

Зміст

Перелік умовних позначень	4
Вступ	6
1. Аналітичний огляд	7
2. Опис технологічної схеми та конструкції колони, теплообмінника	9
3. Конструкційні матеріали для виготовлення теплообмінника	13
4. Визначення основних розмірів колони та заданого апарата	17
4.1. Визначення продуктивності за дистилятом і кубовим залишком	18
4.2. Визначення мінімального і дійсного флегмового числа	18
4.3. Визначення середніх значень параметрів по колоні, фізико-хімічних і термодинамічних констант фаз	23
4.4. Визначення діаметра колони	27
4.5. Визначення висоти колони	28
4.6. Визначення гідравлічного опору колони з сітчастими тарілками	28
4.7. Теплові розрахунки	30
5. Аналіз впливу конструктивних особливостей контактних пристроїв на розміри колонного апарата	38
6. Розрахунок кожухотрубчастого теплообмінника (кип'ятильник)	41
6.1. Розрахунок на міцність, жорсткість та стійкість	42
6.1.1. Розрахункова температура	42
6.1.2. Допустимі напруження	43
6.1.3. Коефіцієнти міцності зварних швів	44
6.1.4. Додатки до розрахункових величин	45
6.1.5. Розрахунок товщини стінки циліндричної обичайки кожуха теплообмінника	46
6.2. Розрахунок лінзового компенсатора	47
6.2.1. Визначення допоміжних величин	47
6.2.2. Розрахунок компенсатора на міцність	48
7. Технологія виготовлення теплообмінника	50
8. Ремонт теплообмінника	53
9. Техніка безпеки	57
Висновки	60
Література	61

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

B – ширина, м;

C_p – масова теплоємність за сталого тиску, Дж/(кг·град);

D – діаметр, м;

d – діаметр штуцера, м;

F – поверхня контакту, м;

K – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²·град);

t – температура °С;

w – швидкість потоку рідини, м/с;

ω – кутова швидкість

Q – тепловий потік, Вт;

m – витрата речовини, кг/с;

c – теплоємність речовини (питома), Дж/(кг·К);

G_w – продуктивність кубового залишку, кг/год;

G_p – продуктивність по дистилляту, кг/год;

G_F – продуктивність повихідній суміші, кг/год;

M_A, M_B – молярна маса компонента, кг/кмоль;

R_{min} – мінімальне флегмове число;

K_R – коефіцієнт надлишку флегми;

R – дійсне флегмове число;

r – питома теплота пароутворення;

H – висота середовища в апараті, м;

g – прискорення вільного падіння, м/с²;

P – розрахунковий тиск, МПа;

P_k – тиск у сосуді під час дії запобіжного клапана, МПа;

P_r – гідростатичний тиск, МПа;

f – коефіцієнт міцности зварених швів;

S – прибавка до розрахункової товщини, мм;

Π – швидкість проникнення корозії, мм/рік;

S_1 – виконавча товщина стінки днища, мм;

S_{1p} – розрахункова товщина стінки днища, мм;

C_3 – прибавка для компенсації корозії, мм;

W_y – швидкість пару, м/с;

W_ϕ – швидкість руху потоку, м/с

V_ϕ – об'ємна продуктивність потоку, м³/с;

Вступ

Ректифікація - розділення рідких однорідних сумішей на складові речовини або групи складових у результаті проти точного взаємодії парової суміші та рідкої суміші. За способом проведення розрізняють - безперервну й періодичну ректифікацію. Основні області промислового застосування ректифікації – одержання окремих фракцій і індивідуальних вуглеводнів з нафтової сировини в нафтопереробній і нафтохімічній промисловості, окисі етилену, акрилонитрилу, акрилхлорсиланів - у хімічній промисловості. Ректифікація широко використовується й в інших галузях народного господарства: коксохімічної, лісохімічної, харчовий, хіміко-фармацевтичної промисловостях.

Ректифікація, як і інші процеси масопередавання, протікає на поверхні розділу фаз, тому апарати для ректифікації та апарати супутники, Такі як дефлегматори, холодильники, кип'ятильники, підігрівачі повинні забезпечувати розвинену поверхню контакту між паровою й рідкою фазою.

В даному дипломному проекті виконано дослідження шляхом розрахунку тарілчастої колони та кип'ятильника установки ректифікації суміші метанол - вода продуктивністю 5,5 т/рік по дистиляту.

Актуальність теми. Проблема охорони навколишнього середовища та переробки виробничих відходів на сьогоднішній день є особливо актуальною. В нафтопереробній та хімічній промисловості часто в вигляді відходів видаляються групи речовин, які негативно впливають на якість продукції. Обсяг цих речовин порівняно невеликий, але вони можуть являться сировиною для одержання цінних цільових продуктів. При їх переробці виникає необхідність в їх зберіганні та подальшому транспортуванні. Одним із шляхів вирішення поставленої задачі є установка кип'ятильника для кращої тепловіддачі між дистилятом і охолоджувальній водою.

1. Аналітичний огляд

Перегонка рідини

Одним з найпоширеніших методів розділення рідких однорідних сумішей, що складаються з двох або більшої кількості летких компонентів, є перегонка (дистиляція і ректифікація).

Перегонка – це процес, що передбачає часткове випаровування суміші, що розділяється, і подальшу конденсацію пари, що утворюється. Може здійснюватися одноразово або багато разів. У результаті конденсації одержують рідину, склад якої відрізняється від складу початкової суміші.

Коли би початкова суміш складалася з леткого або нелеткого компонентів, то її можна було б розділити на компоненти шляхом випарювання. Перегонкою розділяють суміші, всі компоненти яких леткі. Розділення перегонкою засновано на різній леткості компонентів суміші за однакової температури. Тому при перегонці всі компоненти суміші переходять в пароподібний стан в кількостях, пропорційних їх фугітивності (леткості).

У спрощеному випадку початкова суміш є бінарною, тобто складається тільки з двох компонентів. Отримана під час перегонки пара містить відносно більшу кількість легколеткого (ЛЛК) або низькокиплячого (НKK) компоненту, ніж початкова суміш. З цього виходить що, під час перегонки рідка фаза збіднюється, а парова фаза збагачується ЛЛК. Рідина, що не випарувалася, має склад, багатший на важко леткий (ВЛК), або висококиплячий (ВKK) компоненти.

Ця рідина називається залишком, а рідина, отримана в результаті конденсації пари – дистилятом, або ректифікатом.

Ступінь збагачення парової фази ЛЛК за інших рівних умов залежить від виду перегонки. Існують два види перегонки: 1) проста перегонка (дистиляція) і 2) ректифікація.

Проста перегонка є процесом одноразового часткового випаровування рідкої суміші і конденсації пари, що утворюється. Вона застосовується тільки для розділення сумішей, леткість компонентів якої істотно відрізняється, тобто відношення леткості компонентів значна. Її використовують лише для попереднього грубого розділення рідких сумішей та також для очищення складних сумішей від небажаних домішок, смол і т.п.

Повніше розділення рідких сумішей на компоненти досягається шляхом ректифікації.

Ректифікація – процес розділення гомогенних сумішей летких рідин двостороннім масо- і теплообміном між нерівноважними рідкою і паровою

фазами, що мають різну температуру і рухаються назустріч один одному. Розділення здійснюється в колонних апаратах при багатократному або безперервному контакті фаз. При кожному контакті з рідини випаровується переважно ЛЛК, яким збагачується пара, а з парової фази конденсується переважно ВЛК, що переходить в рідину. Обмін компонентами між фазами дає змогу отримати пару, яка є майже чистим ЛЛК. Ця пара, що виходить з верхньої частини колони, після конденсації в окремому апараті розділяється на дистилят, або ректифікат (верхній продукт) флегму – рідину, що повертається для зрошування колони і взаємодії з паром, яка підіймається по колоні. Знизу колони відділяється рідина, що є майже чистим ВЛК, – залишок (нижній продукт). Частину залишку випаровують в нижній частині колони для отримання висхідного потоку пари.

Апаратне оформлення процесів перегонки рідини

Для процесу перегонки рідини потрібні такі апарати як:

1. Ректифікаційна колона.
2. Підігрівач
3. Кипятильник
4. Дефлегматор
5. Роздільник
6. Холодильник
7. Кубова ємність
8. Відцентровий насос

2. Опис технологічної схеми та конструкції колони, теплообмінника.

Колона ректифікації та кип'ятильник є складовими частинами апаратурного оформлення процесу ректифікації. Вони відносяться до основного обладнання. Технологічна схема ректифікаційної установки представлена на рисунку 2.1.

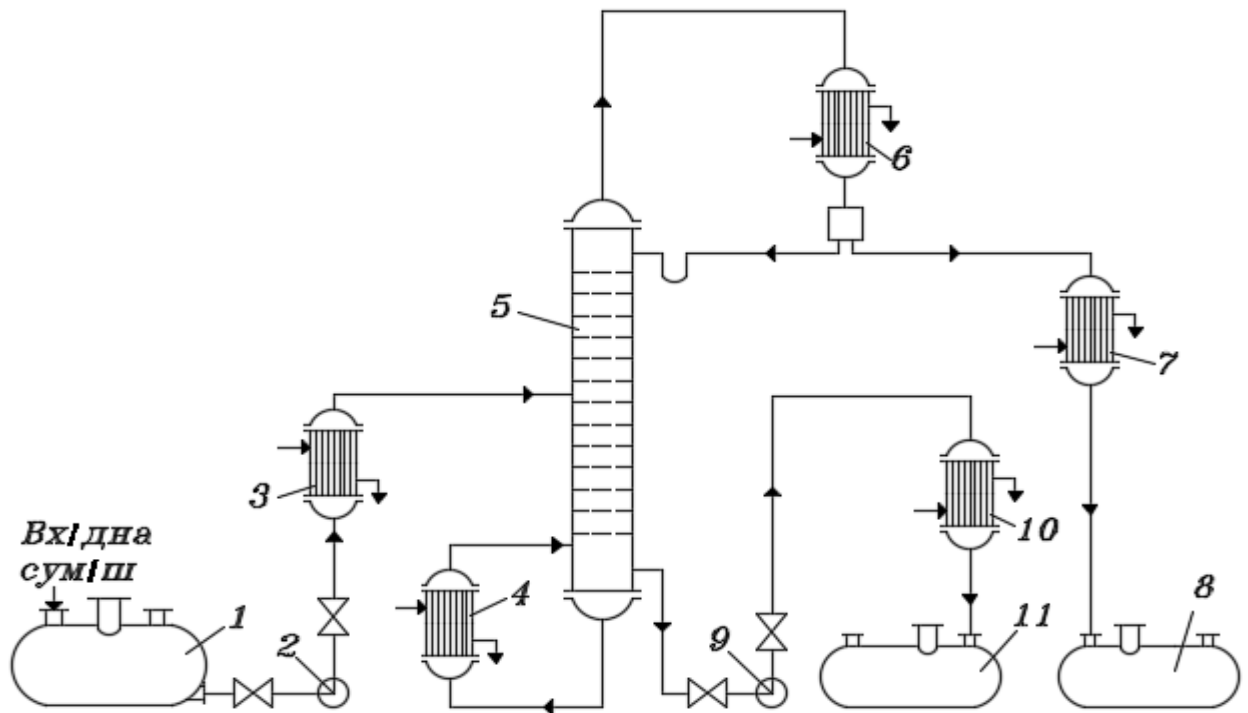


Рисунок 2.1 - Технологічна схема ректифікаційної установки

Установка працює наступним чином:

Вхідну суміш з проміжної ємності 1 відцентровим насосом 2 подають у теплообмінник 3, де вона підігрівається до температури кипіння. Нагріта суміш надходить на поділ в ректифікаційну колону 5 на тарілку харчування, де склад рідини дорівнює складу вхідної суміші x_F .

Стікаючи вниз по колоні, рідина взаємодіє з піднімаючим вгору паром, що утворюється при кипінні кубової рідини в кип'ятильнику 4. Початковий склад пари приблизно дорівнює складу кубового залишку x_W , тобто збіднений легко летючим компонентом. В результаті масообміну з рідиною пар збагачується легко летючим компонентом. Для більш повного збагачення верхню частину колони зрошують відповідно із заданим флегмовим числом рідиною (флегмою) складу x_P , одержуваної в дефлегматорі 6 шляхом конденсації пара, що виходить з колони. Частина конденсату виводиться з

дефлегматора у вигляді готового продукту поділу – дистилату, який охолоджується в теплообміннику 7 і направляється в проміжну ємність 8.

З кубової частини колони насосом 9 безперервно виводиться кубова рідина – продукт, збагачений важко летючим компонентом, який охолоджується в теплообміннику 10 і направляється в ємність 11.

Таким чином, в ректифікаційній колоні здійснюється безперервний не рівноважний процес поділу вихідної бінарної суміші на дистилат (з високим вмістом легко летючого компоненту) і кубовий залишок (збагачений важко летючим компонентом).

Колона (рисунок 2.2) призначена для розділення рідких сумішей, складові яких мають різну температуру кипіння. Класична колона є вертикальний циліндр з контактними пристроями всередині.

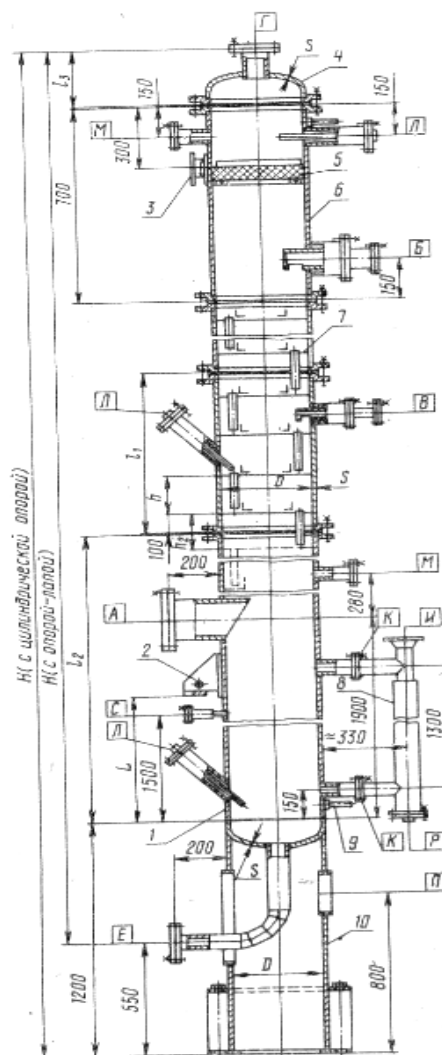


Рисунок 2.2 – Колона ректифікації

Ректифікаційна колона зображена на рисунку, до її складу входять: 1 - корпус; 2 - опора-лапа; 3 - цапфа; 4 - кришка; 5 - отбійник сітчастий; 6 - царга сепараційна; 7 - тарілка; 8 – камера рівноміра; 9 - пристосування для вивірення; 10 – опора циліндрична.

Колона працює наступним чином:

З допомогою нагрівача кубова рідина доводиться до кипіння. Утворюється в кубі пара піднімається вгору по царзі колони і потрапляє в дефлегматор, де відбувається його повна конденсація.

Велика частина дистилляту (флегма) повертається в царгу на зрошення насадки, а менша (дистиллят) відбирається, проходить через кінцевик (кінцевий охолоджувач) і надходить в приймальну ємність. Співвідношення між витратами повертається флегми і відбору дистилляту називається флегмовим числом і встановлюється за допомогою крана відбору.

На тарілці царги ректифікаційної відбувається процес тепло масообміну між стікаючою по насадці флегмою і піднімаючим вгору паром. Щоб навколишнє середовище не впливала на цей досить тонкий процес ректифікації, царгу зовні покривають теплоізоляцією.

В результаті тепло масообміну у верхній частині царги накопичується у вигляді пари і флегми самий легко киплячий (з найменшою температурою кипіння) компонент кубової рідини, а слідом за ним вниз по висоті царги, сама собою вибудовується «нумерована черга з різних речовин. «Порядковим номером у цій черзі» є температура кипіння кожного компонента, що зростає по мірі наближення до кубу.

За допомогою регулятора відбору здійснюється повільний і послідовний відбір цих речовин. «Номер» відібраного речовини реєструється за допомогою термометра. Знаючи цю температуру (та атмосферний тиск), можна точно вказати речовина дистилляту, що відбирається в даний момент.

Кип'ятильник зображено на рисунку 2.3.

Він призначений для підігріву суміші, яка відводиться з кубової частини ректифікаційної колони і проходячи через кип'ятильник суміш нагрівається до температури кипіння.

Кип'ятильник працює наступним чином, в трубний простір подається суміш яка виходить з кубової частини колони, а в між трубний простір подається насичений водяний пар. При проходженні по трубах суміш нагрівається до температури кипіння і подається в колону

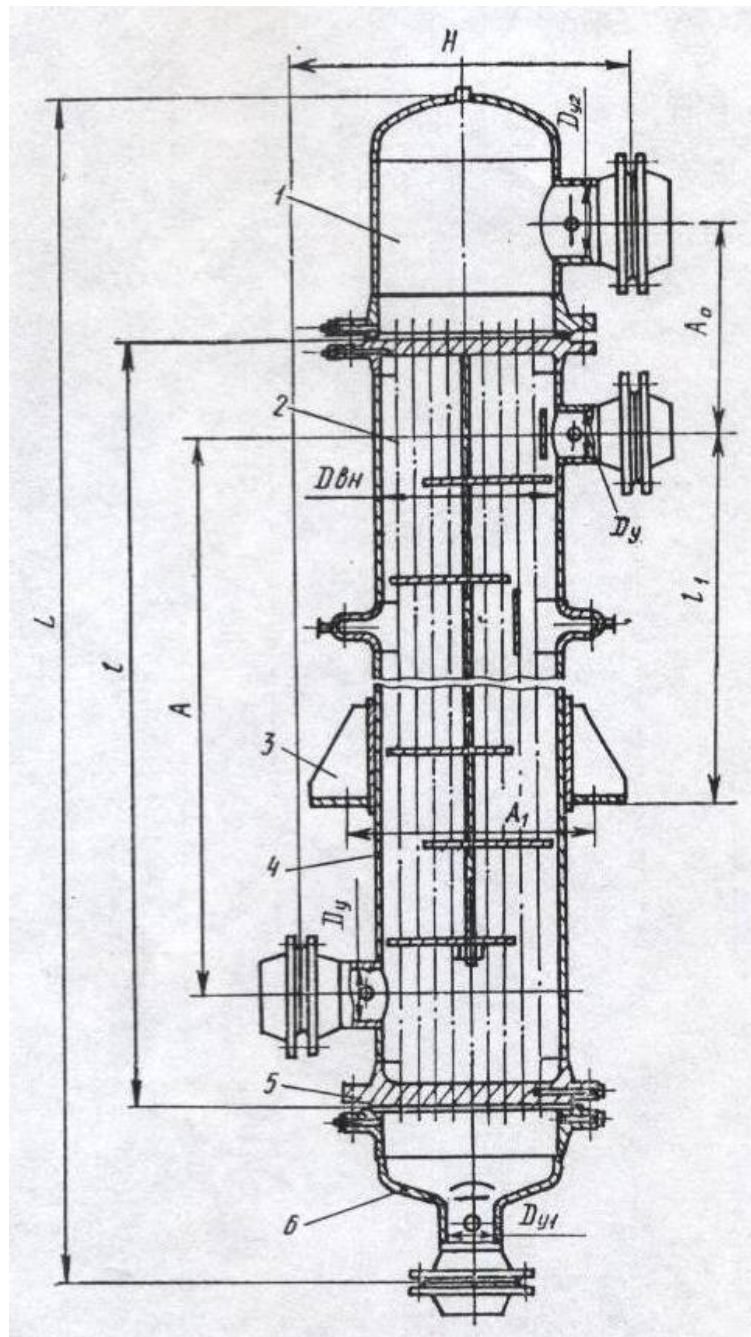


Рисунок 2.3 – Вертикальний випарник

1-розподільна камера, 2-теплообмінна труба, 3-опора, 4-кожух, 5-трубна решітка, 6-кришка

3. Конструкційні матеріали для виготовлення теплообмінника

При виборі і створенні теплообмінної апаратури необхідно враховувати такі важливі чинники, як теплове навантаження апарату, температурні умови процесу, фізико-хімічні параметри робочих середовищ, умови теплообміну, характер гідравлічних опорів, його корозійну стійкість та термін експлуатації.

Хімічні продукти в тій чи іншій мірі завжди викликають корозію матеріалу апарату, тому для виготовлення їх застосовуються різні метали (залізо, чавун, алюміній) і їх сплави. Найбільше застосування знаходять сталі. Завдяки здатності змінювати свої властивості залежно від складу, можливості термічної і механічної обробки сталі з низьким змістом вуглецю добре штамнуються, але погано обробляються різанням. Додатки інших металів - легуючих елементів - покращують якість сталей і додають їм особливі властивості (наприклад, хром покращує механічні властивості, зносостійкість і корозійну стійкість; нікель підвищує міцність, пластичність; кремній збільшує жаростійкість)

Матеріал кожуха та теплообмінних труб виготовлено з Ст3сп5:

Сталь Ст3сп (Ст3сп5) використовується при виготовленні гарячекатаного сортового, фасонного (куточки, двутаври, швелери), листового, широкосмугового універсального прокату, холоднокатаного тонколистового прокату і гнутих профілів, призначених для будівельних сталевих конструкцій зі зварними і іншими сполуками, а також злитків, блюмів, слябів, сутункі, заготовки катаної і безперервнолитої, труб, поковок і штамповок, стрічок, дроту, метизів та ін.

Хімічний склад в% матеріалу Ст3сп
ГОСТ 380 – 2005

C	Si	Mn	Ni	S	P	Cr	N	Cu	As
0.14 - 0.22	0.15 - 0.3	0.4 - 0.65	до 0.3	до 0.05	до 0.04	до 0.3	до 0.008	до 0.3	до 0.08

Примітки:

- Допускається зниження нижньої межі масової частки марганцю на 0,10% для тонколистового прокату і товстолістового прокату товщиною до 10 мм за умови забезпечення необхідного рівня механічних властивостей (п. 4.2 ГОСТ380-2005).

- Допускається зниження нижньої межі масової частки марганцю до 0,25%, а нижня межа масової частки вуглецю не нормується, якщо плавка призначена для виготовлення сортового і фасонного прокату (крім поставляється для суднобудування і вагонобудування), за умови забезпечення необхідного рівня механічних властивостей (п. 4.2 ГОСТ 380-2005).

- Допускається збільшення масової частки міді до 0,40%, хрому і нікелю - до 0,35% кожного, в сталі, виготовленої скрап-процесом, при цьому масова частка вуглецю повинна бути не більше 0,20% (п. 4.4 ГОСТ 380- 2005).

- Допускається збільшення масової частки азоту до 0,012% при виплавці сталі в електропечах і до 0,013%, за умови зниження норми масової частки фосфору не менше ніж на 0,005% при кожному підвищенні масової частки азоту на 0,001% (п. 4.6 ГОСТ 380-2005).

Методи відбору проб для визначення хімічного складу сталі - по ГОСТ 7565, хімічний аналіз сталі - по ГОСТ 12359, ГОСТ 17745, ГОСТ 18895, ГОСТ 22536.0- ГОСТ 22536.11, ГОСТ 27809, ГОСТ 28033 або іншими методами, затвердженими в установленому порядку і забезпечують необхідну точність.

Визначення масової частки хрому, нікелю, міді, миш'яку, азоту і кремнію допускається не проводити за умови гарантії забезпечення норм виробником (п. 5.3 ГОСТ 380-2005).

Механічні властивості

Механічні властивості сортового і фасонного прокату зі сталі СтЗсп (СтЗсп5) при розтягуванні, ударна в'язкість, а також умови випробувань на вигин повинні відповідати вимогам табл.2 (табл. 2-3 ГОСТ 535).

Примітки:

- За погодженням виробника зі споживачем допускається зниження межі текучості на 10 Н / мм (1 кгс / мм) для фасонного прокату товщиною понад 20мм.

- За погодженням виробника зі споживачем допускається зниження відносного подовження на 1% (абс.) Для фасонного прокату всіх товщин.

- Допускається перевищення верхньої межі тимчасового опору на 49,0 Н / мм² (5 кгс / мм), а за погодженням із споживачем - без обмеження верхньої межі тимчасового опору за умови виконання інших норм.

На вимогу споживача перевищення верхньої межі тимчасового опору не допускається.

- Допускається зниження величини ударної в'язкості на одному зразку на 30%.

Зварюваність:

Без обмежень - зварювання проводиться без підігріву і без наступної термообробки

Обмежено зварювана - зварювання можлива при підігріві до 100-120 град. і подальшій термообробці

Важкозварювальних - для отримання якісних зварних з'єднань потрібні додаткові операції: підігрів до 200-300 град. при зварюванні, термообробка після зварювання – відпал.

Матеріал розподільної камери, кришки та трубної решітки виготовлюється зі сталі 08X22H6T.

Характеристика сталі 08X22H6T.

Марка :	08X22H6T
Замінник:	12X18H9T, 12X18H10T, 08X18H10T
Класифікація :	Сталь корозійностійка звичайна
Застосування:	зварні апарати і судини, камери горіння і інші конструктивні елементи газових турбін, корпуси апаратів днища, фланці, деталі внутрішніх пристроїв апаратів, трубні диски і пучки, що працюють при температурі від -10 до +300 ° С під тиском і стикаються з корозійними середовищами; сталь аустеніто - феритного класу
Зарубіжні аналоги:	Нема даних

**Хімічний склад в% матеріалу 08X22H6T
ГОСТ 5632 - 72**

C	Si	Mn	Ni	S	P	Cr	Cu	-
до 0.08	до 0.8	до 0.8	5.3 - 6.3	до 0.025	до 0.035	21 - 23	до 0.3	(5 C - 0.65) Ti, остальное Fe

Технологічні властивості матеріалу 08X22Н6Т .

Зварюваність:	без обмежень.
Схильність до відпускнуї крихкості:	схильна.

Фізичні властивості матеріалу 08X22Н6Т .

T	E 10⁻⁵	α 10⁶	λ
Град	МПа	1/Град	Вт/(м·град)
20	2.03		
100	2.01	9.6	14.6
200	1.93	13.8	15.9
300	1.81	16	18
400	1.65	16	19.6
500	1.62	16.4	21.3
600	1.54	16.2	22.6
700	1.41	16.5	23.8
800	1.39	16.7	26.3
900		17.1	29.7
T	E 10⁻⁵	α 10⁶	λ

4. Визначення основних розмірів колони та заданого апарата.

Продуктивність за вихідною сумішшю – 5,5 т/год;

Концентрація бензолу:

- у вихідні суміші $a_F = 40,0\%$ (мас.);

- у дистилляту $a_D = 97,5\%$ (мас.);

- у кубовому залишку $a_w = 2,0\%$ (мас.).

Температура:

- вихідної суміші – 17 °С;

- охолоджувальної води – 10 °С;

- дистилляту після холодильника – 21 °С;

- кубового залишку після холодильника – 21 °С.

Тиск насиченої водяної пари – 4,5 кгс/см².

Коефіцієнт надлишку флегми – 1,8.

Умови:

- колона працює під атмосферним тиском;

- вихідну суміш та флегму вводять в апарат при температурі кипіння.

4.1. Визначення продуктивності за дистиллятом та кубовим залишком

Продуктивність колони ректифікації за дистиллятом визначають за формулою:

$$G_D = G_F \cdot \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W},$$

$$G_D = G_F \cdot \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} = 5500 \cdot \frac{0,40 - 0,020}{0,975 - 0,020} = 2148,48 \text{ кг/ч} = 0,607 \text{ кг/с.}$$

Продуктивність колони за кубовим залишком визначають із рівнянням:

$$G_W = G_F - G_D,$$

$$G_W = 5500 - 2148,48 = 3351,52 \text{ кг/ч} = 0,931 \text{ кг/с.}$$

4.2. Визначення мінімального та дійсно числа флегми

Перераховують концентрації потоків з масової долі у мольні долі за формулою:

$$X_A = \frac{\frac{x_A}{M_B}}{\frac{x_A}{M_A} + \frac{1 - x_A}{M_A}},$$

де X_F – мольна доля низькокиплячого компонента (бензолу) у бінарній суміші;

x_F – масова доля низькокиплячого компонента (бензолу) у бінарній суміші;

M_A, M_B – мольні маси відповідно компонентів бензолу і талуолу.

Мольні маси: Бензолу – 78,11 кг/кмоль; Толуолу – 92,13 кг/кмоль.

Тоді концентрація вихідної суміші:

$$X_F = \frac{\frac{x_F}{M_A}}{\frac{x_F}{M_A} + \frac{1-x_F}{M_B}} = \frac{\frac{0,40}{78,11}}{\frac{0,40}{78,11} + \frac{1-0,40}{92,13}} = 0,440 ;$$

Дистилята:

$$X_D = \frac{\frac{x_D}{M_A}}{\frac{x_D}{M_A} + \frac{1-x_D}{M_B}} = \frac{\frac{0,975}{78,11}}{\frac{0,975}{78,11} + \frac{1-0,975}{92,13}} = 0,981 ;$$

Кубового залишку:

$$X_W = \frac{\frac{x_W}{M_A}}{\frac{x_W}{M_A} + \frac{1-x_W}{M_B}} = \frac{\frac{0,020}{78,11}}{\frac{0,020}{78,11} + \frac{1-0,020}{92,13}} = 0,0235 .$$

Мінімальне число флегми знаходять графоаналітичним способом. Для цього на основі дослідних даних табл. 1, в координатах у–х будують рівноважну криву для суміші бензол - толуол при атмосферному тиску та криву залежності температур кипіння та конденсації від складу рідини та пари. Рівноважні дані для бінарних сумішей приведеної в табл. 1.

Таблиця 1.

Рівноважні дані для суміші бензол – толуол

Вміст бензолу, мол. %		Температура кипіння, t, °C
В жидкості (X)	У парі (Y)	
0	0	110,6
5	11,5	108,3
10	21,4	106,1
20	38	102,2
30	51,1	98,6
40	61,9	95,2
50	71,2	92,1
60	79	89,4
70	85,4	86,8
80	91	84,4
90	95,9	82,3
100,0	100,0	80,2

На діаграмі $y - x$ з точки 1, координати якої (x_D, y_D), через точку 2' з координатами (x_F, y_F^*) проводять пряму лінію до перетинання з віссю ординат Oy . Відрізок, який відсікає пряма лінія на вісі Oy , позначають через $B_{\max} = 0,41$. Звідси знаходять мінімальне флегмове число:

$$R_{\min} = \frac{x_D}{B_{\max}} - 1 = 1,4525.$$

Якщо урахувати знаний коефіцієнту надлишку флегми K_R та задіяти рівняння, можна знайти робоче (дійсне) флегмове число:

$$R = K_R \cdot R_{\min} = 1,8 \cdot 1,4525 = 2,6145.$$

На діаграмі $y - x$ наносять лінії робочих концентрацій (робочі лінії) для робочого флегмового числа $R = 2,6145$.

Для цього на вісі ординат Oy відкладають відрізок

$$B = \frac{x_D}{R+1} = \frac{0,975}{2,6145+1} = 0,2714, \text{ кінець якого з'єднують з точкою 1, яка має}$$

координати $(x_D = y_D)$. Точку перехрестя цієї прямої з вертикальною лінією, яка установлена в точці x_F вісі абсцис, позначають точкою 2, що має координати (x_F, y_F) . Та, кінець кінцем, точку 2 з'єднують з точкою 3 $(x_W = y_W)$. Лінії 1-2 та 2-3 є відповідно робочими лініями для верхньої та нижньої частин ректифікаційної колони.

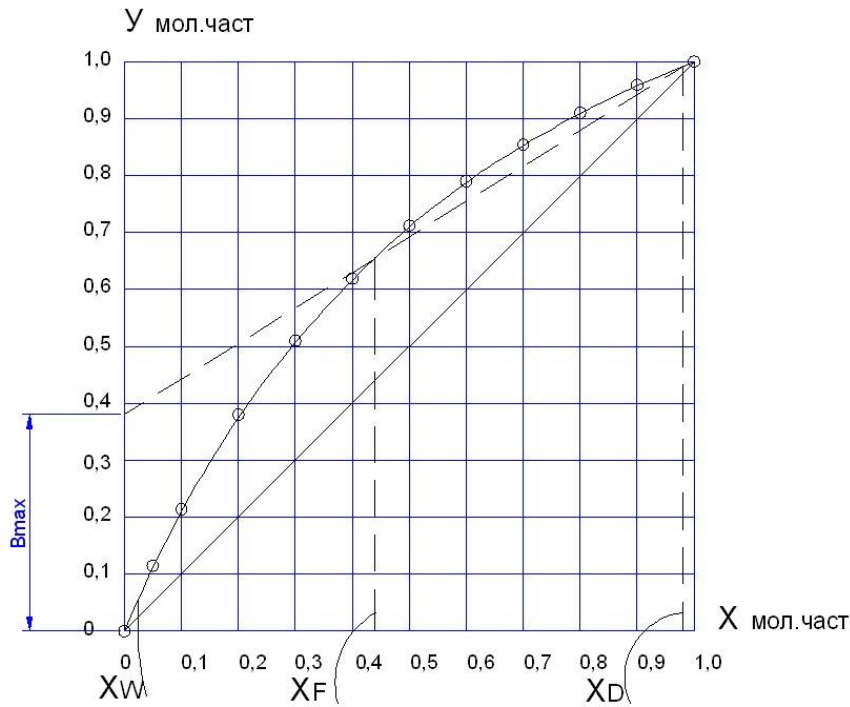


Рисунок 1 – До визначення мінімального флегмового числа

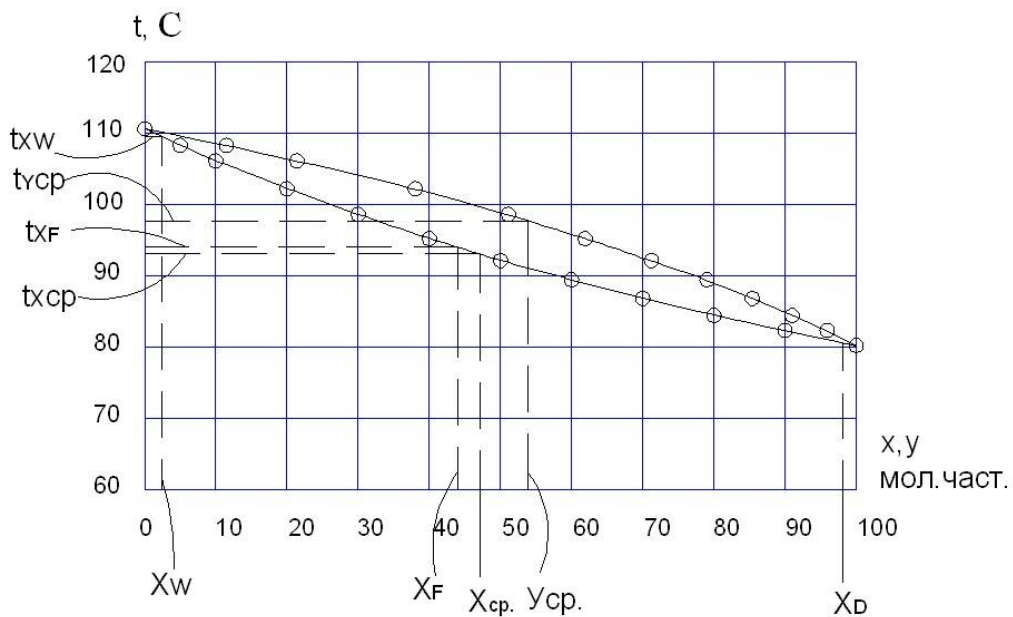


Рисунок 2 – Ізобара температур кипіння і конденсації

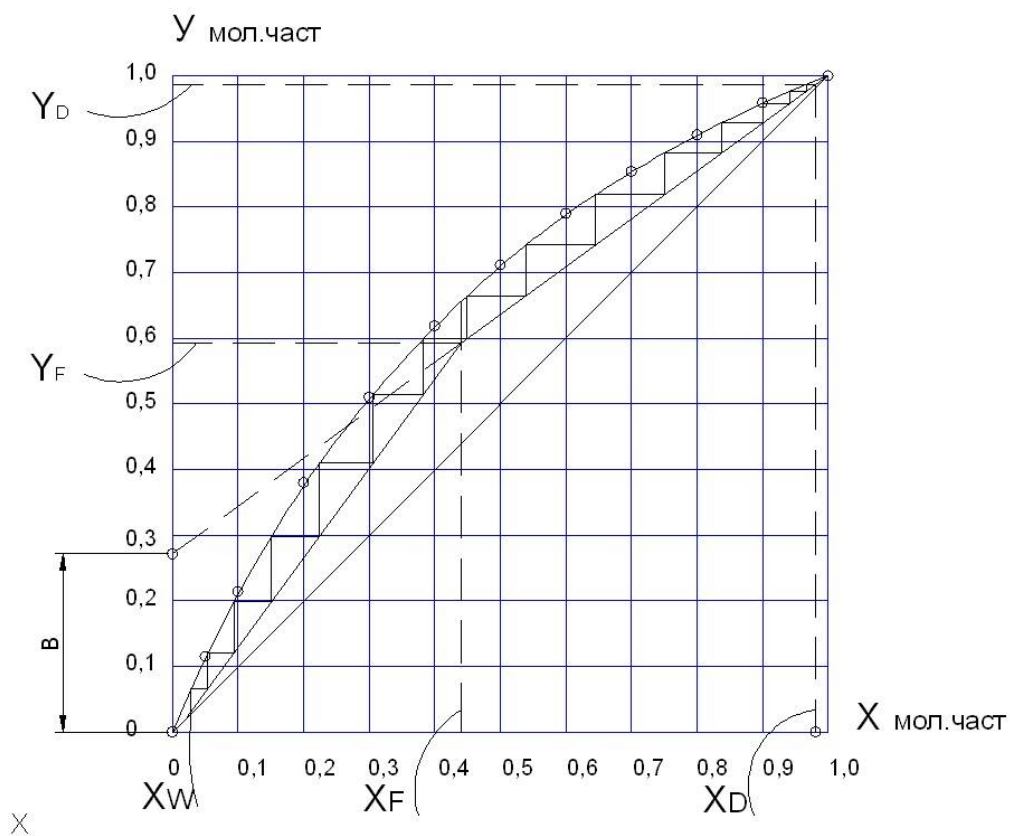


Рисунок 3 – Побудова кінетичної кривої і визначення числа теоретичних тарілок

Число теоретичних тарілок, визначаємо за графіком: $n_T = 12$

Число дійсних тарілок:

$$n_d = \frac{n_T}{\text{кпд}} = \frac{12}{0,5} = 24$$

Приймаємо $n_d = 24$.

4.3. Визначення середніх значень параметрів колони, фізико-хімічних та термодинамічних констант фаз

Рідка фаза.

Середня мольна концентрація для нижньої частини колони:

$$X_{cp}^n = \frac{X_W + X_F}{2} = \frac{0,0235 + 0,440}{2} = 0,2317 .$$

Середня мольна концентрація для верхньої частини колони:

$$X_{cp}^e = \frac{X_F + X_D}{2} = \frac{0,440 + 0,981}{2} = 0,7105 .$$

Середня мольна концентрація в колоні:

$$X_{cp} = \frac{X_{cp}^n + X_{cp}^e}{2} = \frac{0,2317 + 0,7105}{2} = 0,4709 .$$

Середня масова концентрація в колоні:

$$x_{cp} = \frac{x_{cp} \cdot M_A}{x_{cp} \cdot M_A + (1 - x_{cp}) \cdot M_B} ,$$

$$x_{cp} = \frac{0,4709 \cdot 78,11}{0,4709 \cdot 78,11 + (1 - 0,4709) \cdot 92,13} = 0,4300 .$$

Середня температура у нижньої частини колони:

$$t_{xcp}^n = \frac{t_{XW} + t_{XF}}{2} = \frac{110 + 94}{2} = 102 \text{ } ^\circ\text{C} .$$

Середня температура у верхньої частини колони:

$$t_{xcp}^e = \frac{t_{XF} + t_{XD}}{2} = \frac{94 + 80,5}{2} = 87,25 \text{ } ^\circ\text{C} .$$

Середня температура у колоні:

$$t_{Xcp} = \frac{t_{xcp}^n + t_{xcp}^e}{2} = \frac{102 + 87,25}{2} = 94,625 \text{ } ^\circ\text{C} .$$

Значення t_{XW} , t_{XF} , t_{XD} взяті із діаграми $t - x$, у.

Середня мольна маса:

$$M_{xcp} = M_A \cdot X_{cp} + M_B \cdot (1 - X_{cp}) ,$$

$$M_{xcp} = 78,11 \cdot 0,4709 + 92,13 \cdot (1 - 0,4709) = 85,5279 \text{ кг/кмоль} .$$

Середня густина рідини визначається за формулою:

$$\rho_{x_{cp}} = \frac{\rho_A \cdot \rho_B}{\rho_{TB} \cdot x_{cp} + \rho_A(1 - x_{cp})},$$

Де ρ_B і ρ_T - густина компонентів бензолу та толуолу при температурі $t_{x_{cp}}$.
 $\rho_A = 798,9125 \text{ кг/м}^3$, $\rho_B = 793,375 \text{ кг/м}^3$, при $t_{x_{cp}} = 94,625 \text{ }^\circ\text{C}$.

$$\rho_{x_{cp}} = \frac{798,9125 \cdot 793,375}{793,375 \cdot 0,4709 + 798,9125 \cdot (1 - 0,4709)} = 795,7467 \text{ кг/м}^3.$$

Середню в'язкість розраховують за рівнянням:

$$lg \mu_{x_{cp}} = X_{cp} \cdot lg \mu_A + (1 - X_{cp}) \cdot lg \mu_B,$$

де μ_B і μ_T – динамічні коефіцієнти в'язкості компонентів бензолу та толуолу, Па·с.

$\mu_A = 0,2766 \text{ мПа}\cdot\text{с}$, $\mu_B = 0,2839 \text{ мПа}\cdot\text{с}$ при $t_{cp} = 94,625 \text{ }^\circ\text{C}$.

$$lg \mu_{x_{cp}} = 0,4709 \cdot lg 0,2766 + (1 - 0,4709) \cdot lg 0,2839 = -0,5521$$

$$\mu_{x_{cp}} = 0,28 \text{ мПа}\cdot\text{с} = 0,28 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}.$$

Середню силу поверхневого натягу визначають за рівнянням:

$$\sigma_{x_{cp}} = \sigma_B \cdot X_{cp} + \sigma_T \cdot (1 - X_{cp}),$$

де σ_B і σ_T – сили поверхневих натягів компонентів бензолу та толуолу, Н/м.

$\sigma_A = 19,4722 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$, $\sigma_B = 19,9643 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$ при $t_{x_{cp}} = 94,625 \text{ }^\circ\text{C}$.

$$\sigma_{x_{cp}} = 19,4722 \cdot 10^{-3} \cdot 0,4709 + 19,9643 \cdot 10^{-3} (1 - 0,4709) = 19,7325 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}.$$

Коефіцієнти дифузії при середній температурі $t_{x_{cp}}$ визначають за рівнянням:

$$D_{x(t)} = D_{x(20)} [1 + b \cdot (t - 20)],$$

де $D_{x(20)}$ – коефіцієнт дифузії при $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$, $\text{м}^2/\text{с}$;

$b = \frac{0,2\sqrt{\mu}}{\sqrt[3]{\rho}}$, тут μ [мПа·с] и ρ [кг/м³] – в'язкість та густина розчинника (толуолу) при $t = 20$ °С;

$t = t_{x \text{ сеп}}$.

Коефіцієнт дифузії при 20 °С розраховують за емпіричним рівнянням:

$$D_{x(20)} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{A \cdot B \cdot \sqrt{\mu} (V_B^{1/3} + V_T^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_B} + \frac{1}{M_T}},$$

де V_A и V_B – мольні об'єми компонентів А и В, см³/моль;

А, В – коефіцієнти, які залежать від властивостей компонентів, А = 1; В = 1.

$$b = \frac{0,2\sqrt{\mu}}{\sqrt[3]{\rho}} = \frac{0,2\sqrt{0,586}}{\sqrt[3]{866}} = 0,016.$$

Мольні об'єми компонентів:

$$V_A = 6 \cdot 14,8 + 6 \cdot 3,7 + 15 = 126 \text{ см}^3/\text{моль};$$

$$V_B = 7 \cdot 14,8 + 8 \cdot 3,7 + 15 = 148,2 \text{ см}^3/\text{моль}.$$

$$D_{x(20)} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 1 \cdot \sqrt{0,586} (126^{1/3} + 148,2^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{78,11} + \frac{1}{92,13}} = 1,955 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

$$D_{x(t)} = 1,955 \cdot 10^{-9} \cdot [1 + 0,016 \cdot (94,625 - 20)] = 4,2892 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Парова фаза.

Середня мольна концентрація у нижній частині колони:

$$y_{\text{сеп}}^n = \frac{y_W + y_F}{2} = \frac{0,024 + 0,58}{2} = 0,302.$$

Середня мольна концентрація у верхній частині колони:

$$y_{\text{сеп}}^6 = \frac{y_F + y_D}{2} = \frac{0,58 + 0,975}{2} = 0,777.$$

Середня мольна концентрація у колоні:

$$y_{\text{сер}} = \frac{y_{\text{сер}}^H + y_{\text{сер}}^6}{2} = \frac{0,302 + 0,777}{2} = 0,539.$$

Середня температура у нижній частині колоні:

$$t_{\text{у сер}}^H = 103,6 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Середня температура у верхній частині колоні:

$$t_{\text{у сер}}^6 = 89,5 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Температури $t_{\text{у сер}}^H$, $t_{\text{у сер}}^6$ вишукані з діаграми $t - x$, y .

Середня температура у колоні:

$$t_{\text{у сер}} = \frac{t_{\text{у сер}}^H + t_{\text{у сер}}^6}{2} = \frac{103,6 + 89,5}{2} = 96,55 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Середня мольна маса

$$M_{\text{у сер}} = M_A \cdot y_{\text{сер}} + M_B \cdot (1 - y_{\text{сер}}) = 78,11 \cdot 0,539 + 92,13 \cdot (1 - 0,539) = 84,5732 \text{ кг/кмоль}.$$

Середня густина:

$$\rho_{\text{у сер}} = \frac{M_{\text{у сер}}}{22,4} \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T},$$

де $T = 273 + t_{\text{у сер}}$, $^\circ\text{C}$; $P = 1 \text{ кгс/см}^2$ (тиск в колоні атмосферний).

$$\rho_{\text{у сер}} = \frac{84,5732}{22,4} \cdot \frac{1}{1,033} \cdot \frac{273}{369,55} = 2,7004 \text{ кг/м}^3.$$

Середня в'язкість:

$$\frac{M_{\text{у сер}}}{\mu_{\text{у сер}}} = \frac{y_{\text{сер}} \cdot M_A}{\mu_{yA}} + \frac{(1 - y_{\text{сер}}) \cdot M_B}{\mu_{yB}},$$

де μ_{yB} и μ_{yT} – динамічні коефіцієнти в'язкості пари компонентів бензолу та

толуолу;

$$\mu_{yB} = 9,81 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}, \mu_{yT} = 1,27 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с} \text{ при } t_{y\text{сер}} = 89,5^\circ.$$

$$\frac{84,5732}{\mu_{y\text{сер}}} = \frac{0,539 \cdot 78,11}{9,81 \cdot 10^{-6}} + \frac{(1 - 0,539) \cdot 92,13}{1,27 \cdot 10^{-5}},$$
$$\mu_{y\text{сер}} = 1,105 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}.$$

Коефіцієнт дифузії для паровій фази визначають за рівнянням:

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot T^{3/2}}{P \cdot (V_B^{1/3} + V_T^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_B} + \frac{1}{M_T}},$$

де $P = 1 \text{ кгс/см}^2$ (тиск у колоні атмосферний);

$$T = 273 + t_{y\text{сер}}, \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot 369,55^{3/2}}{1 \cdot (126^{1/3} + 1482^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{78,11} + \frac{1}{92,13}} = 4,6346 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}.$$

4.4. Визначення діаметру колони

Витрата пари, яка підіймається колоною, може бути розрахована як

$$V_y = \frac{G_y}{\rho_{y\text{сер}}} = \frac{G_D \cdot (R+1)}{\rho_{y\text{сер}}} = \frac{2188048 \cdot (2,6145+1)}{2,7004} = 0,8136 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Тоді діаметр колони

$$D = \sqrt{\frac{V_y}{0,785 \cdot W}} = \sqrt{\frac{0,8136}{0,785 \cdot 1,7}} = 0,78 \text{ м}.$$

Приймаємо стандартне значення діаметра колони $D = 0,8 \text{ м}$ та уточнюємо швидкість пари у колоні:

$$W = \frac{V_y}{0,785 \cdot D^2} = \frac{0,8136}{0,785 \cdot 0,8^2} = 1,6194 \text{ м/с}.$$

4.5. Визначення висоти колони

Висоту колони визначають за рівнянням:

$$H = (n - 1) \cdot h + H_{\text{сеп}} + H_{\text{куб}} = (12 - 1) \cdot 0,5 + 0,8 + 2,0 = 8,3 \text{ м.}$$

4.6. Визначення гідравлічного опору колони з сітчастими тарілками

Гідравлічний опір ректифікаційної колони визначають за рівнянням:

$$\Delta P_{\text{к}} = n \cdot \Delta P_{\text{т}}.$$

Для сітчастій тарілки приймаємо: діаметр отворів $d_o = 25$ мм, висота переливу $h_{\text{пер}} = 30$ мм, вільний переріз тарілки $F_o = 0,1$.

Гідравлічний опір сухої сітчастої тарілки визначають за рівнянням:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \zeta \frac{W_o^2 \cdot \rho_{\text{у сеп}}}{2} = 1,82 \frac{20,2425^2 \cdot 2,7004}{2} = 1006,9265 \text{ Па.}$$

Швидкість пари в отворах тарілки:

$$W_o = W / F_o = 1,6194 / 0,08 = 20,2425 \text{ м/с.}$$

Гідравлічний опір, який обумовлений силами поверхневого натягу рідини на тарілці

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{1,3d_o + 0,08d_o^2} = \frac{4 \cdot 29,9 \cdot 10^{-3}}{1,3 \cdot 0,025 + 0,08 \cdot 0,025^2} = 3,6743 \text{ Па.}$$

Для визначення статичного тиску рідини на тарілки розраховуємо витрату рідкої фази у нижній частині колони:

$$L = G_D \cdot R + G_F = 2188,48 \cdot 2,6145 + 5500 = 11221,78 \text{ кг/ч.}$$

Якщо в об'ємному вираженні, то $14,1022 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Для колони $D = 0,8$ м довжина зливного порогу $l_{\text{зл}} = \Pi = 0,570$ м (див. табл. 1 Додаток В), тоді інтенсивність потоку

$$\frac{L}{l_{\text{зл}}} = \frac{14,1022}{0,570} = 24,7407 \frac{\text{м}^3}{\text{год} \cdot \text{м}}.$$

Так як $\frac{L}{l_{3л}} = 24,7407 > 5 \frac{м^3}{ч \cdot м}$, то $m = 10000$.

Тоді за рівнянням:

$$\begin{aligned}\Delta P_{cm} &= 1,3 \left[K \cdot h_{пер} + \sqrt[3]{K \left(\frac{L}{m \cdot l_{3л}} \right)^2} \right] \cdot \rho_{хсер} \cdot g = \\ &= 1,3 \left[0,5 \cdot 0,03 + \sqrt[3]{0,5 \left(\frac{14,1022}{10000 \cdot 0,570} \right)^2} \right] \cdot 795,7467 \cdot 9,81 = 267,2408 \text{ Па}.\end{aligned}$$

Гідравлічний опір однією сітчастої тарілки складає

$$\begin{aligned}\Delta P_T &= \Delta P_{сyx} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{ст} = 1006,9265 + 3,6743 + 264,2408 = \\ &= 1274,8416 \text{ Па}.\end{aligned}$$

Гідравлічний опір колони:

$$\Delta P_K = n \cdot \Delta P_T = 12 \cdot 1274,8416 = 15298,0992 \text{ Па}.$$

Раніше про прийняття відстані між тарілками $h = 0,5$ м перевіряємо за відношенням:

$$h > 1,8 \cdot \Delta P_T / (\rho_{хсер} \cdot g),$$

$$1,8 \cdot \frac{1274,8416}{795,7467 \cdot 9,81} = 0,1633 \text{ м},$$

$$0,3 > 0,1633,$$

умова дотримується.

4.7. Тепловий розрахунок установки

Підігрівник вихідної суміші

Рівняння теплового балансу для підігрівника вихідної суміші:

$$Q = 1,05 \cdot G_F \cdot c_F' \cdot (t_{XF} - t_n) = G_{г.п.} \cdot r_{г.п.},$$

де t_{XF} – температура кипіння вихідної суміші;

t_n – початкова температура суміші (див. завдання).

Теплові втрати приймають в розмірі 5% від корисної теплоти, що затрачується.

Питома теплоємність вихідної суміші:

$$c_F' = a_F \cdot c_B + (1 - a_F) \cdot c_T$$

де c_A , c_B – питомі теплоємності бензолу та толуолу при середній температурі

$$t_{X_F}^{сеп} = \frac{t_{X_F} + t_n}{2} = \frac{94 + 17}{2} = 55,5^\circ\text{C};$$

$$c_A = 0,4546 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}};$$

$$c_B = 0,4460 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}.$$

$$c_F' = 0,40 \cdot 0,4546 + (1 - 0,40) \cdot 0,4460 = 0,4494 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}} = 1882 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$Q = 1,05 \cdot G_F \cdot c_F' \cdot (t_{XF} - t_n) = 1,05 \cdot \frac{5500}{3600} \cdot 1882 (94 - 17) = 198802,0973 \text{ Вт}.$$

Витрата пари, що гріє:

$$G_{г.п.} = \frac{Q}{r_{г.п.}} = \frac{198802,0973}{2129 \cdot 10^3} = 0,0933 \text{ кг/с},$$

де $r_{г.п.} = 2129 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ при $P = 4,5 \text{ кгс/см}^2$

Середня різниця температур

$$147 \longrightarrow 147$$

$$17 \longrightarrow 94$$

Температура насиченої водяної пари при $P = 4,5 \text{ кгс/см}^2$ складає 147°C

Більша різниця температур:

$$\Delta t_{\delta} = 147 - 17 = 120 \text{ }^\circ\text{C};$$

менша різниця температур:

$$\Delta t_{\text{м}} = 147 - 94 = 53 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Так як $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}} = \frac{120}{53} = 2,28 > 2$, то середню різницю температур

визначаємо за рівнянням:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln(\Delta t_{\delta} / \Delta t_{\text{м}})} = \frac{120 - 53}{\ln(120/53)} = 85,8 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Коефіцієнт теплопередачі приймають орієнтовно рівним $250 \text{ Вт/м}^2\cdot\text{К}$.

Поверхня теплообміну підігрівника вихідної суміші

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{198802,097}{250 \cdot 85,8} = 9,2681 \text{ м}^2.$$

Вибирають одноходовий кожухотрубчастий теплообмінник із наступними характеристиками:

- діаметр кожуха 325 мм;
- труба $\text{Ø } 20 \times 2$ мм;
- кількість труб в теплообміннику 100 шт.;
- довжина труб 1,5 м;
- поверхня теплообміну $9,5 \text{ м}^2$.

Дефлегматор (конденсатор)

Витрата теплоти, що віддається охолоджуючій воді при конденсації пари в дефлегматорі, визначають із рівняння теплового балансу дефлегматора:

$$Q_D = G_D \cdot (R + 1) \cdot r_D = G_B \cdot C_B \cdot (t_k - t_n),$$

де $r_D = a_D \cdot r_B + (1 - a_D) \cdot r_T$.

Питомі теплоти пароутворення бензолу r_B та толуолу r_T при $t_{XD}=80,5$ °С:

$$r_A = 393,535 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}; r_B = 378,499 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

$$r_D = 0,975 \cdot 393,535 + (1 - 0,975) \cdot 378,499 = 393,1590 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

$$Q_D = \frac{2188,48}{3600} \cdot (2,6145 + 1) \cdot 393,3 \cdot 10^3 = 8,6388 \cdot 10^5 \text{ Вт}.$$

Приймаємо температуру охолоджуючої води на виході з дефлегматора 25°С, тоді витрата охолоджуючої води

$$G_B = \frac{Q_D}{c_w \cdot (t_k - t_n)} = \frac{8,6388 \cdot 10^5}{4190 \cdot (25 - 10)} = 13,7451 \text{ кг/с}.$$

Середня різниця температур при протитечійній схемі руху теплоносіїв:

$$\begin{array}{ccc} 80,5 \text{ }^\circ\text{C} & \longrightarrow & 80,5 \text{ }^\circ\text{C} \\ 25 \text{ }^\circ\text{C} & \longleftarrow & 10 \text{ }^\circ\text{C} \end{array}$$

Більша різниця температур:

$$\Delta t_{\delta} = 80,5 - 10 = 70,5 \text{ }^\circ\text{C};$$

менша різниця температур:

$$\Delta t_m = 80,5 - 25 = 55,5 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Так як $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_m} = \frac{70,5}{55,5} = 1,2702 < 2$, то

$$\Delta t_{\text{сеп}} = \frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_m}{2} = \frac{70,5 + 55,5}{2} = 63 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Приймають орієнтовно коефіцієнт теплопередачі $K=500 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Поверхня теплообміну дефлегматора:

$$F = \frac{Q_D}{K \cdot \Delta t_{\text{сер}}} = \frac{8,6388 \cdot 10^5}{500 \cdot 63} = 27,4247 \text{ м}^2.$$

Вибирають двоходовий кожухотрубчастий теплообмінник із наступними характеристиками:

- діаметр кожуха 400 мм;
- труба $\text{Ø } 20 \times 2$ мм;
- кількість труб в теплообміннику 181 шт.;
- довжина труб 3 м;
- поверхня теплообміну 34 м^2 .

Холодильники дистилляту

Витрата теплоти, що віддається охолоджуючій воді у водяному холодильнику дистилляту, визначають із рівняння теплового балансу:

$$Q = G_D \cdot c'_D \cdot (t_{\text{XD п}} - t_{\text{XD к}}) = G_B \cdot c_B \cdot (t_{\text{к}} - t_{\text{п}}),$$

де c'_D – середня питома теплоємність дистилляту при його середній температурі $t_{\text{XD сер}} = (t_{\text{XD п}} + t_{\text{XD к}})/2$;

$t_{\text{XD к}}$ – кінцева температура дистилляту після холодильника, $^{\circ}\text{C}$ (див. завдання).

$$c'_D = a_D \cdot c_B + (1 - a_D) \cdot c_T$$

де $c_A = 0,4546 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}}$ та $c_B = 0,4460 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}}$ – теплоємності бензолу та толуолу при середній температурі $t_{\text{XD сер}} = 50,75 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

$$c'_D = 0,975 \cdot 0,4546 + (1 - 0,975) \cdot 0,4460 = 1903,517 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$Q = G_D \cdot c'_D \cdot (t_{\text{XD п}} - t_{\text{XD к}}) = \frac{2188,48}{3600} \cdot 1903,517 (80,5 - 21) = 68851,5635 \text{ Вт}.$$

Витрата охолоджувальної води при нагріві її до температури 15°C в холодильнику товарного дистилляту:

$$G_B = \frac{Q}{c_B \cdot (t_k - t_n)} = \frac{68851,5635}{14190 \cdot (27 - 10)} = 0,9666 \text{ кг/с.}$$

Середня різниця температур при протитечійній схемі руху теплоносіїв:

$$\begin{array}{ccc} 80,5 \text{ }^\circ\text{C} & \longrightarrow & 21 \text{ }^\circ\text{C} \\ 27 \text{ }^\circ\text{C} & \longleftarrow & 10 \text{ }^\circ\text{C} \end{array}$$

Більша різниця температур:

$$\Delta t_{\text{б}} = 80,5 - 27 = 53,5 \text{ }^\circ\text{C};$$

менша різниця температур:

$$\Delta t_{\text{м}} = 21 - 10 = 11 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Так як $\frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}} = \frac{53,5}{11} = 4,863 > 2$, то середню різницю температур

визначаємо як:

$$\Delta t_{\text{сеп}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln(\Delta t_{\text{б}} / \Delta t_{\text{м}})} = \frac{53,5 - 11}{\ln(53,5 / 11)} = 26,86 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Приймають орієнтовно коефіцієнт теплопередачі $K = 400 \text{ Вт/м}^2$.
Поверхня теплообміну холодильника товарного дистилляту складе

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{сеп}}} = \frac{68851,5635}{400 \cdot 26,86} = 6,4155 \text{ м}^2.$$

Вибирають одноходовий кожухотрубчастий теплообмінник із наступними характеристиками:

- діаметр кожуха 400 мм;
- труба $\text{Ø } 25 \times 2$ мм;
- кількість труб в теплообміннику 62 шт.;
- довжина труб 1,5 м;
- поверхня теплообміну $7,5 \text{ м}^2$.

Холодильник кубового залишку

Витрата теплоти, що віддається охолоджуючій воді у водяному холодильнику кубового залишку, визначається із рівняння теплового балансу:

$$Q = G_w \cdot c_w' \cdot (t_{XW \Pi} - t_{XW \kappa}) = G_B \cdot c_B \cdot (t_{\kappa} - t_{\Pi}),$$

де c_w – середня питома теплоємність кубового залишку при його середній температурі $(t_{XW \Pi} - t_{XW \kappa})/2$;

$t_{W \kappa}$ – кінцева температура кубового залишку після холодильника, °С.

$$c_w' = a_w \cdot c_B + (1 - a_w) \cdot c_T$$

$c_A = 0,4689 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$; $c_B = 0,4595 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$, при середній температурі

$$t_{cp} = \frac{t_{Xw} + t_{W \text{кон}}}{2} = \frac{110 + 21}{2} = 65,5 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

$$c_w' = 0,020 \cdot 0,4689 + (1 - 0,020) \cdot 0,4595 = 1926,092 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$Q = G_w \cdot c_w' \cdot (t_{Xw} - t_{W \text{кон}}) = \frac{3311,52}{3600} \cdot 1926,092(110 - 21) =$$

$$= 157685,5566 \text{ Вт}.$$

Витрата охолоджувальної води при нагріві її до температури 15°С в холодильнику кубового залишку:

$$G_B = \frac{Q}{C_B \cdot (t_{\kappa} - t_{\Pi})} = \frac{157685,5566}{4190 \cdot (27 - 10)} = 2,2137 \text{ кг/с}.$$

Середня різниця температур при протитечійній схемі руху теплоносіїв:

$$110 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \longrightarrow \quad 21 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$27 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \longleftarrow \quad 10 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Більша різниця температур:

$$\Delta t_{\text{б}} = 110 - 27 = 83 \text{ } ^\circ\text{C};$$

менша різниця температур:

$$\Delta t_{\text{м}} = 21 - 10 = 11 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Так як $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}} = \frac{83}{11} = 7,54 > 2$, то середню різницю температур визначають

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln(\Delta t_{\delta} / \Delta t_{\text{м}})} = \frac{83 - 11}{\ln(83/11)} = 35,62 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Приймають орієнтовно коефіцієнт теплопередачі $K=400 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \text{ К})$, тоді поверхня теплообміну холодильника кубового залишку складе

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{cp}}} = \frac{157685,5566}{400 \cdot 35,62} = 11,0672 \text{ м}^2.$$

Вибирають двоходовий кожухотрубчастий теплообмінник із наступними характеристиками:

- діаметр кожуха 273 мм;
- труба $\text{Ø } 20 \times 2$ мм;
- кількість труб в теплообміннику 61 шт.;
- довжина труб 3 м;
- поверхня теплообміну 11,5 м².

Кип'ятильник

Кількість теплоти $Q_{\text{к}}$, яке необхідно подавати в куб колони, визначається із рівняння теплового балансу колони:

$$Q_{\text{к}} = Q_{\text{д}} + G_{\text{д}} \cdot c_{\text{д}} \cdot t_{\text{XD}} + G_{\text{w}} \cdot c_{\text{w}} \cdot t_{\text{XW}} - G_{\text{ф}} \cdot c_{\text{ф}} \cdot t_{\text{XF}} + Q_{\text{пот.}}$$

Теплові втрати приймають 3% від теплоти, що корисно витрачається; питомі теплоємності беруть відповідно при температурах $t_{\text{XD}}=80,5^{\circ}\text{C}$, $t_{\text{XF}}=94^{\circ}\text{C}$, $t_{\text{XW}} = 110^{\circ}\text{C}$.

$$c_{\text{д}} = a_{\text{д}} \cdot c_{\text{Б}} + (1 - a_{\text{д}}) \cdot c_{\text{Т}} = 1963,7 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$c_{\text{ф}} = a_{\text{ф}} \cdot c_{\text{Б}} + (1 - a_{\text{ф}}) \cdot c_{\text{Т}} = 2025,446 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$c_{\text{w}} = a_{\text{w}} \cdot c_{\text{Б}} + (1 - a_{\text{w}}) \cdot c_{\text{Т}} = 2096 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$Q_{\kappa} = 1,03 (8,6388 \cdot 10^5 + \frac{2188,48}{3600} \cdot 1963,7 \cdot 80,5 + \frac{3311,52}{3600} \cdot 2096 \cdot 110 - \frac{5500}{3600} \cdot 2025,446 \cdot 94) = 903589,061 \text{ Вт}.$$

Витрати пари, що гріє при $P = 4,5 \text{ кгс/см}^2$:

$$G_{\text{г.п}} = \frac{Q_{\kappa}}{r} = \frac{903589,061}{2129 \cdot 10^3} = 0,4244 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Середня різниця температур рівна різниці між температурою насиченої пари при $P = 4,5 \text{ кгс/см}^2$ и температурою кипіння кубового залишку:

$$\Delta t_{\text{сер}} = 147 - 110 = 37^{\circ}\text{C}.$$

Приймають орієнтовно коефіцієнт теплопередачі $K=2000 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$, тоді поверхня кип'ятильника складе:

$$F = \frac{Q_{\kappa}}{K \cdot \Delta t_{\text{сер}}} = \frac{903589,061}{2000 \cdot 37} = 12,21 \text{ м}^2.$$

Вибирають одноходовий кожухотрубчастий теплообмінник із наступними характеристиками:

- діаметр кожуха 325 мм;
- труба $\text{Ø } 20 \times 2$ мм;
- кількість труб в теплообміннику 100 шт.;
- довжина труб 2 м;
- поверхня теплообміну $12,5 \text{ м}^2$.

Примітка:

При розрахунку поверхні кип'ятильника температура кипіння кубової рідини $t_{\text{хв}} = 110^{\circ}\text{C}$ взята при атмосферному тиску. Не урахували збільшення температури кипіння кубової рідини у зв'язку з збільшенням тиску в кубі колони на величину $\Delta P_{\kappa} = 0,1-0,15 \text{ кгс/см}^2$.

5. Аналіз впливу конструктивних особливостей контактних пристроїв на розміри колонного апарата.

Ця дипломна робота є частиною комплексної розробки ректифікаційної установки для розподілу сумішей бензол – толуол продуктивністю по вхідній суміші 5,5 т/год, яка виконана групою студентів. Для оснащення ректифікаційної колони були запропоновані сітчасті тарілки, розмір отворів яких складав: 5, 20, та 25 мм.

Розмір отворів сітчастих тарілок впливає на їх пропускну та масо обмінну здібність, яка може бути виражена через об'єм тарілчастої частини ректифікаційної колони.

З одного боку, малі отвори, формуючи більш розвинену поверхню контакту фаз, забезпечують високу масо обмінну здатність тарілки, а, з іншого боку, для тарілок з меншими отворами характерне зниження ефективності масо обмінну спостерігається при менших швидкостях пара по колоні, що, мабуть, є наслідком більш раннього зростання виносу рідини із-за більшої роздробленості паро рідинних струменів.

Щоб побудувати графік потрібно знайти робочий об'єм за формулою:

$$V = H \cdot S$$

1) Тарілчаста сітчаста ректифікаційна колона з отворами на тарілці $d_0=20$ мм:

$$D_{\text{роз}} = \sqrt{\frac{V_y}{0,785 \cdot w}} = \sqrt{\frac{0,8136}{0,785 \cdot 1}} = 1,0180 \text{ м. м}$$

$$N_{\text{д}} = \frac{N_{\text{т}}}{\eta} = \frac{12}{0,87} = 14 \text{ шт}$$

$$H = (N_{\text{д}} - 1) \cdot 0,5 = (14 - 1) \cdot 0,5 = 6,5 \text{ м}$$

$$S = \frac{\pi \cdot D_{\text{роз}}^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,0180^2}{4} = 0,8135 \text{ м}^2$$

$$V = H \cdot S = 6,5 \cdot 0,8135 = 5,2877 \text{ м}^3$$

2) Тарілчаста сітчаста ректифікаційна колона з отворами на тарілці $d_0=25$ мм:

$$D_{\text{роз}} = \sqrt{\frac{V_y}{0,785 \cdot w}} = \sqrt{\frac{0,9959}{0,785 \cdot 1,2}} = 1,028 \text{ м}$$

$$N_{\text{д}} = \frac{N_{\text{т}}}{\eta} = \frac{13}{0,5} = 16 \text{ шт}$$

$$H = (N_{\text{д}} - 1) \cdot 0,5 = (16 - 1) \cdot 0,5 = 7,427 \text{ м}$$

$$S = \frac{\pi \cdot D_{\text{роз}}^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,029^2}{4} = 0,830 \text{ м}^2$$

$$V = H \cdot S = 7,427 \cdot 0,830 = 6,164 \text{ м}^3$$

3) Тарілчаста сітчаста ректифікаційна колона з отворами на тарілці $d_0=5$ мм:

$$D_{\text{роз}} = \sqrt{\frac{V_y}{0,785 \cdot w}} = \sqrt{\frac{0,9959}{0,785 \cdot 1,4}} = 0,9519 \text{ м}$$

$$N_{\text{д}} = \frac{N_{\text{Т}}}{\eta} = \frac{13}{0,75} = 18 \text{ шт}$$

$$H = (N_{\text{д}} - 1) \cdot 0,5 = (18 - 1) \cdot 0,5 = 8,5 \text{ м}$$

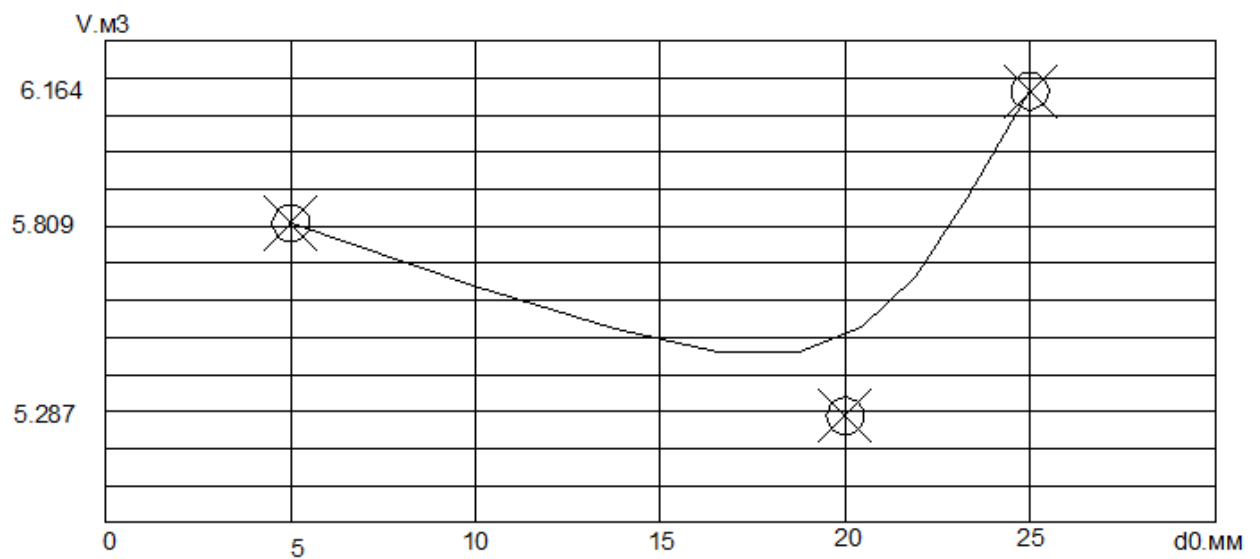
$$S = \frac{\pi \cdot D_{\text{роз}}^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,9519^2}{4} = 0,7114 \text{ м}^2$$

$$V = H \cdot S = 8,5 \cdot 0,7114 = 5,809 \text{ м}^3$$

Таблиця 5 – Залежність об'єму колони від діаметру отворів в сітчастих тарілках в суміші бензол-толуол

d_0	5	20	25
V	5.809	5.2877	6.164

Рисунок. 5.1 – Графік залежності об'єму колони від діаметру отворів в сітчастих тарілках



Доцільно використовувати колону ректифікації з діаметром отворів на сітчастій тарільці $d_0=20$ мм. Тому що в цьому варіанті найменший робочий об'єм а отже і менша металоємність. З усіх чотирьох варіантів цей найбільш оптимальний.

6 . Розрахунок кожухотрубчастого теплообмінника (кип'ятильник)

Початкові дані

Тип апарата – 325ТКВ-1,6-М ₂₃ -О/20Г-2-1-И-гр1 ТУ 26-02-1090-88	
Зовнішній діаметр кожуха D , мм	325
Довжина теплообмінних труб l , мм	2000
Зовнішній діаметр теплообмінної труби d_m , мм	20
Товщина стінки труби S_m , мм	2
Число ходів по трубам i	1
Розрахунковий тиск у трубному просторі P_t , МПа	0,1
Розрахунковий тиск у міжтрубному просторі P_k , МПа	0,45
Розрахункова температура труб t_m , °С	147
Розрахункова температура кожуха t_k , °С	147
Матеріал кожуха	Ст3сп5
Матеріал розподільної камери, теплообмінних труб, кришки та трубної решітки 08Х22Н6Т	
Середовище в трубному просторі – пожежовибухонебезпечне, шкідливе, 3 класа небезпеки за ГОСТ 12.1.007–76	
Середовище в між трубному просторі – вибухобезпечне, 4 класу небезпеки	
Група теплообмінника по трубному просторі	1
Група теплообмінника по між трубному просторі	4
Загальне число циклів навантаження	1000
Строк служби	10

6.1. Розрахунок на міцність, жорсткість та стійкість

6.1.1. Розрахункова температура

Розрахункову температуру розподільної камери t_k^* , °С, визначаємо за формулою

$$t_{кам} = 2 t_m - t_k = 2 \cdot 147 - 147 = 147 \text{ °С.}$$

Розрахункову температуру ізолюваних фланців визначаємо за формулою:
 $t_\phi = t$,

де t – розрахункова температура апарата, °С.

Розрахункову температуру ізолюваних апаратних фланців та фланців штуцерів розподільної камери теплообмінника приймаємо рівною температурі розподільної камери, тобто $t_\phi = t_{кам} = 147 \text{ °С}$.

Розрахункову температуру ізолюваних фланців штуцерів кожуха приймаємо рівною температурі середовища міжтрубного простору, тобто $t_\phi = t_k = 147 \text{ °С}$.

Розрахункову температуру болтів ізолюваних фланцевих з'єднань визначаємо за формулою

$$t_b = 0,97 t .$$

Розрахункова температура болтів фланцевих з'єднань корпусів та фланців штуцерів розподільної камери дорівнює

$$t_b = 0,97 t_{кам} = 0,97 \cdot 147 = 143 \text{ °С} .$$

Розрахункова температура болтів фланцевих з'єднань штуцерів міжтрубного простору

$$t_b = 0,97 t_k = 0,97 \cdot 147 = 143 \text{ °С} .$$

6.1.2. Допустимі напруження

Допустимі напруження при розрахунковій температурі $[\sigma]$ і при температурі 20 °С $[\sigma]_{20}$, МПа, для матеріалів елементів апарата наведені в таблиці 1.

Таблиця 1 – Допустимі напруження матеріалів елементів теплообмінника

Елементи апарата	Матеріал	Допустимі напруження, МПа		Відношення допустимих напружень $[\sigma]_{20}/[\sigma]$
		при температурі 20 °С $[\sigma]_{20}$	при розрахунковій температурі $[\sigma]$	
Кожух	Ст3сп5	154	146	1,07
Трубна решітка	08X22Н6Т	147	131	1,01
Труби	08X22Н6Т	147	143	1,01
Фланці апаратні	08X22Н6Т	147	131	1,01
Фланці штуцерів трубного простору	08X22Н6Т	147	131	1,01
Фланці штуцерів міжтрубного простору	08X22Н6Т	147	131	1,02
Шпильки	Сталь 35	130	126	1,01
Гайки	Сталь 20	124	120	1,06

Пробний тиск, при якому проводиться випробування апарата, визначаємо за формулою:

$$P_{np} = 1,25 P \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]}$$

Відношення $[\sigma]_{20}/[\sigma]$ приймаємо по тому із використовуваних матеріалів елементів кожної порожнини апарата, для якої воно є найменшим.

Для трубного простору при мінімальному відношенні допустимих напружин $[\sigma]_{20}/[\sigma]=1,025$ пробний тиск складає

$$P_{np\ m} = 1,25 P_m \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]} = 1,25 \cdot 0,1 \cdot 1,025 = 0,128 \text{ МПа}$$

Гідростатичний тиск при випробуванні трубного простору теплообмінника складає:

$$P_{z\ mp} = \rho_s \cdot g \cdot H_c \cdot 10^{-6} = 1000 \cdot 9,81 \cdot 2,7 \cdot 10^{-6} = 0,026 \text{ МПа},$$

де H_c висота стовпа води у трубному просторі (відстань між фланцями штуцерів у розподільній камері).

Гідростатичний тиск при випробуванні трубного простору

$$P_{z\ mp} = 0,026 \leq 0,05 P_{np\ m} = 0,05 \cdot 0,128 = 0,0064 \text{ МПа}$$

складає менше 5% від пробного, тому за розрахунковий тиск в умовах випробувань приймаємо пробний

$$P_{i\ m} = P_{np\ m} = 0,128 \text{ МПа}$$

Умова

$$P_{i\ m} = 0,574 \text{ МПа} \leq 1,35 P_m \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]} = 1,35 \cdot 0,1 \cdot 1,025 = 0,138 \text{ МПа}$$

виконується, тому розрахунок елементів трубного простору в умовах гідравлічних випробувань проводити не потрібно.

6.1.3. Коефіцієнти міцності зварних швів

Трубний та між трубний простори теплообмінника за розрахунковим тиском, температурою та характером робочого середовища відноситься до 1 групи посудин [19], для якої довжина контрольованих швів складає 100 % від їх загальної довжини. Для стикових швів з двостороннім суцільним проваром, виконаних автоматичним зваренням, коефіцієнт міцності зварних швів приймаємо рівним $\varphi_p = 1,0$.

Для стикових (кільцевих) швів, які доступні зваренню лише з одного боку та мають в процесі зварення металеву підкладку з боку кореня шва, котра прилягає по всій довжині шва до основного металу, при контрольованій довжині швів 100 %, коефіцієнт міцності зварних кільцевих швів кожуха приймаємо рівним $\varphi_m = 1,0$.

6.1.4. Додатки до розрахункових величин

Суми додатків до розрахункових величин визначаємо за формулою

$$C = C_1 + C_2,$$

де C_1 додаток для компенсації корозії та ерозії, мм;

C_2 додаток для компенсації мінусового допуску, мм.

Додаток для компенсації корозії та ерозії C_1 розраховуємо за формулою:

$$C_1 = P \cdot \tau + C_9 \text{ мм},$$

де P швидкість проникнення корозії, мм/год;

τ розрахунковий строк служби теплообмінника, роки;

C_9 додаток для компенсації ерозії, мм.

Додаток для компенсації ерозії не враховуємо, приймаючи, що теплообмінник працює з чистими рідкими середовищами (без твердих або абразивних частинок), а швидкість руху середовища складає менше 20 м/с.

Швидкість проникнення корозії для матеріалу міжтрубного простору приймаємо $P_k = 0,05$ мм/рік, а трубного – $P_m = 0$ мм/рік.

Додаток для компенсації корозії та ерозії складає:

– для труб з боку трубного та міжтрубного просторів

$$C_{1m} = 0 \text{ мм};$$

– для кожуха

$$C_k = P_k \cdot \tau = 0,05 \cdot 10 = 0,5 \text{ мм}$$

Додаток для компенсації мінусового допуску C_2 , мм, приймаємо за методичними вказівками або за стандартом.

6.1.5. Розрахунок товщини стінки циліндричної обичайки кожуха теплообмінника

Розрахункову товщину стінки кожуха від дії внутрішнього тиску визначаємо за формулою

$$S_{pk} = \frac{P_k \cdot D}{2[\sigma]_k \cdot \varphi_p - P_k},$$

де P_k розрахунковий тиск у міжтрубному просторі теплообмінника при розрахунковій температурі, МПа;

D внутрішній діаметр обичайки кожуха, мм;

φ_p коефіцієнт міцності поздовжніх зварних швів.

$$S_{pk} = \frac{0,45 \cdot 325}{2 \cdot 146 \cdot 0,9 - 0,1} = 0,556 \text{ мм}$$

Виконавчу товщину стінки кожуха визначаємо за формулою

$$S \geq S_p + C$$

Відповідно галузевому стандарту приймаємо виконавчу товщину стінки кожуха рівною $S_k = 8 \text{ мм}$.

Виконавчу товщину стінки кожуха визначаємо за формулою

$$S_k \geq S_{pk} + C_k = 0,556 + 0,5 = 1,056 \text{ мм}$$

Остаточну приймаємо виконавчу товщину стінки кожуха рівною $S_k = 8 \text{ мм}$

Допустимий внутрішній надлишковий тиск в кожусі визначаємо за формулою:

$$[P] = \frac{2[\sigma] \cdot \varphi_p \cdot (S - C)}{D + (S - C)} = \frac{2 \cdot 146 \cdot 0,9 \cdot (8 - 0,5)}{325 + (8 - 0,5)} = 5,92 \text{ МПа}$$

Умова міцності

$$P_k = 0,45 \leq [P]_k = 5,92 \text{ МПа}$$

виконується.

Умова застосування розрахункових формул

$$\frac{S - C}{D} = \frac{8 - 0,5}{325} = 0,023 \leq 0,1$$

виконується.

6.2. Розрахунок лінзового компенсатора

Умови застосування розрахункових формул

$$\frac{S_l}{d_n} \leq 0,035; \quad 1,08 \leq \frac{D_l}{d_n} \leq 3,00; \quad \frac{2r}{D_l - d_n} \leq 0,4.$$

$$\frac{S_l}{d_n} = \frac{7}{325} = 0,022 < 0,035;$$

$$1,08 < \frac{D_l}{d_n} = \frac{575}{325} = 1,77 < 3,00;$$

$$\frac{2r}{D_l - d_n} = \frac{2 \cdot 22}{575 - 325} = 0,2 < 0,4.$$

виконуються.

6.2.1. Визначення допоміжних величин

Розрахунковий діаметр западини хвилі компенсатора розраховуємо за формулою:

$$d_1 = d_n - S_n = 325 - 7 = 318 \text{ мм}$$

Розрахунковий діаметр гребеня хвилі компенсатора визначаємо за формулою:

$$d_2 = D_l - S_n = 575 - 7 = 568 \text{ мм}$$

Середній радіус тороїдального переходу хвилі компенсатора розраховуємо за формулою:

$$r_s = 0,5(2r + S_n) = 0,5(2 \cdot 22 + 7) = 25,5 \text{ мм}$$

Допоміжну величину впливу переходу розраховуємо за формулою:

$$\rho_n = 2 - 100 \cdot \frac{r_s}{d_1 + d_2} = 2 - 100 \cdot \frac{25,5}{318 + 568} = -0,878$$

Розрахункову ширину пластинчастої зони хвилі компенсатора визначаємо за формулою:

$$b_n = 0,5(d_2 - d_1 + \rho_n \cdot r_s) = 0,5(568 - 318 + (-0,878) \cdot 25,5) = 113,8 \text{ мм}$$

Радіус закруглення пластинчастої зони хвилі компенсатора розраховуємо за формулою:

$$R_o = 0,25(d_2 + d_1 - 2b_n) = 0,25(568 + 318 - 2 \cdot 113,8) = 164,6 \text{ мм}$$

Середній діаметр хвилі визначаємо за формулою:

$$d_{cp} = 0,5(d_2 + d_1) = 0,5(568 + 318) = 443 \text{ мм}$$

Характеристики хвилі обчислюємо за формулами:

$$\xi = \frac{d_2}{d_1} - 1 = \frac{568}{318} - 1 = 0,786;$$

$$\eta = \frac{d_2 - d_1}{2 \cdot r_s} - 2 = \frac{568 - 318}{2 \cdot 25,5} - 2 = 2,9;$$

$$\alpha = \frac{S_n}{d_1} = \frac{7}{318} = 0,022;$$

$$\lambda = \frac{b_n}{R_0} = \frac{113,8}{164,6} = 0,691;$$

$$\gamma = 1 + 1,25 \cdot \frac{d_2}{d_1} - \frac{3,2 \cdot r_s}{d_2 - d_1} = 1 + 1,25 \cdot \frac{568}{318} - \frac{3,2 \cdot 25,5}{568 - 318} = 2,91.$$

6.2.2. Розрахунок компенсатора на міцність

Розрахункову товщину S_3 , мм, розраховуємо за формулою:

$$\begin{aligned} S_3 &= 0,25 (d_2 - d_1 - \gamma \cdot r_s) \cdot \sqrt{P / [\sigma_n]} = \\ &= 0,25 \cdot (568 - 318 - 2,91 \cdot 25,5) \cdot \sqrt{0,4 / 146} = 2,3 \text{ мм} \end{aligned}$$

Розрахункову товщину стінки компенсатора S_4 , мм, визначаємо за формулою:

$$\begin{aligned} S_4 &= \frac{P \cdot d_{cp}}{2[\sigma]_n \cdot \varphi} \cdot \frac{L}{d_2 - d_1 + 2l_k + 2,3r_s} = \\ &= \frac{0,4 \cdot 443}{2 \cdot 146 \cdot 0,9} \cdot \frac{306}{568 - 318 + 2 \cdot 5 + 2,3 \cdot 25,5} = 0,65 \text{ мм} \end{aligned}$$

Розрахункову товщину стінки компенсатора визначаємо за формулою:

$$\begin{aligned} S_{np} &= S_4 \cdot \sqrt{0,5 + \sqrt{0,25 + (S_3 / S_4)^4}} = \\ &= 0,65 \sqrt{0,5 + \sqrt{0,25 + (2,51 / 0,65)^4}} = 2,55 \text{ мм} \end{aligned}$$

Суму добавок до розрахункової товщини стінки лінзового компенсатора при її товщині $S_l = 7,0$ мм приймаємо рівною 0,8 мм.

Виконавчу товщину стінки лінзового компенсатора розраховуємо за формулою:

$$S_l \geq S_{np} + C_l = 2,55 + 0,8 = 3,35 \text{ мм}$$

Приймаємо виконавчу товщину стінки компенсатора рівною 7 мм.

Допустимый тиск $[P]_1$ визначаємо за формулою:

$$\begin{aligned} [P]_1 &= 16 \left(\frac{S_n - C_n}{d_2 - d_1 - \gamma \cdot r_s} \right)^2 \cdot [\sigma]_n = \\ &= 16 \cdot \left(\frac{7 - 0,8}{568 - 318 - 2,91 \cdot 25,5} \right)^2 \cdot 146 = 2,9 \text{ МПа} \end{aligned}$$

Допустимый тиск $[P]_2$ визначаємо за формулою:

$$\begin{aligned} [P]_2 &= \frac{2[\sigma]_n \cdot \varphi \cdot (S_n - C_n) \cdot d_2 - d_1 + 2l_k + 2,3 \cdot r_s}{d_{cp} \cdot L} = \\ &= \frac{2 \cdot 146 \cdot 0,9 \cdot (7 - 0,8) \cdot 568 - 318 + 2 \cdot 5 + 2,3 \cdot 25,5}{443 \cdot 306} = 3,83 \text{ МПа} \end{aligned}$$

Допустимый тиск визначаємо за формулою:

$$[P]_n = \frac{[P]_1}{\sqrt{1 + \left(\frac{[P]_1}{[P]_2} \right)^2}} = \frac{2,9}{\sqrt{1 + \left(\frac{2,9}{3,83} \right)^2}} = 2,3 \text{ МПа}$$

7. Технологія виготовлення теплообмінника.

Виробництво кожухотрубних теплообмінників вже давно спрямоване для забезпечення станцій центрального тепlopостачання і для інших галузей. Їх часто застосовують в хімічній, харчовій та легкій промисловостях. Обладнання здатне забезпечити динамічний підігрів великих об'ємів рідини.

Поділяються на розмітку, вирізання, правку, очищення.

Розмітку виконують з врахуванням напусків на різання, а саме різання виконують газополум'яневим способом з необхідною точністю різку. Правку листа виконують на пресі. Після правки проводять очищення дробеструйними машинами та правка після різання — абразивним кругом.

При серійному виготовленні посудів днища виконують штампуванням цілком, при чому висхідна листова заготівка може бути зварною. В мілко серійному виробництві днища великих розмірів нерідко збирають та зварюють з окремих штампованих елементів. Патрубки збираються та зварюються на окремих робочих місцях та поставляються в готовому вигляді.

- Приварка патрубків до днища

Дана операція виконується на маніпуляторі. Він складається з поворотної рами, планшайби, опорної рами зі стійками. Також він забезпечує обертання днища з швидкістю зварювання.

Вказана операція виконується на маніпуляторі. Робоче місце оснащено поворотною колоною, на якій закріплено зварювальну головку типу АБ. Даний вузол зварюється з нахилом під кутом 45° для забезпечення положення в «човник».

Виготовлення опор виконуємо в кондукторі.

Виконується з використанням кондуктора для зварювання.

Ультразвукова дефектоскопія — один із сучасних методів контролю. Ультразвукові коливання, поширюючись в металі, відбиваються від дефектів, якщо їх розміри не більше довжини ультразвукової хвилі. Цим методом виявляють пори, тріщини та не провари.

- Порядок складання апаратів

Лінія збірки теплообмінників складається з безлічі візків-кантователів призначених для транспортування агрегатів від одного поста до іншого. На місцях збирання спершу готують корпус. Висвердлюють отвори під штуцера, підганяють зміцнюють кільця під внутрішній діаметр корпусу, після чого знімають фаску для зварювання. Потім привариваються ребра жорсткості, косинки і інші деталі. Після всіх приготувань, в корпус поміщається, окремо виготовлений, трубний пучок, який закріплюється різними сполуками.

- Технічний контроль якості та виправлення браку

На зварювання листових оболонкових конструкцій хімічного приладобудування поширюється галузева норма ОН-26-01-71-68. Норма регламентує конструкційні елементи підготовки кромки різних типів зварювальних з'єднань з вуглецевої, низьколегованої, високолегованої, корозійностійкої та багатошарових сталей, алюмінію і його сплавів, міді, латуні, нікелю, та титану, задає рекомендовану технологію різних способів зварювання і відповідно присадковий матеріал, електроди, флюси, інертні гази і т.д. Параметри зварювання, рекомендовані нормою, геометричні і фізичні величини, які визначають якісне протікання процесу, підлягають як контролю перед зварюванням так і в процесі зварювання. Все 100% довжин стиків перевіряють безпосередньо перед зварюванням на відповідність якості підготовки кромки рекомендаціями нормам.

При цьому відхилень від норм не допускаються. Присадкові матеріали та електроди повинні відповідати вимогам, установленими нормами. Заміна їх не допускається.

Велике значення приділяють в процесі зварювання. При зварюванні приладів високого тиску, особливо особливо відповідальних трубних стиків рекомендується безперервне реєстрація на діаграмах параметрів режимів зварювання, а також поточний відбір проб для перевірки заданих режимів.

Для контролю якості зварних з'єднань апаратів ємнісного типу, працюючих під тиском, використовують різні методи, основними з яких являються 100% візуальний огляд швів, вибіркового контролю рентгенопросвічуванням та ультразвуком. Готові вироби проходять випробування внутрішнім тиском, перевищуючий в 1.2-1.5 разів робочого, а також перевірку герметичності. Ультразвуковий контроль може бути використаний не тільки для виявлення дефектів, а й для контролю, товщини антикорозійного шару, нанесеного зварюванням. При цьому використовують роздільно-зміщений шукач, який установлюється з сторони основного матеріалу. Він дозволяє отримати на екрані два сигнали, відбиті від зовнішньої поверхні та границі розділу. При товщині наплавленого шару більше 0,5 мм точність становить $\pm 1\%$ [1].

- Випробування теплообмінника після його зборки

Після закінчення зборки, можна приступити до гідравлічних випробувань теплообмінників та їх комунікацій. Гідравлічне випробування проводиться водою або нафтопродуктом при тиску, що перевищує робоче в 1,5 рази, але не більше максимального тиску, зазначеного в паспорті апарату. Тиск преса підтримується не більше 5 хвилин, після чого воно спускається до робочого. Під час опресовування в першу чергу перевіряється герметичність пучків труб теплообмінника. Виявлені пропуски негайно ж усуваються.

Апарат визнається таким, що витримав випробування, якщо не помічено падіння тиску за манометром, перетікання рідини між робочими просторами і течі через прокладки протягом 5 хв. У холодному стані апарату допускається протікання не більше 10 крапель води через прокладку в хвилину.

8. Ремонт теплообмінника

У процесі тривалої роботи відбувається ерозійний і корозійний знос труб і стінок корпусу: тепло передаючі поверхні забруднюються і ефективність теплопередачі падає. Характерними дефектами є зменшення товщини стінки труби, днища, корпуси, свищі в зварних швах, пошкодження ущільнювальних поверхонь, тріщини на корпусних деталях і трубах, вм'ятини, нещільності і пропуски в вальцюванні труб в трубних решітках, збільшення діаметра отворів в трубних решітках, виразкова, міжкристалічна та інші види корозії, пошкодження опор, різьблення на кріпильних деталях, зволоження або пошкодження теплоізоляції.

Планово-попереджувальний ремонт (ППР)

Система планово-попереджувальних ремонтів (ППР) це комплекс організаційних і технічних заходів щодо догляду, нагляду, експлуатації та ремонту технологічного обладнання, спрямованих на попередження передчасного зносу деталей, вузлів і механізмів та утримання їх в працездатному стані.

Сутність системи ППР полягає в тому, що після відпрацювання обладнанням певного часу проводяться профілактичні огляди і різні види планових ремонтів, періодичність і тривалість яких залежать від конструктивних і ремонтних особливостей обладнання і умов його експлуатації.

Система ППР передбачає також комплекс профілактичних заходів з утримання та догляду за обладнанням.

Вона виключає можливість роботи обладнання в умовах прогресуючого зносу, передбачає попереднє виготовлення деталей і вузлів, планування ремонтних робіт і потреби в трудових і матеріальних ресурсах.

Основний зміст ППР - внутрішньозмінне обслуговування (догляд і нагляд) і проведення профілактичних оглядів обладнання, яке зазвичай покладається на черговий і експлуатаційний персонал, а також виконання планових ремонтів обладнання.

Системою ППР передбачаються також планові профілактичні огляди устаткування інженерно-технічним персоналом підприємства, які виробляються за затвердженим графіком.

Системою ППР передбачаються ремонти обладнання двох видів: поточні і капітальні.

Поточний ремонт обладнання включає виконання робіт по частковій заміні швидкозношуваних деталей або вузлів, вивірки окремих вузлів, очищення, промивання і ревізії механізмів, зміні масла в ємностях (картерних) систем змащення, перевірці кріпленні і заміні що вийшли з ладу кріпильних деталей.

При капітальному ремонті, як правило, виконується повне розбирання, очищення і промивання устаткування, що ремонтується, ремонт або заміна базових деталей (наприклад, станин); повна заміна всіх зношених вузлів і деталей; збірка, вивірка і регулювання обладнання.

При капітальному ремонті усуваються всі дефекти обладнання, виявлені як в процесі експлуатації, так і при проведенні ремонту.

Періодичність зупинок устаткування на поточні і капітальні ремонти визначається терміном служби зношуються вузлів і деталей, а тривалість зупинок - часом, необхідним для виконання найбільш трудомісткої роботи.

Система ППР передбачає безаварійну модель експлуатації та ремонту обладнання, проте в результаті зношеності устаткування або аварій проводяться і позапланові ремонти.

Переваги використання системи ППР:

контроль тривалості міжремонтних періодів роботи устаткування
регламентування часу простою обладнання в ремонті

прогнозування витрат на ремонт обладнання, вузлів і механізмів
аналіз причин поломки обладнання

розрахунок чисельності ремонтного персоналу в залежності від ремонтотяжкості обладнання

Недоліки системи ППР:

відсутність зручних інструментів планування ремонтних робіт

трудомісткість розрахунків трудовитрат

трудомісткість обліку параметра-індикатора

складність оперативної коригування планованих ремонтів

Зупинка апарата в ремонт

Перед ремонтом теплообмінник необхідно відключити від підвідних і відвідних трубопроводів, повністю звільняють його від пари і води, і після дозволу начальника цеху, де знаходиться даний агрегат, приступають до його ремонту. Попередньо замикають відкриваючу арматуру і встановлюють попереджувальні таблички.

При відключенні теплообмінника від трубопроводів потрібно ретельно дотримуватися черговість дій, встановлену для даного виду робіт.

По кожному етапу дій проводиться запис у відповідному журналі, причому начальник зміни повинен особисто переконатися в безпеці місця роботи. По закінченні ремонтних робіт також здійснюється запис, прибираються таблички і виконуються необхідні роботи для введення теплообмінника в дію.

Необхідність в ремонті встановлюють при обстеженні внутрішніх поверхонь труб, доступних для ремонту та механічного чищення. Візуальному огляду підлягають тільки кришки, кінці і внутрішні канали труб, штуцера на корпусі і кришках. Дефекти інших частин апарата можуть бути виявлені тільки при випробуванні на міцність і щільність.

Основні дефекти, які виникають при експлуатації апарата та методи їх усунення

У процесі тривалої роботи теплообмінні апарати піддаються забрудненню і зносу. Поверхня їх покривається накипом, маслом, відкладеннями солей і смол, окислюється і т.п. Зі збільшенням відкладень зростає термічний опір стінки і погіршується теплообмін.

Знос теплообмінного апарату виражається в наступному:

- 1) зменшення товщини стінки корпусу, днища, трубних решіток;
- 2) випучини і вм'ятини на корпусі і днищах;
- 3) свищі, тріщини, прогари на корпусі, трубках і фланцях;
- 4) збільшення діаметра отворів для труб в трубній решітці;
- 5) прогин трубних решіток і деформація трубок;
- 6) заклинювання плаваючих головок і пошкодження їх струбцин;
- 7) пошкодження лінзових компенсаторів;
- 8) пошкодження сальникових пристроїв, коткових і пружинних опор;
- 9) порушення гідро- і теплоізоляції.

Відмови теплообмінників відбуваються в основному через пропуску

продукту через вальцювальні з'єднання і через корозію труб трубного пучка.

Приховані дефекти теплообмінників встановлюють обпресуванням між трубному простору при відкритих з обох торців кришках. Зношену або лопнула трубу виявляють по появі в ній обпресувальна рідини, а нещільності в з'єднаннях кінців труб з трубними ґратами - за пропускається рідини і запітніння.

Дефектні трубки зазвичай заглушають з двох кінців металевими пробками, що мають невелику конусність (3 - 5°). Пробки забивають туго, щоб надійно протистояти максимальному тиску в трубках.

Число отглушених труб не повинно перевищувати 15% трубок в кожному потоці пучка; інакше значно зростає гідравлічний опір і помітно зменшується поверхню теплообміну. При виході з ладу понад 15% трубок всі вони замінюються.

9. Техніка безпеки .

Основні відомості техніки безпеки.

Теплообмінник являє собою апарат, який працює під тиском. Основною небезпекою при роботі таких апаратів є можливість їх пошкодження при фізичному вибуху середовища. Під фізичним вибухом розуміють миттєву дію сили раптового адіабатичного розширення газу (пару), яке супроводжується виділенням механічної енергії і створенням вибухової хвилі.

Причинами аварій можуть бути: невідповідність конструкції максимально допустимому тиску і температурному режиму; перевищення тиску в апараті; зниження механічної міцності апарата (корозія, внутрішні дефекти металу, місцеве перегрівання); відсутність необхідного технічного нагляду.

Для запобігання вище названих причин теплообмінний апарат має відповідати вимогам безпеки. Відповідно до стандарту ГОСТ 12.2.003-91 виробниче обладнання повинно забезпечувати вимоги безпеки при монтажі, експлуатації, ремонті, транспортуванні і зберіганні, при використанні окремо або в складі комплексів та технологічних систем.

Виробниче обладнання в процесі експлуатації не повинно забруднювати навколишнє середовище викидами шкідливих речовин вище встановлених норм; повинно бути пожежо- та вибухобезпечним; не повинно викликати небезпеку в результаті дії вологи, сонячної радіації, механічних коливань, високих та низьких тисків та температур, агресивних речовин і інших факторів.

Вимоги безпеки висуваються обладнанню протягом всього терміну його використання. Власне безпека виробничого обладнання повинна забезпечувати наступним вимогам:

правильним вибором принципів дії, конструктивних схем, безпека елементів конструкції, матеріалів та інше;

застосуванням в конструкції засобів механізації, автоматизації і дистанційного керування;

застосуванням в конструкції спеціальних засобів захисту;

виконанням ергономічних вимог;

включенням вимог безпеки в технічну документацію, ремонт, транспортування і зберігання.

Згідно з вимогами на всі основні групи виробничого обладнання розробляються стандарти вимог, які включають наступні вимоги:

а) вимоги безпеки до основних елементів конструкції і системи керування, обумовленні особливостями призначення, пристрою та роботи даної групи виробничого обладнання і його складових частин:

попередження або обмеження можливого впливу небезпечних та шкідливих виробничих факторів до регламентованих рівнів;

усунення причин, що призводять до виникнення небезпечних та шкідливих факторів;

будова органів керування та інші вимоги.

б) у стандартах на окремі групи виробничого обладнання вказуються:

рухомі, струмоведучі та інші ведучі частини, що придатні до огороження; допустимі значення шумових характеристик і показників вібрації, методи їх визначення і засоби захисту від них;

допустимі рівні випромінювань і методи їх контролю;

допустимі температури органів керування і зовнішніх поверхонь виробничого обладнання;

допустимі зусилля на органи керування;

наявність захисних блокувань, тормозних пристроїв і інших засобів захисту.

в) вимоги до засобів захисту, що входять в конструкцію, що обумовленні особливостями конструкції, розташування, контролю роботи і застосовуючи засобів в тому числі вимог до захисних огорож, екранів і засобів захисту від ультразвуку, іонізуючих та інших випромінювань; до засобів видалення з робочої зони речовин з небезпечними та шкідливими властивостями; до захисних блокувань; засобів сигналізації; до сигнального зафарбованого виробничого обладнання і його складових частин; до попереджувальних написів.

г) вимоги безпеки, що визначаються особливостями монтажних і ремонтних робіт, транспортування та зберігання, характерні для груп виробничого обладнання, що забезпечує безпеку виконання вказаних робіт,

в тому числі до пристрою, що використовується для підйому і транспортування.

Техніка безпеки при експлуатації теплообмінних апаратів і установок

При експлуатації теплообмінних апаратів необхідно керуватися «Правилами пристрою і безпеки експлуатації судів працюючих під тиском. Установки, які працюють під надлишковим тиском більше $0,7 \text{ кг/см}^3$, повинні бути зареєстровані в місцевій інспекції Держнаглядодохоронпраці України. На кожний апарат заводяться шнурові книги для реєстрації результатів випробувань.

Керівництво виробництва повинно провести необхідні організаційно-технічні заходи з створення безпечних умов праці, а також затвердити інструкцію з техніки безпеки для кожного робочого місця. Інструктаж обслуговуючого персоналу проводиться не рідше 1 разу в 3 місяці з реєстрацією в спеціальному журналі. Необхідно проводити аналіз причин виникнення нещасних випадків і розроблювати додаткові заходи, які можуть запобігти їх повторення.

Обслуговуючий персонал повинен гарно вивчити конструкцію апарату, технологічний режим, призначення і розташування трубопроводів, арматурні контрольно-вимірювальних приборів, інструкцію з техніки безпеки і здати техмінімум з обслуговуванні установки.

Категорично забороняється підвищувати тиск та температуру в апаратах і трубопроводах більше за допустимі межі.

Необхідно слідкувати за щільністю фланцевих з'єднань та справністю огорожі в рухаючі деталях. Змашування рухаючі деталей і набивка сальників на ходу не дозволяється.

Огляд і ремонт внутрішніх частин апарату допускається тільки після його охолодження до температури 30°C. Освічення в середині апарату, так же як і електроінструменти, дозволяється використовувати 12 В. Під час робіт в середині апарату всі трубопроводи для подачі в них пари, продукту, води і т. ін , повинні бути відключені, а на запорній арматурі повинні бути вивішені таблички «Не включати працюють люди».

Висновки

1. Проведено аналіз процесів перегонки рідини , апаратного оформлення процесів перегонки рідини та конструкції теплообмінного обладнання.
2. Описано технологічну схему, конструкцію колони та теплообмінника.
3. Підібрані матеріали для виготовлення теплообмінного апарата.
4. Визначені основні розміри ректифікаційної колони та заданого апарата.
5. Визначено оптимальний діаметр отворів в сітчастих тарілках графічним методом.
6. Розраховані на міцність елементи заданого теплообмінного апарата.
7. Підготовлена технологія виготовлення теплообмінного обладнання.
8. Розроблено план проведення ремонтних робіт для кип'ятильника.
9. Наведено основні відомості з техніки безпеки при ремонті та експлуатації теплообмінника, що дозволить вести безпечну роботу експлуатації ректифікаційної установки.

В результаті комплексної роботи виявлено, що оптимальний діаметр сітчастих тарілок є 20мм. Цей фактор дозволяє зменшити капітальні витрати на виготовлення колони ректифікації.

Список літератури

1. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 576с.
2. Справочник химика, т. 5. – М.: Химия, 1968. – 975 с.
3. Отраслевой стандарт (Ост 26-01-1488-83).
4. Доманский И.В., Исаков В.П. и др. Под общей редакцией Соколова В.Н. Машины и аппараты химических производств: Примеры и задачи. – Л.: Машиностроение, 1982. – 384 с.
5. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. Справочник/Под редакцией Судакова Е.Н., 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1979. – 568 с.
6. Борисов Г.С., Брыков В.П., Дытнерский Ю.И. и др. Под ред. Дытнерского Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии, 2-е изд., перераб. и дополн. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
7. Коган В.Б., Фридман В.М., Кафаров В.В. Равновесие между жидкостью и паром. Справочное пособие, книга 1-я и 2-я. – М.-Л.: Наука, 1966. – 640 с. + 786 с.
8. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии, 4-е изд. – М.: Химия, 1967. – 848 с.
9. Романков П.Г., Курочкина М.И. Расчетные диаграммы и номограммы по курсу "Процессы и аппараты химической промышленности". – Л.: Химия, 1985. – 54 с.
10. Чернышев А.К., Коптелов В.Г., Листов В.В., Заичко Н.Д. Основные теплофизические свойства газов и жидкостей. Номографический справочник. – Кемеровское изд-во, 1971. – 225 с.
11. Дытнерский Ю.И. и др. Колонные аппараты. Каталог/ Под ред. Дытнерского Ю.И., 2-е изд-во. – М.: ЦИНИНЕФТЕХИММАШ, 1978. – С. 220.
12. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии, 3-е изд. – М.: Химия, 1987. – 496 с.