Міністерство Освіти та Науки України

Одеський національний політехнічний університет

Хіміко − технологічний факультет

Кафедра ТНРіЕ

Розрахункова − пояснювальна записка до курсового проекту

за темою:

Розрахунок колони синтезу аміаку продуктивністю 1360 т/добу

Одеса − 2010

**Зміст**

Вступ

1. Технологічна схема установки , подібні апарати в промисловості

2. Вибір конструкційних матеріалів

3. Технологічний розрахунок

3.1 Матеріальний баланс

3.2 Тепловий баланс

3.3 Розрахунок підконтактного теплообмінника

4. Конструктивний розрахунок

4.1 Обечайки верхньої та основної

4.2 Днища

4.3 Кришки проміжної

4.4 Кришки верхньої

4.5 Каталізаторної коробки

4.6 Теплообмінника

4.7 Розрахунок шпильок

4.8 Розрахунок фланців

4.9 Розрахунок опор

5. Вибір допоміжного обладнання

Заключення

Література

Графічна частина

**Вступ**

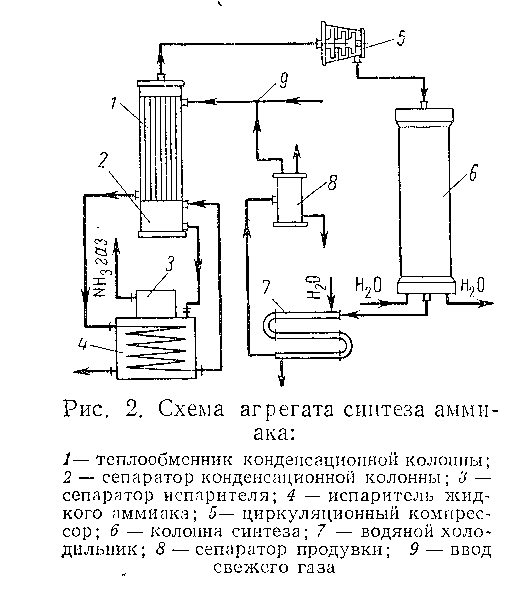
У зв’язку з постійним збільшенням споживання аміаку народними господарствами багатьох держав світу , його синтез приносить матеріальну вигоду . В світі серед різних груп промислових систем найбільш поширені системи середнього тиску – до 75% світового виробництва. Це пояснюється оптимальним співвідношенням між затратами на компримування та циркуляцію і ефективністю обладнання . В цій курсовій роботі я проведу розрахунок і виберу основні технологічні і конструктивні характеристики апарата синтезу аміаку з конвертованого газу при тиску 30 МПа. Початкові дані , склад промислових газів , практичні дані з промислових установок будемо брати з літератури :

- Расчеты по технологи неорганических веществ : Учебное пособие/ Дыбина, Соловьева , Вишняк ; Под ред. Дыбиной.- М.:Высшая школа , 1967-522с.,

-Технология неорганических веществ и минеральных удобрений: Учебник для техникумов./Мельников Е.В., Салтанова В.П. и др-М.:Химия , 1983-432с.

**1. Технологічна схема установки , подібні апарати в промисловості**

Технологічна схема установки синтезу аміаку показана на рис 2 , а також в графічній частині. Свіжий газ поступає у вхід 9 , потім разом з циркулюючим газом йде в між трубний простір теплообмінника 1 конденсаційної колони . Частково охолоджена суміш поступає в змійовик випарника рідкого аміаку 4, де повністю охолоджується та конденсується. Утворена суміш потрапляє в сепаратор конденсаційної колони , звідки газова суміш по трубному простору теплообмінника 1 йде в центробіжний циркуляційний компресор 5 (до 3МПа). Сжата до робочого тиску суміш поступає в колону синтезу аміаку 6 , а з неї у водяний холодильник 7. В сепараторі продувки 8 від суміші відділяється рідкий аміак та виводиться з циклу частина газів , що необхідно для збереження постійного складу циркулюючого газу . Газ , що повертається в цикл , змішується з свіжим газом. Виділений в сепараторі 2 конденсаційної колони рідкий аміак потрапляє в випарник аміаку 4 , та , охолодив циркулюючий газ , виводиться у частково у вигляді газу частково у вигляді рідкого аміаку . Пари води ,що могли бути присутніми у свіжій газовій суміші розчиняються у рідкому аміаку і таким чином виводяться з циклу до вступу в контакт з каталізатором.



Колона синтезу аміаку складається з двох сосудів високого тиску, встановлених один на одного ; нижній сосуд внутрішнім діаметром 2.4 м , товщиною стінки 250мм та висотою 22.15 м ; верхній сосуд внутрішнім діаметром 1 м , товщиною стінки 110 мм , та висотою 6585 мм . Оба сосуди виготовлені низьколегованої вуглецевої сталі. В нижньому сосуді розташовують каталізаторну коробку , а в верхньому – теплообмінник , поверхня якого по середньому діаметру 475 м2 . В каталізаторній коробці на перфорованих листах , виконуючих роль колосникових решіток , розташовані чотири шари каталізатору , байпасні труби та відбійні перегородки. Основний потік газу в колоні синтезу проходить знизу вгору по кільцевому зазору між корпусом колони та кожухом каталі заторної коробки , а також корпусом колони та кожухом теплообмінника, захищаючи корпус від перегріву більш 200оС , і після цього поступає в між трубний простір теплообмінника, нагріваючись в ньому до 420-440оС . Для регулювання цієї температури є байпас , через який йде поток газу , оминаючи теплообмінник. Нагрітий газ проходить чотири шари каталізатору по трубі , розташованій в центрі каталі заторної коробки , піднімається вгору та поступає в трубки теплообмінника охолоджуючись в ньому до 330 оС , а потім виходить через верхній штуцер колони синтезу. Тепловідвідні трубки , розташовані в шарах каталізатора , в каталізаторній коробці даної конструкції відсутні. Замість них до газу , що проходить перший , другий , третій шар підмішують холодний байпасний газ , який знижує температуру азото-водневої суміші на вході в другий , третій та четвертий шари з 520-535 до 470-480оС .Кожний з трьох байпасних потоків регулюється самостійно. Корпус каталізаторної коробки виготовлений з хромнікелевомолібденової сталі 1Х18Н12М2Т , теплообмінник –з 1Х18Н10Т. (5 стор123)

**2. Вибір конструкційних матеріалів**

Синтез аміаку проходить при температурі до 500оС , отже конструкційний матеріал має бути жаростійкий і мати великий коефіцієнт пружності аби забезпечити порівняно менші витрати конструкційних матеріалів. Згідно ГОСТ 5632-72 застосуємо сталь з з чудовими характеристиками міцності для нашого випадку -12Х18Н10Т , яка стійка проти електрохімічної та хімічної корозії , а також міжкристалічної корозії.

**3. Технологічний розрахунок**

**3.1 Матеріальний розрахунок агрегату синтезу аміаку**

Вихідні дані (1)

Продуктивність агрегату (т/добу) ……………………..…..………1360

Робочий тиск (атм)………………………………………..………….300

Середня температура контактування оС………………...………….500

Температура первинної конденсації (в оС )……………..………..….-2

Температура вторинної конденсації (в оС )………………………….28

Сумарно концентрація аргону та метану в колоні ( в обємних %)…7

Склад свіжої газової суміші

Азот……………….……………………………………………..…..24.75%

Водень…………….………………………………………………….74.29%

Аргон……………….…………………………………………………0.38%

Метан………………………………………………………………….0.58%

Крім того в газі міститься 1кг Н2О на 8000нм3.

Обємна швидкість газу на вході в колону (в нм3 на 1м3 каталізатора ) …24000

1. продуктивність агрегату за годину

1360/24=56.67т/год=56 667 кг/год

Подальший розрахунок проводимо на годинну продуктивність.

2) Продуктивність на 1м3 каталізатору- 24 000 нм3/год.

3) при об’ємній швидкості на вході 24000 нм3/год на 1м3 каталізатора об’ємна швидкість на виході складе близько 21000 нм3/год на 1м3 каталізатора. При 500оС і 300 атм вміст аміаку в газі в лабораторних умовах 21.5% (рис 4)

4) Вміст аміаку в газі , поступаючому в колону синтеза , возначається умовами вторинної конденсації. При температурі вторинної конденсації -2 оС та тиску 280 атм концентрація аміаку визначиться по формулі Ларсона і Блека :



4сNH3=3.08%

Зниження тиску проти 300 атм відбувається за рахунок опору , створюваного системою , так як циркуляційний компресор встановлений після конденсаційної колони.

5) Ефективний тиск в колоні знаходимо по рівнянню:

Pеф=4Р(1-4син)2(1-4сNH3)=300(1-0.070)2(1-0.0308)=252атм

Де с4ин – сумарний вміст аргону та метану в газі – в об’ємних долях.

6) при 300 атм і 500оС рівноважна концентрація аміаку 26.44% , а при 252 атм вона рівна 22.64% (додаток , рис 1)

7) Поправочний коефіцієнт на знаження ефективного тиску:

22.64/26.44=0.856

8)Концентрація аміаку на виході з колони синтезу з урахуванням поправочного коефіцієнта:

6Саміак=21.5\*0.856=18.4 %

9) Продуктивність 1 м3 каталізатора. На кожний кубічний метр каталізатору потрапляє 4W нм3/год газової суміші. Розрахунок проводим на 1нм3 газової суміші , тобто визначаємо кількість аміаку (в кг) , утворювану в колоні синтезу з 1 нм3 поступаючої газавої суміші. Отриманий результат перераховуємо на 4W нм3/год.

Формула для визначення кількості утвореного в колоні аміаку має вигляд:

кг NH3



на 1 нм3поступаючої газової суміші (3.1)

Звідси при поступанні 4W нм3/год газової суміші продуктивність каталізатору (в розрахунку на 1м3 каталізатору ) складе :

кг/год



10) Для отримання 56 667 кг аміаку в колону повинно поступати газової суміші:



11)Склад поступаючої суміші.за умовою, в газовій суміші , міститься 7% аргону і метану. Допускаємо , що :

4cAr=3.07% 4cCH4=3.93%

Концентрація аміаку 3.08% . Тоді сума водню та азоту буде:

100-(3.07+3.93+3.08)=89.92%.

Допускаємо , що на вході в колону співвідношення водню та азоту відповідає стехиометричному , а з урахуванням дещо більших втрат водню порівняно з азотом – 3.007 : 1. Таким чином , концентрація азоту:



Водню



Ці концентрації повинні бути провірені після розрахунку всього агрегату.

В поступаю чому газі міститься :

Аміаку

або 13 339кг



Водню

або 34 383 кг



Азоту

або 160 073 кг



Аргону

або 31 285 кг



Метану

або 16 019кг



Загальна маса газів 255 100 кг.

12) Склад газової суміші після колони синтезу. За умовою , в колоні синтезу утворюється 56 667 кг , або 74 667 нм3 , аміаку , відповідно витрачається 10 000 кг , або 112 000 нм3 , водню та 46 667 , або 37 333 нм3, азоту . В газовій суміші на виході з колони міститься :

Аміаку

13 339+56 667=70 006 кг або 17 576+ 74 667 = 92 243 нм3

Водню

34 383-10 000 = 24 383 кг або 385 089-112 000=273 089 нм3

Азоту

160 073-46 667=113 406 кг або 128 058 -37 333 =91 392 нм3

Аргону

31 285 кг або 17 519 нм3

Метану

16 019 кг або 22 427 нм3

Загальний об’єм газової суміші 496 671 нм3.

13) Кількість аміаку , конденсуючогося у водяному холодильнику , і кількість розчинених в ньому газів. Температура паро-рідинної суміші на виході на виході з водяного холодильника 28 оС , а тиск з урахуванням втрат в колоні синтезу 290 атм.

Звідси в газовій суміші , згідно розрахунку по формулі Ларсона і Блека , повинно міститись 7.66% аміаку. Допускаємо для першого визначення кількості конденсованого аміаку , що гази в аміаку не розчинні. Тоді об’єм газів , крім аміаку рівний:

496 671-92 243=404 428 нм3

Звідси об’єм газоподібного аміаку буде



Конденсується

92 243-33 493 = 58 794 нм3 або 44 568 кг аміаку.

Загальний об’єм несконденсованих газів

404 428 +33 493 =437 921 нм3

Парціальні тиски газів ( в атм):

Водень

290\*273 089/437 254=181.1

Азот

290\*90 725/437 254=60.2

Аргон

290\*17 519/437 254=11.6

Метан

290\*22 427/437 254=14.9

При 28 оС та знайдених парціальних тисках в 1000 кг рідкого аміаку розчиняється 19.08 нм3 водню , 6.7 нм3 азоту , 1.86 нм3 аргону ,5.7 нм3 метану. Тоді в 44 586 рідкого аміаку розчиниться :

44.586\*19.08=850 нм3 водню

44.586\*6.7=298 нм3 азоту

44.586\*1.86=83 нм3 аргону

44.586\* 5.7=254 нм3 метану.

Залишається в газоподібному вигляді:

Водню

273 089-850=272 239 нм3

Азоту

91 392-298=91 094нм3

Аргону

17 519-83=17 436 нм3

Метану

22 424-254=22 170 нм3

Загальний об’єм цих газів402 272 нм3.

Звідси об’єм аміаку , присутнього в газоподібному вигляді:

нм3 або 25 325кг аміаку



Конденсується :

92 243-33 370=58873 нм3 або 44 680 кг аміаку

Загальний об’єм газів:

402 272+ 33 370=435 643 нм3

Парціальні тиски газів (атм.):

Водню

290\*272 239/435 643=181.1

Азоту

290\*91 094/435 643=60.2

Аргону

290\*17 436/435 643=11.6

Метану

290\*22 170/435 643=14.7

Розчинність газів ( в нм3 на 1 000 кг аміаку ) не змінилась , так як парціальні тиски залишились колишніми . збільшення кількості рідкого аміаку на 94кг означає , наприклад, зміну об’єму розчиненого водню на 19.08\*0.094 =1.27 нм3. Інші гази мають меншу розчинність , тому зміна кількості розчинених газів , що відбувається за рахунок збільшення маси рідкого аміаку, може бути знехтуваною .



Таким чином , після водяного холодильника паро-рідинна суміш має наступний склад:

Таблиця 1

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компонент | рідина | | Газ | | |
| кг | нм3 | кг | нм3 | % по об’єму |
| Аміак | 44 680 | 58 873 | 25 325 | 33 370 | 7.66 |
| Водень | 76 | 850 | 24 307 | 272 238 | 62.49 |
| Азот | 373 | 298 | 113 033 | 90 427 | 20.76 |
| Аргон | 148 | 83 | 31 137 | 17 436 | 4 |
| Метан | 181 | 254 | 15 835 | 22 170 | 5.09 |
| всього | 45458 | 60 359 | 209 639 | 435 643 | 100 |

Паро-рідинна суміш після водяного холодильника потрапля в сепаратор продувки . В сепараторі відділяється рідкий аміак з розчиненими в ньому газами від решти газів. На виході з сепаратору гази діляться на два потоки : один , більший по об’єму поступає на змішування з свіжим газом , другий , менший , виводиться в якості газів продувки.



14) кількість газів , розчинених в рідкому аміаку вторинної конденсації (попереднє визначення ).

15) Кількість продувочних газів . Як вказано вище , для отримання56 667 кг аміаку необхідно 112 000 нм3 водню та 37 333 нм3 азоту . Всього потрібно 149 333нм3 суміші водню та азоту.

Однак потрібно вводити деяку додаткову кількість азото –водневої суміші для компенсації розчинення газів в рідкому аміаку і газів продувки. Позначимо цей резервний об'єм через х . Тоді загальний об’єм свіжої газової суміші буде 149 333 + х. В цьому об’ємі міститься:

Водню 112 000 + х\*0.7429

Азоту 37 333+ х\*0.2475

Аргону 572+ х\*0.0038

Метану 874+ х\*0.0058

Всього 150 760 нм3.

З цієї кількості витрачається на синтез аміаку та видаляється з розчинними газами

112 000+ 133 + 850=112 983 нм3

водню,

37 333+ 52 +298 =37 684 нм3

азоту,

83+13 =96 нм3

Позначаємо загальний об’єм продувочних газів через у . Враховуючи склад газів , обчислений в п.13 , отримаємо кількість вадаляємих газів: аміаку у\*0.0766 нм3 , водню у\*0.6249 нм3 азоту у\*0.2076 нм3 , аргону у\*0.0400 нм3 , метану у\*0.0509 нм3. Прирівнюємо кількість продув очних газів , виражені через х та у . Отримаємо:

Для водню

0.7429х-983=0,6249у

Азоту

0,2475х-350=0,2076у

Аргону

475+0,0038х=0,04у

Метану

471+0,0058х=0,0504у

Маємо чотири рівняння з двума невідомими. Для рішення розбиваємо їх на дві пари:

0,7429х-983=0,6249у та 0,2475х-350=0,2049у

475+0,0038х=0,04у 771+0,0058х=0,0509у

В одну пару включаємо рівняння , що відносяться до водню та аргону , в іншу- до азоту та метану . Рішення цих рівнянь дає ( в нм3) х1=12 314 х2=12 351 у1=13 031 у2=13 126.це означає , що різні домішки вимагають різного ,хоча і близького , об’єму продувки . Приймаємо , що продувка визначається середнім з отриманих результатів , тобто у=13 078нм3. Середнє значення х=12 332 нм3. В об’ємі 13 078 нм3 міститься :

16) Кількість циркулюючого газу. Кількість циркулюючого газу отримуємо як різницю між кількістю наявних після водяного холодильника газів (п.13) та кількістю газів продувки (п.15):

Аміак

25 325-760=24 565 кг або 33 370- 1001=32 368 нм3

Водень

24 307-729=23 577 кг або 272 238-8 172=264 066 нм3

Азот

113 033-3 393=109 640 кг або 90 427-2 715=87 712 нм3

Аргон

31 137-933=30 203 кг або 17 436-523=16 913нм3

Метан

15 835-475=15 360 кг або 22 170-665=21 504 нм3.

17) кількість свіжої азото-водневої суміші , подаваної на синтез . За розрахунком , згідно п.15 , загальний об’єм свіжої авс складає :

150 760+12 332=163 093 нм3

В цьому об’ємі міститься:

Водню

121 162нм3 або 10 818 кг

Азоту

40 365 нм3 або 50 459кг

Аргону

619 нм3 або1 106 кг

Метану

945нм3 або 675 кг.

Крім цього , за умовою , в кожних 8000 нм3 сухих газів міститься 1кг парів води. Відповідно , в 163 093 нм3 міститься 20,4 кг або 25,4 нм3 .

18) Кількість азото-водневої суміші після змішування циркулюючого та свіжого газів:

Аміаку

24 565 кг або 32 368 нм3

Водню

23 577+10 818=34 395 кг або 264 066+121 162=385 228 нм3

Азоту

109 630+50 456=160 086кг або 87 712+40 365=128 077 нм3

Аргону

30 203+1 106=31 309кг або 16 913+ 619=17 533нм3

Метану

15 360 +675=16 035 кг або 21 504+945=22 450нм3

Загальний об’єм газів 585 657 нм3. Крім цього в газі міститься 20,4 кг або 25,4 нм3 парів води.

19) Кількість аміаку , конденсуючогося в колоні. За розрахунком відповідно п.4 вміст аміаку після вторинної конденсації 3.08% об. Для першочергового визначення кількості рідкого аміаку , конденсованого в колоні , допускаємо , що в рідкому аміаку гази не розчиняються . Враховуючи , що об’єм газів , за винятком аміаку , складає 585 657-32 368=553 289 нм3 , знаходимо об’єм залишеного газоподібного аміаку:



Конденсується в рідину:

32 368-17 582=14 785 нм3 або 11 221 кг аміаку

Об’єм залишившихся газів

585 657-14 785 =570 872 нм3

Їхній сумарний парціальний тиск:

290\*570 872/585 657=282

( але згідно п.4 конденсація відбувається при 280 атм , тому приймемо 280 атм.)

Парціальні тиски газів (атм.) :

Водню

280\*385 228/570 872=188.9

Азоту

280\*128 077/570 872=62.8

Аргону

280\*17 533/570 872=8.6

Метану

280\*22 450/570 872=11

В цих умовах розчинність (в нм3 на 1 000 кг рідкого аміаку ) водню 11.99 , азоту 4.96 , аргону 1.27 метану 2.6 . В 11 221 кг рідкого аміаку розчиниться водню 134 нм3 , азоту 56 нм3 , аргону 14 нм3 , метану 28 нм3. Це близько зі значеннями розчинності , прийнятими в п.14!

Об’єм газів за винятком аміаку та розчинених в рідкому аміаку газів :

570 872-(134+56+14+28)=570 639 нм3

Об’єм газоподібного аміаку :

570 639\*3,08/(100-3,08)=18 134 нм3 або 13 762 кг

Конденсується :

32 368-18 134=14 792 нм3 або 11 227кг

Очевидно , що парціальні тиски газів не змінились . Кількість рідкого аміаку змінилось несуттєво і не впливає помітно на об’єм розчинених газів.

Таким чином , виділяються в рідкому вигляді : а)11 227 кг аміаку в якому розчинено ;б)12 кг водню ;в) 70 кг азоту ; г) 25 кг аргону ; д) 20 кг метану.

Крім того , в рідкому аміаку розчинилися всі водяні пари , що потрапили .

1. Кількість газової суміші , поступючої в колону синтеза

Аміаку

24565-11 227=13 338кг або 17 334нм3

Водню

34395-12=34383кг або 385 093 нм3

Азоту

160 086-70=160 016 кг або 128 013 нм3

Аргону

31309-25=31284кг або 17 519 нм3

Метану

16035-20=16 015 кг або 22 422нм3

Порівнюючи отримані дані з результатами розрахунку згідно п.11 , бачимо , що розбіжність не більше 45 нм3 ( по азоту ). Цими розбіжностями нехтуємо оскільки в данних розмірностях вони не суттєві.

21) Загальна кількість товарного аміаку. Зводяногохолодильника виводиться 44 680 кг аміаку, з газів продувки 760 кг, з випарника 11 227 кг ; загальна кількість 56 667 кг за годину.

22) Фактично за годину в колону потрапляє згідно п11 газової суміші 570 672 нм3/год . При об’ємній швидкості 24 000нм3/год м3 нам потрібно 23.8 м3 каталізатору.

23) Виходить з колони газової суміші 496 004нм3



на 1 м3 каталізатора , що дуже близько до прийнятого значення в п3.

**3.2 Тепловий баланс**

Тепловий ефект реакції утворення аміаку 92.38 кДж/моль. За годину повинно утворитись 56 667 кг аміаку. Це:



З яких виділиться :

Qвиділ= 3333.4\*103\*92.38=309 335 153кДж тепла

Оскільки за годину через колону проходитиме 255 100 кг газу то на 1кг газу припадатиме тепла:

309 335 153/255 100=1212 кДж/ кг.

Ентальпія АВС при 200 оС 4750 кДж/кг. Поглинувши тепло , ентальпія збільшиться:

4750+1212=5962 кДж/кг,

Що при вмісті аміаку 18%об. відповідає близько 675 оС, що неприпустимо для каталізатора.

Нагрів поступаючої АВС від 190о до 200о С на шляху до теплообмінника поглине:

Qпогл1=m\*∆i1=255 100\*(4750-4700)=12 755 000 кДж

Де 255 100-маса свіжого циркулюючого газу (АВС),кг/год; 4750 та 4700 –ентальпії АВС (3% об. аміаку) при 200о та190о відповідно. Залишається:

Qзал1 =309 335 153-12 755 000=296 580 154 кДж тепла.

Оскільки реакційна АВС на вході в каталізатор повинна мати температуру 470оС , то для її нагріву від 200 до 470оС в теплообміннику потрібно:

Qпогл 2=m\*∆i2=255 100\*(5700-4750)=242 345 000 кДж тепла.

Залишається :

Qзал2 =296 580 153-242 345 000=54 235 153 кДж тепла,

з яких на 1кг циркулюючого за годину газу припадає:

Ізалиш=Qзал2/mцирк=54 235 153/255 100=212 кДж/кг А

Оскільки байпас потрібно подавати після 1, 2 , 3 то цю масу необхідно збільшити втричі і загальна маса циркулюючого газу ,що походитиме через холодний бай пас становитиме :

ρ см= ρазоту\*хазоту+ ρводню\*хводню+ ρаміаку\*хаміаку+ ρметану\*хметану+ ρаргону\*харгону (3.2)

ρо см = 1.25\* 0.22+ 0.09\*0.68+0.77\*0.03+0.72\*0.04+1.78\*0.03=0.38 кг/м3

ρвих см = 1.25\* 0.19+ 0.09\*0.56+0.77\*0.18+0.72\*0.04+1.78\*0.03=0.509 кг/м3 ρ= ρо\*(РТо/РоТ) (3.3)

ρ200=65.8 кг/м3 ( вхідна суміш) ρ500=53.8 кг/м3 (вихідна суміш)

Таким чином в теплообмінник йде 1550 м3/год , на байпас -2326 м3/год. В колону поступає 3876м3/год газу.

Таблиця3

|  |  |
| --- | --- |
| Виділилось в результаті реакції | 309 335 153кДж |
| Поглинулось через каталізаторну коробку свіжою АВС (190о-200оС) | 12 755 000 кДж |
| Поглинулось свіжою АВС в теплообміннику (2000-4700) та байпасом | 242 345 000 кДж |
| Винесено з колони у вигляді розігрітого газу | 54 235 153 кДж |
| Залишилось | 0 |

**3.3 Розрахунок теплообмінника**

Ціллю розрахунку теплообмінника являється визначення поверхні теплообміну:

,



Де F-поверхня теплообміну ,м2 , K-коефіцієнт теплопередачі , Вт/(м2 оС)

∆t -середня різниця температур оС.

Температури потоків в теплообміннику згідно теплового розрахунку, оС:

530 → 490

470 ← 200

Різниця температур:

∆tм=60оС ∆tб=290 оС

Визначаємо середню різницю температур за формулою:

∆tсер=(∆tб-∆tм)/ (3.5)



∆tсер=(290-60)/ln(290/60)=146 оС

Коефіцієнт теплопередачі К визначається по формулі:

, (3.6)



**4. Конструктивний розрахунок**

**4.1 Обечайки верхня та основна**

Конструктивний розрахунок обечайки основної (колони синтезу аміаку)

Розрахунковий тиск 30 МПа. Температура стінки 200оС , на поверхні ззовні припустимо 150оС. В якості конструктивного матеріалу застосуємо кислотостійку теплостіку сталь (леговану) 12Х18Н10Т , для якої нормативно допускаємі напруження рівні:

20 оС---=160 МПа



150 оС---=146 МПа



200 оС----=140МПа



300 оС-----=130МПа



400 оС------=120МПа



Коефіцієнт міцності зварних швів . Швидкість корозії з внутрішньої сторони Пн=0.002мм/рік , з внутрішньої Пв=0.005 мм/рік . Строк служби апарату -20 років:



Напруження , що діють на обичайку:

(4.4)



(4.5)



Для сталей , для 12Х18Н10Т становить 17\*10-6 1/оС, Е=1.97\*105 МПа при 200оС . Перепад температур між внутрішньою та зовнішньою стінками становить 50 оС. Проводимо розрахунок:



Максимально допустимий тиск визначаємо за формулою:

рдоп=140\*1\*0.25=35МПа>рр= 30МПа.

Розрахунок верхньої обечайки (теплообмінника)

Розрахунковий коефіцієнт товстостінності знайдемо з формули 4.1:

(4.1)



Приймемо D=1м:



Приймемо s=0.16м .Розраховуємо новий коефіцієнт товстостінності:



Напруження , що діють на обичайку:



Для сталей , для 12Х18Н10Т становить 17\*10-6 1/оС, Е=1.97\*105 МПа при 200оС . Перепад температур між внутрішньою та зовнішньою стінками становить 50 оС.



Максимально допустимий тиск :

(4.6) рдоп=140\*1\*0.2422=33.9МПа>рр= 30МПа.



**4.2 Конструктивний розрахунок днища**

Днище нашої колони синтезу приймемо слабо випуклим , тобто . Товщина днища розраховується по формулі:



(4.7)



Діаметр фланця в днищі – 120 мм . Коефіціент ослаблення днища у в ипадку одиночного отвору діаметром d :



(4.8)



м



Згідно ГОСТ 19903-74



Допускаємий робочий тиск розраховується за формулою: (4.9) МПа



**4.3 Конструктивний розрахунок кришки проміжної (між обичайкою та теплообмінником)**

Для даного апарату доцільно використати конічну кришку .У випадку відсутності даних для розрахунку конічних кришок, конічну кришку замінимо сферичною , і оскільки тангенціальні сили ,викликані великим тиском, дуже серйозні , то на металоємності це позначиться малопомітно. Формула для розрахунку товщини стінки сферичної кришки:

(4.10) S=2.5\*30\*0.8/(4\*140\*1-30)=0.113м



Розрахунковий коефіцієнт товстостінності для сферичних кришок:

(4.11)



Згідно методики обираємо ближній більший -1.15.



(4.12) S=(1.15-1)/0.8=0.12м



Мінімальна товщина кришки в місці розташування пазу під ущільнення у випадку застосування двухконусного обтюратора:

(4.13)



Da >Db+2dp

Db=1600+250+250=2100

Da=2220

З таблиці 2.4(стор 146) Dcp=1613

hcp=58

α=30o

Осьова сила на обтюраторне кільце:

Fо=0.5πppDcp hcptgα (4.14) Fо=0.78МН

Рівнодіюча внутрішнього тиску на кришку: Fp =πDcp2p/4 (4.15)

Fp=58.9МН

F= Fо + Fp =60MH

Приймаємо dow=60мм



приймаємо 160мм.Для верхнього зрізу кришки:

Db=1000+160+160=1320 мм

Da=1440

З таблиці 2.4(стор 146) Dcp=1009 hcp=35 α=30o



Приймаємо 140 мм.

**4.4 Конструктивний розрахунок верхньої кришки**

Верхню кришка буде плоскою. Її товщину розрахуємо за формулою:

(4.16)



Db=1000+160+160=1320

Da=1440

З таблиці 2.4(стор 146) Dcp=1009

hcp=35

α=30o

F=25 MH м



Приймаємо s=0.280м. Мінімальна товщина кришки в місці розташування паза під ущільнення у випадку застосування двоконусного обтюратора:

(4.17)



Приймаємо 140 мм.

**4.5 Конструктивний розрахунок каталізаторної коробки**

Каталізатор типу СА-1 має густину 4.8 г/см3 . Вільний об’єм при завантаженні насипом складає 10-30%. Приймемо 20%. При необхідних нам 23.8 м3 каталізатора загальна вага каталізатора в каталізаторній коробці складе :

23.8\*4.8\*(1-0.2)=82 тони.

При 4 шарах каталізатору на один шар припадатиме 21 тона ваги. Загальна осьова сила на корпус каталізаторної коробки складе :

82\*103 \*9.81=0.8 МН

Коробка буде працювати під зовнішнім надлишковим тиском до 3МПа та при температурі корпусу 400 оС.

Параметри каталізаторної коробки:

Dвн =1.4 м dтр=120 мм

Vкат=24 м3

Нкат=23.8/(π\*0.72)=13.6 м

Приймемо , що висота насипу 15 м.

Для розрахунку товщини корпусу необхідно визначити коефіцієнт К2 з номограми :



(4.18) (4.19)



(4.20)



(4.21)



З номограми К2=2.5. Розрахунок товщини стінки ведемо за формулою:

sp=max (4.22)



sp=max=35.2 мм



приймаємо 36мм. Допустимий зовнішній тиск визначаємо за формулою: pH=2σ(s-c)/(D+s-c) (4.23) pH=2\*130\*(0.036-0.008)/(1.4+0.036-0.008)=6.4 МПа

Допустимий тиск з умови стійкості в межах пружності:

, (4.24)



Де n- коефіцієнт запасу стійкості для робочого стану 2.4. Проводимо розрахунок:

=2.84 МПа



(4.25) МПа



Допускаєма осьова сжимаюча сила:

(4.26)



МН



Допустиме осьове сжимаюче зусилля з умови стійкості в межах пружності:

(4.27)



МН



Осьова сжимаюча сила визначається за формулою:

(4.28)



МН



Умова стійкості корпуса при одночасній взаємодії цих сил має вигляд:

(4.29)



,



отже умова виконується, приймаємо товщину стінки 36мм.

Розрахунок опор для колосникових решіток Оскільки вага одного шару каталізатора становить 21 тона , то очевидно , що необхідна спеціальна конструкція для утримання такої ваги . В якості такої конструкції застосуємо ребра (балку прямокутного перерізу) на які стелитимуться колосникові решітки. Розмістимо їх з кроком 10 см починаючи від центру на відстані 6см (де проходитиме центральна труба діаметром 120мм ) . Навантаження , створюване каталізатором , становить: F=21000\*9.8/( π\*1.42/2)=0.134 МН/м2 Довжини балок при віддалені від центру зменшуються за синусоїдальним законом:

(4.30)



Де n- відповідно порядковий номер від середини і становлять відповідно

L1=1.396м

L2=1.382м

L3=1.338м

L4=1.261м

L5=1.145м

L6=0.976м

Згинаючий момент дорівнює :

(4.31)



Діюча сила пропорційна площі:

(4.32) , (4.33)



Де b- ширина балки , 20мм, h –висота, м.

Проводимо розрахунок та заносимо в таблицю 4 результати:

Таблиця 4

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Довжина м | Діюча сила , пропорційна площі, МН | Згинаючий момент МНм | h ,м |
| 1.396 | 0.019 | 0.0133 | 0.182 |
| 1.382 | 0.0185 | 0.0128 | 0.179 |
| 1.338 | 0.0179 | 0.012 | 0.173 |
| 1.261 | 0.0169 | 0.011 | 0.165 |
| 1.145 | 0.0153 | 0.009 | 0.15 |
| 0.976 | 0.0131 | 0.007 | 0.133 |

Приймаємо 185 мм (2шт), 180 мм (4шт), 150мм (4шт) для усього перерізу .

Розрахуємо опори для цих балок , що матимуть наступний вигляд:

Переріз балок по 185 мм- 0.038м2. При товщині опори 10 мм периметр кріплення (зварного шва) має складати 0.038/0.01=0.38м , тобто при φзвар=0.95 матимуть наступне кріплення:

Колоснкові решітки (12Х18Н10Т) повинні на 1 м довжини мати площу перерізу:

= 13.9\*10-5 м2 ,



де 1.3 –коефіцієнт ,що враховує згинання перерізу решітки , аби витримати на розрив вагу каталізатору.

4.6.Конструктивний розрахунок теплообмінника

Теплообмінник буде працювати під зовнішнім надлишковим тиском до 3МПа та при температурі корпусу 350 оС.

Параметри рубашки теплообмінника:

Dвн =0.8 м

Н=9м (див.п3.3)

Для розрахунку товщини корпусу необхідно визначити коефіцієнт К2 з номограми за формулами:



(4.18)



(4.19)



(4.20)



(4.21)



З номограми К2=2.4. Розрахунок товщини стінки ведемо за формулою:

sp=max (4.22)



sp=max=19.2 мм



приймаємо 20мм. Допустимий зовнішній тиск визначаємо за формулою: pH=2σ(s-c)/(D+s-c) (4.23) pH=2\*130\*(0.02-0.0008)/(0.8+0.02-0.0008)=6.34 МПа

Допустимий тиск з умови стійкості в межах пружності:

, (4.24)



Де n- коефіцієнт запасу стійкості для робочого стану 2.4. Проводимо розрахунок:

=2.3 МПа



(4.25)



МПа



Умова стійкості корпуса :

(4.26 а)



,



отже умова виконується, приймаємо товщину стінки 20мм.

Вага теплообмінника дорівнює сумі мас рубашки : Sперер\*Н\*ρ=4 900 кг

Труб: Sперер\*Н\*ρ\*n=524 кг

Та трубних решіток. Для визначення товщини решіток розрахуємо їх як плоске днище для апарату під надлишковим тиском 3МПа:

sp=max (4.34)



К=0.53 (2.стор21) Ко (4.35)



sp=max=20 мм



Вага двух трубних решіток 77 кг

Загальна вага 5 501 кг , оскільки вагу перегородок не визначали , округлимо до 6 000кг

**4.7 Розрахунок шпилькових з’єднань**

Осьова сила на кришку (верхня) теплообмінника становить 25 МН (див.п4.4). Розрахунковий діаметр стержня шпильки обчислюють за формулою , де враховується додаткові напруження , виникаючі від крутячого моменту при затяжці:

, (4.36)



Де -коефіцієнт ,враховуючий тангенціальне напруження , для двоконусного обтюратора ,=1;



- коефіцієнт враховуючий нерівномірність розподілу навантаження між шпильками , для ручної затяжки =1.5



-кількість шпильок з даного ряду чисел :6 8 10 12 16 20 24 32 36 40 44 48



- допустиме напруження металу для стальних болтів та шпильок при 200оС (для 12Х18Н10Т- 98 МПа) (2, стор93).



-отвір в шпильці , для шпильок до М85Х6 -12мм , з різьбою більше М85Х6 -18мм.



Кількість шпильок -36.



З таблиці 2.5 (2. стор 148):

dc =101.5мм

dр=110мм

діаметр болтової окружності , мінімально необхідний з умови розміщення шпильок:

(4.37)



м



Розрахунок довжини різьби гнізда корпусу проводимо за формулою:

L=1.5dp

L=1.5\* 110=165 мм , приймаємо глубину гнізда 175 мм , крок різьби 6мм.

Такі ж шпильки і в такому розташуванні застосуємо для верхнього зрізу нижчої кришки .

Розрахуємо шпильки для нижчого краю нижчої кришки:

З таблиці 2.5 (2 стор 148) :



dc =141.5мм

dр=150мм

Діаметр болтової окружності , мінімально необхідний з умови розміщення шпильок:



Розрахунок довжини різьби гнізда корпусу проводимо за формулою:

L=1.5dp

L=1.5\* 150=225 мм ,

приймаємо глубину гнізда 235 мм , крок різьби 6мм.

**4.8 Розрахунок фланців**

Фланці для подібних апаратів виконують кованими , і з’єднуються з корпусом зварюванням. Діаметр вхідного і вихідного фланців 120мм . Для цього зєднання застосуємо плоску алюмінієву прокладку , ширина якої обчислюється за формулою:

(4.38)



Де -напруження для зімяття алюмінієвої прокладки.



мм



Приймемо 8мм. Fсм=0.115МН . Діаметр окружності центів шпильок для затворів з плоскою металічною прокладкою :

(4.39)



а>0.5dp



Приймаємо 36.5мм , dр=45мм , L =68мм:



Зовнішній діаметр фланця :



Висоти циліндричної частини фланця Н3 і Н4 при куту конусності 45о :

Н4 =L+0.75dp=68+0.75\*45=102мм

Н3=sp=0.5D(β-1)=0.5\*0.12\*( м .



Приймаємо 18мм.

**4.9 Розрахунок опор**

Кріплення теплообмінника

Вага теплообмінника складає :

6 000\*9.8=0.0588 МН

При коефіцієнті міцності зварних швів 0.8 , та запасі міцності 1.1 отримуємо площу шва :

0.0588/(0.8\*130/1.1)=0.000622м2

При ширині шва 1 см його довжина складає 63 см. , тобто одна трубна решітка буде кріпитись 32 сантиметрами зварного зєднання . Каталізаторнна коробка матиме в якості опори юбочну циліндричну з товщиною стінки , рівну товщині самої коробки--36мм. Для осьової стійкості каталізаторної коробки застосуємо 6 опор , аналогічних в п.4.5, на рівні нижного краю першого шару каталізатору . Маса колони в сборі становить (приблизно ) до: М=Моб1 +Моб2+Мтепл+Мкат кор. і катал=181.3т+72 т +6т+100т=360т F=360000\*9.8=3.528МН Для нижньої опори всієї колони синтезу знову ж таки застосуємо циліндричну опору з товщиною стінки , рівній товщині обичайки колони -250мм. Проведемо перевірку:

Допускаєма осьова сжимаюча сила:

(4.26)



МН



Допустиме осьове сжимаюче зусилля з умови стійкості в межах пружності:

(4.27)



МН



Осьова сжимаюча сила визначається за формулою:

(4.28)



МН <1,



отже умова виконується, приймаємо товщину стінки 250мм.

Для кращої вертикальної стійкості в залежності від обстановки на підприємстві рекомендується встановити додаткові підпори.

Реакція на фундамент :

МПа



Отже в якості матеріалу фундаменту доцільно використати Ж/Б конструкції

**5. Вибір допоміжного обладнання**

Для регулювання байпасу та підтримання температури входу в шар каталізатора застосуємо регулятори , працюючі без допоміжних джерел енергії. Для регулювання температури чудово підходить регулятор температури РТ призначений для автоматичного контролю заданої температури рідких та газоподібних середовищ із зворотнім клапаном РТ-50 в специфікації - температура регулюючого середовища та зовнішнього до 530оС (на замовлення ) .

Виробник : Сафоновський завод «Теплоконтроль»

Необхідна кількість приладів 6 шт.

**Заключення**

Апарат (колона ) синтезу аміаку , розроблена в даному курсовому проекту, має наступні якості на відміну від тих що застосовуються в промисловості:

- порівняно меншу металозатратність через менший діаметр апарату , а також більшу корозійну та теплову стійкість;

- більший гідравлічний опір внаслідок товщих (високих ) шарів каталізатору , і відповідно відсутня можливість використання дрібного (діаметром зерен менше 5 мм ) зерна каталізатору.

Теплобмінник стандартизований , що здешевлює конструкцію . Колона розрахована на роботу з циркуляційним компрессором з перепадом тиску до 3 МПа та відповідає всім вимогам щодо транспортування залізницею по вазі і розмірам ( в розібраному вигляді) .

**Література**

1. Расчеты по технологи неорганических веществ : Учебное пособие/ Дыбина, Соловьева , Вишняк ; Под ред. Дыбиной.- М.:Высшая школа , 1967-522с.

2. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств: Примеры и задачи : учебное пособие для студентов втузов/ М.Ф.Михалев-Л.Машиностроение ,1984-301с.

3. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии . Учебное пособие для втузов/Под редакцией П.Г.Романкова 10-е изд.-Л.Химия, 1987-576с.

4. Процессы и аппараты химической технологии. /А.Г.Касаткин 7-е изд.-М.Химия, 1961-816с.

5. Технология неорганических веществ и минеральных удобрений: Учебник для техникумов./Мельников Е.В., Салтанова В.П. и др-М.:Химия , 1983-432с.

6. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проэктированию/ Под ред. Ю.И.Дытнерского 2-е изд.-М.:Химия, 1991-496с