

УДК 66.045

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
імені ВОЛОДИМИРА ДАЛЯ

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри ОХП,

д. т. н, проф.

\_\_\_\_\_ Архипов О.Г.

« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20 \_\_\_\_ р.

ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА

до бакалаврської роботи на тему

«Установка ректифікації суміші вода – оцтова кислота  
продуктивністю 2,5 т/год по кубовому залишку з розробкою холодильника»

Науковий керівник Тараненко Геннадій Володимирович

Студент групи МБ-14д Крешталь Антон Олегович

## ЗМІСТ

Перелік умовних позначень	4
Вступ	6
1. Аналітичний огляд	8
2. Опис технологічної схеми	12
3. Розрахункова частина	18
3.1 Конструкційні матеріали для виготовлення теплообмінника	18
3.2 Визначення основних розмірів ректифікаційної колони та підігрівача	20
3.2.1 Визначення продуктивності по дистилляту і кубовому залишку	20
3.2.2 Визначення мінімального і дійсного числа	21
3.2.3 Визначення середніх значень параметрів по колоні, фізико-хімічних і термодинамічних констант фаз	23
3.2.4 Визначення діаметра колони	28
3.2.5 Визначення гідравлічного опору колони з сітчатими тарілками	28
3.2.6 Визначення діаметра штуцерів	29
3.2.7 Теплові розрахунки	32
3.3 Аналіз впливу конструктивних особливостей контактних пристроїв на розміри колонного апарата	35
3.4 Розрахунок на міцність підігрівача	39
3.4.1 Розрахункова температура	40
3.4.2 Допустимі напружини	41
3.4.3 Коефіцієнти міцності зварних швів	43
3.4.4 Додатки до розрахункових величин	43
3.4.5 Розрахунок кожуха теплообмінника	44
3.4.6 Розрахунок лінзового компенсатора	45
3.4.7 Визначення допоміжних величин	45

3.4.8 Розрахунок компенсатора на міцність	46
4. Технологія виготовлення теплообмінника	48
5. Ремонт теплообмінника	51
6. Техніка безпеки та охорона праці на виробництві	60
6.1. Загальні умови охорони праці та техніки безпеки на підприємствах	60
6.2. Вибухопожежнебезпека	63
6.3. Виробниче освітлення	65
6.4. Повітря робочої зони	65
Висновки	67
Літературний огляд	68

## ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

В.К. – висококиплячий компонент;  
ДБН – державні будівельні норми;  
Н.К. – низькокиплячий компонент;  
Ст – сталь;  
КПД – коефіцієнт корисної дії;  
СниП – будівельні норми і правила;  
В – ширина, м;  
ОУ-5 – вуглекислотні вогнегасники;  
ОХП-10 – вогнегасник пінний;  
ОПС-10, ОППС-100 – вогнегасник порошковий  
**П** – швидкість проникнення корозії;  
 $C_A, C_B$  – питомі теплоємності;  
 $C_p$  – масова теплоємність за сталого тиску, Дж/(кг·град);  
D – діаметр, м;  
Eд – теплоємність дистилляту, Дж/(кг·°C);  
F – поверхня контакту, м;  
Gд – витрата дистилляту, кг/с;  
K – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м<sup>2</sup>·град);  
Θд – температура дистилляту, °C;  
t – температура °C;  
 $V_A, V_B$  – молярні обсяги компонентів;  
w – швидкість потоку рідини, м/с;  
ω – кутова швидкість с<sup>-1</sup>;  
X – концентрація низькокиплячого компонента;  
M<sub>A</sub>, M<sub>B</sub> – молярна маса компонентів;  
ρ<sub>A</sub> і ρ<sub>B</sub> – щільність компонентів;  
μ<sub>A</sub> і μ<sub>B</sub> – динамічні коефіцієнти в'язкості компонентів;

$\sigma_A$  и  $\sigma_B$  – поверхневі натягу компонентів;

$H_c$  – висота стовпа води у трубному просторі;

$C_1$  – добавка для компенсації корозії та ерозії;

$C_2$  – добавка для компенсації мінусового допуску ;

$\tau$  – розрахунковий строк служби теплообмінника;

$C_3$  – добавка для компенсації ерозії;

## Вступ

**Ректифікація** - один із способів розділення рідких сумішей, заснований на різному розподілі компонентів суміші між рідкою і паровою фазами. При ректифікації потоки пари і рідини, переміщуючись в протилежних напрямках (протитечією), багато разів контактують один з одним в спеціальних апаратах (колонах ректифікацій), причому частина пари, що виходить з апарату (або рідини) повертається назад після конденсації (для пари) або випару (для рідини). Такий протиточний рух контактуючих потоків супроводиться процесами теплообміну і масообміну, які на кожній стадії контакту протікають (у межі) до стану рівноваги; при цьому висхідні потоки пари безперервно збагачуються більш леткими компонентами, а стікаюча рідина — менш леткими. При витраті тієї ж кількості тепла, що і при дистиляції, ректифікація дозволяє досягти більшого витягання і збагачення по потрібному компоненту або групі компонентів. Вона широко застосовується як в промисловому, так і в лабораторному масштабах, часто в комплексі з ін. процесами розділення, такими, як абсорбція, екстракція, кристалізація.

Згідно із законом Рауля, і законом Дальтона, в умовах термодинамічної рівноваги концентрація якого-небудь  $i$ -го компонента в парі в  $K_i$  разів відрізняється від концентрації його в рідині, причому коефіцієнт розподілу  $K_i = p_i / p$  (де  $p_i$  — пружність насиченої пари  $i$ -го компонента;  $p$  — загальний тиск). Відношення коефіцієнта розподілу будь-яких двох компонентів  $K_i$  і  $K_j$  називається відносною летючістю і позначається  $a_{ij}$ . Чим більше відрізняється  $a_{ij}$  від одиниці, тим легко виконати розділення цих компонентів за допомогою ректифікації. У ряді випадків вдається збільшити  $a_{ij}$  в результаті введення в суміш, що розділяється, нового компонента (званого розділяючим агентом), який утворює з деякими компонентами системи азеотропної суміші. З цією ж метою вводять розчинник, киплячий при значно вищій температурі, ніж компоненти вихідної суміші. Відповідні процеси ректифікації називаються азеотропними або екстрактними. Величина

$a_{ij}$  залежить від тиску: як правило, при пониженні тиску  $a_{ij}$  зростає. Р. при зниженому тиску — вакуумна — особливо личить для розділення термічно нестійких речовин.

**Апаратура для ректифікації.** Апарати, службовці для проведення ректифікації, — колони ректифікацій — складаються з власне колони, де здійснюється протиточний контакт пари і рідини, і пристроїв, в яких відбувається випар рідини і конденсація пари, — куба і дефлегматора. Колона є порожнистим циліндром, що вертикально стоїть, усередині якого встановлені т.з. тарілки (контактні пристрої різної конструкції) або поміщений фігурний кусковий матеріал, — насадка. Куб і дефлегматор — це звичайно кожухотрубні теплообмінники (знаходять вживання також трубчасті печі і роторні випарники).

Призначення тарілок і насадки — розвиток міжфазної поверхні і поліпшення контакту між рідиною і парою. Тарілки, як правило, забезпечуються пристроєм для переливу рідини. Як насадка колон ректифікацій зазвичай використовуються кільця, зовнішній діаметр яких дорівнює їх висоті. Найбільш поширені кільця Рашига і їх різні модифікації.

Як в колонах насадок, так і в тарілчастих кінетична енергія пари використовується для подолання гідравлічного опору контактних пристроїв і для створення динамічної дисперсної системи пар — рідина з великою міжфазною поверхнею. Існують також колони ректифікацій з підведенням механічної енергії, в яких дисперсна система створюється при обертанні ротора, встановленого по осі колони. Роторні апарати мають менший перепад тиску по висоті, що особливо важливе для вакуумних колон.

За способом проведення розрізняють безперервну і періодичну ректифікацію. В першому випадку суміш, що розділяється, безперервно подається в колону ректифікації і з колони безперервно відводяться дві і більше число фракцій, збагачених одними компонентами і збіднених іншими. Схема потоків типового апарату — повна колона — складається з 2 секцій — зміцнюючою (1) і вичерпною (2). Вихідна суміш (зазвичай при температурі

кипіння) подається в колону, де змішується з т.з. рідиною, що витягує, і стікає по контактних пристроях (тарілках або насадці) вичерпної секції протитечею до потоку пари, що піднімається. Досягнувши низу колони, рідинний потік, збагачений важколетучими компонентами, подається в куб колони (3). Тут рідина частково випаровується в результаті нагріву відповідним теплоносієм, і пара знову поступає у вичерпну секцію. Пара (т.з. отгонний), що виходить з цієї секції, поступає в зміцнюючу секцію. Пройдя її, збагачений легко-леткими компонентами пар поступає в дефлегматор (4), де зазвичай повністю конденсується відповідним хладагентом. Отримана рідина ділиться на 2 потоки: дистилят і флегму. Дистилят є продуктивним потоком, а флегма поступає на зрошення зміцнюючої секції, по контактних пристроях якої стікає. Частина рідини виводиться з куба колони у вигляді т.з. кубового залишку (також продуктивний потік).

Відношення кількості флегми до кількості дистиляту позначається через  $R$  і носить назву флегмового числа. Це число — важлива характеристика  $R$ : чим більше  $R$ , тим більше експлуатаційні витрати на проведення процесу. Мінімумально необхідні витрати тепла і холоду, пов'язані з виконанням якого-небудь конкретного завдання розділення, можуть бути знайдені з використанням поняття мінімального флегмового числа, яке знаходиться розрахунковим дорогою в припущенні, що число контактних пристроїв, або загальна висота насадки, прагне до нескінченності.

Якщо вихідну суміш потрібно розділити безперервним способом на число фракцій більше двох, то застосовується послідовне або паралельно-послідовне з'єднання колон.

При періодичній ректифікації вихідна рідка суміш одноразово завантажується в куб колони, ємність якого відповідає бажаній продуктивності. Пари з куба поступають в колону і піднімаються до дефлегматора, де відбувається їх конденсація. У початковий період весь конденсат повертається в колону, що відповідає т.з. режиму повного зрошення. Потім конденсат ділиться на флегму і дистилят. У міру відбору дистиляту (або при постійному



флегмовом числі, або з його зміною) з колони виводяться спочатку легколетучие компоненти, потім среднелетучие і так далі Потрібну фракцію (або фракції) відбирають у відповідну збірку. Операція триває до повної переробки спочатку завантаженої суміші.

**Основи розрахунку колон ректифікацій.** Ректифікація з фізико-хімічної точки зору є складним процесом протиточного тепломасообміну між рідкою і паровою фазами в умовах ускладненої гідродинамічної обстановки. Саме такий підхід до математичного опису розрахунку процесу розвивається у зв'язку з вживанням електронних цифрових обчислювальних машин (ЦВМ).

Все ж при кількісному розгляді роботи колон ректифікацій зазвичай використовується концепція теоретичної тарілки. Під такою тарілкою розуміється гіпотетичний контактний пристрій, в якому встановлюється термодинамічна рівновага між потоками пари і рідини, що покидають його, тобто концентрації компонентів цих потоків зв'язані між собою коефіцієнтом розподілу. Будь-якій реальній колоні ректифікації можна поставити у відповідність колону з певним числом теоретичних тарілок, вхідні і вихідні потоки якої як по величині, так і по концентраціях збігаються з потоками реальної колони. Можна сказати, наприклад, що даний реальний апарат еквівалентний по своїй ефективності колоні з п'ятьма, шістьма і т.з. теоретичними тарілками. Виходячи з цього, можна визначити т.з. ккд(коефіцієнт корисної дії) колони як відношення числа теоретичних тарілок, відповідних цій колоні, до дійсний встановлених тарілок. Для колон насадок можна визначити величину ВЕТТ (висоту, еквівалентну теоретичній тарілці) як відношення висоти шаруючи насадки до теоретичних тарілок, яким він еквівалентний по своїй розділовій дії.

З концепцією теоретичної тарілки пов'язана плідна ідея відділення конструктивних і гідравлічних параметрів від технологічних параметрів, таких як стосунки потоків і коефіцієнта розподілу. Єдине завдання розрахунку колони ректифікації розпадається при цьому на дві простіші, самостійніші:

а) технологічний розрахунок, коли потрібно встановити, які склади

виходитимуть на фіксованому числі теоретичних тарілок, або знайдуть, скільки треба узяти теоретичних тарілок, щоб отримати бажаний склад потоків, що виходять;

б) розрахунок, коли потрібно встановити, скільки узяти реальних тарілок або яка висота насадки має бути для реалізації бажаного числа теоретичних тарілок. У математичному відношенні перше завдання (а) допускає чітке формулювання і зводиться до вирішення обширної системи нелінійних рівнянь (для колон, що безперервно діють) алгебри або до інтеграції систем звичайних диференціальних рівнянь (для періодичних колон). В разі ректифікації багатокомпонентної суміші рішення доступне лише за допомогою ЦВМ(цифрова обчислювальна машина). Використання машин дозволяє також розраховувати складні колони, вживання яких на практиці якоюсь мірою гальмувалося раніше відсутністю точних методів розрахунку. При гідравлічному розрахунку (б) можуть бути використані або безпосередньо емпіричні кореляції між величинами ВЕТТ і ккд(коефіцієнт корисної дії), з одного боку, і конструкцією тарілки, типом насадки і гідравлічними параметрами (питомі навантаження по парі і рідині) — з іншою, або співвідношення, зв'язуючі ВЕТТ і ккд(коефіцієнт корисної дії) з кінетичними і дифузійними параметрами (такими, як коефіцієнт массоотдачі і ефективній дифузії).

Основні сфери промислового застосування ректифікації — здобуття окремих фракцій і індивідуальних вуглеводнів з нафтової сировини в нафтопереробній і нафтохімічній промисловості, здобуття окислу етилену, акрилонітрилу, капролактаму, алкилхлорсиланов — в хімічній промисловості. Ректифікація широко використовується і в ін. галузях народного господарства: кольоровій металургії, коксохімічній, лісохімічній, харчовій, хіміко-фармацевтичних промисловостях.

## 1. Аналітичний огляд

**Теплообмінником** називають обладнання, у якому проходять процеси обміну теплотою між двома теплоносіями. Теплообмінне обладнання класифікують за такими основними ознаками.

За функціональними ознаками (за способом передачі теплоти) розрізняють поверхневі та контактні теплообмінники.

У **поверхневих теплообмінниках** теплоносії розділені стінкою та обмінюються теплом через поверхню теплообміну. Поверхневі теплообмінники бувають двох типів: рекуперативні та регенеративні.

У **контактних теплообмінниках** теплоперенесення відбувається в результаті безпосереднього контакту потоків гарячого та холодного теплоносіїв. У контактних теплообмінниках теплоносії, як правило, взаємодіють у різних фазових станах (газ - рідина, пара - рідина, газ - тверді частинки та ін.), процеси теплообміну можуть проходити як без зміни, так і зі зміною агрегатного стану середовищ.

За цільовим технологічним призначенням (основним завданнями ТА) розрізняють такі рекуперативні теплообмінники:

- власне теплообмінники;
- підігрівники;
- холодильники;
- охолоджувачі-конденсатори;
- конденсатори;
- випарники;
- випарники-конденсатори та ін.

У власне **теплообмінниках** обидва процеси (нагрівання та охолодження середовищ) є однаково важливими для технологічного процесу. У **підігрівниках** основним завданням процесу є нагрівання холодного теплоносія до потрібної температури. **Холодильники** в основному призначені для охолодження робочих середовищ, у **холодильниках-конденсаторах**

одночасно з охолодженням відбувається часткова або повна конденсація теплоносія.

**Кожухотрубні теплообмінники** із гладких труб одержали найбільше поширення в промисловості та становлять до 70% усього теплообмінного обладнання, хоча останнім часом спостерігається тенденція щодо часткового витіснення їх апаратами повітряного охолодження (АПО) та пластинчато-ребристими теплообмінниками. Широке використання кожухотрубчастих теплообмінників обумовлене їх налагодженим виробництвом машинобудівними заводами з різних конструкційних матеріалів, можливістю застосування для різних середовищ у широкому діапазоні робочого тиску та температур, уніфікацією й стандартизацією, надійністю в роботі та у великому виробничому досвіді їхньої експлуатації.

Кожухотрубний теплообмінник являє собою апарат, складений з пучка гладких або оребрених труб, герметично закріплених у трубних дошках, а потім вмонтованого в кожух - корпус.

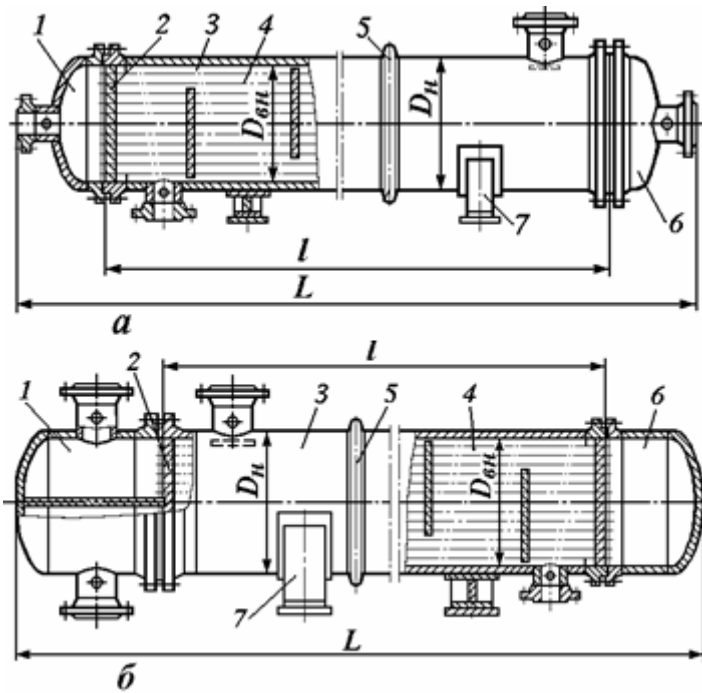
Стандартизовані кожухотрубні теплообмінники виготовляються машинобудівними заводами з поверхнею 1-1500 м<sup>2</sup>, розраховані на робочий тиск від вакууму до 10 МПа та для широкого діапазону температур від мінус 70 до +540°С, вони виготовляються з вуглецевих, корозійностійких, високолегованих та двошарових (біметалічних) сталей, а також з кольорових металів та їхніх сплавів.

Залежно від способу компенсації температурних подовжень корпусу та трубчаткі теплообмінні апарати бувають:

- жорсткої конструкції типу ТН - з нерухомими трубними дошками (твердий кожух і нерухоме кріплення трубних дошок);
- напівжорсткої конструкції типу ТК - з температурним компенсатором на корпусі (напівжорсткий кожух та нерухоме кріплення трубних дошок);
- нежорсткої конструкції типу ТП - з температурним компенсатором у вигляді плаваючої голівки (твердий кожух, нерухоме кріплення однієї трубної дошки та вільне переміщення іншої);

- типу ТУ - з U-подібними теплообмінними трубами (твердим кріпленням однієї трубної дошки і вільним переміщенням пучка U-подібних труб).

**Кожухотрубні теплообмінники та холодильники.** Деякі типи горизонтальних теплообмінників - підігрівників і холодильників напівжорсткої конструкції наведені на рис.



## 2. Опис технологічної схеми та конструкції колони

Колона ректифікації та підігрівач це складові частини апаратурного оформлення процесу ректифікації. Вони відносяться до основного обладнання. Технологічна схема ректифікаційної установки представлена на рисунку 2.1

### **Установка працює наступним чином:**

Суміш яка виходить з видаткової ємності (1) відцентровим насосом (2) подається в підігрівач (3), де суміш нагрівається до температури кипіння і надходить на живильну тарілку ректифікаційної колони (5). Рідина котра стікає, потрапляє в куб, а з нього до кип'ятильника (4). З кип'ятильника пари рідини надходять в нижню частину колони і рухаються назустріч вихідної суміші, барботирую через неї і збагачуючись низькокиплячим компонентом. Пари, які виходять з колони, надходять до дефлегматора (6) і конденсуються. Дистилят надходить в роздільник (7), де розділяється на два потоки: одна частина в якості флегми повертається в колону і стікає по тарілках вниз, збагачуючись при цьому висококиплячих компонентах, а інша частина надходить в холодильник (8), яка охолоджується і надходить в приймальну ємність (9). Під час роботи частина рідини з куба відводиться в холодильник (11) і потрапляє в приймальну ємність (12) в якості кубового залишку.

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

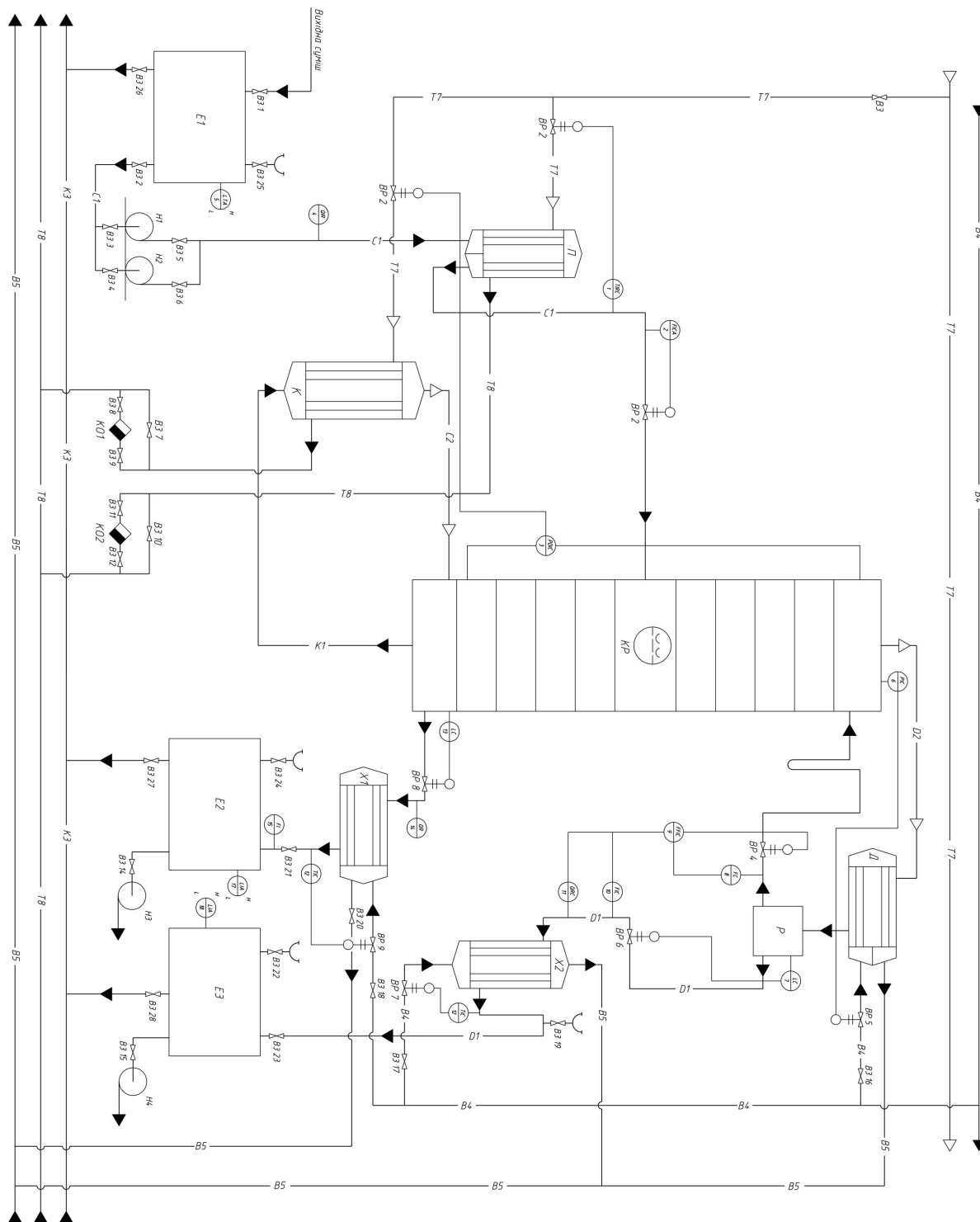


Рисунок 2.1 Технологічна схема виробництва

До складу технологічної схеми виробництва входять:

1 - ємність для вихідної суміші; 2, 9 - насоси; 3 - підігрівач;

4 - кип'ятильник; 5 - ректифікаційна колона; 6 - дефлегматор; 7 - холодильник дистилляту; 8 - ємність для збору дистилляту; 10 - холодильник кубової рідини; 11 - ємність для кубовою рідини

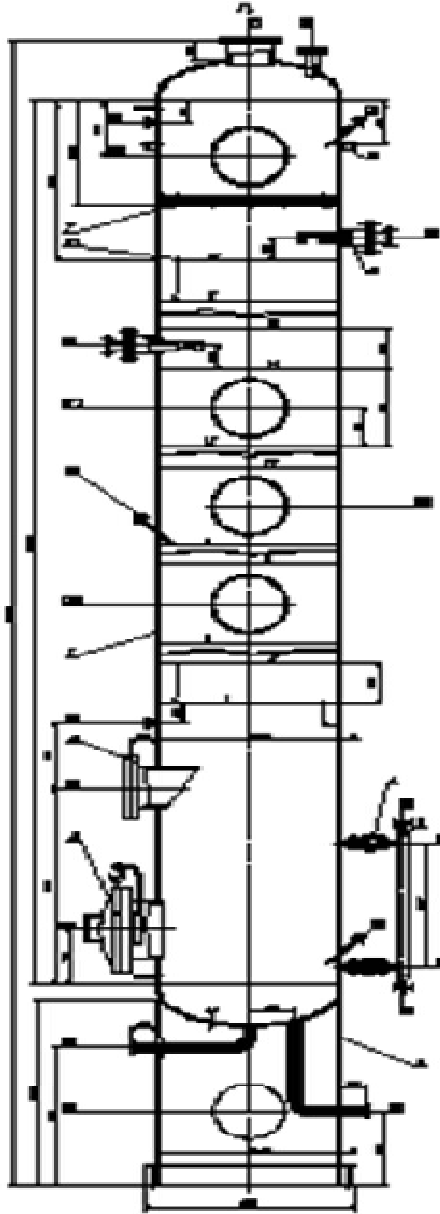


Рисунок 2.2 – Колона ректифікації

Колона ректифікації являє собою вертикальний циліндр, усередині якого розташовуються контактні пристрої - тарілки або насадки. Відповідно, розрізняють ректифікаційні колони тарілчасті і насадок. Нагрівається рідка суміш надходить з ємності в колону ректифікації, де «легкі» фракції (продукти, що мають більш низьку температуру конденсації) концентруються



у верхній частині колони, а «важкі» (продукти, що мають більш високу температуру конденсації) - в нижній. Колона ректифікації складається з корпусу, люка, пристрою вводу, вентиля, колонки рівнеміру, опори, відбійника сітчастого, штуцера входу пари, цапфи та тарілок.

Вихідна суміш, нагріта до температури харчування надходить в колону в якості харчування. Пари піднімаються у верхню частину колони, охолоджуються, конденсуються в холодильнику-конденсаторі і подаються назад на верхню тарілку колони як зрошення. Таким чином у верхній частині колони протivotоком рухаються пари (від низу до верху) і стікає рідина (зверху вниз). Стікаючи вниз по тарілках, рідина збагачується висококиплячими компонентами, а пари, чим вище піднімаються, тим більше збагачуються легкокиплячими компонентами. Таким чином, відводиться з верху колони продукт збагачений легкозакипаючим компонентом. Продукт, що відводиться з верху колони, називають дистилятом. Частина дистиляту, сконденсованого в холодильнику і повернутого назад в колону, називають зрошенням або флегмою. Відношення кількості вертаємої в колону флегми і кількості відведеного дистиляту називається флегмовим числом.

Для створення висхідного потоку пари в кубовій частині ректифікаційної колони частина кубової рідини направляють в теплообмінник, що утворилися пари подають назад під нижню тарілку колони. Таким чином, в кубі колони створюється 2 потоку: 1 потік - рідина, що стікає з верху (із зони харчування + зрошення) 2 потік - пари, що піднімаються з дна колони. Кубова рідина, стікаючи зверху вниз по тарілках, збагачується висококиплячим компонентом, а пари збагачуються легкозакипаючим компонентом.

Підігрівачем вихідної суміші є кожухотрубний теплообмінник (рисунок 2.3).

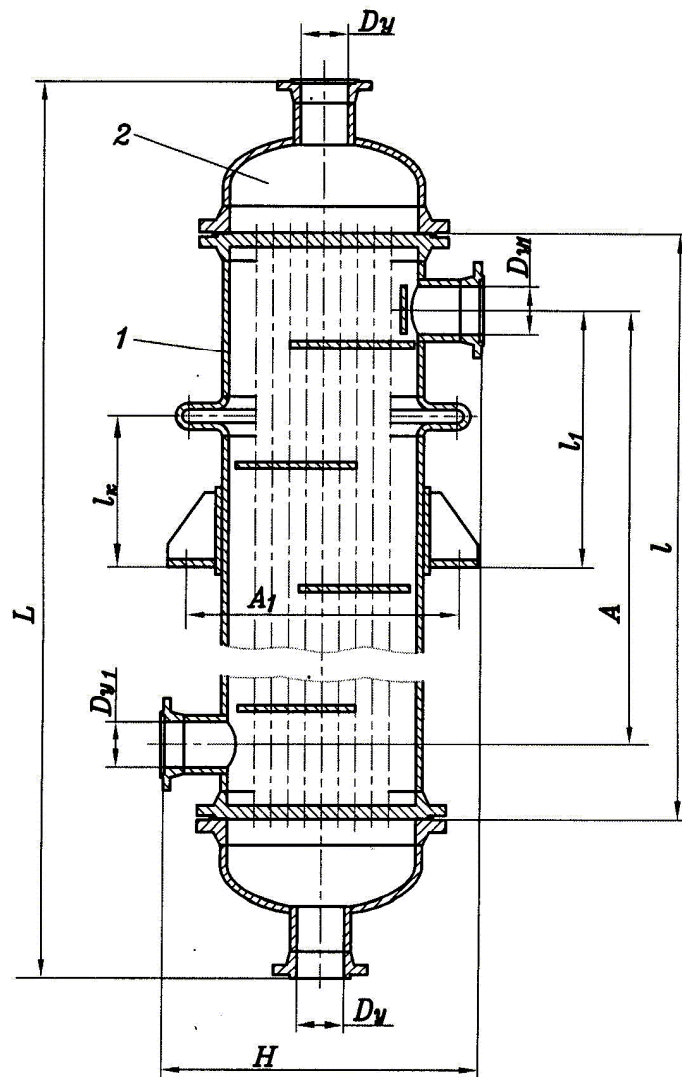


Рисунок 2.3. Кожухотрубчастий теплообмінник з нерухомими трубними решітками та температурним компенсатором на кожусі вертикальний одноходовий по трубах

До корпусу, кожуха по торцях приварені трубні решітки, в яких закріплені пучки труб. В основному труби в ґратах кріпляться з ущільненням розвальцюванням або якимось іншим способом залежно від матеріалу труб і тиску в апараті. Трубні решітки закриваються кришками на прокладках і болтах або шпильках. На корпусі є патрубки (штуцери), через які один теплоносій проходить через міжтрубний простір. Другий теплоносій через патрубки (штуцера) на кришках проходить по трубах. У багатходову теплообміннику в корпусі і кришках встановлені перегородки для підвищення швидкості

теплоносіїв. Для збільшення тепловіддачі застосовують ребра теплообмінних труб, яке виконується або накаткою, або навивкой стрічки. У разі необхідності, конструкція апарату повинна передбачати його очищення.

### 3. Розрахункова частина

#### 3.1 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. Добавки 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)

Вибір матеріалу проводиться виходячи з умов роботи апарату. Так як середовище агресивне (вода - оцтова кислота), для даних умов ректифікації підходить хромонікелева сталь. З хромонікелевих сталей найбільш широке поширення для хімічного апарату і машинобудування отримали сталі, містять 17-19% Cr і 8-10% Ni. За довідником вибираємо для деталей колони леговану сталь X18H10T, швидкість корозії 0,1 мм / рік. Дана сталь володіє найбільшою хімічною і корозійною стійкістю при її робочих параметрах, має гарну зварюваність і допускає холодну і гарячу механічну обробку, а також є недефіцитним і стійка в оцтовій кислоті будь-якої концентрації при будь-якій температурі до температури кипіння включно. [7]

Беручи до уваги властивості і параметри (температура, тиск) робочих середовищ в апараті для виготовлення металевих елементів апарату, які контактують з оброблювальними середовищами (теплоносіями)

використовуємо сталь 12Х18Н9Т ГОСТ 5632-72. А для решти металевих елементів використовуємо конструкційну вуглецеву сталь звичайної якості марки Ст10 ГОСТ380-94.

Для виготовлення ущільнювальних прокладок фланцевих з'єднань використовуємо пароніт маслобензотривкий ПМБ ГОСТ 481-80.

Для виготовлення кріпильних елементів використовуємо конструкційну вуглецеву сталь підвищеної якості марки Сталь 35 ГОСТ 1050-88.

### 3.2 Визначення основних розмірів ректифікаційної колони та підігрівача

Вихідні дані:

Продуктивність по вихідній суміші - 2,5 т / год;

Концентрація оцтової кислоти:

у вихідній суміші –  $X_F = 35\%$  (мас.),

в дистиллят –  $X_P = 90\%$  (мас.),

в кубовому залишку -  $X_W = 0,02\%$  (мас.).

температура:

охолоджуючої води -  $17^\circ \text{C}$ ,

дистилляту після холодильника -  $22^\circ \text{C}$ ,

кубового залишку після холодильника -  $21^\circ \text{C}$ ,

вихідної води -  $13^\circ \text{C}$ .

Тиск насиченої водяної пари - 5 кгс / см<sup>2</sup>,

Коефіцієнт надлишку флегми - 2,1.

Діаметр отворів в тарілці – 20мм

КПД – 0,6

Колона працює при атмосферному тиску.

Вихідна суміш і флегма вводяться в апарат при температурі кипіння.

Розрахунок проводиться в такій послідовності

#### 3.2.1 Визначення продуктивності по дистилляту і кубовому залишку

Продуктивність колони по дистилляту визначаємо за формулою (2.3):

$$G_P = G_F \cdot \frac{X_F - X_W}{X_P - X_W} = 0,9722 \cdot \frac{0,3 - 0,02}{0,91 - 0,03} = 0,4462 \text{ кг/с.}$$

Продуктивність колони по кубовому залишку визначаємо з рівняння

(2.1):

$$G_F = G_p + G_w = 0,4462 + 0,9722 = 1,4184$$

$$G_w = G_F - G_p = 1,4184 - 0,4462 = 0,9722 \text{ кг/с.}$$

Превірка:

$$1,4187 \cdot 0,3 = 0,4462 \cdot 0,91 + 0,9722 \cdot 0,02$$

$$0,4255 = 0,4060 + 0,019$$

$$0,4255 = 0,4255.$$

### 3.2.2 Визначення мінімального і дійсного числа

Перераховуємо масові концентрації в молярний за формулою

$$X = \frac{\frac{a}{M_A}}{\frac{a}{M_A} + \frac{1-a}{M_B}}, \quad (3.1)$$

де  $X$  – концентрація низькокиплячого компонента А в бінарній суміші, моль частки - зміст низькокиплячого компонента А в бінарній суміші, мас. частки;  $M_A$ ,  $M_B$  - молярна маса компонента А і В (відповідно).

Молярні маси: оцтова кислота - 58 кг / кмоль. вода - 18 кг / кмоль. Тоді концентрація вихідної суміші:

$$X_F = \frac{\frac{X_F}{M_A}}{\frac{X_F}{M_A} + \frac{1-X_F}{M_B}} = \frac{\frac{0,3}{18}}{\frac{0,3}{18} + \frac{1-0,3}{58}} = 0,63$$

дистиляту:

$$X_P = \frac{\frac{X_P}{M_A}}{\frac{X_P}{M_A} + \frac{1-X_P}{M_B}} = \frac{\frac{0,91}{18}}{\frac{0,91}{18} + \frac{1-0,91}{58}} = 0,967$$

кубового залишку:

$$X_w = \frac{\frac{x_w}{M_A}}{\frac{x_w}{M_A} + \frac{1-x_w}{M_B}} = \frac{\frac{0,02}{18}}{\frac{0,02}{18} + \frac{1-0,02}{58}} = 0,064$$

Мінімальне флегмовое число визначаємо графо-аналітичним способом. Для цього на підставі досвідчених даних [7, 8], в координатах у-х будуюмо криву рівноваги для суміші метиловий спирт-вода при атмосферному тиску (рис. 3.1) і криву температур кипіння і конденсації (рис. 3.2).

Дані по рівноваги для інших бінарних сумішей наведені в Додатку А даного методичного посібника.

Таблиця 3.1 - Рівноважні дані для суміші вода- оцтова кислота

Зміст компонента А, мол. %		Температура кипіння, t, °C
у рідині (x)	в парі (y)	
0	0	118,1
5	9,2	115,4
10	16,7	113,8
20	30,3	110,1
30	42,5	107,5
40	53	105,8
50	62,6	104,4
60	71,6	103,3
70	79,5	102,1
80	86,4	101,3
90	93	100,6
100	100	100



На діаграмі у-х з точки 1 ( $x_p = y_p$ ) через точку 2 '(XF, yF \*) проводимо пряму лінію до перетину з віссю у. Відрізок, що відсікається на осі у, позначимо через  $B_{\max} = 0,53$ . За величиною цього відрізка знаходимо мінімальне флегмове число (формула 2.6):

$$R_{\min} = \frac{x_p}{B_{\max}} - 1 = \frac{0,967}{0,31} - 1 = 2,119$$

Дійсне флегмове число, використовуючи рівняння (2.7)

$$R = K_R \cdot R_{\min} = 2,1 \cdot 2,119 = 4,45.$$

На діаграмі у-х наносимо лінії робочих концентрацій (робочі лінії) для оптимального флегмового числа  $R = 5,5686$  (рис. 3.3): для цього на осі у відкладаємо відрізок

$$B = \frac{x_p}{R + 1} = \frac{0,967}{4,45 + 1} = 0,177$$

кінець якого з'єднуємо прямою з точкою 1 ( $x_p = y_p$ ); точку перетину цієї прямої з вертикальною лінією, проведеної з абсциси XF, позначимо точкою 2 (XF, yF) і, нарешті, крапку 2 з'єднуємо з точкою 3 ( $x_W = y_W$ ). Лінії 1-2 і 2-3 є робочими лініями для верхньої і нижньої частин колони, відповідно.

### 3.2.3 Визначення середніх значень параметрів по колоні, фізико-хімічних і термодинамічних констант фаз

Рідка фаза.

Середня мольна концентрація в нижній частині колоні:

$$\underline{X_{cp}^n = \frac{X_W + X_F}{2} = \frac{0,064 + 0,63}{2} = 0,347}$$

Середня мольна концентрація у верхній частині колоні:

$$\underline{X_{cp}^e = \frac{X_F + X_P}{2} = \frac{0,063 + 0,967}{2} = 0,798}$$

Середня мольна концентрація по колоні:

$$\underline{X_{cp} = \frac{X_{cp}^n + X_{cp}^e}{2} = \frac{0,347 + 0,798}{2} = 0,572}$$

Середня масова концентрація по колоні:

$$\underline{\alpha_{cp} = \frac{x_{cp} \cdot M_A}{x_{cp} \cdot M_A + (1 - x_{cp}) \cdot M_B}}$$
$$\underline{\alpha_{cp} = \frac{0,573 \cdot 18}{0,573 \cdot 18 + (1 - 0,573) \cdot 58} = 0,293}$$

Середня температура в нижній частині колоні:

$$\underline{t_{xcp}^n = \frac{t_{XW} + t_{XF}}{2} = \frac{114 + 102}{2} = 108,9 \text{ } ^\circ\text{C.}}$$

Середня температура в верхній частині колоні:

$$\underline{t_{xcp}^e = \frac{t_{XF} + t_{XP}}{2} = \frac{102 + 100}{2} = 101 \text{ } ^\circ\text{C.}}$$

Середня температура по колонці:

$$\underline{t_{Xcp} = \frac{t_{xcp}^n + t_{xcp}^e}{2} = \frac{108,9 + 101}{2} = 101,56 \text{ } ^\circ\text{C.}}$$

Значення  $t_{XW}$ ,  $t_{XF}$ ,  $t_{XP}$  взяті з діаграм  $t - x$ ,  $y$  (рис. 3.2).

### Средняя молярная масса

$$M_{x\text{ ср}} = M_A \cdot X_{\text{ср}} + M_B \cdot (1 - X_{\text{ср}}),$$

$$M_{x\text{ ср}} = 18 \cdot 0,572 + 58 \cdot (1 - 0,572) = 35,129 \text{ кг/кмоль.}$$

Средняя плотность определяется по формуле:

$$\rho_{x\text{ ср}} = \frac{\rho_A \cdot \rho_B}{\rho_B \cdot \alpha_{\text{ср}} + \rho_A (1 - \alpha_{\text{ср}})} \quad (3.2)$$

$$(3.3)$$

де  $\rho_A$  і  $\rho_B$  - щільність компонент А і В при температурі  $t_{x\text{ ср}}$ .  $\rho_A = 954,4375 \text{ кг/м}^3$  при  $t_{x\text{ ср}} = 104,75 \text{ }^\circ\text{C}$  [1, с. 512]; Приложение Б.  $\rho_B = 949,45 \text{ кг/м}^3$ .

$$\rho_{x\text{ ср}} = \frac{954,4375 \cdot 949,45}{949,45 \cdot 0,293 + 954,4375(1 - 0,293)} = 950,9059 \text{ кг/м}^3.$$

Среднюю вязкость рассчитываем по уравнению:

$$\lg \mu_{x\text{ ср}} = X_{\text{ср}} \cdot \lg \mu_A + (1 - X_{\text{ср}}) \cdot \lg \mu_B,$$

де  $\mu_A$  и  $\mu_B$  - динамичні коефіцієнти в'язкості компонентів А і В, Па·с.  $\mu_A = 0,2716 \text{ мПа} \cdot \text{с}$  при  $t_{\text{ср}} = 104,75 \text{ }^\circ\text{C}$  [1, с. 516]; Додаток Б.

$$\mu_B = 0,2626 \text{ мПа} \cdot \text{с.}$$

$$\lg \mu_{x\text{ ср}} = 0,572 \cdot (-0,572) + (1 - 0,5807) \cdot (-0,5807) = -0,0752$$

$$\mu_{x\text{ ср}} = 0,8410 \text{ мПа} \cdot \text{с} = 0,841 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с.}$$

Среднее поверхностное натяжение определяем по уравнению

$$\sigma_{x\text{ ср}} = \sigma_A \cdot X_{\text{ср}} + \sigma_B \cdot (1 - X_{\text{ср}}),$$

де  $\sigma_A$  и  $\sigma_B$  – поверхневий натягу компонентів А и В, н/м.

$$\sigma_A = 57,95 \text{ н/м} \text{ при } t_{x\text{ ср}} = 104,75 \text{ }^\circ\text{C} \text{ [1, с. 526]; Додаток Б.}$$

$$\sigma_B = 19,3725 \text{ н/м.}$$

$$\sigma_{x\text{ ср}} = 57,95 \cdot 0,572 + 19,3725 (1 - 0,572) = 41,4388 \cdot 10^{-3}$$

$$\text{н/м.}$$

Коефіцієнт дифузії при середній температурі визначаємо [1]:

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

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

$b = \frac{0,2\sqrt{\mu}}{\sqrt[3]{\rho}}$ , тут  $\mu$  [МПа · с] и  $\rho$  [кг/м<sup>3</sup>] – в'язкість і щільність розчинника (води) при  $t = 20$  °С;  $t = t_{x, \text{cp}}$ . Коефіцієнт дифузії при 20 °С розраховуємо по емпіричному

рівнянню [1]:

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

де  $V_A$  і  $V_B$  – молярний обсяги компонентів А і В,  $\text{см}^3 / \text{моль}$ ;

А, В – коефіцієнти, що залежать від властивостей компонентів,  $A = 1$ ;  $B =$

1 [1, с. 269]; Додаток Б, таблиця Б.4

$$\underline{b = \frac{0,2\sqrt{\mu}}{\sqrt[3]{\rho}} = \frac{0,2\sqrt{1,22}}{\sqrt[3]{1048}} = 0,0216}$$

Молярний обсяги компонентів [1, с. 288]; Додаток Б, таблиця Б.5:

$$\underline{V_A = 14,8 \text{ см}^3/\text{моль};}$$

$$\underline{V_B = 68,4 \text{ см}^3/\text{моль}.}$$

$$\underline{D_{x(20)} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 1 \cdot \sqrt{1,22} (14,8^{1/3} + 68,4^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{18} + \frac{1}{58}} = 5,67 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.}$$

$$\underline{D_{x(t)} = 5,67 \cdot 10^{-9} [1 + 0,0216 (104,75 - 20)] = 16,049 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.}$$

Парова фаза.

Середня мольна концентрація в нижній частині колони:

$$\underline{y_{cp}^n = \frac{y_W + y_F}{2} = \frac{0,64 + 0,68}{2} = 0,372}$$

Середня мольна концентрація у верхній частині колони:

$$\underline{y_{cp}^g = \frac{y_F + y_P}{2} = \frac{0,68 + 0,96}{2} = 0,82}$$

Середня мольна концентрація по колоні:

$$\underline{y_{cp} = \frac{y_{cp}^h + y_{cp}^g}{2} = \frac{0,372 + 0,82}{2} = 0,59}$$

Середня температура в нижній частині колони:

$$\underline{t_{ycp}^h = 108,51 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Середня температура у верхній частині колони:

$$\underline{t_{ycp}^g = 101,78 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Температури, знайдені з діаграми t - x, y (рис. 3.2).

Середня температура по колоні:

$$\underline{t_{ycp} = \frac{t_{ycp}^h + t_{ycp}^g}{2} = \frac{108,51 + 101,78}{2} = 105,14 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Средня мольная масса

$$\underline{M_{ycp} = M_A \cdot y_{cp} + M_B \cdot (1 - y_{cp}) = 18 \cdot 0,59 + 58 \cdot (1 - 0,59) = 34,4 \text{ кг/кмоль}}$$

Средня густина:

$$\underline{\rho_{ycp} = \frac{M_{ycp}}{22,4} \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T}}$$

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

$$\underline{\rho_{ycp} = \frac{34,4}{22,4} \cdot \frac{1}{1,013} \cdot \frac{273}{378,14} = 1,094 \text{ кг/м}^3}$$

### Средня в'язкість [1]:

$$\underline{\mu_{y\text{cp}} = \frac{y_{\text{cp}} \cdot M_A}{\mu_{yA}} + \frac{(1 - y_{\text{cp}}) \cdot M_B}{\mu_{yB}}}$$

де  $\mu_{yA}$  и  $\mu_{yB}$  – динамічний коефіцієнт в'язкості парів компонента А і В.

$$\underline{\mu_{yA} = 1,37 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с при } t_{y\text{cp}} = 101 \text{ }^\circ\text{C [9, с. 8, 9]; Додаток Б.}}$$

$$\underline{\mu_{yB} = 1,15 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с.}}$$

$$\underline{\frac{34,4}{\mu_{y\text{cp}}} = \frac{0,59 \cdot 18}{1,37 \cdot 10^{-5}} + \frac{(1 - 0,59) \cdot 58}{1,15 \cdot 10^{-5}}}$$

$$\underline{\mu_{y\text{cp}} = 1,2156 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с.}}$$

Коефіцієнт дифузії для парової фази визначаємо за рівнянням [1]:

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

де P – тиск кгс/см<sup>2</sup> (тиск у колоні атмосферний);

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

$$\underline{D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot 378,14^{3/2}}{1 \cdot (14,8^{1/3} + 68,4^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{18} + \frac{1}{58}} = 12,45 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с.}}$$

### **3.2.4 Визначення діаметра колони**

Діаметр колони визначаємо за рівнянням (2.8). Витрата, що проходить по колоні пара, може бути визначений:

$$V_y = \frac{G_y}{\rho_{y\text{cp}}} = \frac{935,75(4,8579+1)}{1,0623} = 5160 \text{ м}^3/\text{год} = 1,43 \text{ м}^3/\text{с}$$

Швидкість пари в колоні визначаємо за рівнянням (2.9). Попередньо приймаємо відстань між тарілками  $h = 300$  мм. Використовуємо раніше знайдені  $\rho_{x\text{cp}} = 950,750$  кг / м<sup>3</sup> і  $\rho_{y\text{cp}} = 0,9596$  кг / м<sup>3</sup>. Для сітчатие тарілок за графіком (рис. 2.2) знаходимо  $C = 0,032$ .

Тоді швидкість пара в колоні:

$$W = 1.265 \text{ м/с} .$$

Тоді діаметр колони

$$D = \sqrt{\frac{Vy}{0.785 \times 1.2}} = \sqrt{\frac{1.43}{0.942}} = 1.232 \text{ м}.$$

Приймаємо стандартне значення діаметра колони  $D = 1,2$  м (див. Додаток В) і уточнюємо швидкість пара в колоні:

$$W = \frac{Vy}{0.785 \times D^2} = \frac{1.43}{1.13} = 1.265 \text{ м/с}.$$

### 3.2.5 Визначення гідравлічного опору колони з сітчатими тарілками

Гідравлічний опір колони ректифікації визначаємо за рівнянням (2.20):

$$\Delta P_{\kappa} = n \cdot \Delta P_{\tau}.$$

Для Сітчатої тарілки приймаємо: діаметр отворів  $d_o = 20$  мм, висота переливу  $h_{пер} = 0,03$  мм, вільне перетин тарілки  $F_o = 0,08$  (8%).

Гідравлічний опір Сітчатие тарілки визначимо за рівнянням (2.22).

$$\Delta P_{\sigma x} = \zeta \frac{W_o^2 \cdot \rho_{ycp}}{2} = 1,82 \frac{16,8578^2 \cdot 1,094}{2} = 282,9179 \text{ Па}.$$

Швидкість пара в отворах:

$$W_o = W / F_o = 1,34 / 0,08 = 16,8578 \text{ м/с}.$$

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{1,3d_o + 0,08d_o^2} = \frac{4 \cdot 41,4388 \cdot 10^{-3}}{1,3 \cdot 0,02 + 0,08 \cdot 0,02^2} = 6,3673 \text{ Па}.$$

Для визначення статичного тиску рідини на тарілці визначаємо

витрата рідкої фази в нижній частині колони:

$$L = G_p \cdot R + G_F = 1,4997 \cdot 4,45 + 3,999 = 10,67 \text{ т/ч}$$

або в об'ємному вираженні 11,22 м<sup>3</sup>/ч.

Для колони D = 1,4 м довжина зливного борту l<sub>сл</sub> = Π = 1,57 м (див.

$$\text{Додаток В), тоді інтенсивність потоку } \frac{L}{l_{сл}} = \frac{14,77}{1,57} = 9,40 \frac{\text{м}^3}{\text{ч} \cdot \text{м}}$$

$$\text{Так як } \frac{L}{l_{сл}} = 9,40 > 5 \frac{\text{м}^3}{\text{ч} \cdot \text{м}}, \text{ то } m = 10000.$$

Тоді по рівнянню (2.25):

$$\begin{aligned} \Delta P_{cm} &= 1,3 \left[ K \cdot h_{неp} + \sqrt[3]{K \left( \frac{L}{m \cdot l_{сл}} \right)^2} \right] \cdot \rho_{xcp} \cdot g = \\ &= 1,3 \left[ 0,5 \cdot 0,03 + \sqrt[3]{0,5 \left( \frac{11,22}{10000 \cdot 0,960} \right)^2} \right] \cdot 950,905 \cdot 9,81 = 296,817 \text{ Па.} \end{aligned}$$

### 3.2.6 Визначення діаметра штуцерів

Діаметр штуцера визначаємо за рівнянням (2.36).

Штуцер подачі флегми:

$$d = \sqrt{\frac{V_{\phi}}{0,785 \cdot W_{\phi}}},$$

$$V_{\phi} = \frac{Gr}{\rho_A} = \frac{Gd \cdot R}{\rho_A} = \frac{937 \times 4,8579}{3600 \times 739,25} = 1,7 \times 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Так як швидкості потоку приймаємо орієнтовно, то можна прийняти щільність флегми, як щільність метилового спирту: ρ<sub>A</sub> = 739,25 кг / м<sup>3</sup> при t = 65 ° C.



Приймаємо  $W_{\phi} = 0,5$  м/с, тоді

$$d = \sqrt{\frac{2,5 \cdot 10^{-3}}{0,785 \cdot 0,5}} = 0,0799 \text{ м.}$$

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцера  $\text{Ø}70 \times 3$  мм, [6, с. 17].

Штуцер подачі вихідної суміші:

$$d = \sqrt{\frac{V_F}{0,785 \cdot W_F}},$$

$$V_F = \frac{G_F}{\rho_F}; \quad \rho_F = \frac{\rho_A \cdot \rho_B}{\rho_B \cdot \alpha_F + (1 - \alpha_F) \cdot \rho_A},$$

при  $t_{XF} = 102,93$  °С

$$\rho_F = \frac{954,4375 \cdot 949,45}{949,45 \cdot 0,35 + (1 - 0,35) \cdot 954,4375} = 951,189 \text{ кг/м}^3,$$

$$V_F = \frac{1,111}{951,189} = 1,16 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с.}$$

Приймаємо  $W_F = 0,8$  м/с, тоді

$$d = \sqrt{\frac{1,16 \cdot 10^{-3}}{0,785 \cdot 0,8}} = 0,043 \text{ м.}$$

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцера  $\text{Ø}32 \times 3,5$  мм, [6, с. 17].

Штуцер виходу кубового залишку:

$$d = \sqrt{\frac{V_W}{0,785 \cdot W_W}},$$

$$V_W = \frac{G_W}{\rho_W} = \frac{0,6444}{958,84} = 7,242 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с.}$$

$\rho_W = 958,84$  кг/м<sup>3</sup> – щільність води при 98,8 °С.

Приймаємо  $W_W = 0,3$  м/с, тоді

$$d = \sqrt{\frac{7,242 \cdot 10^{-4}}{0,785 \cdot 0,3}} = 0,05 \text{ м.}$$

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцера Ø108x6 мм, [6, с. 17].

Штуцер виходу кубової рідини (подається на кип'ятильник):

$$d = \sqrt{\frac{V_{\text{к.ж}}}{0,785 \cdot W_{\text{к.ж}}}},$$

$$V_{\text{к.ж}} = \frac{G_F + G_\phi - G_W}{\rho_B} = \frac{1,111 + 0,4166 - 0,644}{949,45} = 8,77 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с.}$$

Приймаємо  $W_{\text{к.ж}} = 0,3 \text{ м/с}$ , тоді

$$d = \sqrt{\frac{8,77 \cdot 10^{-4}}{0,785 \cdot 0,3}} = 0,06 \text{ м.}$$

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцера Ø56x3.5 мм, [6,с.16].

Штуцер виходу пари з колони:

$$d = \sqrt{\frac{V_y}{0,785 \cdot W_y}},$$

$$V_y = 1,966 \text{ м}^3/\text{с} \text{ (см. розділ 3.4).}$$

Приймаємо  $W_y = 15 \text{ м/с}$ , тоді

$$d = \sqrt{\frac{1,966}{0,785 \cdot 15}} = 0,409 \text{ м.}$$

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцера Ø426x15 мм, [6, с. 17].

Гідравлічний опір однієї тарілки:

$$\Delta P_T = \Delta P_{\text{сyx}} + \Delta P_\sigma + \Delta P_{\text{ст}} = 142,6579 + 6,3673 + 256,817 = 405,82 \text{ Па.}$$

Гідравлічний опір колони:

$$\Delta P_k = n \cdot \Delta P_T = 25 \cdot 405,82 = 10145,055 \text{ Па.}$$

Раніше прийняте відстань між тарілками  $h = 0,5$  м перевіряємо по співвідношенню (2.26):

$$h > 1,8 \cdot \Delta P_T / \rho_{\text{х ср}} \cdot g,$$

$$1,8 \cdot \frac{586,102}{950,905 \cdot 9,81} = 0,113 \text{ м,}$$

$0,5 > 0,113$ , умова дотримується

### 3.2.7 Теплові розрахунки

Рівняння теплового балансу для підігрівача:

$$Q = 1,05 \cdot G_F \cdot C_F' \cdot (t_{\text{XF}} - t_{\text{нач}}) = G_{\text{г.п}} \cdot r,$$

тут теплові втрати прийняті в розмірі 5% від корисно витрачається теплоти;

$t_{\text{XF}}$  – температура кипіння вихідної суміші;

$t_{\text{нач}}$  – початкова температура (задана).

Питома теплоємність вихідної суміші

$$C_F' = a_F \cdot C_A + (1 - a_F) \cdot C_B,$$

де  $C_A$ ,  $C_B$  – питомі теплоємності метилового спирту і води при середній

температурі  $t_{X_F}^{cp} = \frac{t_{X_F} + t_{нач}}{2} = \frac{102 + 17}{2} = 68,965 \text{ } ^\circ\text{C};$

$$C_A = 1 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}; C_B = 0,537 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}, [1, \text{ с. } 562]; \text{ таблиця Б.7 Додатки.}$$

$$C_F' = 0,35 \cdot 1 + (1 - 0,35) \cdot 0,537 = 0,699 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}} = 2930,26 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$Q = 1,05 \cdot G_F \cdot C_F' \cdot (t_{\text{XF}} - t_{\text{нач}}) =$$

$$1,05 \cdot 2500 \cdot 2930,26 \cdot (106,2 - 17) = 686143,79 \text{ Вт.}$$

Витрата гріючого пара:

$$G_{\text{г.п}} = \frac{Q}{r} = \frac{293734,07}{2117 \cdot 10^3} = 0,138 \text{ кг/с,}$$

$$r = \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \quad P = 6,5 \text{ кгс/см}^2 \text{ [1, с. 550]; таблиця Б.9 Додаток.}$$

Средня різниця температур

	151	151,1
	17	102,93

Температура пари, що гріє  $t_{г.п.} = 147^\circ\text{C}$  [1, с. 550]; таблиця Б.9 Додаток.

Велика різниця температур:

$$\Delta t_{\delta} = 151,1 - 17 = 134,1 \text{ }^\circ\text{C};$$

менша різниця температур:

$$\Delta t_{\text{м}} = 151,1 - 102,93 = 48,17 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Так як  $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}} = \frac{134,1}{48,17} = 2,78 > 2$ , тоді середню різницю температур визначаємо за рівнянням (2.38):

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}}} = \frac{85,93}{\ln 2,78} = 93,93 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Коефіцієнт теплопередачі приймаємо орієнтовно рівним  $250 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$  [6, с. 47].

Поверхня теплообміну підігрівача вихідної суміші

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{293734,07}{250 \cdot 83,83} = 14,01 \text{ м}^2.$$

Приймаємо одноходовою кожухотрубчасті теплообмінник з наступними характеристиками [6, с. 51]:

- Діаметр кожуха 400 мм;
- труба 25x2 мм;
- кількість труб в теплообміннику 181 шт;
- довжина труб 3 м;
- поверхня теплообміну  $14 \text{ м}^2$

### **3.3 Аналіз впливу конструктивних особливостей контактних пристроїв на розміри колонного апарата**

Коли обираються конструкція колони та тип контактних пристроїв, перевагу потрібно передавати тим апаратам, які відносно прості за своєю конструкцією та забезпечують високу ефективність при різних робочих навантаженнях, низький гідравлічний опір апарата та можливість роботи на забруднених середовищах, невелику трудомісткість при виготовленні та монтажі і ремонті.

Різноманіття конструкцій масо обмінних колонних апаратів пояснюється різними технологічними процесами. Ще у конструкціях масо обмінних апаратів відбиваються специфічні особливості проведених у них процесах. Тому основні типи та пристрої колон ректифікації знайшли велике застосування в галузях промисловості хімії і газу переробки та нафтопереробки.

Більш широке поширення в промисловості набули барботажні масообмінні ректифікаційні колони тарілчастого типу з тарілками переливного типу і із ступенем контактом фаз. Зазвичай масообмінний апарат це циліндрична колона, по висоті котрої на відстані встановлені масообмінні контактні пристрої. Найчастіше використовують тарілки такі як : сітчасті, ковпачкові, клапанні, жалюзійно- клапанні, струминні та ґратчасті.

Конструктивно сітчасті тарілки є найпростішими і виглядають як диски або їх окремі частини – секції, які виготовляються із тонколистою металу товщиною 1-3 мм і отворами. Отвори які знаходяться в тарілках можуть бути круглими, просіяними або просічновитягнутими шириною 2-4 мм і довжиною 10-25 мм. Круглі отвори зазвичай розставлені в шаховому порядку. Робоча площа тарілки становить близько 80% загальної площі поперечного перерізу колони. Перетин тарілки це сумарна площа отворів на тарілці і складає 8-12% площі всієї тарілки, тому робоча швидкість газу в отворах тарілки в 8-12 раз вища швидкості газу у вільному перетині масообмінної колони.

Газ котрий надходить під тарілку з об'ємною витратою і барботує через

шар світлої рідини на тарілці, у результаті створює гідродинамічний режим барботажу, що характеризує інтенсивність між фазною взаємодією.

Основними робочими режимами барботажу є струминний і пінний, за яких на тарілці утворюється шар високо газованої піни, в якому в основному і відбувається інтенсивний масообмін і перенесення речовини з газової фази в рідку. Інтенсивність переносу залежить від швидкості газу в отворах тарілки, від діаметра пухирців, висоти шару рідини і властивостей взаємодіючих фаз.

В дипломній роботі було розраховано ректифікаційну колону із сітчастими тарілками діаметром отворів на тарілці 20 мм. За розрахунками колони ректифікації отримано діаметр колони 1,4 м, висота колони складає  $H = 9800$  мм.

Порівняно з розрахунками інших робіт отримуємо графік, на якому показано апарат який доцільно буде прийняти у виробництво на підприємство.

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

1) Сітчаста колона ректифікації з отворами на тарілці  $d_0=5$  мм:

$$D_{роз} = \sqrt{V_y / (0,785 \cdot w)} = \sqrt{2,075 / (0,785 \cdot 1)} = 1,625 \text{ м}$$

$$N_D = NT / \eta = 13 / 0,87 = 15 \text{ шт}$$

$$H = (N_D - 1) \cdot 0,5 = (15 - 1) \cdot 0,5 = 7 \text{ м}$$

$$S=(\pi \cdot D_{\text{роз}}^2)/4=(3,14 \cdot 1,625^2)/4= 2,072 \text{ м}^2$$

$$V=H \cdot S=7 \cdot 2,072= 14,504 \text{ м}^3$$

2) Сітчаста колона ректифікації з отворами на тарілці  $d_0=8$  мм:

$$D_{\text{роз}}=\sqrt{V_y / (0,785 \cdot w)}=\sqrt{2,075 / (0,785 \cdot 1,2)}= 1,484 \text{ м}$$

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

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

$$S=(\pi \cdot D_{\text{роз}}^2)/4=(3,14 \cdot 1,484^2)/4= 1,728 \text{ м}^2$$

$$V=H \cdot S=7,427 \cdot 1,728= 12,833 \text{ м}^3$$

3) Сітчаста колона ректифікації з отворами на тарілці  $d_0=12$  мм:

$$D_{\text{роз}} = \sqrt{V_y / (0,785 \cdot w)} = \sqrt{2,075 / (0,785 \cdot 1,4)} = 1,374 \text{ м}$$

$$N_{\text{Д}} = NT / \eta = 130,75 = 18 \text{ шт}$$

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

$$S = (\pi \cdot D_{\text{роз}}^2) / 4 = (3,14 \cdot 1,374^2) / 4 = 1,481 \text{ м}^2$$

$$V = H \cdot S = 8,5 \cdot 1,481 = 12,588 \text{ м}^3$$

4) Сітчаста колона ректифікації з отворами на тарілці  $d_0 = 20$  мм:

$$D_{\text{роз}} = \sqrt{V_y / (0,785 \cdot w)} = \sqrt{2,075 / (0,785 \cdot 1,6)} = 1,285 \text{ м}$$

$$N_{\text{Д}} = NT / \eta = 13 / 0,5 = 26 \text{ шт}$$



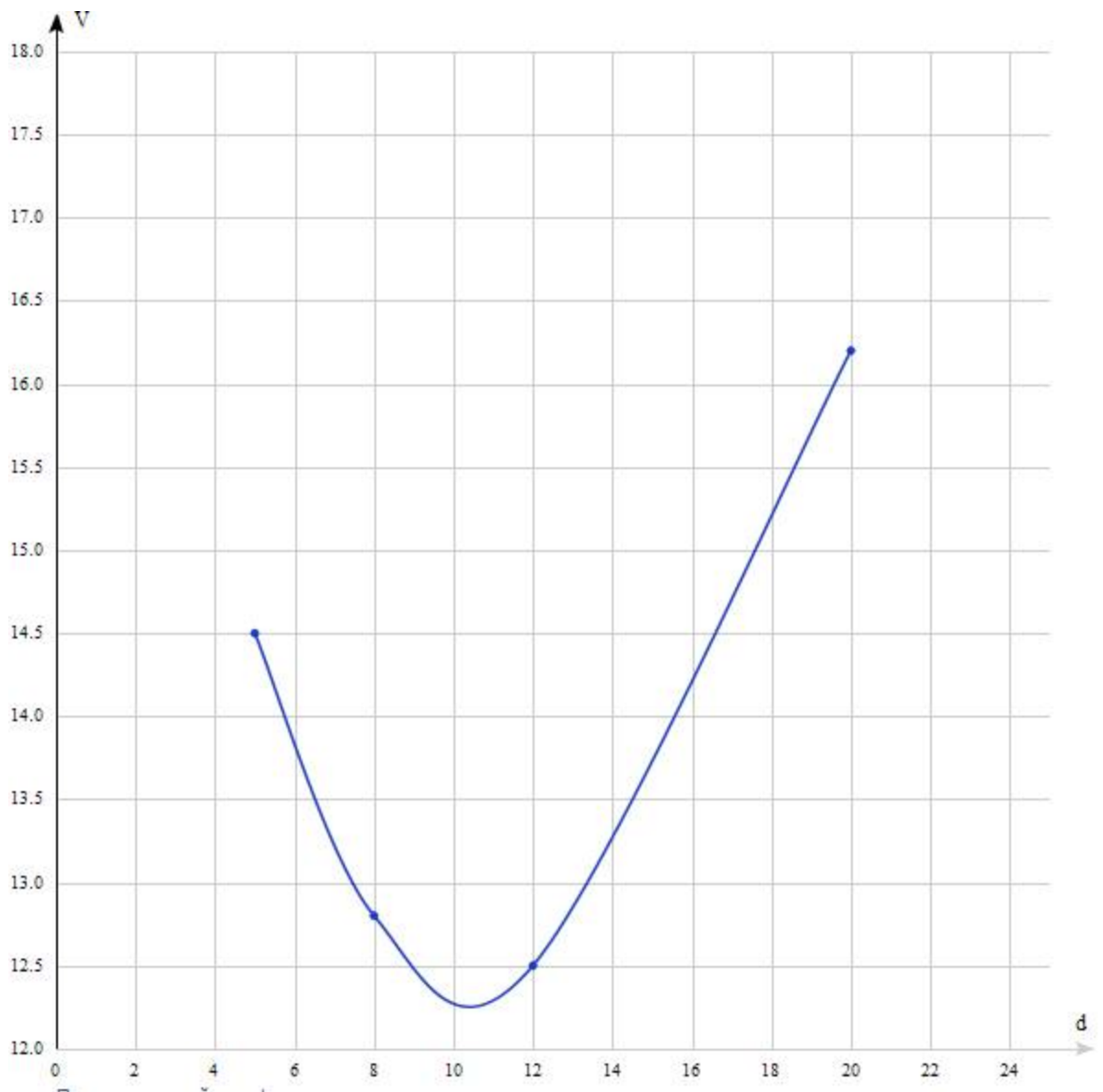
$$H=(N_{\text{д}}-1)\cdot 0,5=(26-1)\cdot 0,5=12,5 \text{ м}$$

$$S=(\pi\cdot D_{\text{роз}}^2)/4=(3,14\cdot 1,285^2)/4= 1,296 \text{ м}^2$$

$$V=H\cdot S=12,5\cdot 1,296=16,2 \text{ м}^3$$

Побудуємо графік та визначимо оптимальний варіант:

d0, мм	5	8	12	20
V, м <sup>3</sup>	14,504	12,833	12,588	16,2



Доцільно використовувати колону ректифікації з діаметром отворів на сітчастій тарілці  $d_0=12$  мм. Тому що в цьому варіанті найменший робочий об'єм а отже і менша металоємність. З усіх чотирьох варіантів цей найбільш оптимальній.

### 3.4 Розрахунок на міцність холодильника

Вихідні дані:

Внутрішній діаметр кожуха , мм . . . . .	325
Довжина теплообмінних труб , мм . . . . .	2000
Зовнішній діаметр теплообмінної труби , мм . . . . .	20
Товщина стінки труби , мм . . . . .	2
Число ходів по трубам . . . . .	1
Розрахунковий тиск у трубному просторі , МПа . . . . .	0,02989
Розрахунковий тиск у міжтрубному просторі , МПа . . . . .	0,029
Розрахункова температура труб , °С . . . . .	134,1
Розрахункова температура кожуха , °С . . . . .	48,17
Матеріал кожуха . . . . .	12X18H10T
Матеріал розподільної камери, кришки, трубної решітки та теплообмінних труб . . . . .	12X18H10T

### 3.4.1 Розрахункова температура

Визначаємо розрахункову температуру розподільної камери

$$T_{\text{кам}} = 2 * t_{\text{T}} - t_{\text{к}}$$

$$T_{\text{кам}} = 2 * 134,1 - 48,17 = 85,93 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Визначаємо розрахункову температуру ізолюваних фланців

$$t_{\text{ф}} = t,$$

де  $t$  – розрахункова температура апарата,  $^\circ\text{C}$ .

Розрахункову температуру ізолюваних фланців і фланців штуцерів розподільної камери теплообмінника приймаємо рівною температури розподільної камери, тобто  $t_{\text{ф}} = t_{\text{к}} = 85,93 \text{ } ^\circ\text{C}$

Розрахункову температуру ізолюваних фланців штуцерів кожуха приймаємо рівною температурі середовища міжтрубного простору тобто

$$t_{\text{ф}} = t_{\text{к}} = 85,93 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Розрахункова температура болтів для ізолюваних фланцевих з'єднань

$$t_{\text{б}} = 0,97 * t$$

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

$$t_{\text{б}} = 0,97 * 85,93 = 83,35 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Розрахункова температура болтів фланцевих з'єднань штуцерів міжтрубного простору

$$t_{\text{б}} = 0,97 * 48,17 = 46,72 \text{ } ^\circ\text{C}$$

### 3.4.2 Допустимі напружини

Таблиця 1 – Допустимі напружини матеріалів деталей теплообмінника

Елементи апарата	Матеріал	Допустимі напружини, МПа		Відношення допустимих напружин $[\sigma]_{20}/[\sigma]$
		при температурі 20°C $[\sigma]_{20}$	при розрахунковій температурі $[\sigma]$	
Кожух	12X18H10T	184	174	1,057
Трубна решітка	12X18H10T	184	169,2	1,087
Труби	12X18H10T	184	169,2	1,087
Фланці апаратні	12X18H10T	184	169,2	1,087
Фланці штуцерів трубного простору	12X18H10T	184	163,2	1,127
Фланці штуцерів міжтрубного простору	Сталь 20	147	137,5	1,069
Болти та гайки кріплення апаратних фланців та штуцерів трубного простору	12X18H10T	184	164	1,122
Болти фланцевих з'єднань штуцерів міжтрубного простору	Сталь 35	130	125,99	1,032
Гайки фланцевих з'єднань штуцерів міжтрубного простору	Сталь 20	147	142,19	1,034

Визначаємо пробний тиск, при якому проводиться випробування апарата

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

Для трубного простору

$$P_{\text{пр тр}} = 1,25 \cdot 0,44 \cdot 1,087 = 0,59785 \text{ МПа.}$$

Гідростатичний тиск при випробуванні трубного простору теплообмінника складає

$$P_{\text{г тр}} = \rho_{\text{в}} \cdot g \cdot H_{\text{с}} \cdot 10^{-6},$$

де  $H_{\text{с}}$  – висота стовпа води у трубному просторі (відстань між фланцями штуцерів у розподільній камері).

$$P_{\text{г тр}} = 1000 \cdot 9,81 \cdot 1,45 \cdot 10^{-6} = 0,014 \text{ МПа.}$$

Гідростатичний тиск при випробуванні трубного простору

$$P_{\text{г тр}} = 0,014 < 0,05 \cdot P_{\text{пр тр}} = 0,05 \cdot 0,59785 = 0,2989 \text{ МПа}$$

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

$$P_{\text{і т}} = P_{\text{пр тр}} = 0,59785 \text{ МПа.}$$

Умова

$$P_{\text{і т}} = 0,59785 \text{ МПа} \leq 1,35 \cdot P_{\text{м}} \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]} = 1,35 \cdot 0,44 \cdot 1,087 = 0,645678 \text{ МПа}$$

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

Для міжтрубного простору

$$P_{\text{пр к}} = 1,25 \cdot 0,44 \cdot 1,057 = 0,58135 \text{ МПа.}$$

Гідростатичний тиск при випробування міжтрубного простору

$$P_{\text{г к}} = \rho_{\text{в}} \cdot g \cdot H_{\text{к}} \cdot 10^{-6};$$

$$P_{\text{г к}} = 1000 \cdot 9,81 \cdot 1,57 \cdot 10^{-6} = 0,015 \text{ МПа.}$$

Гідростатичний тиск при випробуванні міжтрубного простору

$$P_{\text{г к}} = 0,015 < 0,05 \cdot P_{\text{пр тр}} = 0,05 \cdot 0,59785 = 0,029 \text{ МПа}$$

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

$$P_{iк} = P_{прк} = 0,581 \text{ МПа.}$$

Умова

$$P_{iк} = 1,321 \text{ МПа} \leq 1,35 \cdot P_m \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]} = 1,35 \cdot 1 \cdot 1,057 = 1,427 \text{ МПа}$$

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

### 3.4.3 Коефіцієнти міцності зварних швів

Для першої групи апаратів приймаємо коефіцієнт міцності зварних швів  $\varphi = 1$ .

### 3.4.4 Добавки до розрахункових величин

Визначаємо суму добавок до розрахункових величин

$$C = C_1 + C_2,$$

де  $C_1$  – добавка для компенсації корозії та ерозії, мм.

$C_2$  – добавка для компенсації мінусового допуску, мм.

Розраховуємо добавку для компенсації корозії та ерозії

$$C_1 = П \cdot \tau + C_3,$$

де  $П$  – швидкість проникнення корозії, мм/рік;

$\tau$  – розрахунковий строк служби теплообмінника, років;

$C_3$  – добавка для компенсації ерозії, мм.

Добавку 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 між трубного простору приймаємо  $П_k = 0,05$  мм/рік, а трубного  $П_t = 0$  мм/рік.

Добавка для компенсації корозії та ерозії складає:

- для труб з боку трубного та між трубного просторів

$$C_{1т} = 0 \text{ мм;}$$

- для кожуха

$$C_{1к} = P_k \cdot \tau = 0,05 \cdot 10 = 0,5 \text{ мм.}$$

Приймаємо добавку до компенсації мінусового допуску для труб

$$C_{2т} = 0,5 \text{ мм, для кожуха } C_2 = 0,6 \text{ мм.}$$

### 3.4.5 Розрахунок кожуха теплообмінника

Розрахунок товщини стінки циліндричної обичайки кожуха теплообмінника

Визначаємо розрахункову товщину стінки кожуха від дії внутрішнього тиску

$$S_{рк} = \frac{P_k \cdot D}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi_p - P_k'}$$
$$S_{рк} = \frac{0,44 \cdot 800}{2 \cdot 174 \cdot 1 - 0,44} = 1,012 \text{ мм.}$$

Визначаємо виконавчу товщину стінки кожуха

$$S \geq S_p + C;$$

Відповідно галузевому стандарту приймаємо виконавчу товщину стінки кожуха рівною  $S_k = 6$  мм. Добавка для компенсації мінусового допуску для сталевих листа товщиною 6 мм складає  $C_2 = 0,6$  мм. Добавку

$$C_2 = 0,6 > 0,05 \cdot S = 0,3 \text{ мм}$$

враховуємо, так як вона перевищує 5% від номінальної товщини листа.

Сума добавок до розрахункової товщини стінки кожуха складає

$$C_k = C_{1к} + C_{2к};$$

$$C_k = 0,5 + 0,6 = 1,1 \text{ мм.}$$

Визначаємо виконавчу товщину стінки кожуха

$$S_k = 1,012 + 1,1 = 2,112 \text{ мм.}$$

Остаточну приймаємо виконавчу товщину стінки кожуха рівною  $S_k = 6$  мм.



Визначаємо допустимий внутрішній надлишковий тиск в кожусі

$$[P] = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi_p \cdot (S - C)}{D + (S - C)};$$
$$[P] = \frac{2 \cdot 174 \cdot 1 \cdot (6 - 1,1)}{800 + (6 - 1,1)} = 2,11 \text{ МПа.}$$

Умова міцності

$$P_k = 1,0 \leq [P]_k = 2,11 \text{ МПа}$$

виконується.

Умова застосування розрахункових формул

$$\frac{S - C}{D} = \frac{6 - 1,1}{800} = 0,0049 \leq 0,061$$

виконується .

### 3.4.6 Розрахунок лінзового компенсатора

Умови застосування розрахункових формул

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

$$\frac{S_l}{d_n} = \frac{4}{408} = 0,01 < 0,035;$$

$$1,08 < \frac{D_l}{d_n} = \frac{658}{408} = 1,61 < 3,00;$$

$$\frac{2r}{D_l - d_n} = \frac{2 \cdot 22}{658 - 408} = 0,17 < 0,4.$$

виконуються.

### 3.4.7 Визначення допоміжних величин

Розрахунковий діаметр западини хвилі компенсатора розраховуємо за формулою

$$d_l = d_n - S_l = 408 - 4 = 404 \text{ мм.}$$

Розрахунковий діаметр гребеня хвилі компенсатора визначаємо за формулою

$$d_2 = D_n - S_n = 658 - 4 = 654 \text{ мм.}$$

Середній радіус тороїдального переходу хвилі компенсатора розраховуємо за формулою

$$r_s = 0,5(2r + S_n) = 0,5(2 \cdot 22 + 4) = 24 \text{ мм.}$$

Допоміжну величину впливу переходу розраховуємо за формулою

$$\rho_n = 2 - 100 \cdot \frac{r_s}{d_1 + d_2} = 2 - 100 \cdot \frac{24}{404 + 654} = 0,54 \text{ мм.}$$

Розрахункову ширину пластинчастої зони хвилі компенсатора визначаємо за формулою

$$b_n = 0,5(d_2 - d_1 + \rho_n \cdot r_s) = 0,5 \cdot (654 - 404 + 0,54 \cdot 24) = 131,48 \text{ мм.}$$

Радіус закруглення пластинчастої зони хвилі компенсатора розраховуємо за формулою

$$R_o = 0,25(d_2 + d_1 - 2b_n) = 0,25 \cdot (654 + 404 - 2 \cdot 131,84) = 198 \text{ мм.}$$

Середній діаметр хвилі компенсатора визначаємо за формулою

$$d_{cp} = 0,5(d_2 + d_1) = 0,5 \cdot (654 + 404) = 529 \text{ мм.}$$

Характеристики хвилі обчислюємо за формулами :

$$\xi = \frac{d_2}{d_1} - 1 = \frac{654}{404} - 1 = 0,61 ;$$

$$\eta = \frac{d_2 - d_1}{2r_s} - 2 = \frac{654 - 404}{2 \cdot 24} - 2 = 3,208 ;$$

$$\alpha = S_n / d_1 = 4 / 404 = 0,09 ;$$

$$\lambda = b_n / R_o = 131,84 / 198 = 0,66 ;$$

$$\gamma = 1 + 1,25 \cdot \frac{d_2}{d_1} - \frac{3,2 \cdot r_s}{d_2 - d_1} = 1 + 1,25 \cdot \frac{654}{404} - \frac{3,2 \cdot 24}{654 - 404} = 2,72 .$$

### 3.4.8 Розрахунок компенсатора на міцність

Розрахункову товщину  $s_3$ , мм, розраховуємо за формулою

$$\begin{aligned} s_3 &= 0,25(d_2 - d_1 - \gamma \cdot r_s) \cdot \sqrt{P / [\sigma_n]} = \\ &= 0,25 \cdot (654 - 404 - 2,72 \cdot 24) \cdot \sqrt{0,5 / 122} = 2,90 \text{ мм.} \end{aligned}$$

Розрахункову товщину стінки компенсатора  $S_4$ , мм, визначаємо за формулою (17):

$$S_4 = \frac{P \cdot d_{cp}}{2[\sigma]_l \cdot \varphi} \cdot \frac{L}{d_2 - d_1 + 2l_k + 2,3 r_s} =$$

$$= \frac{0,45 \cdot 644}{2 \cdot 122 \cdot 0,9} \cdot \frac{106}{654 - 404 + 2 \cdot 5 + 2,3 \cdot 24} = 0,54 \text{ мм.}$$

Розрахункову товщину стінки компенсатора  $S_{np}$ , мм, визначаємо за формулою (18):

$$S_{np} = S_4 \cdot \sqrt{0,5 + \sqrt{0,25 + (S_3 / S_4)^4}} = 0,27 \sqrt{0,5 + \sqrt{0,25 + (2,90 / 0,54)^4}} = 1,458 \text{ мм.}$$

Суму добавок до розрахункової товщини стінки лінзового компенсатора при її товщині  $S_l = 4,0$  мм приймаємо рівною 0 мм.

Виконавчу товщину стінки лінзового компенсатора розраховуємо за формулою

$$S_l \geq S_{np} + C_l = 1,458 + 0,5 = 1,958 \text{ мм.}$$

Остаточну приймаємо виконавчу товщину стінки компенсатора рівною 4 мм.

Допустимий тиск  $[P]_l$  визначаємо за формулою

$$[P]_l = 16 \left( \frac{S_l - C_l}{d_2 - d_1 - \gamma \cdot r_s} \right)^2 \cdot [\sigma]_l = 16 \cdot \left( \frac{4 - 0,8}{654 - 404 - 2,72 \cdot 24} \right)^2 \cdot 122 = 0,63 \text{ МПа.}$$

Допустимий тиск  $[P]_2$  визначаємо за формулою (21):

$$[P]_2 = \frac{2[\sigma]_l \cdot \varphi \cdot (S_l - C_l)}{d_{cp}} \cdot \frac{d_2 - d_1 + 2l_k + 2,3 \cdot r_s}{L} =$$

$$= \frac{2 \cdot 122 \cdot 0,9 \cdot (4 - 0,8)}{479} \cdot \frac{654 - 404 + 2 \cdot 5 + 2,3 \cdot 24}{106} = 4,35 \text{ МПа.}$$

Допустимий тиск визначаємо за формулою :

$$[P]_l = \frac{[P]_l}{\sqrt{1 + \left( \frac{[P]_l}{[P]_2} \right)^2}} = \frac{0,63}{\sqrt{1 + \left( \frac{0,63}{4,35} \right)^2}} = 0,62 \text{ Ма.}$$

#### 4. Технологія виготовлення теплообмінника (ємності)

Теплообмінник складається з багатьох позицій. Так три обичайки зварюються між собою кільцевими швами. До них приварюються два днища також кільцевими швами. Частіше за все в якості допоміжного механічного обладнання використовують роликовий стенд. Найбільш трудомісткою операцією при виготовленні кожухотрубчатих теплообмінників є збирання трубочок. Збирання, як правило, роблять у спеціальних пристроях, які строго фіксують положення трубних решіток. Якщо трубчатка складається з великого числа труб, то під час складання пристосування встановлюють вертикально, при малому числі труб - горизонтально. Набір трубок ведуть від центру до периферії. 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. При виготовленні теплообмінників використовують нержавіючі сталі.

При підготовці до зварювання теплообмінників необхідно врахувати те, що вони виготовляються з високолегованих конструкційних сталей і тому необхідно врахувати спеціальні вимоги для цих сталей. Недоліком такого теплообмінника є підвищена металоємність. Цей недолік обумовлений великою товщиною торцевої стінки корпусу через ослаблення її осьовим отвором під колектор, а також використанням частини бічної стінки колектора для

організації підведення і відведення теплоносія, яка має суттєвий вагу і розташована за межами корпусу теплообмінника. Тому необхідно знижувати металоємність теплообмінника. В теплообміннику, що містить корпус і розміщений в ньому колектор, в торцевій стінці першого з яких виконано осьовий отвір, а колектор встановлений співвісно щодо останнього і виконаний з днищем, і патрубками для теплоносія, причому торцева стінка корпусу в зоні отвори, і днище колектора виконані опуклими і з'єднані між собою, поставлена мета досягається тим, що днище колектора виконано сферичним з кривизною, більшої кривизни торцевої стінки корпусу в зоні отвору, і встановлено в останньому, а, щонайменше, один патрубок розміщений в днище колектора. Виконання днища колектора сферичним з кривизною, більшої кривизни торцевої стінки корпусу в зоні осьового отвору, і розміщення патрубків для теплоносія в днище колектора дозволяє позбутися від частини останнього, розташованої за межами корпусу, і організувати підведення і (або) відведення теплоносія через днище колектора, що знижує металоємність цього колектора, а значить і теплообмінника. Установка днища колектора в осьовому отворі торцевої стінки корпусу закриває цей отвір, робить цю стінку як би без отвору, що за умовою міцності знижує необхідну товщину, а значить і металоємність цієї стінки. Таким чином, завдяки сукупності відмінних ознак у заявляється теплообмінника з'являється нова властивість, що веде до досягнення нового позитивного ефекту, що полягає в зниженні металоємності теплообмінника. Також зниження металоємності даної конструкції, може проходити шляхом застосування нових конструкційних елементів. А саме, для виготовлення теплообмінника можливо застосовувати b-металічні конструкційні елементи. Такі матеріали повинні складатись з декількох шарів, приклад : з двох, в якому перший шар не реагував (не кородував) з елементами охолодження, а другий - забезпечував механічні характеристики роботи приладу. Використання таких конструкційних елементів знизить товщину стінок, тим самим знизить металоємність.

## 5. Ремонт теплообмінника

Їх доводиться зупиняти при наступних основних несправностях: забруднення поверхні теплообміну і поява пропусків рідини, тобто порушення герметичності. Ремонт теплообмінних апаратів полягає в очищенні поверхні нагріву від накипу та інших забруднень, ремонті поверхні нагрівання, порушенні герметичності в місцях розвальцьовування труб у трубних решітках або розрив труб і т.д. Потребу у ремонті встановлюють при обстеженні внутрішніх поверхонь труб, доступних для ремонту і механічного чищення. Візуальному огляду підлягають тільки кришки, кінці та внутрішні канали труб, штуцери на корпусі і кришках. Дефекти решти частин апарату можуть бути виявлені тільки при обпресуванні. Крім зазначених операцій проводять ремонт запірних пристроїв та ізоляції. Існує кілька методів очищення поверхонь теплообміну: механічний, хімічний, термічний і гідравлічний. Механічний метод зводиться до очищення накипу шляхом скобління або відбивання його спеціальним інструментом і різними пристосуваннями. Інструмент для механічного очищення ділиться на дві групи: пристосування, не пошкоджують внутрішньої поверхні труб, що очищують і інструмент, здатний завдавати ушкодження. Очищення труб роблять за допомогою шарошок, які призводять до дії від електродвигуна, гідроприводу і пневмоприводу через гнучкий вал або шланг. Кожну трубу в кожухотрубному теплообміннику проходять шарошками зверху вниз і навпаки. Під час очищення у трубу подають воду для змивання накипу й охолодження головок шарошок. Для очищення теплообмінників з трубчастою поверхнею нагріву доцільно застосовувати приводи зі зворотно-поступальними рухами використовуючи тельфери або електролебідки. У цьому випадку проводиться очистка одночасно кількох труб. Основним недоліком механічного методу очищення труб - можливість пошкодження поверхневого шару металу, це призводить до швидшого зносу труб. Крім того, цей метод трудомісткий і не забезпечує повного очищення від накипу особливо у важко доступних місцях. Хімічне очищення виконується при очищенні і в

міжтрубному просторі. При цьому методі відбувається розм'якшення осаду на поверхнях нагріву, це досягається за допомогою концентрованої і каустичної соди. Накип потім розчиняється слабким розчином соляної кислоти. Після промивають гарячою водою і чистять щіткою і металевими йоржами. Гідравлічне очищення засноване на здатності струменя води високої швидкості (понад 50 м/с) видаляти накип. Цей метод використовується при видаленні пухкого накипу і шлакоутворення. Струмień води виходить під великим тиском із сопла, ріже і відриває від стінок відкладення. Час очищення однієї труби дорівнює 10 – 15. Гідність такого методу - можливість очищення внутрішніх і зовнішніх поверхонь труб, а також корпусу безпосередньо на місці установки апарата. Широкий діапазон зміни тиску (від 15 до 70 МПа) дає можливість видаляти відкладення практично будь-якої твердості. Термічне очищення засноване на використанні різниці коефіцієнтів теплового розширення накипу і металу. Поверхню нагріву (звільнену від рідини) спочатку підігривають редукованим перегрітим паром, а потім охолоджують холодною очищеною хімічним способом водою. У результаті частинки накипу відскакують від поверхні нагрівання і видаляються вручну або промиваються. Цей метод застосовують у тому випадку, якщо буде встановлено, що накип, що вимагає видалення, при нагріванні стає твердим і крихким. У теплообмінниках типу "труба в трубі" застосовується пневмомеханічний спосіб очищення. Чистка здійснюється зубчастої металевою втулкою-шомполом. Втулка-шомпол рухається від одного кінця труби до іншого під напором повітря тиском 0,5-0,6 МПа. Напрямок потоку повітря змінюється за допомогою розподільника повітря. Гумові прокладки ущільнюють місця з'єднань і амортизують удари шомпола. Для чищення U-образних труб застосовують гнучкий шланг. Очищення труб за допомогою води і повітря називається гідропневматичним. У забруднену трубу одночасно подаються вода і стиснене повітря. Стисле повітря, розширюючись, різко збільшує швидкість руху води, яка починає переміщатися трубою послідовними водяними пробками з інтенсивними завихреннями. Спільний рух води і повітря швидко руйнують відкладення на

стінках труб, очищаючи їх. Одночасна подача в трубу води і повітря здійснюється за допомогою водоповітряного пістолета. Повітря під тиском 0,7-0,8 МПа і вода під тиском 0,5-0,6 МПа при співвідношенні 1:1 подаються за допомогою шлангів. Гідропневматичне очищення труб дозволяє зменшити час очищення у порівнянні з механічним у 8 - 10 разів, значно рідше піддавати очищенню теплообмінники, підвищити продуктивність праці.



## 6. Техніка безпеки та охорона праці на виробництві

При експлуатації теплообмінних апаратів необхідно керуватися «Правилами пристрою і безпеки експлуатації судів працюючих під тиском. Установки, які працюють під надлишковим тиском більше  $0,7 \text{ кг/см}^3$ , повинно бути зареєстрована в місцевій інспекції Держтехнагляду. 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 технімум 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 рухаючи деталях. Змашування рухаючи деталей і набивка сальників на ходу не дозволяється. Огляд і ремонт внутрішніх частин апарату допускається тільки після його охолодження до температури  $30^{\circ}\text{C}$ . При цьому роботу повинні вести дві людини: один – у внутрішній частині апарату, другий – ззовні. 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».

Заборонено експлуатувати теплообмінні апарати після закінчення терміну чергового інспекторського огляду або у разі виявлення дефектів, що можуть

спричинити порушення надійної і безпечної роботи, а також у разі відсутності і несправності елементів їхнього захисту і регуляторів рівня. Про виявлені дефекти та несправності слід зробити запис у паспорті теплообмінного апарата із зазначенням причини заборони його експлуатації.

Усі трубопроводи і теплообмінні апарати повинні мати у верхніх точках повітряні клапани, а в нижніх точках і застійних зонах — дренажні пристрої, що сполучаються безпосередньо з атмосферою.

Заборонено під час роботи теплообмінного апарата проводити його ремонт або виконувати роботи, пов'язані з ліквідацією нещільностей з'єднань окремих елементів апарата, що перебувають під тиском, — за винятком випадків, зазначених у пункті цих Правил.

Справність запобіжних клапанів, манометрів та іншої арматури теплообмінного апарата повинні перевіряти працівники, що їх обслуговують, відповідно до інструкції з обслуговування теплообмінних апаратів.

Теплообмінний апарат або ділянку трубопроводу, що підлягають ремонту, необхідно перекрити як з боку суміжних теплопроводів і обладнання, так і з боку дренажних і обвідних ліній, — щоб уникнути попадання в них пари або гарячої води.

Дренажні лінії і повітряні клапани, що сполучаються безпосередньо з атмосферою, повинні бути відкриті.

Виводити з роботи для ремонту або для внутрішнього огляду теплообмінні апарати і ділянки трубопроводу, що від'єднується від діючого обладнання, необхідно двома послідовно установленими засувками, між якими повинен бути дренажний пристрій, що сполучається безпосередньою атмосферою.

Допускається однією засувкою виводити з дії теплообмінний апарат або ділянку трубопроводу з тиском до 6 МПа (60 кгс/см<sup>2</sup>); у цьому разі не повинно бути виходу пари в атмосферу крізь дренаж, який відкрито на час ремонту або внутрішнього огляду на виведеній з роботи ділянці.

У разі проведення робіт усередині теплообмінного апарата або трубопроводу і якщо арматура трубопроводу, що виводиться з дії, фланцева, необхідно

обов'язково перекрити арматуру й установити заглушку. Товщина заглушки повинна відповідати параметрам робочого середовища. Для полегшення перевірки встановлення заглушок останні повинні мати добре видимі хвостовики.

З теплообмінних апаратів і трубопроводів, виведених з роботи для ремонту, слід зняти тиск і звільнити їх від пари і води. З електроприводів вимикальної арматури необхідно зняти напругу, а з мережі живлення електроприводів — запобіжники. Цю арматуру необхідно закрити.

Вентилі відкритих дренажів, що сполучаються безпосередньо з атмосферою необхідно відкрити. Вентилі дренажів закритого типу після дренажу теплообмінного апарата (трубопроводу) повинні бути закриті; між запірною арматурою і теплообмінним апаратом (трубопроводом) повинна бути арматура, що безпосередньо сполучається з атмосферою. Не електрифікована вимикальна арматура і вентилі дренажів необхідно заблокувати ланцюгами або іншими пристосуваннями і замкнути на замки. Виконання зазначених вимог обов'язкове на трубопроводах з установленою заглушкою.

На вентилях, засувках замикальної арматури слід вивішувати заборонні знаки безпеки "Не відкривати! Працюють люди"; на вентилях відкритих дренажів — "Не закривати! Працюють люди"; на ключах керування електроприводами замикальної арматури - "Не вмикати! Працюють люди"; на місці проведення робіт — настановний знак "Працювати тут!".

Розпочинати ремонт апаратів і трубопроводів, що не мають дренажів і повітряних клапанів, а також за наявності надлишкового тиску в них заборонено.

Дренажу води і пароводяної суміші слід проводити через спускову арматуру. Якщо під час допуску виник сумнів у тому, що, внаслідок засмічення лінії дренажу, вода із виведеного у ремонт трубопроводу повністю не видалена, розпочинати ремонтні роботи заборонено.

Засувки і вентилі необхідно відкривати і закривати тільки із застосуванням важелів, передбачених інструкцією з експлуатації арматури; не дозволяється

для подовження плеча рукоятки або маховика використовувати випадкові предмети.

Для проведення ремонтних робіт на одному з підігрівників високого тиску за груповою схемою їхнього увімкнення необхідно вимкнути всю групу підігрівників.

Під час відгвинчування болтів фланцевих з'єднань трубопроводів послаблювати болти слід обережно, — щоб запобігти можливому викиданню пароводяної суміші у разі неповного дренажу трубопроводу. Крім цього, необхідно запобігти випаданню із фланців металевих прокладок і вимірювальних шайб і падінню їх униз — шляхом відгородження розташованих нижче ділянок, улаштування настилів, установлення піддонів тощо.

Дозволяється відключати однією засувкою (без установлення заглушок) теплообмінні апарати на тих потоках, де робочий тиск не перевищує атмосферний і температура теплоносія менше плюс 45°C.

У разі виведення у ремонт обладнання з вибухонебезпечними, отруйними і агресивними речовинами, це обладнання необхідно вивести дії, спорожнити, очистити (промити, продути) і відділити заглушками від діючого обладнання — незалежно від тиску і температури речовин, що транспортуються.

Під час випробовування і прогрівання трубопроводів пари і води дозволяється підтягувати:

- болти фланцевих з'єднань — за надлишкового тиску до 0,5 МПа (5 кгс/см<sup>2</sup>);
- альники сталевих компенсаторів та сальники арматури — за тиску до 1,2 МПа (12 кгс/см<sup>2</sup>);
- сальники слід підтягувати обережно, — щоб не зірвати болти.

Якщо застосовуються спеціальні пристосування, сальники дозволяється підтягувати у разі тиску до 6 МПа (60 кгс/см<sup>2</sup>) — за розпорядженням і під керівництвом працівника, який віддав розпорядження на проведення цієї роботи.

Добивання сальників компенсаторів і арматури дозволяється виконувати у разі

надлишкового тиску в трубопроводах до 0,02 МПа (0,2 кгс/см<sup>2</sup>) і за температури теплоносія до плюс 45°C.

Замінювати сальникову набивку компенсаторів дозволяється тільки після повного спорожнення трубопроводу.

Підтягувати нарізне з'єднання сальника арматури або фланцеве з'єднання слід поступово, по черзі, з діаметрально протилежних боків; у цьому разі працівник повинен стояти збоку від можливого викидання струменя води або пари.

Розпочинати ремонт арматури на трубопроводах пари і гарячої води, яка не має або має нечітку технологічну нумерацію, заборонено.

Штуцери контрольно-вимірювальної апаратури слід підтягувати, якщо тиск не перевищує 0,3 МПа (3 кгс/см<sup>2</sup>), — тільки гайковими ключами, розмір яких відповідає граням елементів, що підтягуються, щоб запобігти пошкодженню штуцерів; застосовувати для виконання цієї роботи інші ключі, а також подовжувальні важелі заборонено.

Перед тим, як розпочати підтягування штуцерів, слід перевірити стан видимої частини різи, — особливо на штуцерах повітряних клапанів.

Під час підтягування нарізного з'єднання працівник повинен стояти з протилежного боку від струменя води або пари, які можуть з'явитись у разі зривання різи.

## Висновки

Конструкція підігрівача, його основні компоненти та розрахунки виконані відповідно до нормативної і технічної документації, що діє в хімічній промисловості.

Розрахунки підігрівача на міцність виконуються повністю і підтверджують працездатність проектного пристрою.

В ході виконання цього дипломного проекту були розраховані матеріальний і тепловий баланс. Було виконано конструктивний розрахунок проектного пристрою, в ході якого були визначені основні розміри проектного колони і теплообмінника:

- 1) діаметр колони – 1400 мм;
- 2) висота колони – 9800 мм;
- 3) кількість тарілок – 35;
- 4) діаметр підігрівача – 325 мм;
- 5) діаметр трубок – 20x2 мм;
- 6) довжина трубок – 2000 мм;
- 7) кількість трубок – 90 шт;
- 9) діаметр отворів в тарілці – 12 мм

Доцільно використовувати ректифікаційну колону з діаметром отворів на Сітчастій тарілці  $d_0 = 12$  мм. Тому що в цьому варіанті найменший робочий об'єм і, отже, менше ємність металу. З усіх чотирьох варіантів це найбільш оптимальний.

Визначено діаметри штуцерів, обрані стандартні конструктивні елементи.

Зображена графічна частина: загальний вигляд нагрівача, загальний вигляд ректифікаційної колони, технологічна схема ректифікаційної установки, збірні одиниці.

## Літературний огляд

1. Воробьева Г.Я. Коррозионная стойкость металлов в агрессивных средах химических производств: Справочник. - М.: Химия, 1975. - 861 с.
2. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 576с.
3. Справочник химика, т. 5. – М.: Химия, 1968. – 975 с.
4. Отраслевой стандарт (Ост 26-01-1488-83).
5. 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.
6. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. Справочник/Под редакцией Судакова Е.Н., 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1979. – 568 с.
7. 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.
8. 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.
9. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии, 4-е изд. – М.: Химия, 1967. – 848 с.
10. Романков П.Г., Курочкина М.И. Расчетные диаграммы и номограммы по курсу "Процессы и аппараты химической промышленности". – Л.: Химия, 1985. – 54 с.
11. 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.
12. Дытнерский Ю.И. и др. Колонные аппараты. Каталог/ Под ред.

Дытнерского Ю.И., 2-е изд-во.– М.: ЦИНИНЕФТЕХИММАШ, 1978.

13. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии, 3-е изд. – М.: Химия, 1987. – 496 с

14. 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.

15. Касаткін А.Г. Основні процеси та апарати хімічної технології. М.: Хімія, 1971. - 753 с.

16. Наказ МНС України 07.05.2007 р. № 312, Правила безпеки праці в органах і підрозділах МНС України розроблені замість (наказ МВС України від 05.12.2000 №840

17. ДНАОП 0.00-1.07-94 Правила будови та безпечної експлуатації посудин, що працюють під тиском, затвердженим наказом Державного комітету України по нагляду за охороною праці від 18.10.94 № 104