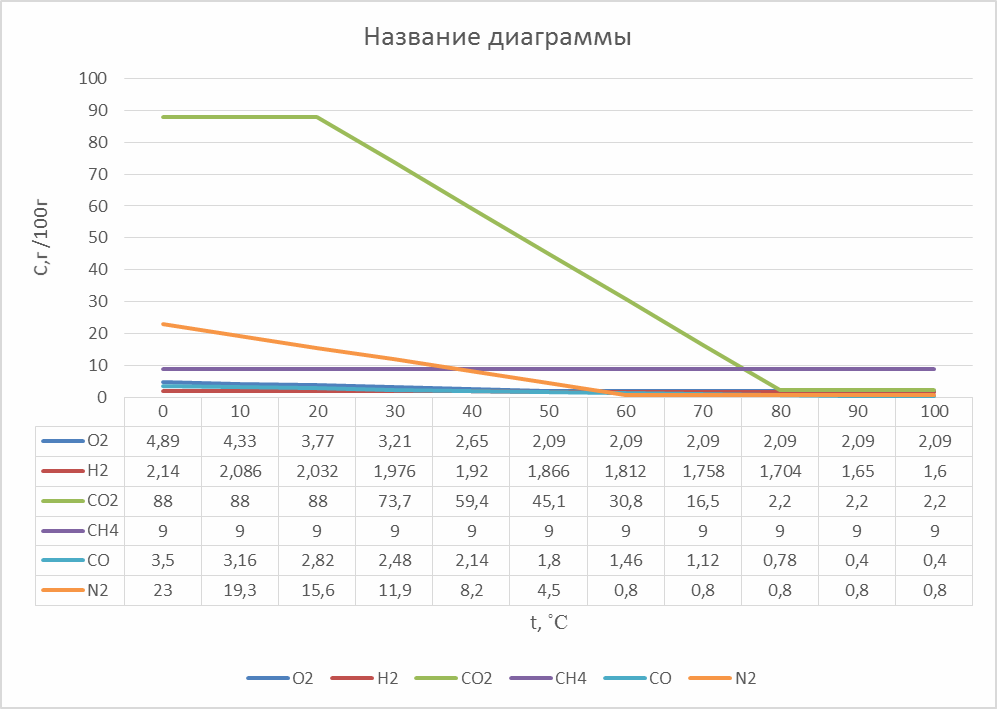
|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компонент | М | % (об.) | Витрата, м³/год | Витрата, моль/год | |
| СО2 | 44 | 97,39 | 21156,9744 | 944,51 |  |
| О2 | 32 | 0,06 | 13,034382 | 0,5819 |  |
| Н2 | 2 | 0,03 | 6,17191 | 0,2755 |  |
| СН4 | 16 | 0,01 | 2,172397 | 0,0970 |  |
| СО | 28 | 0,01 | 2,172397 | 0,0970 |  |
| N2 | 28 | 0,5 | 108,61985 | 4,8491 |  |
| пари Н2О | 18 | 2 | 434,4794 | 19,396 |  |
| Всього 100 | | | 21864,58 |  | |

При компримуванні відбувається видалення парів води, інші компоненти залишаються в газоподібному стані. Метеріальний баланс компримування представлен в таблиці 4.3 – Матеріальний баланс.

Складемо графікгритичних величин.

Графік 4.1 – Критичні величини [6]

Графік 4.2 – Розчинність компонентів [7]



Знайдемо парціальний тиск води, атм:

Р ˟ 2% = РН2О (4.1.7)

200 ˟ 0,002 ˟ 100 = 4 атм

Використовуючи графік 4.2 – Розчинність компонентів, розрахуемо масу реагентів, які розчинилися в воді Gвитр, кг/год:

; (4.1.8)

де b – кількість речовини, яка розчинилась в воді

Визначимо кількість конденсату в витраті, моль/год:

19,4 - 2% = 19,012 моль/год

Таблиця 4.3 – Матеріальний баланс

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| ПРИХІД | | | | | ВИТРАТА | | | |
| Компо-нент | М | %, | моль/год | кг/год | Компонент | | моль/год | кг/год |
| мольн |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | | 7 | 8 |
| Газ, в т.ч. |  |  |  |  | Газ стисн., в т.ч. | |  |  |
| СО2 | 44 | 97,39 | 944,51 | 41558,44 | СО2 |  | 944,509 | 41558,438 |
| О2 | 32 | 0,06 | 0,5819 | 18,6208 | О2 |  | 0,5818 | 18,61871 |
| Н2 | 2 | 0,03 | 0,2755 | 0,551 | Н2 |  | 0,2747 | 0,5494 |
| СН4 | 16 | 0,01 | 0,0970 | 1,552 | СН4 |  | 0,0965 | 1,544 |
| Продовження таблиці 4.3 – Матеріальний баланс | | | | | | | | |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | | 7 | 8 |
| СО | 28 | 0,01 | 0,0970 | 2,716 | СО |  | 0,0969 | 2,7156 |
| N2 | 28 | 0,5 | 4,8491 | 135,7748 | N2 |  | 4,8490 | 135,774 |
| пари Н2О | 18 | 2 | 19,396 | 349,128 | Конденсат, в т.ч. | |  |  |
|  |  |  |  |  | Н2О |  | 19,012 | 342,216 |
| Всього | 42066,7826 | | | | Всього |  |  | 42059,8557 |

4.2 Тепловий баланс

Зріджування газу здійснюється тим важче, чим вище його температура, так як при більш високій температурі потрібен і більш високий тиск, щоб зріджити газ. Вище певної температури газ взагалі не піддається зрідження.

При компримуванні відбувається значне збільшення температури, тому для ефективності зрідження після кожного ступеня компресора передбачене повітряне охолодження. Розраховуємо кількість тепла, що необхідно відвести у холодильнику.

Вихідні дані для складання теплового балансу:

tвх=350С = 308 К

tвих=1090С = 382 К

В таблиці 4.4 представлені дані для складання теплового балансу.

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
|  |  | Таблиця 4.4 - Дані для складання теплового балансу | | | | | |
| Компонент | | | Cp, | Витрата |  |  |  |
| Дж/моль\*0С | кмоль/год |  |  |  |
| 1 | | | 2 | 3 |  |  |  |
| СО2 | | | 37,13 | 944,51 |  |  |  |
| О2 | | | 29,36 | 0,5819 |  |  |  |
| Н2 | | | 28,83 | 0,2755 |  |  |  |
| СН4 | | | 35,79 | 0,0970 |  |  |  |
| Продовження Таблиця 4.4 - Дані для складання теплового балансу | | | | |  |  |  |
| 1 | | | 2 | 3 |  |  |  |
| СО | | | 29,15 | 0,0970 |  |  |  |
| N2 | | | 29,1 | 4,8491 |  |  |  |
| пари Н2О | | | 33,56 | 19,396 |  |  |  |

Розрахуемо тепловий ефект реакції.

Ентальпії речовин представлені в таблиці 4.5

Таблиця 4.5 – Ентальпії речовин

|  |  |
| --- | --- |
| Речовина | ∆H0298  кДж/моль |
| NH3 | -45,94 |
| CO2 | -393,51 |
| CO(NH2)2 | -332,75 |
| H2O | -285,83 |

Тепловий ефект розраховуемо за формулою, кДж/моль:

∆H0298=∑∆H0298(пр)-∑∆H0298(витр)  (4.2.1)

(-45,94+(-393,51))-(-332,75+(-285,83))= ̶ 133 кДж/моль

Виявили, що реакція екзотермічна.

Розрахунок приходу теплоти, що складається з теплоти, що надходить з вихідним газом та теплоти екзотермічних реакцій, кВт:

ΣQприх=ΣQреаг+ΣQекзореак (4.2.2)

ΣQреаг=Cр + mtвх

(37,13 ˟ 944,51+0,5819 ˟ 29,36 + 0,2755 ˟ 28,803 + 0,0970 ˟ 35,79 + 29,15 ˟ 0,0970 + 33,56 ˟ 19,396) ˟ 35/100 = 1251,32 кВт

Сума екзотермічної реакції складатиме, кВт:

ΣQекзореак=׀ΔН׀ ˟ nСО2

133 ˟ 944,51 = 125619,83 кВт

Прихід тепла складатиме, кВт:

ΣQприх= ΣQреаг + ΣQекзореак (4.2.3)

1251,32 + 125619,83 = 126871,15 кВт

Витрата тепла складається з теплоти, що утворюється після компримування та теплоти ендотермічних реакцій:

ΣQвитрат=ΣQпрод+ΣQендореак (4.2.4)

ΣQпрод=ΣCр + mtвих

(37,13 ˟ 944,51+0,5819 ˟ 29,36 + 0,2755 ˟ 28,803 + 0,0970 ˟ 35,79 + 29,15 ˟ 0,0970 + 33,56 ˟ 19,396) ˟ 109/1000 = 3896,96 кВт

Сума екзотермічної реакції складатиме, кВт:

ΣQендореак=׀ΔН׀\*nСО2 (4.2.5)

ΣQендореак=0 кВт

Витрата тепла складатиме, кВт:

ΣQвитрат= = ΣQреаг + ΣQекзореак (4.2.6)

ΣQвитрат = 3849,6 кВт

Тепловий баланс процесу компресії представлен в таблиці 4.6

Таблиця 4.6 – Тепловийбаланс процесу

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Прихід | | | кВт | Витрата | | кВт |
| 1) Тепло, що надходить | | |  | 1) Тепло, що виноситься | |  |
| з реагентами, в т.ч. | | | 1251,32 | з продуктами, в т.ч. | | 3896,96 |
| 2) За рахунок тепла | | |  |  |  |  |
| екзотермічних реакцій | | | 125619,83 |  |  |  |
| ВСЬОГО | | | 126871,15 | ВСЬОГО |  | 3896,96 |
|  |  |  |  | Відвод тепла | | 123021,55 |

Кількість теплоти, що необхідно відвести у апараті повітряного охолодження, кВт: Qвідв= Qприх - Qвитрат (4.2.7)

126871,15 - 3849,6 = 123021,55кВт

6 Вибір допоміжного обладнання

Допоміжне обладнання представлене в таблиці 6.1

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| № | Назва апарату | Кіль-ть | Опис | Матеріал |
| 1 | Кінцевий холодильник СО2 | 1 | Вертикальний кожухотрубний теплообмінник з «плаваючою» голівкою. Призначений для охолодження вуглекислого газу після турбокомпресора. Площа поверхні теплообміну - 310 м², діаметр - 16000 мм, висота - 5602 мм. Міжтрубний простір: тиск - 0,6 МПа, температура - 50ºС, середа - оборотна вода. Трубний простір: тиск - 4 МПа, температура 220ºС, середа - вуглекислий газ | Трубний пучок -молібденіста сталь, корпус - вуглецева сталь Термоізоляція |
| 2 | Холодильник | 3 | Горизонтальний теплообмінник типу «труба в трубі» з шести секцій. Призначений для охолодження вуглекислого газу. Площа поверхні теплообміну - 48 м², діаметр - 100х235 мм, довжина секції - 4430 мм. Міжтрубний простір: тиск - 0,6 МПа, температура - 38ºС, середа - оборотна вода. Трубний простір: тиск - 6,6 МПа, температура 135 ºС, середа - вуглекислий газ | Нержавіюча сталь, вуглецева сталь |
| 3 | Сепаратор | 4 | Вертикальний апарат. Призначений для сепарації вологи, масла від вуглекислого газу після холодильника. Місткість - 0,49 м³, діаметр - 600 мм, висота - 2700 мм. Тиск - 8,5 МПа, температура 60 ºС, середа - вуглекислий газ. | Нержавіюча сталь Термоізоляція |
| 4 | Фільтр повітря | 1 | Вертикальний апарат. Призначений для фільтрації повітря після осушувача. Місткість - 0,19 м³, площа поверхні фільтрації - 0,565 м², діаметр - 500 мм, висота - 1720 мм. Тиск - 1,57 МПа, температура 100 ºС, середовище - повітря | Вуглецева сталь |
| 5 | Ресивер | 1 | Вертикальний апарат. Місткість - 16,7 м³, діаметр - 2500 мм, висота - 4500 мм. Тиск - 1,6 МПа, температура 40ºС, середа - повітря | Вуглецева сталь |

Таблиця 6.1 – Допоміжне обладнання

8. Ресурсозбереження і охорона навколишнього середовища

Прагнучи зберегти природні ресурси і створити сприятливі умови для життя майбутніх поколінь, OSTCHEM реалізує ряд довгострокових програм, спрямованих на захист водного і повітряного басейнів, раціональне використання природного газу та підвищення енергоефективності виробництва.

Можливі неполадки в роботі і способи їх ліквідації представлені в таблиці 8.1.

Таблиця 8.1 - Можливі неполадки в роботі і способи їх ліквідації

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Невиправності | Можливі причини виникнення | Дії персоналу і спосіб усунення неполадок |
| 1 | 2 | 3 |
| Підвищення температури СО2 на всмоктування ΙΙ-ой і ΙΙΙ-й ступенів турбокомпресора і всасі 1-ої ступені поршневого компресора | Зниження тиску або підвищення температури охолоджуючої оборотної води, що надходить в цех | Вимагати подачі охолоджуючої оборотної води нормальних параметрів від машиніста насосних установок ВГЦ-2 |
| Підвищення тиску на нагнітанні турбокомпресора | Зниження навантаження поршневого компресора при незмінному навантаженні турбокомпре-сора | Знизити навантаження турбокомпресора до відповідності навантаження поршневого компресора, з'ясувати причину розвантаження компресора і усунути її. При необхідності включити в роботу резервний компресор, що працює зупинити для ремонту |

Продовження таблиці 6 - Можливі неполадки в роботі і способи їх ліквідації

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 1 | 2 | 3 |
| Підвищена вібрація підшипників турбокомпресора | 1. Наявність підвищеного рівня стічного конденсату в сепараторах і вологовід-ділювачем | Перевірити роботу рівнемірів, конденсат здреновати. Рівнеміри. Відрезервувати. |
|  | 2. Зниження температури СО2 на вході в цех | Вимагати від апаратника очищення експанзерного газу подачі СО2 з температурою 30 - 40 ˚С |
| Підвищення температури СО2 на всмоктуванні 1-ої і  ΙΙ-ой ступенів поршневого компресора | Вихід з ладу робочих клапанів всасу Ι-й, ΙΙ-ой ступенів стиснення поршневого компресора К | Включити в роботу резервний поршневий компресор, що працює зупинити, підготувати до ремонту. Відрезервувати робочі клапани. |
| Підвищення температури на всасі ΙΙ-го ступеня стиснення компресора | Зниження тиску і підвищення температури охолоджуючої оборотної води на вході в цех | Вимагати подачі охолоджуючої оборотної води нормальних параметрів від машиніста насосних установок ВГЦ-2 |
| Підвищення тиску СО2 на нагнітанні Ι-й ступені поршневого компресора | Вихід з ладу робочих клапанів на всасі, нагнітанні ΙΙ-го ступеня поршневого компресора | Включити в роботу резервний компресор, що працює залишити, підготувати до ремонту. Відрезервувати робочі клапани ΙΙ-го ступеня. |

8.1 Заходи, які забезпечують охорону водних ресурсів та повітряного басейну

Для переробки і очищення аміачної води, що утворилася на різних стадіях і вузлах отримання карбаміду, передбачений вузол десорбції і гідролізу. В цьому вузлі, в результаті гідролізу карбаміду, що міститься в аміачній воді, і десорбції аміаку і СО2 з водного розчину, відбувається очищення стічної води перед відкачуванням її в цех НОПС з масовою концентрацією карбаміду - не більше 280 мг/дм3, азоту амонійного - не більше 65 мг/дм3, рН 7 - 10,5 і повернення прореагувавших діоксидувуглецю і NН3 у вигляді розчину вуглеамонійних солей в технологічний процес.

При зупинках цеху в ремонт, виникненні аварійних ситуацій, неполадках, призводять до порушень технологічного режиму вузла десорбції і гідролізу, відкачка стічних вод із завищеною масовою концентрацією карбаміду і азоту амонійного ведеться в збірник, видача в цех НОПС припиняється.

Для збору скидних змивних вод при протоках розчинів передбачена система каналізації з підземним резервуаром місткістю 350 м3.

Скидні змивні води в залежності від масової концентрації в них азоту амонійного і карбаміду можуть бути спрямовані в цех НОПС або в вузол десорбції і гідролізу.

Розчин карбаміду з апаратів синтезу при зупинках дренується в вузол рециркуляції. При системі очистки, пропарках в підземний резервуар лужних стоків корпус. Розчин карбаміду при зупинках вузла випаровування дренуется в збірник. Розчин вуглеамонійних солей і амвода з вузлів рециркуляції, абсорбції при зупинках дренируется в збірник.

В аварійних випадках при переповненні збірників амвода і розчин карбаміду по переливним лініях надходить в аварійні ємності. Насосом переливів амвода і розчин карбаміду, після усунення неполадки повертається до збірників для переробки. Збірники знаходяться в герметичному піддоні, дренаж з якого, як і дренажі самих збірників, виведений в підземний резервуар.

Газова фаза зі збірників виводиться через абсорбер в висотну трубу, вихід в атмосферу з якої розташований на висоті 110 м.

Конденсат з сальників насосів, забруднений аміаком і карбамідом, збирається в збірнику витоків і насосом перекачується в збірник для переробки в вузлі десорбції і гідролізу.

Очищення газових викидів після вузла синтезу від аміаку і діоксиду вуглецю здійснюється в абсорбері охолодженою аміачною водою.

Для очищення газових викидів після конденсаторів вузла випарювання використовується абсорбція аміаку охолодженою стічною водою в колоні абгазів конденсації . Інерти з колони абгазів конденсації направляються в висотну трубу.

Скиди від запобіжних клапанів, встановлених на лініях і апаратах рідкого аміаку, направляються в збірник із зовнішнім обігрівом. Дренування системи рідкого аміаку ведеться в аварійну ємність. Відкачування рідкого аміаку з виробляється насосом зворотним ходом по колектору в ізотермічне сховище або ж на використання в технологічному процесі цеху.

Газоподібний аміак зі збірника подається в сатуратор, зрошуваний амводою. Вихід газу з сатуратора через сепаратор введено в висотну трубу.

При зупинках міжцеховий колектор від цеху М-3 до ізотермічного сховища продувається азотом після скидання тиску.

Газові викиди з запобіжних клапанів вузлів рециркуляції, синтезу, десорбції і гідролізу, скиди з запобіжних клапанів ліній нагнітання насосів виведені в висотну трубу

Карбамідоформальдегідна смола, що зберігається в ємності в разі пропусків і неполадок, при підготовці до ремонту, відкачується насосом зворотним ходом до збірника. Промивні води зливаються в дренажний збірник звідки насосом відкачуються в інший збірник.

8.2 Контроль складу і кількості виробничих стоків, пило-газоподібних викидів і відходів виробництва

Для забезпечення санітарного контролю та визначення ефективності роботи апаратів очистки газових, пилових викидів і стічних вод передбачається:

 - автоматичний контроль і сигналізація максимального значення електропровідності стічної води, що відкачується в цех НОПС. Збільшення електропровідності вказує на підвищення масової концентрації карбаміду і азоту амонійного в стічній воді;

 - аналітичний контроль масової концентрації карбаміду, азоту амоній-

ного, рН і температури в стічній воді, що спрямовується на спорудження біохімічного очищення в цех НОПС;

- автоматичний контроль витрати стічних вод в цех НОПС;

- визначення витрат газових викидів після колони абгазів, висотної труби, очисного пристрою грануляційної вежі за допомогою трубки Піто;

- аналітичний контроль масової концентрації карбаміду в повітрі до і після "Сухого" циклону вузла пересипання, "мокрих" циклонів вузла класифікації та станції відвантаження, очисного пристрою грануляційної вежі;

- аналітичний контроль аміачної води, що подається в вузол десорбції і гідролізу зі збірника на визначення масової частки NНз, діоксиду вуглецю, карбаміду;

- аналітичний контроль скидних вод в підземному резервуарі;

- аналітичний контроль складу газів здування на виході з колони;

- аналітичний контроль масової концентрації NНз і карбаміду в конденсаті в збірнику.

9.1.2 Небезпечні й шкідливі виробничі чинники на проектованному виробництві

Виробничі небезпеки в цеху карбаміду характеризуються наступними небезпечними факторами:

* наявність газів, які в суміші з киснем повітря утворять вибухонебезпечні концентрації;
* наявність пальних речовин і матеріалів;
* можливість влучення на тіло людини речовин з високою температурою;
* можливість поразки електричним струмом;
* наявність обертових механізмів, що рухаються;
* виконання робіт на висоті, у колодязях, закритих посудинах;
* експлуатація встаткування трубопроводів під тиском;
* можливість влучення на тіло людини хімічних речовин;
* наявність газів, що містять токсичні компоненти.

9.1.3 Класифікація і категорія проєктованого виробництва приміщень

Категорія вибухонебезпечності виробництва згідно ОНТ 24-86-Б.

Класифікація установок по електроустаткуванню:

* клас приміщень по ПУЭ-В-1б;
* категорія й група вибухонебезпечних сумішей за правилами виготовлення вибухозахищеного й рудничного електроустаткування ПА-Т1- газова суміш.

По пожежонебезпеці ставиться до Б-III.

Група виробничих процесів по санітарної характеристики по СНиП 2.0904-87-38.

Клас санітарної характеристики - II. Ширина санітарно-захисної зони - 500 м. Припустимі метеофактори:

* відносна вологість повітря - не більше 75 %;
* швидкість руху повітря - не більше 0,2 м/с;
* температура повітря поза постійними робочими місцями - 15 -26оС;
* температура - 19 -25 оС.

9.1.4 Заходи щодо запобігання появи шкідливих виробничих чиників. Вентиляція

Вентиляція необхідна для забезпечення нормальних метеорологічних умов чистоти повітря на робочих місцях.

Якщо технологічний процес пов'язаний з переробкою хімічних речовин у твердому (пилоподібному) стані розрахунок ведеться по кратності повітрообміну, що дорівнює від 6 до 10, залежно від токсичності речовини.

У виробничих приміщеннях, у яких можливі раптові викиди в повітря робочої зони більших кількостей шкідливих або вибухонебезпечних речовин, передбачають аварійну вентиляцію.

У хімічному виробництві із прогресивною технологією обов'язково передбачають аварійну вентиляцію, що повинна включатися в аварійних ситуаціях, а також передбачають тип вентилятора, умови його включення (перевищення концентрації шкідливих речовин), кількість вентиляторів [8].

9.1.5 Заходи щодо боротьби з шумом і вібрацією

Джерелом шуму й вібрації у виробництві карбаміду є: вентилятори, компресори й насоси; також джерелом шуму є: ручний ударний інструмент, що транспортують системи, плин газу або рідини по трубопроводах.

Шум впливає на весь організм, викликає швидку стомлюваність, зниження працездатності, слабість, дратівливість.

Для зниження шуму обгороджують гучні механізми звукоізолюючими кожухами, екранами й перегородками із гладкого звуковідбивного матеріалу, облицьовують стелі й стіни приміщень звуковбирними матеріалами.

Для усунення або зменшення вібрації машин і встаткування шуму, що виникає при їхній роботі, існує різні методи:

* тверде кріплення вібруючих деталей і вузлів;
* амортизація й віброізоляція за допомогою сталевих пружин і пружинних матеріалів;
* балансування що рухаються й особливо обертових деталей і механізмів;
* ізоляція фундаменту встаткування.

Індивідуальні засоби захисту від шуму: заглушки (антифони), які вкладаються в зовнішній слуховий прохід; протишумові навушники й шоломи, які закривають вушну раковину.

Для захисту від вібрації передбачають рукавиці що віброізолюють й взуття [8].