

## ЗМІСТ

|  |    |
|--|----|
| ПЕРЕЛІК СКОРОЧЕНЬ ТА УМОВНИХ ПОЗНАК  | 5  |
| ВСТУП  | 7  |
| РОЗДІЛ 1 АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД   | 8  |
| 1.1 Теоретичні основи процесу ректифікації   | 8  |
| 1.2 Опис конструкції колони  | 14 |
| 1.3 Вибір матеріалу  | 16 |
| РОЗДІЛ 2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА  | 18 |
| 2.1 Опис технологічної схеми установки   | 18 |
| 2.2 Пристрій і принцип роботи апарату  | 18 |
| 2.3 Розрахунок тарілчастої ректифікаційної колони для розподілу суміші метанол-вода                    | 20 |
| 2.4 Визначення продуктивності по вихідній суміші і дистилляту  | 20 |
| 2.5 Визначення мінімального і дійсного флегмового числа  | 21 |
| 2.6 Визначення середніх значень параметрів по колоні, фізико - хімічних і термодинамічних констант фаз | 25 |
| 2.7 Визначення діаметру колони   | 31 |
| 2.8 Визначення висоти колони   | 31 |
| 2.9 Визначення гідравлічного опору колони з сітчатими тарілками  | 32 |
| 2.10 Теплові розрахунки  | 34 |
| 2.10.1 Підігрівач вихідної суміші  | 34 |
| 2.10.2 Дефлегматор   | 36 |
| 2.10.3. Холодильник дистиллята   | 37 |
| 2.10.4 Холодильник кубового залишку  | 39 |
| 2.10.5 Кип'ятильник  | 41 |
| 2.10.6 Визначення діаметрів штуцерів колони  | 43 |
| 2.10.7 Розрахунок та вибір ємностей установки  | 47 |

|   |    |
|---|----|
| РОЗДІЛ 3 КОНСТРУКТИВНА ЧАСТИНА  | 49 |
| 3.1 Аналіз впливу конструктивних особливостей контактних пристроїв на розміри колонного апарата | 49 |
| 3.2 Розрахунки на міцність елементів заданого апарата   | 51 |
| 3.3 Розрахунок на міцність, жорсткість та стійкість   | 52 |
| 3.4 Розрахунок кожуха теплообмінника  | 56 |
| РОЗДІЛ 5 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ  | 59 |
| ВИСНОВКИ  | 65 |
| ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАННЯ  | 66 |

## ПЕРЕЛІК СКОРОЧЕНЬ ТА УМОВНИХ ПОЗНАК

- $g$  – прискорення сили тяжіння,  $\text{м/сек}^2$
- $F_c$  – живий перетин,  $\text{м}^2/\text{м}^2$
- $a$  – ширина щілини,  $\text{м}$
- $\gamma_g$  і  $\gamma_{ж}$  – питома вага відповідно газу і рідини,  $\text{кг/м}^3$
- $\mu_{ж}$  – в'язкість рідини,  $\text{спз}$
- $D$  – діаметр колони,  $\text{м}$
- $\omega$  – швидкість пара для повного перерізу колони в точці Е,  $\text{м/сек}^2$
- $\gamma_g$  і  $\gamma_p$  – питомі ваги газу (пара) і рідини,  $\text{кг/м}^3$ ;
- $g$  – прискорення сили тяжіння,  $\text{м/с}^2$ ;
- $d_e$  – еквівалентний діаметр щілини (отвору в тарілці),  $\text{м}$ ;
- $F_c$  – вільний переріз тарілки,  $\text{м}^2/\text{м}^2$ ;
- $\mu_p$  – густина рідини,  $\text{сп}$ ;
- $\mu_v$  – густина води при  $20^\circ$ ,  $\text{сп}$ .
- $G_f$  – кількість флегми,  $\text{кг/год}$ ;
- $G_f$  – кількість вихідної суміши,  $\text{кг/год}$ ;
- $G_n$  – кількість рідини, що проходить крізь низ колони,  $\text{кг/год}$ ;
- $\rho_{гид}$  і  $\rho_n$  – питомі ваги газу (пара) і рідини,  $\text{кг/м}^3$ ;
- $g$  – прискорення сили тяжіння,  $\text{м/с}^2$ ;
- $d_0$  – діаметр отворів в тарілці,  $\text{м}$ ;
- $f$  – вільний переріз тарілки,  $\text{м}^2/\text{м}^2$ ;
- $\mu_{гид}$  – в'язкість рідини,  $\text{Па}\cdot\text{с}$ ;
- $\mu_v$  – в'язкість води при  $20^\circ$ ,  $\text{Па}\cdot\text{с}$ ;
- $V$  – витрата пари,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;
- $L$  – щільність зрошення,  $\text{м}^3/(\text{м}^2\text{год})$ ;

$S$  – площа колони, м<sup>2</sup>

$D$  – внутрішній діаметр колони, м;

$S_0$  – площа отвору, м<sup>2</sup>;

$N$  – кількість отворів, шт;

## ВСТУП

Тарілки провального типу знайшли досить широке застосування в хімічній та інших споріднених галузях промисловості. Вони прості у виготовленні і надійні в експлуатації, а так само здатні тривалий час працювати з забрудненими робочими середовищами.

Тарілки провального типу застосовуються в масообмінних колонних апаратах різного діаметру. Геометричні характеристики цих тарілок такі, як вільний перетин, діаметр отворів в плато тарілки, можуть змінюватися широких межах. У цих умовах необхідно вивчити вплив геометричних характеристик тарілок провального типу на гідравлічні характеристики їх роботи, з метою подальшого вдосконалення методики гідравлічного розрахунку тарілок провального типу.

## РОЗДІЛ 1 АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД

### 1.1 Теоретичні основи процесу ректифікації

Розглядаючи взаємодію пара і рідини в ректифікаційній апараті, зробимо такі припущення:

а) молярний теплоти випаровування компонентів однакові, тому кожен кілограм-моль пара при конденсації випаровує відповідно кілограм-моль рідини і, отже, молярний потік пара, що рухається в апараті від низу до верху, однаковий в будь-якому перетині апарату;

б) при конденсації пари в конденсується пристрої агрегату не відбувається зміни складу пара і, отже, склад пара, що минає з ректифікованого апарату, дорівнює складу дистилляту  $y_p = x_p$ ;

в) при випаровуванні рідини в нижній частині агрегату випарника не відбувається зміни її складу і, отже, склад пари, що утворюється у випарнику, дорівнює складу залишку  $y_w = x_w$ ;

Кількість дистилляту, отриманого в конденсаторі, дорівнює кількості пара, що направляється в цей пристрій. Отриманий в конденсаторі дистиллят ділиться на дві частини - одна частина направляється назад в колону (флегма), інша є відбираються продуктом (дистиллят).

Нехай для отримання 1 кмоль дистилляту необхідні випаровування  $D$  кмоль рідини і повернення в апарат шляхом конденсації для взаємодії з паровим потоком  $R$  кмоль. Останню величину назвемо флегмове число; вона являє собою відношення кількості повернутого в колону дистилляту (флегми) до кількості відібраного дистилляту у вигляді продукту.

Кількість пара, отриманого в нижній частині ректифікованого апарату, що проходить по колоні і переходить в конденсатор, званий дефлегматором, так само

$$D \cdot G_p = G_p \cdot R + G_p \quad \text{або} \quad D = R + 1. \quad (1.1)$$

Отримане рівність доводить, що поділ суміші при ректифікації можливо в результаті взаємодії потоків парів і рідин в ректифікаційній апараті при кратності випару  $(R + 1)$  і кратності конденсації  $R$ .

Для визначення флегмового числа і виведення рівнянь ліній робочих концентрацій необхідно розглянути матеріальний баланс ректифікації.

Матеріальний баланс ректифікації по летких компонентів може бути виражений загальною для всіх масообмінних процесів рівністю

$$G \cdot dy = L \cdot (-dx). \quad (1.2)$$

Нехай кількість взаємодіючих парів складе  $G$  кмоль, а рідини  $L$  кмоль. Тоді, згідно з прийнятим позначенням,  $G = (R + 1) \cdot G_p$ , а  $L = R \cdot G_p$  - для верхньої частини ректифікованого апарату і  $L = (R + F) \cdot G_p$  - для нижньої частини апарату. Таким чином, для верхньої і нижньої частин апарату рівняння матеріального балансу запишуться у вигляді

$$(R + 1)dy = R(-dx); \quad (1.3)$$

$$(R + 1)dy = (R + F)(-dx). \quad (1.4)$$

Для довільного перетину верхньої частини апарату, де робочі концентрації  $x$  і  $y$ , і верху, де концентарції  $x_p$  і  $y_p$ , отримаємо

$$(R + 1) \cdot (y_p - y) = (R + 1) \cdot (x_p - y) = R \cdot (x_p - x) \quad (1.5)$$

або

$$y = \frac{R}{R + 1} \cdot x + \frac{x_p}{R + 1} = A \cdot x + B. \quad (1.6)$$

Для довільного перетину нижньої частини апарату, де робочі концентрації  $x$  і  $y$ , і низу, де концентрації рідини і пара  $x_w$  і  $y_w$ , отримаємо

$$(R + 1) \cdot (y - y_w) = (R + 1) \cdot (y - x_w) = (F + R) \cdot (x - x_w) \quad (1.7)$$

або

$$y = \frac{R + F}{R + 1} \cdot x - \frac{F - 1}{R + 1} \cdot x_w = A' \cdot x + B' \quad (1.8)$$

Отримані вище рівняння є рівняннями ліній робочих концентрацій для верхньої і нижньої частини ректифікованого апарату.

Крім того, з рівняння для перетину апарату, відповідного введення вихідної суміші ( $X_F, y_f$ ), і верху апарату ( $x_p, y_p$ ) маємо

$$(R + 1) \cdot (x_p - y_f) = R \cdot (x_p - x_f), \quad (1.9)$$

звідки

$$R = (x_p - y_f) / (y_f - x_f). \quad (1.10)$$

В [1] вивчали процес перегонки бражки, на Триліський спиртовому заводі, в колонах з гратчастими провальними тарілками. Бражна колона була діаметром 0,257 м.

В [2] наводяться дані по впровадженню гратчастих тарілок провального типу в бражної колонах різного діаметру 0,6, 1,0, 1,6 і 2,0 м.

В [3] описується, що для очищення водню від бензолу була використана колона з тарілками провального типу діаметром 0,8 м. У скрубєрі діаметром 0,762 м здійснювали очищення пропан-пропіленової фракції від сірчистого газу. У виробництві полігідрірованого спирту для відпарки проміжних сполук з води використовувалася колона діаметром 1,07 м з тарілками провального типу. Колона діаметром 0,4 м виконувала функції абсорбційноотпарної,



етиленової, етилен-метанова колони в установці поділу вуглеводневих газів під тиском, етиленових виробництв. У виробництві синтетичного спирту, гратчасті тарілки встановлені в отпарную частинах абсорбційної-отпарную колон діаметром 1,14 м. Для уловлювання бензолу кам'яновугільним маслом використовували колону діаметром 0,8 м з тарілками провального типу. Як деізобутанізатора при поділі парафінів експлуатуватируются колони діаметром 0,4 м. Для отримання поліпропілену з пропан-пропіленової фракції використовувалася колона діаметром 0,4 м з гратчастими тарілками. Експлуатується також колона з дірчастими тарілками провального типу діаметром 0,57 м в якості теплообмінника-холодильника сірчистого газу. У виробництві стиrolу експлуатуються колони діаметром 2,6 і 3,0 м. У виробництві поділу газів піролізу встановлені колони 1,2-1,6 м. Установка АВТ працює з колоною діаметром 3,2 м. На установці поділу сирової нафти використовувалися тарілки провального типу у вакуумній колоні діаметром 5 м [3].

У дослідженні [4] наводяться відомості про вибір пінних апаратів для мокрого очищення газів з тарілками провального типу різного діаметру. Пропонується ряд типорозмірів газоочисниками з діаметром апаратів 0,703, 0,89, 0,107, 0,126, 0,145, 0,168, 0,192, 0,222, 0,248, 0,282 м. З досвіду експлуатації тарілок провального типу в промисловості можна зробити висновки:

- тарілки провального типу успішно експлуатуються в різних галузях промисловості в багатьох виробництвах промислової продукції;

- в промисловості експлуатуються тарілки провального типу в колонах різного діаметру від 0,257 до 5,0 м.

Відомо [5], що при переході від апаратів невеликого діаметра до апаратів більшого діаметра виникає масштабний ефект, який полягає в тому, що при переході до більшого діаметру зменшується ефективність апарату при інших рівних умовах. Стверджується, що ефективність апаратів залежить від

гідродинамічних умов матеріальних потоків в апараті. У дослідженні обговорюється теорія масштабного переходу. Пропонується визначати ефективність апаратів великих розмірів тільки на підставі гідродинамічних випробувань, не проводячи технологічних випробувань промислових апаратів. Технологічні випробування необхідно проводити тільки на досвідчених установках невеликого розміру. Таким чином, необхідно моделювати роботу промислових колон великого діаметру на підставі експериментальних даних, отриманих на досвідчених установках з невеликим діаметром колон.

У дослідженні [6] наведені графіки залежності (рис. 1.1) гідравлічного опору тарілок провального типу ( $\Delta P$ , м) від швидкості газу в перерізі колони ( $w$ , м / с), для тарілок діаметром  $D = 0,4$  і  $2$  м, досліджених на модельній системі повітря-вода при щільності і зрошення  $L = 8 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{Год})$  і тарілки діаметром  $D = 0,3$  м (ректифікація системи метанол - вода 50 мол.%). Вільне перетин всіх тарілок становило  $f = 36\%$ , а діаметр отворів в плато тарілки -  $d_0 = 0,012$  м.

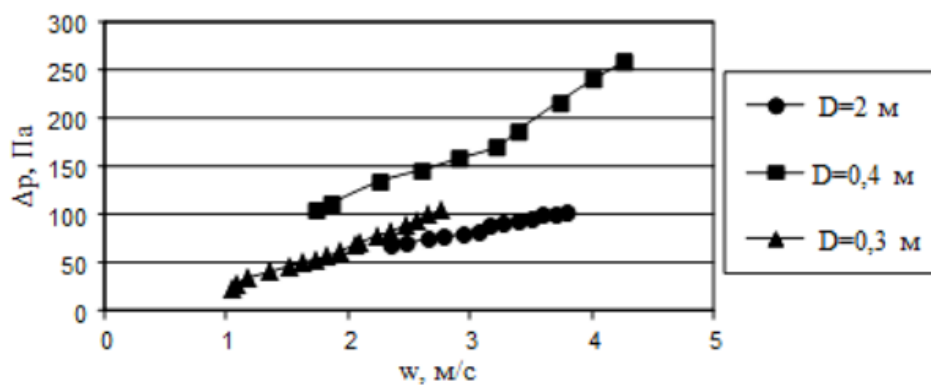


Рисунок 1.1 – Залежність гідравлічного опору тарілок провального типу від швидкості газу в перерізі колони ( $w$ , м / с)

З порівняння графіків для тарілок з діаметром  $D = 0,4$  і  $2$  м видно, що гідравлічний опір у тарілки діаметром  $D = 0,4$  більш ніж в два рази більше гідравлічного опору тарілки діаметром  $D = 2$  м, при інших рівних умовах. Це

узгоджується з висновками авторів дослідження [5] про існування масштабного ефекту.

В [6, 7] були досліджені режими роботи, які виникають на тарілках провального типу. Встановлено існування трьох режимів роботи тарілок:

- режим однорідного барботажного шару;
- режим рухомого газорідинного шару;
- режим руйнування газорідинного шару.

Робляться висновки, що перехід від режиму однорідного барботажного шару до режиму рухомого газорідинного шару здійснюється в точці біфуркації, коли відбувається принципова зміна структури барботажного шару. Цей перехід відбувається при висоті газорідинного шару  $H \approx 0,1$  м для всіх досліджених тарілок. Максимальна ефективність на тарілках провального типу досягається при режимі рухомого газорідинного шару, як її діаметр, вільний перетин і діаметр отворів плато тарілки. Це дає можливість за рівнянням (1) розраховувати вільний перетин тарілок провального типу по заданій швидкості, розрахованій на повний переріз колони, для різних діаметрів колони. Отже, можливо гідродинамічний моделювання тарілок провального типу з різними геометричними характеристиками.

За літературному огляду можна зробити наступні висновки:

- в промисловості застосовуються тарілки провального типу різних діаметрів від 0,257 до 5,0 м [1-3];
- в апаратах, забезпечених тарілками провального типу, існує масштабний ефект [5, 6];
- існує три режими роботи тарілок провального типу. Перехід від режиму однорідного барботажного шару до режиму рухомого газорідинного шару відбувається в точці біфуркації, коли відбувається принципова зміна структури барботажного шару. Цей перехід відбувається при висоті газорідинного шару  $H \approx 0,1$  м для всіх досліджених тарілок. Максимальна

ефективність на тарілках провального типу досягається при режимі рухомого газорідинного шару [6, 7];

- для розрахунку газорідинного шару на тарілках провального типу в точці біфуркації запропоновано рівняння

(1) [8], куди входить параметр  $T$ , який являє собою відношення суми периметрів усіх отворів плато тарілки до її діаметру [6]. За допомогою параметра  $T$  можна здійснювати гідродинамічний моделювання промислових колон.

Отже, за допомогою параметра  $T$  можна здійснювати дослідження залежності гідродинамічних параметрів газорідинного шару від геометричних характеристик тарілки провального типу, включаючи її зовнішній діаметр.

У рівняння (1) входять також фізико-хімічні параметри газорідинного шару такі, як щільності газу і рідини, і їх в'язкості. Ця установка також впливає на гідродинамічні параметри тарілок провального типу.

Вивчення цих проблем представляє науковий інтерес.

## 1.2 Опис конструкції колони

Колона є вертикальний циліндр, виготовлений з металу або кераміки і складається з декількох цанг, з'єднаних герметично за допомогою рознімних фланців.

Капсульні ковпачки або ковпачки з круглим перетином в більшості випадків застосовуються в колонах невеликих діаметрів при діаметрально протилежному розташуванні припливних і вершкових трубок або при периферійному і радіальному зливі флегми, коли рідина тече в площині тарілки в одному напрямку, а по висоті колони - зигзагоподібно. Такий перелив флегми може застосовуватися і для тарілок з іншими типами ковпачків.

Для великих діаметрів колон застосовуються тарілки з тунельними ковпачками, так як, наприклад, при діаметрі колони 3 м на одній тарілці замість

284-288 капсульних ковпачків досить за умовами тепло- і масообміну розмістити тільки 20 тунельних ковпачків.

Дослідження останніх років показали, що нерівномірність роботи тарілок і перемішування рідини на тарілці більш істотні, ніж винесення і нерівномірність контакту. Особливо погіршує роботу тарілок поперечна нерівномірність, що виникає на прямокутних, тунельних і желобочних тарілках. Тому колони з тунельними ковпачками застосовуються все рідше.

По конструкції корпусів розрізняють в основному три типи колон:

1) корпус зібраний з окремих цанг, що з'єднуються між собою фланцями на прокладці. Кришку і днище кріплять таким же способом. У такому корпусі не влаштовують люків-лазів;

2) корпус суцільнозварний; кришку кріплять за допомогою фланцевого з'єднання. Для огляду в корпусі передбачають оглядові люки;

3) корпус суцільнозварний, до нього приварюють кришку і днище. Для монтажу і демонтажу тарілок його обов'язково постачають люками-лазами.

Ректифікаційні колони виготовляють в основному з листової сталі.

Конструкція ковпачкових тарілок приймається в залежності від знайденого значення діаметра колони і режиму роботи тарілок. Відстань між тарілками беруть з ряду значень: 200; 250; 300; 350; 400; 450 і 500 мм.

Глухі частини тарілок і інших внутрішніх пристроїв повинні мати дренажні отвори, що забезпечують повний злив рідини при зупинці апарата. Глухі порожнини колон і їх частин повинні мати отвори для видалення повітря перед гідравлічним випробуванням.

У конструкціях опор колонних апаратів необхідно передбачати лази або вікна для огляду зварних швів і полегшення обслуговування. Для колон діаметром 800 мм і більше лази повинні бути діаметром не менше 500 мм.

У клапанних тарілках прогин секцій після їх установки не повинен перевищувати 3 мм. Відстань між отворами під клапани виконують з допуском  $\pm 1,0$  мм. Загальний прогин встановленої тарілки не повинен перевищувати 3 мм.

Слід виконувати так, щоб при низькій вартості і не дефіцитності матеріалу забезпечувати ефективну технологію виготовлення елемента (вироби). Вибір конструкційного матеріалу, який визначається умовою експлуатації проектованого елемента, вузла або апарата (температура, тиск, величина навантаження, характер агресивного впливу середовища, вимоги до якості, що переробляється продукту і т. д.).

Сталь добре деформується в гарячому і холодному стані і легко зварюється, що полегшує виготовлення корпусних деталей методом гнуття і забезпечує високу якість зварювальних швів. До недоліків цієї стали слід віднести те, через велику в'язкості вона гірше піддається механічній обробці. Однак, з огляду на, що механічна обробка конструктивних елементів апарату здійснюється тільки за місцем стику зварюваних елементів конструкції, то цей фактор не має істотного впливу в цілому на вартість виготовлення апарату.

Матеріал зовнішньої оснастки, арматури, кріпильних елементів і т. д., Що не мають контакту з переробляється середовищем, приймаємо конструкційну сталь 20. Вибір на користь цієї стали, заснований на її порівняно низької вартості, хорошій оброблюваності і досить високими фізико-механічними властивостями.

### **1.3 Вибір матеріалу**

Вибір конструкційно матеріалу, Який визначається умовою експлуатації проектованого елемента, вузла або агрегату (температура, тиск, величина навантаження, характер агресивного впливу середовища, вимоги до якості, що переробляється продукту і т. Д), слід виконувати так, щоб при низькій вартості і НЕ недостатності матеріалу забезпечувати ефективну технологію виготовлення елемента (вироби).

Так як в апараті здійснюється технологічний процес з застосувань ням кислоти, то для забезпечення умов роботи апарату прийнята корозіонностойкая сталь аустенітного класу 12X18H10T, що відрізняється

стійкістю майже до всіх зовнішніх впливів середовища. Сталь добре деформується в гарячому і холодному стані і легко зварюється, що полегшує виготовлення корпусних деталей методом гнуття і забезпечує високу якість зварних швів. До недоліків цієї стали слід віднести те, через велику в'язкості вона гірше піддається механічній обробці. Однак, Враховуючи, що механічна обробка конструктивних елементів апарату здійснюється тільки за місцем стику зварюваних елементів конструкції, то цей фактор не має істотного впливу в цілому на вартість виготовлення апарату.

Матеріал зовнішньої оснастки, арматури, кріпильних елементів і т. Д, що не мають контакту з переробляється середовищем, приймаємо конструкційну сталь 20. Вибір на користь цієї стали, заснований на її порівняно низької вартості, хорошій оброблюваності і досить високими фізико-механічними властивостями.

## РОЗДІЛ 2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

### 2.1 Опис технологічної схеми установки

Принципова схема ректифікаційної установки має наступний вигляд. Вихідна суміш з проміжної ємності відцентровим насосом подається в теплообмінник, де підігривається до температури кипіння. Нагріта суміш надходить на поділ в колону ректифікації на тарілку харчування, де склад рідини дорівнює складу вихідної суміші.

Стікаючи вниз по колоні, рідина взаємодіє з піднімається вгору паром, що утворюється при кипінні кубової рідини в кип'ятильник. Початковий склад пара приблизно дорівнює складу кубового залишку  $x_W$ , т. Е. Збіднений легколетучим компонентом. Для більш повного збагачення верхню частину колони зрошують відповідно до заданого флегмового числом рідиною (флегмою) складу  $x_r$ , яка виходить в дефлегматоре шляхом конденсації пара, що виходить з колони. Частина конденсату виводиться з дефлегматора у вигляді готового продукту поділу - дистилату, який охолоджується в теплообміннику і направляється в проміжну ємність. З кубової частини колони насосом безперервно виводиться кубова рідина - продукт, збагачений труднолетучим компонентом, який охолоджується в теплообміннику і направляється в ємність.

Таким чином, в ректифікаційної колоні здійснюється безперервний нерівноважний процес поділу вихідної бінарної суміші на дистилат з високим вмістом легколетучого компонента і кубовий залишок, збагачений труднолетучим компонентом.

### 2.2 Пристрій і принцип роботи апарату

У перегінному кубі за рахунок підведення тепла відбувається випаровування бінарної суміші. Пари суміші піднімаються в ректифікаційної



колони, а назустріч їм з дефлегматора стікає деяка частина дистилляту, яка носить назву флегми. Пари на виході з колони ректифікації надходять в дефлегматор, в якому вони частково конденсуються за рахунок віддачі тепла, що подається в нього холодильного агента. Парожіdkостная емульсія надходить в сепаратор; в ньому відбувається відділення пара від рідини. Отсепарирован пар надходить в конденсатор де він повністю конденсується і у вигляді готового продукту (ректифікату) надходить в збірний бак.

Процес тепло- і масообміну на верхній тарілці протікає в наступному порядку: рідина (флегма), що виходить в сепараторі вступає в контакт з парами, які надходять з попередньої по ходу пара колпачковой тарілки; при цьому відбувається часткова конденсація парів і подальша їх сепарація, в результаті якої з частини пара утворюється флегма. Ця флегма по опускний трубі зливається на нижню тарілку і вступає в контакт з парами цього рівня і т. Д.

Таким чином, ректифікація є процеси тепло- і масообміну при безпосередньому змішуванні рідкої суміші (флегми) з парами при їх багаторазової часткової конденсації і сепарації. В процесі ректифікації флегма, опускаючись і вступаючи в тепло- і масообмін з парами, що піднімаються по колоні, випаровується за рахунок тепла конденсації пари і при цьому збіднюється легкозакипаючої компонентом, але збагачується висококиплячих компонентах за рахунок часткової конденсації пари; пари ж навпаки, піднімаючись, збагачуються легкозакипаючої компонентом за рахунок випаровування його з флегми і збіднюється висококиплячих компонентах.

### 2.3 Розрахунок тарілчастої ректифікаційної колони для розподілу суміші метанол-вода

Продуктивність по вихідній суміші – 50 т/рік;

концентрація води:

у вихідній суміші -  $x_F = 46,5\%$  (мас.),

в дистилляте -  $x_D = 98,5\%$  (мас.),

в кубовому залишку -  $x_W = 1,8\%$  (мас.).

Температура:

охолоджуючої води - 12 °С,

дистилляту після холодильника - 20 °С,

кубового залишку після холодильника - 20 °С,

вихідної суміші - 18°С.

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

Коефіцієнт надлишку флегми - 1,8

Діаметр отв.  $d_0=12\text{мм}$  ,  $W=1,4\text{м/с}$  ,  $\text{КПД}=0,75, h=0,5\text{м}$

Колона – тарілчаста сітчата.

Колона працює під атмосферним тиском .

Вихідна суміш і флегма вводяться в апарат при температурі кипіння .

### 2.4 Визначення продуктивності по вихідній суміші і дистилляту

Продуктивність колони по дистилляту

$$G_D = G_F \frac{\bar{x}_F - \bar{x}_W}{\bar{x}_D - \bar{x}_W} = 2250 \frac{0,465 - 0,018}{0,985 - 0,018} = 50 \frac{\text{кг}}{\text{год}} = 0,288 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Продуктивність колони по кубовому залишку

$$G_W = G_F - G_D = 2250 - 1040 = 1210 \text{ кг/ч} = 0,336 \text{ кг/с.}$$

Перевірка:

$$2250 \cdot 0,465 = 1040 \cdot 0,985 + 1210 \cdot 0,018$$

$$1046 = 1046$$

## 2.5 Визначення мінімального і дійсного флегмового числа

Перераховуємо масові концентрації в молярний за формулою

$$X = \frac{\alpha}{\frac{\alpha}{M_A} + \frac{1-\alpha}{M_B}},$$

Молярні маси: метиловий спирт – 32 кг/кмоль.

Вода – 18 кг/кмоль.

Тоді концентрація вихідної суміші :

$$x_F = \frac{\frac{\bar{x}_F}{M_A}}{\frac{\bar{x}_F}{M_A} + \frac{1-\bar{x}_F}{M_B}} = \frac{\frac{0,465}{32}}{\frac{0,465}{32} + \frac{1-0,465}{18}} = 0,32 = 32,7$$

Дистилляту

$$x_D = \frac{\frac{\bar{x}_D}{M_A}}{\frac{\bar{x}_D}{M_A} + \frac{1-\bar{x}_D}{M_B}} = \frac{\frac{0,985}{32}}{\frac{0,985}{32} + \frac{1-0,985}{18}} = 0,974 = 97,4$$

;

Кубового залишку :

$$x_W = \frac{\frac{\bar{x}_W}{M_A}}{\frac{\bar{x}_W}{M_A} + \frac{1-\bar{x}_W}{M_B}} = \frac{\frac{0,018}{32}}{\frac{0,018}{32} + \frac{1-0,018}{18}} = 0,0101 = 1,01$$

Мінімальне флегмове число визначаємо графо - аналітичним способом.

Для цього на підставі досвідчених даних, в координатах  $y - x$  будемо криву рівноваги для суміші метанол-вода при атмосферному тиску і криву температур стосу - ня і конденсації. Дані по рівноваги для інших бінарних сумішей наведені в Додатку А даного методичного посібника.

Таблиця 2.1 - Рівноважні дані для суміші метиловий спирт – вода.

| Зміст компоненту А, мол. % |            | Температура<br>кипіння,<br>$t, ^\circ\text{C}$ |
|----------------------------|------------|--|
| в рідині (x)               | в парі (y) |  |
| 0                          | 0,0        | 100,0  |
| 5                          | 26,8       | 92,3   |
| 10                         | 41,8       | 87,7   |
| 20                         | 57,9       | 81,7   |
| 30                         | 66,5       | 78,0   |
| 40                         | 72,9       | 75,3   |
| 50                         | 77,9       | 73,1   |
| 60                         | 82,5       | 71,2   |
| 70                         | 87,0       | 69,3   |
| 80                         | 91,5       | 67,6   |
| 90                         | 95,8       | 66,0   |
| 100                        | 100,0      | 64,5   |

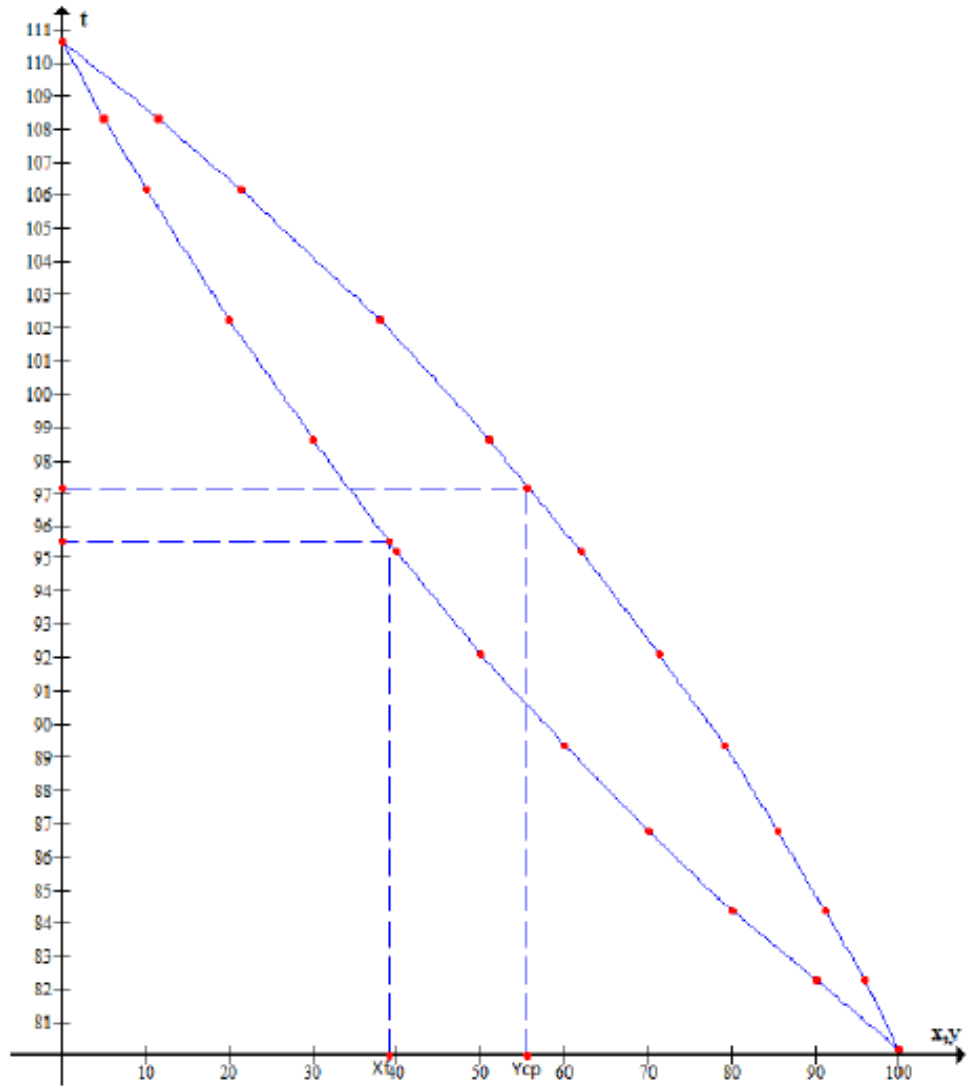


Рисунок 2.1 – Графік залежності  $t$  от  $x, y$

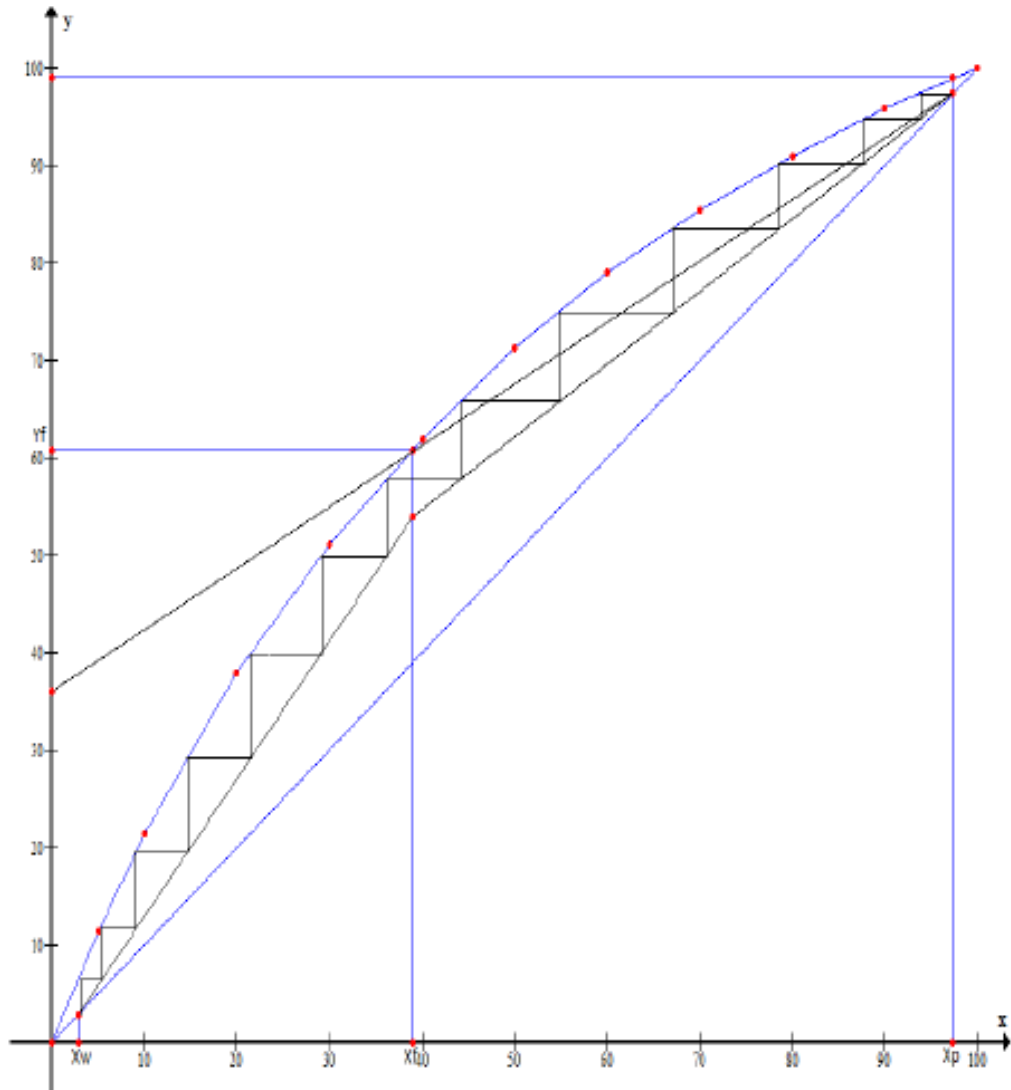


Рисунок 2.2 – Визначення числа тарілок

На діаграмі  $y-x$  з точки 1 ( $x_d = y_d$ ) через точку 2' ( $X_F, y_F^*$ ) проводимо пряму лінію до перетину з віссю  $y$ . Відрізок, що відсікається на осі  $y$ , позначимо через  $b_{\max} = 0,53$ . За величиною цього відрізка знаходимо мінімальне флегмове число ( формула 2.6 ):

$$R_{\min} = (X_d / b_{\max}) - 1 = (0,974 / 0,53) - 1 = 0,837$$

Дійсне флегмове число , використовуючи рівняння ( 2.7 )

$$R = K_R \cdot R_{\min} = 1,8 \cdot 0,833 = 1,5$$

На діаграмі у-х наносимо лінії робочих концентрацій ( робочі лінії ) для оптимального флегмового числа  $R = 1,5$  ( рис . 2.2 ): для цього на осі у відкладаємо відрізок

$$B = \frac{x_p}{R + 1} = \frac{0,974}{1,5 + 1} = 0,388 = 38,9 ,$$

кінець якого з'єднуємо прямою з точкою 1 ( $x_d = y_d$ ); 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.

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

*Рідка фаза.*

Середня мольна концентрація в нижній частині колони:

$$X_{cp}^n = \frac{X_W + X_F}{2} = \frac{0,0101 + 0,327}{2} = 0,168 .$$

Середня мольна концентрація у верхній частині колони:

$$X_{cp}^e = \frac{X_F + X_P}{2} = \frac{0,327 + 0,974}{2} = 0,651 .$$

Середня мольна концентрація по колоні:

$$X_{cp} = \frac{X_{cp}^n + X_{cp}^e}{2} = \frac{0,168 + 0,651}{2} = 0,410 .$$

Середня масова концентрація по колоні:

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

$$\alpha_{cp} = \frac{0,410 \cdot 32}{0,410 \cdot 32 + (1 - 0,410) \cdot 18} = 0,55.$$

Середня температура у нижній частині колони:

$$t_{xcp}^H = \frac{t_{XW} + t_{XF}}{2} = \frac{99 + 77,5}{2} = 88,25 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Середня температура у верхній частині колонни:

$$t_{xcp}^e = \frac{t_{XF} + t_{XP}}{2} = \frac{77,5 + 65}{2} = 71,25 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Середня температура по колоні:

$$t_{Xcp} = \frac{t_{xcp}^H + t_{xcp}^e}{2} = \frac{88,25 + 71,25}{2} = 79,25 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

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

Середня мольна маса:

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

$$M_{xcp} = 32 \cdot 0,410 + 18 \cdot (1 - 0,410) = 23,74 \text{ кг/кмоль}.$$

Середня густина рідини визначається за формулою:



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

де  $\rho_A$  и  $\rho_B$  – густина компонентів А і В при температурі  $t_{x \text{ ср}}$ .

$\rho_A = 736,3 \text{ кг/м}^3$  при  $t_{x \text{ ср}} = 79,25 \text{ }^\circ\text{C}$  [1, с. 512]; Додаток Б.

$\rho_B = 972,16 \text{ кг/м}^3$ .

$$\rho_{x \text{ ср}} = \frac{736,3 \cdot 972,16}{972,16 \cdot 0,410 + 736,3(1 - 0,410)} = 860 \text{ кг/м}^3$$

Середню в'язкість розраховують за рівнянням:

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

де  $\mu_A$  и  $\mu_B$  – динамічні коефіцієнти в'язкості компонентів А та В,

Па·с.  $\mu_A = 0,29 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ ,  $\mu_B = 0,358 \text{ мПа} \cdot \text{с}$  при  $t_{\text{ср}} = 79,65 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\lg \mu_{x \text{ ср}} = 0,410 \cdot \lg 0,29 + (1 - 0,410) \cdot \lg 0,358 = -0,482$$

$$\mu_{x \text{ ср}} = 0,33 \text{ мПа} \cdot \text{с} = 0,32 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Середній поверхневий натяг визначаємо за рівнянням:

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

де  $\sigma_A$  и  $\sigma_B$  – поверхневі натяги компонентів А и В, н/м.

$\sigma_A = 17,683 \cdot 10^{-3} \text{ н/м}$  при  $t_{x \text{ ср}} = 79,25 \text{ }^\circ\text{C}$  [1, с. 526]; Додаток Б.

$\sigma_B = 62,671 \cdot 10^{-3} \text{ н/м}$ .

$$\sigma_{x \text{ ср}} = 17,683 \cdot 10^{-3} \cdot 0,410 + 62,671 \cdot 10^{-3} (1 - 0,410) = 44,22 \cdot 10^{-3} \text{ н/м}.$$

Коефіцієнти дифузії при середній температурі  $t_{x \text{ ср}}$  визначають за

рівнянням [1]:

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

де  $D_{x(20)}$  – коефіцієнт дифузії при  $t = 20$  °С, м<sup>2</sup>/с;

$$b = \frac{0,2\sqrt{\mu}}{\sqrt[3]{\rho}}, \text{ тут } \mu \text{ [МПа}\cdot\text{с]} \text{ и } \rho \text{ [кг/м}^3\text{]} - \text{в'язкість та густина розчинника}$$

(води) при  $t = 20$  °С;

$$t = t_{x \text{ сер.}}$$

Коефіцієнт дифузії при 20 °С розраховують за емпіричним рівнянням [3]:

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

де  $V_A$  и  $V_B$  – мольні об'єми компонентів А и В, см<sup>3</sup>/моль;

А, В – коефіцієнти, які залежать від властивостей компонентів, А = 1,19;

В = 4,7.

$$b = \frac{0,2\sqrt{\mu}}{\sqrt[3]{\rho}} = \frac{0,2\sqrt{1,005}}{\sqrt[3]{998}} = 0,02.$$

Мольні об'єми компонентів (див. Додаток):

$$V_A = 18,9 \text{ см}^3/\text{моль};$$

$$V_B = 14,8 + 4 \cdot 3,7 + 7,4 = 37,0 \text{ см}^3/\text{моль}.$$

$$D_{x(20)} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1,19 \cdot 4,7 \cdot \sqrt{1,005} (37^{1/3} + 18,9^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{32} + \frac{1}{18}} = 1,465 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

$$D_{x(t)} = 1,465 \cdot 10^{-9} \cdot [1 + 0,02 \cdot (79,65 - 20)] = 3,21 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

*Парова фаза.*

Середня мольна концентрація у нижній частині колони:

$$y_{cep}^H = \frac{y_W + y_F}{2} = \frac{0,0101 + 0,58}{2} = 0,30 \text{ .}$$

Середня мольна концентрація у верхній частині колони:

$$y_{cp}^6 = \frac{y_F + y_P}{2} = \frac{0,58 + 0,974}{2} = 0,77 \text{ .}$$

Середня мольна концентрація по колоні:

$$y_{cp} = \frac{y_{cp}^H + y_{cp}^6}{2} = \frac{0,30 + 0,77}{2} = 0,535 \text{ .}$$

Середня температура у нижній частині колони:

$$t_{y_{cp}}^H = 91,6^\circ\text{C}$$

Середня температура у верхній частині колони:

$$t_{y_{cp}}^6 = 73,5^\circ\text{C}.$$

Середня температура по колоні:

$$t_{y_{cp}} = 82,55^\circ\text{C}.$$

Середня мольна маса

$$\begin{aligned} M_{y_{cp}} &= M_A \cdot y_{cp} + M_B \cdot (1 - y_{cp}) = 32 \cdot 0,535 + 18 \cdot (1 - 0,535) = \\ &= 25,5 \text{ кг/кмоль.} \end{aligned}$$

Середня густина:

$$\rho_{y \text{ ср}} = \frac{M_{y \text{ ср}}}{22,4} \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T}, \quad (3)$$

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

$$\rho_{y \text{ ср}} = \frac{25,5}{22,4} \cdot \frac{1}{1,033} \cdot \frac{273}{(273 + 82,55)} = 0,838 \text{ кг/м}^3.$$

Середня в'язкість [1]:

$$\frac{M_{y \text{ ср}}}{\mu_{y \text{ ср}}} = \frac{y_{\text{ср}} \cdot M_A}{\mu_{yA}} + \frac{(1 - y_{\text{ср}}) \cdot M_B}{\mu_{yB}}, \quad (4)$$

де  $\mu_{yA}$  и  $\mu_{yB}$  – динамічні коефіцієнти в'язкості пари компонентів А та В;

$$\mu_{yA} = 1,2 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}, \mu_{yB} = 1,15 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с} \text{ при } t_{y \text{ ср}} = 82,55 \text{ } ^\circ$$

$$\frac{25,5}{\mu_{y \text{ ср}}} = \frac{0,535 \cdot 32}{1,2 \cdot 10^{-5}} + \frac{(1 - 0,535) \cdot 18}{1,15 \cdot 10^{-5}},$$

$$\mu_{y \text{ ср}} = 1,186 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}.$$

Коефіцієнт дифузії для паровій фази визначають за рівнянням [3]:

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

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

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

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot 355,45^{3/2}}{1 \cdot (37^{1/3} + 18,9^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{32} + \frac{1}{18}} = 2,38 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$$

## 2.7 Визначення діаметру колони

Діаметр колони визначаємо за рівнянням (2.8).

Витрата, що проходить по колоні пара, може бути визначений:

$$V_y = \frac{G_y}{\rho_{y \text{ cp}}} = \frac{G_p \cdot (R+1)}{\rho_{y \text{ cp}}} = \frac{1040 \cdot (1,5+1)}{3600 \cdot 0,838} = 0,861 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Тоді діаметр колони:

$$D = \sqrt{\frac{V_y}{0,785 \cdot W}} = \sqrt{\frac{0,861}{0,785 \cdot 1,4}} = 0,885 \text{ м}.$$

Приймаємо  $D=0,8$  м. та уточнюємо швидкість пари у колоні

$$W = \frac{V_y}{0,785 \cdot D^2} = \frac{0,861}{0,785 \cdot 0,8^2} = 1,714 \text{ м/с}.$$

## 2.8 Визначення висоти колони

Кількість дійсних тарілок

$$n_D = \frac{n_T}{\text{к.п.д.}} = \frac{10}{0,75} = 14$$

$n_T=10$  (теоретичних тарілок) – визначаємо по діаграмі х,у.

Висоту колони визначаємо за рівнянням (2.10)

$$H = (n - 1) \cdot h + H_{\text{сеп}} + H_{\text{куб}} = (14 - 1) \cdot 0,5 + 0,8 + 2,0 = 9,3 \text{ м}$$

## 2.9 Визначення гідравлічного опору колони з сітчатими тарілками

Гідравлічний опір ректифікаційної колони визначаємо за рівнянням (2.20):

$$\Delta P_k = n \cdot \Delta P_T.$$

Для сітчастої тарілки приймаємо: діаметр отворів  $d_o = 12$  мм, висота перелива  $h_{пер} = 30$  мм, вільний перетин тарілки  $F_o = 0,08$  (8%).

Гідравлічний опір сітчастої тарілки визначаємо за рівнянням (2.22).

$$\Delta P_{сyx} = \zeta \frac{W_o^2 \cdot \rho_{ycp}}{2} = 1,82 \frac{21,42^2 \cdot 0,835}{2} = 350 \text{ Па.}$$

Швидкість пара в отворах:

$$W_o = \frac{W_o}{F_o} = \frac{1,714}{0,08} = 21,42 \text{ м/с}$$

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{1,3d_o + 0,08d_o^2} = \frac{4 \cdot 44,22 \cdot 10^{-3}}{1,3 \cdot 0,02 + 0,08 \cdot 0,02^2} = 11,3 \text{ Па.}$$

Для визначення статичного тиску рідини на тарілці визначаємо витрату рідкої фази у нижній частині колони:

$$L = G_p \cdot R + G_F = 1040 \cdot 1,5 + 2250 = 3810 \text{ кг/ч}$$

або у об'ємному виразі  $4,43 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Для колони  $D = 0,8$  м довжина зливного борту  $l_{сл} = \Pi = 0,570$  м (див.

Додаток В), тоді інтенсивність потоку  $\frac{L}{l_{сл}} = \frac{4,43}{0,570} = 7,77 \frac{\text{м}^3}{\text{ч} \cdot \text{м}}$ .

Так як  $\frac{L}{l_{cl}} = 7,77 > 5 \frac{м^3}{ч \cdot м}$ , тоді  $m = 10000$ .

Тоді за рівнянням (2.25):

$$\begin{aligned} \Delta P_{cm} &= 1,3 \left[ K \cdot h_{nep} + \sqrt[3]{K \left( \frac{L}{m \cdot l_{cl}} \right)^2} \right] \cdot \rho_{xcp} \cdot g = \\ &= 1,3 \left[ 0,5 \cdot 0,03 + \sqrt[3]{0,5 \left( \frac{4,43}{10000 \cdot 0,570} \right)^2} \right] \cdot 860 \cdot 9,81 = 164,5 \text{ Па}. \end{aligned}$$

Гідравлічний опір однієї тарілки

$$\Delta P_T = \Delta P_{сyx} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{ст} = 350 + 11,3 + 164,5 = 526 \text{ Па}.$$

Гідравлічний опір колони:

$$\Delta P_K = n \cdot \Delta P_T = 10 \cdot 526 = 5260 \text{ Па}.$$

Раніше прийнята відстань між тарілками  $h = 0,5$  м перевіряємо за співвідношенням (2.26):

$$h > 1,8 \cdot \Delta P_T / \rho_{xcp} \cdot g,$$

$$1,8 \cdot \frac{526}{5260 \cdot 9,81} = 0,0101 \text{ м},$$

$$0,5 > 0,0101$$

умова виконується.

## 2.10 Теплові розрахунки

### 2.10.1 Підігрівач вихідної суміші

Рівняння теплового балансу для підігрівача:

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

тут теплові втрати прийняті у розмірі 5% від корисно витрачаємої теплоти;

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

$t_{нач}$  – 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 сірковуглецю та чотирьоххлористого вуглецю при середній температурі  $t_{XF}^{cp} = 47,75^\circ\text{C}$ ;

$C_A = 0,63 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$ ;  $C_B = 1 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$ , [1, с. 562]; таблиця Б.7 Додатки.

$$c_F' = 0,465 \cdot 0,63 + (1 - 0,465) \cdot 1 = 0,82795 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}} = 3468 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$Q = 1,05 \cdot G_F \cdot c_F' (t_{XF} - t_{нач}) = 1,05 \cdot \frac{2250}{3600} \cdot 3468 (77,5 - 18) = 136553 \text{ Вт.}$$

Витрати гріючої пари:



$$G_{z.n} = \frac{Q}{r} = \frac{136553}{2117 \cdot 10^3} = 0,064 \text{ кг/с,}$$

$r = 2117 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$  при  $P = 5 \text{ кгс/см}^2$  [1, с. 550]; таблиця Б.9 Додатки.

Середня різниця температур

$$151 \longrightarrow 151,1$$

$$18 \longrightarrow 77,5$$

Температура насиченої водяної пари при  $P = 5 \text{ кгс/см}^2$  складає  $151^\circ\text{C}$  [1, с. 550]; таблиця Б.9 Додатки.

Велика різниця температур:

$$\Delta t_{\delta} = 151,1 - 18 = 133,1 \text{ }^\circ\text{C};$$

менша різниця температур:

$$\Delta t_{\text{м}} = 151,1 - 77,5 = 74 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Так як  $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}} = \frac{131,1}{74} = 1,8 < 2$ , тоді середню різницю температур визначаємо за

рівнянням (2.38):

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_{\text{м}}}{2} = \frac{131,1 + 74}{2} = 102,5 \text{ }^\circ\text{C}.$$

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

Поверхня теплообміну підігрівача вихідної суміші

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{136553}{250 \cdot 102,5} = 5,25 \text{ м}^2.$$

Вибирають одноходовий кожухотрубчастий теплообмінник із наступними характеристиками [7, с. 51]:

- діаметр кожуха 273 мм;
- труба Ø 20x2 мм;
- кількість труб в теплообміннику 61 шт.;
- довжина труб 1 м;
- поверхня теплообміну 5,25 м<sup>2</sup>.

### 2.10.2 Дефлегматор

Витрата теплоти, що віддається охолоджуючій воді при конденсації пари у дефлегматорі, визначається з теплового балансу дефлегматора:

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

де  $r_d = x_d \cdot r_A + (1 - x_d) \cdot r_B$ .

Питомі теплоти пароутворення ссірковуглецю  $r_A$  та чотирьоххлористого вуглецю  $r_B$  при  $t_{Xd}=65$  °С:

$$r_A = 1109,2 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}; r_B = 2347 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, [1, \text{с. 542}]; \text{таблиця Б.8 Додатки.}$$

$$R_d = 0,985 \cdot 1109,2 + (1 - 0,985) \cdot 2347 = 1128 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

$$Q_D = \frac{1040}{3600} \cdot (1,5 + 1) \cdot 1128 \cdot 10^3 = 0,818 \cdot 10^6 \text{ Вт.}$$

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

$$G_B = \frac{Q_D}{C_B \cdot (t_k - t_n)} = \frac{0,818 \cdot 10^6}{4190 \cdot (25 - 12)} = 15,02 \text{ кг/с.}$$

Середня різниця температур при противоточній схемі руху теплоносіїв:

$$\begin{array}{ccc}
 65^{\circ}\text{C} & \longrightarrow & 65^{\circ}\text{C} \\
 25^{\circ}\text{C} & \longleftarrow & 12^{\circ}\text{C}
 \end{array}$$

Велика різниця температур:

$$\Delta t_{\delta} = 65 - 12 = 53^{\circ}\text{C};$$

менша різниця температур:

$$\Delta t_{\text{м}} = 65 - 25 = 40^{\circ}\text{C}.$$

Так як  $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}} = \frac{53}{40} = 1,325 < 2$ , то

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_{\text{м}}}{2} = \frac{53 + 40}{2} = 47^{\circ}\text{C}.$$

Приймаємо орієнтовно коефіцієнт теплопередачі  $K = 500 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$  [6, с. 47].

Поверхня теплообміну дефлегматора:

$$F = \frac{Q_{\text{д}}}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{0.818 \cdot 10^6}{500 \cdot 47} = 35 \text{ м}^2.$$

Вибирають чотирьохходовий кожухотрубчастий теплообмінник із наступними характеристиками [7, с. 51]:

- діаметр кожуха 600 мм;
  - труба  $\text{Ø } 25 \times 2$  мм;
  - кількість труб в теплообміннику 196 шт.;
- довжина труб 3 м; поверхня теплообміну  $35 \text{ м}^2$ .

### 2.10.3. Холодильник дистиллята

Витрати теплоти, що віддаються охолоджуючій воді у водяному холодильнику дистиллята, визначається з рівняння теплового балансу:

$$Q = G_P \cdot c_p' \cdot (t_{Xp} - t_{p \text{ кон}}) = G_B \cdot C_B \cdot (t_k - t_n),$$

де  $C_d$  – теплоємність дистиллята при його середній температурі  $(t_{Xd} + t_{d \text{ кон}})/2$ ;  
 $t_{d \text{ кон}}$  – кінцева температура дистиллята після холодильника, °C (за умовою завдання).

$$C_d = x_d \cdot C_A + (1 - x_d) \cdot C_B,$$

$$C_A = 0,65 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}; C_B = 1 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}, \text{ при середній температурі}$$

$$t_{cp} = \frac{t_{Xd} + t_{d \text{ кон}}}{2} = 43^\circ\text{C}; [1, \text{ с. 562}].$$

$$C_d = 0,985 \cdot 0,65 + (1 - 0,985) \cdot 1 = 0,655 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}} = 2744,4 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$Q = G_D \cdot c_D' \cdot (t_{XD \text{ п}} - t_{XD \text{ к}}) = \frac{1040}{3600} \cdot 2744,4 (65 - 20) = 35814,42 \text{ Вт}.$$

Витрати охолоджуючої води при нагріванні її на 15 °C у холодильнику товарного дистиллята:

$$G_B = \frac{Q}{C_B \cdot (t_k - t_n)} = \frac{35814,42}{4190 \cdot (27 - 12)} = 0,57 \text{ кг/с}.$$

Середня різниця температур при протivotочній схемі руху теплоносіїв:

$$65^\circ\text{C} \quad \longrightarrow \quad 20^\circ\text{C}$$

$$27^\circ\text{C} \quad \longleftarrow \quad 12^\circ\text{C}$$

Велика різниця температур:

$$\Delta t_6 = 65 - 27 = 38^\circ\text{C};$$

Меньша різниця температур:

$$\Delta t_M = 20 - 12 = 8^\circ\text{C}.$$

Так як  $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\mu}} = \frac{38}{8} = 4,75 > 2$ , то середню різницю температур визначаємо

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_{\mu}}{\ln \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\mu}}} = \frac{38 - 8}{1,55} = 19,4 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

При орієнтовному значенні  $K = 400 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$  поверхня теплообміна холодильника товарного дистиллята складе

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{35814,42}{400 \cdot 19,4} = 4,6 \text{ м}^2$$

Вибирають одноходовий кожухотрубчастий теплообмінник із наступними характеристиками [7, с. 51]:

- діаметр кожуха 273 мм;
- труба  $\text{Ø } 25 \times 2$  мм;
- кількість труб в теплообміннику 32 шт.;
- довжина труб 1,5 м;
- поверхня теплообміну  $5 \text{ м}^2$ .

#### 2.10.4 Холодильник кубового залишку

Витрати теплоти, що віддаються охолоджуючій воді у водяному холодильнику кубового залишку, визначаються з рівняння теплового балансу:

$$Q = G_w \cdot C_w' \cdot (t_{X_{\text{ВП}}} - t_{w_{\text{КОН}}}) = G_B \cdot C_B \cdot (t_{\text{К}} - t_{\text{Н}}),$$

де  $C_w$  – теплоємність кубового залишку при його середній температурі  $(t_{X_{\text{ВП}}} + t_{w_{\text{КОН}}})/2$ ;

$t_{w_{\text{КОН}}}$  – кінцева температура кубового залишка після холодильника,

°C (за умовою завдання).

$$C_w' = a_w \cdot C_A + (1 - a_w) \cdot C_B,$$

$$C_A = 0,63 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}; C_B = 1 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}, \text{ при середній температурі}$$

$$t_{cp} = \frac{t_{Xw} + t_{W_{кон}}}{2} = \frac{99 + 20}{2} = 59,5 \text{ } ^\circ\text{C}; [1, \text{ с. 562}]; \text{ таблиця Б.7 Додатки.}$$

$$C_w' = 0,018 \cdot 0,63 + (1 - 0,018) \cdot 1 = 0,993 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}} = 4160 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$Q = G_w \cdot c_w' \cdot (t_{XW_{п}} - t_{XW_{к}}) = \frac{1210}{3600} \cdot 4160 (99 - 20) = 110460 \text{ Вт.}$$

Витрати охолоджуючої води при нагріванні її на 15 °C у холодильнику кубового залишка:

$$G_w = \frac{Q}{C_B \cdot (t_k - t_n)} = \frac{110460}{4160 \cdot (27 - 12)} = 1,8 \text{ кг/с.}$$

Середня різниця температур при протivotочній схемі руху теплоносіїв:

$$99 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \text{—————} \quad 20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$27 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \text{←—————} \quad 12 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Велика різниця температур:

$$\Delta t_6 = 99 - 27 = 72 \text{ } ^\circ\text{C};$$

менша різниця температур:

$$\Delta t_m = 20 - 12 = 8 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Так як  $\frac{\Delta t_6}{\Delta t_m} = \frac{72}{8} = 9 > 2$ , то середню різницю температур визначаємо

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\bar{\delta}} - \Delta t_m}{\ln(\Delta t_{\bar{\delta}} / \Delta t_m)} = \frac{72 - 8}{\ln 72 / 8} = 29,1 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

При орієнтовном значенні  $K = 400 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$  [6, с. 47], поверхня теплообміна холодильника кубового залишку складе

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{110460}{400 \cdot 29,1} = 9,5 \text{ м}^2.$$

Вибирають одноходовий кожухотрубчастий теплообмінник із наступними характеристиками [7, с. 51]:

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

### 2.10.5 Кип'ятильник

Кількість теплоти  $Q_K$ , котре потрібно подати в куб колони, визначається з рівняння теплового балансу колони:

$$Q_K = Q_D + G_d \cdot C_d \cdot t_{Xd} + G_W \cdot C_W \cdot t_{Xw} - G_F \cdot C_F \cdot t_{XF} + Q_{\text{пот.}}$$

Теплові втрати приймаємо 3% від корисно витрачаємої теплоти; питомі теплоємкості взяті відповідно при  $t_{Xp} = 65^\circ\text{C}$ ,  $t_{XF} = 77,5^\circ\text{C}$ ,  $t_{Xw} = 99^\circ\text{C}$ .

$$\begin{aligned} C_d &= x_d \cdot C_A + (1 - x_d) \cdot C_B = 0,985 \cdot 0,65 + (1 - 0,985) \cdot 1 = \\ &= 0,655 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}} = 2744,4 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}. \end{aligned}$$

$$C_F = x_F \cdot C_A + (1 - x_F) \cdot C_B = 0,465 \cdot 0,66 + (1 - 0,465) \cdot 1,003 =$$

$$= 0,843 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}} = 3534,2 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$C_W = x_W \cdot C_A + (1 - x_W) \cdot C_B = 0,018 \cdot 0,7 + (1 - 0,018) \cdot 1,005 =$$

$$= 0,998 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}} = 4188 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$Q_K = 1,03(0,818 \cdot 10^6 + \frac{1040}{3600} \cdot 2744,4 \cdot 65 + \frac{1210}{3600} \cdot 4188 \cdot 99 -$$

$$- \frac{2250}{3600} \cdot 3534,2 \cdot 77,5) = 1160130 \text{ Вт}.$$

Витрата гріючого пара при  $P = 5 \text{ кгс/см}^2$ :

$$G_{z.n} = \frac{Q_K}{r} = \frac{1160130}{2117 \cdot 10^3} = 0,548 \text{ кг/с}.$$

Середня різниця температур дорівнює різниці між температурою насиченого пара при  $P = 5 \text{ кгс/см}^2$  и температурою кипіння кубового залишку:

$$\Delta t_{cp} = 151,1 - 99 = 52,1^\circ\text{C}.$$

При орієнтовно прийнятій коефіцієнті теплопередачі  $K = 2000 \text{ Вт/м}^2\cdot\text{К}$ , [6, с. 47] поверхня кип'ятильника складе:

$$F = \frac{Q_K}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{1160130}{2000 \cdot 52,1} = 11,13 \approx 12 \text{ м}^2.$$

Вибирають одноходовий кожухотрубчастий теплообмінник із наступними характеристиками [7, с. 51]:



- діаметр кожуха 600 мм;
- труба Ø 25x2 мм;
- кількість труб в теплообміннику 196 шт.;
- довжина труб 3 м;
- поверхня теплообміну 11,5 м<sup>2</sup>.

Примітка:

При розрахунку поверхні кип'ятильника температура кипіння кубової рідини  $t_{xw} = 99$  °С взята при атмосферному тиску. Не враховано збільшення температури кипіння кубової рідини у зв'язку зі збільшенням тиску в кубі колони на величину  $\Delta P_k = 0,1-0,15$  кгс/см<sup>2</sup>.

### 2.10.6 Визначення діаметрів штуцерів колони

Внутрішній діаметр штуцера визначають за рівнянням (2.41).

Штуцер виходу пари з колони:

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

де  $V_y = 0,861$  м<sup>3</sup>/с (см. розділ 3.5).

Приймають  $W_y = 15$  м/с, тоді

$$d = \sqrt{\frac{0,861}{0,785 \cdot 15}} = 0,270 \text{ м.}$$

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцера Ø273 x 10 мм, [7, с. 17].

Штуцер подачі флегми до колони:

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

$$V_{\phi} = \frac{G_R}{\rho_A} = \frac{G_D \cdot R}{\rho_A} = \frac{1040 \cdot 1,5}{3600 \cdot 751} = 0,58 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Так як швидкість потоку приймають орієнтовно, то можна прийняти густину флегми рівній густині чистого метилового спирту:  $\rho_A = 751 \text{ кг/м}^3$  при  $t = 65 \text{ }^\circ\text{C}$ .

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

$$d = \sqrt{\frac{1,31 \cdot 10^{-3}}{0,785 \cdot 0,5}} = 0,062 \text{ м}.$$

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцера  $\text{Ø } 38 \times 3 \text{ мм}$ , [7, с. 17].

Штуцер подачі вихідної суміші до колони:

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

$$\rho_F = \frac{\rho_A \cdot \rho_B}{\rho_B \cdot \bar{x}_F + (1 - \bar{x}_F) \cdot \rho_A}$$

$$V_F = \frac{G_F}{\rho_F};$$

при  $t_{XF} = 77,5 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$\rho_F = \frac{738,5 \cdot 973,5}{973,5 \cdot 0,465 + (1 - 0,465) \cdot 738,5} = 848,01 \text{ кг/м}^3,$$

$$V_F = \frac{2250}{3600 \cdot 848,01} = 0,73 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Приймають  $W_F = 0,8 \text{ м/с}$ , тоді

$$d = \sqrt{\frac{0,73 \cdot 10^{-3}}{0,785 \cdot 0,8}} = 0,034 \text{ м}.$$

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцера  $\text{Ø}32 \times 3 \text{ мм}$ , [7, с. 17].

Штуцер підводу парорідинної суміші до колони, яка виходить з кип'ятильника:

Для розрахунку діаметру парорідинного трубопроводу рекомендують наближену формулу:

$$d = d_{\text{вн}} \cdot \sqrt{n_{\text{тр}}}$$

де  $d_{\text{вн}}$  – внутрішній діаметр труби трубчатки кип'ятильника, м;

$n_{\text{тр}}$  – загальне число труб трубчатки кип'ятильника, шт. (див. розділ 3.9.5.)

$$d = 0,273 \cdot \sqrt{61} = 2,2 \text{ м}$$

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцера  $\text{Ø}219 \times 6 \text{ мм}$ , [7, с. 17].

Штуцер виходу кубової рідини з колони, що далі надходить до кип'ятильника:

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

$$V_{\text{кип}} = \frac{G_F + G_R - G_W}{\rho_B} = \frac{2250 + 1040 \cdot 1,5 - 1210}{3600 \cdot 958,85} = 0,75 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Приймаємо  $W_{\text{кип}} = 0,3 \text{ м/с}$ , тоді

$$d = \sqrt{\frac{0,75 \cdot 10^{-3}}{0,785 \cdot 0,3}} = 0,017 \text{ м}.$$

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцера  $\text{Ø}180 \times 2 \text{ мм}$ , [7, с. 16].

Штуцер виходу кубового залишку з колони:

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

$$V_W = \frac{G_W}{\rho_W} = \frac{1210}{3600 \cdot 958,85} = 3,51 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}.$$

$\rho_B = 958,85 \text{ кг/м}^3$  – густина води при  $99 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Приймаємо  $W_W = 0,3 \text{ м/с}$ , тоді

$$d = \sqrt{\frac{3,51 \cdot 10^{-4}}{0,785 \cdot 0,3}} = 0,038 \text{ м.}$$

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцера Ø38x3 мм, [7, с. 17].

### 2.10.7 Розрахунок та вибір ємностей установки

Приймають, що установка повинна безперервно роботи протягом  $\tau=6$  годин=21600 с, а наповненість ємностей повинна складати 80% від їх повного об'єму ( $K=0,8$ ).

#### Ємність вихідної суміші

$$V = \frac{G_F \cdot \tau}{K \cdot \rho_{x \text{ сер}}^{20}} \frac{0,625 \cdot 21600}{0,8 \cdot 895} = 19 \text{ м}^3$$

де  $G_F=0,625$  кг/с;

$\rho_A=792$  кг/м<sup>3</sup> – густина метилового спирту при 20 °С;

$\rho_B=998$  кг/м<sup>3</sup> – густина води при 20 °С;

$K=0,465$ ;

$$\rho_{x \text{ сер}}^{20} = \frac{792 \cdot 998}{0,465 \cdot 998 + (1 - 0,465)792} = 895 \text{ кг/м}^3$$

Вибирають ємність із каталогу [8] ГЭЭ-50-0,6-1-К-0,7.

#### Ємність дистилляту

$$V = \frac{G_D \cdot \tau}{K \cdot \rho_a^{20}} \frac{0,288 \cdot 21600}{0,8 \cdot 792} = 9,85 \text{ м}^3$$

де  $G_D=0,288$  кг/с;

Вибирають ємність із каталогу [8] ГЭЭ-25-0,6-1-К-0,9

Ємність кубового залишку

$$V = \frac{G_w \cdot \tau}{K \cdot \rho_b^{20}} \frac{0,336 \cdot 21600}{0,8 \cdot 998} = 9,09 \text{ м}^3 \quad \text{де } G_w=0,336 \text{ кг/с; } \text{Вибирають}$$

ємність із каталогу [8] ГЭЭ-25-0,6-1-К-0,9.

## РОЗДІЛ 3 КОНСТРУКТИВНА ЧАСТИНА

### 3.1 Аналіз впливу конструктивних особливостей контактних пристроїв на розміри колонного апарата

В даній роботі потрібно було розрахувати колонну з провальними тарілками з діаметром отворів на тарільці  $d_0=12$  мм. За розрахунками ректифікаційної колони я отримав діаметр колони рівним  $D=0,8$  м, висота колони складає  $H=9300$  мм.

Якщо порівняти ці значення з розрахунками, то отримаємо графік на якому буде показано який апарат доцільно прийняті у виробництво.

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

$$V = H \cdot S$$

Сітчаста колона ректифікації з отворами на тарільці  $d_0=8$  мм

$D_{роз}=1,355$

$$N_D = 13$$

$$H = (N_D - 1) \cdot 0.5 = 6 \text{ м}$$

$$S = \frac{\pi D_{роз}^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,355 \cdot 1,355}{4} = 1,44 \text{ м}^2$$

$$V = H \cdot S = 6 \cdot 1,44 = 8,46 \text{ м}^3$$

Сітчаста колона ректифікації з отворами на тарільці  $d_0=12$  мм,

$$D_{роз} = 0,885 \text{ м}$$

$$N_D = 14$$

$$H = (N_D - 1) \cdot 0.5 = 6,5 \text{ м}$$

$$S = \frac{\pi D_{\text{роз}}^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,885 \cdot 0,885}{4} = 0,61 \text{ м}^2$$

$$V = H \cdot S = 6,5 \cdot 0,61 = 3,995 \text{ м}^3$$

Сітчаста колона ректифікації з отворами на тарільці  $d_0=20$  мм,

$$D_{\text{роз}} = 1,2 \text{ м}$$

$$N_D = 20$$

$$H = (N_D - 1) \cdot 0.5 = 9,5 \text{ м}$$

$$S = \frac{\pi D_{\text{роз}}^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,2 \cdot 1,2}{4} = 1,13 \text{ м}^2$$

$$V = H \cdot S = 9,5 \cdot 1,13 = 10,735 \text{ м}^3$$

Сітчаста колона ректифікації з отворами на тарільці  $d_0=5$  мм,

$$D_{\text{роз}} = 1,52 \text{ м}$$

$$N_D = 14$$

$$H = (N_D - 1) \cdot 0.5 = 6,5 \text{ м}$$

$$S = \frac{\pi D_{\text{роз}}^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,52 \cdot 1,52}{4} = 1,81 \text{ м}^2$$

$$V = H \cdot S = 6,5 \cdot 1,81 = 11,920 \text{ м}^3$$

Побудуємо графік та визначимо оптимальний варіант:



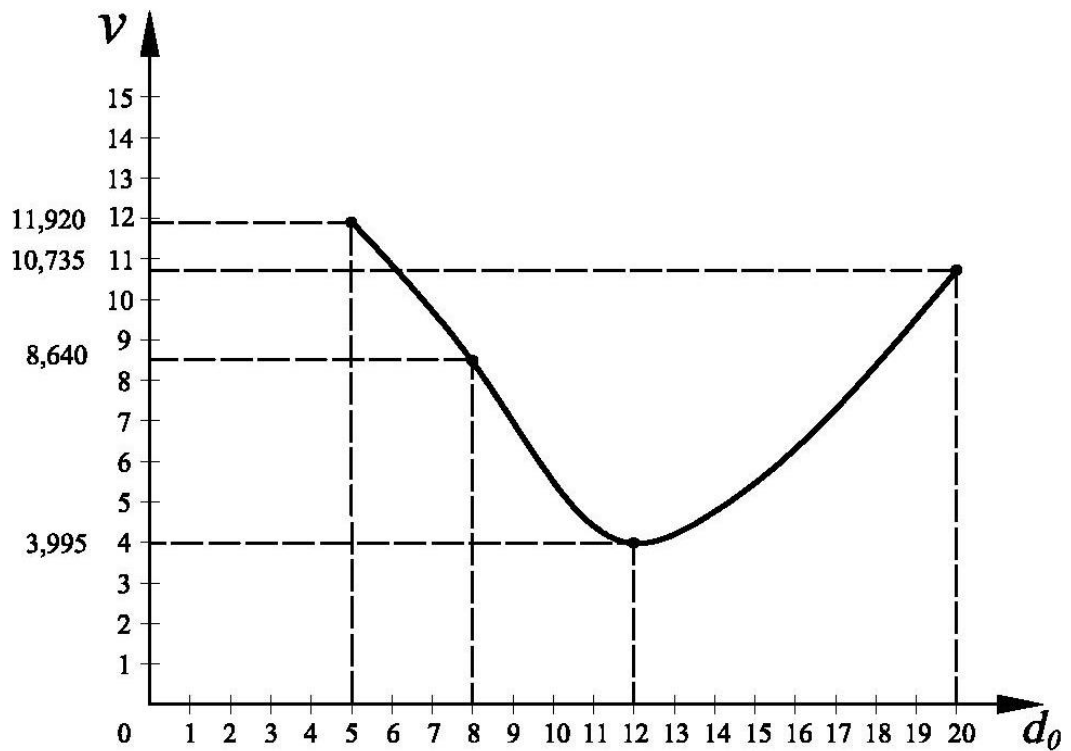


Рисунок 5.1 – Залежності об'єму від діаметру отворів

Таблиця 5.1 – Діаметрів отворів та об'єму

|                      |        |       |       |        |
|----------------------|--------|-------|-------|--------|
| $d_0$ , мм           | 5      | 8     | 12    | 20     |
| $V$ , м <sup>3</sup> | 11,920 | 8,460 | 3,995 | 10,735 |

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

### 3.2 Розрахунки на міцність елементів заданого апарата

Вихідні дані

Наружний діаметр кожуха  $D$ , мм 273

Довжина теплообмінних труб  $l$ , мм 1500

|  |          |
|--|----------|
|  | 52       |
| Зовнішній діаметр теплообмінної труби $d$ , мм | 12       |
| Товщина стінки труби $S$ мм                    | 2        |
| Число ходів по трубах                          | 1        |
| Розрахунковий тиск в трубному просторі, МПа    | 0,4      |
| Розрахункова температура труб, °С              | 38       |
| Розрахункова температура кожуха, °С            | 65       |
| Матеріал кожуха                                | Сталь 10 |
| Матеріал розподільної камери                   | Сталь 10 |
| Матеріал теплообмінних труб                    | Сталь 10 |
| Матеріал трубної решітки                       | Сталь 10 |
| Матеріал перегородок                           | Сталь 20 |
| Група теплообмінника                           | 1        |

### 3.3 Розрахунок на міцність, жорсткість та стійкість

Розрахункова температура

Визначаємо розрахункову температуру розподільної камери

$$t_{кам} = 2 \cdot t_k - t_t \quad (3.1)$$

$$t_{кам} = 2 \cdot 65 - 38 = 92^\circ C$$

Визначаємо розрахункову температуру ізольованих фланців

$$t_\phi = t, \quad (3.2)$$

де  $t$  – розрахункова температура апарата, °С.

Розрахункову температуру ізольованих фланців і фланців штуцерів розподільної камери теплообмінника приймаємо рівною температурі розподільної камери, тобто  $t_\phi = t_{кам} = 92^\circ C$

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

$$t_\phi = t_k = 92^\circ C$$

Розрахункова температура болтів для ізольованих фланцевих з'єднань

$$t_{\sigma} = 0,97 \cdot t \quad (3.3)$$

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

$$t_{\sigma} = 0,97 \cdot 38 = 36,86^{\circ} \text{C}$$

Розрахункова температура болтів фланцевих з'єднань штуцерів міжтрубного простору

$$t_{\sigma} = 0,97 \cdot 92 = 89,24^{\circ} \text{C}$$

Допустимі напружини

Таблиця 3.1 – Допустимі напружини матеріалів деталей теплообмінника

| Елементи апарата                     | Матеріал | Допустимі напружини, МПа              |  | Відношення допустимих напружин $[\sigma]_{20}/[\sigma]$ |
|--------------------------------------|----------|---------------------------------------|--|---|
|                                      |          | при температурі 20 °С $[\sigma]_{20}$ | при розрахунковій температурі $[\sigma]$ |   |
| Кожух                                | Сталь 10 | 100                                   | 92                                       | 1,09  |
| Трубна решітка                       | Сталь 10 | 120                                   | 105                                      | 1,01  |
| Труби                                | Сталь 10 | 130                                   | 128,5                                    | 1,01  |
| Фланці апаратні                      | Сталь 20 | 147                                   | 145,5                                    | 1,01  |
| Фланці штуцерів трубного простору    | Сталь 20 | 147                                   | 145,5                                    | 1,01  |
| Фланці штуцерів міжтрубного простору | Сталь 20 | 137                                   | 122                                      | 1,02  |
| Шпильки                              | Сталь 35 | 130                                   | 126                                      | 1,01  |
| Гайки                                | Сталь 20 | 124                                   | 120                                      | 1,05  |

Визначаємо пробний тиск, при якому проводиться випробування апарата

$$P_{\text{пр}} = 1,25 \cdot P \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]}; \quad (3.4)$$

Для трубного простору

$$P_{\text{пр}} = 1,25 \cdot 0,4 \cdot 1,15 = 0,575 \text{ МПа}$$

Гідростатичний тиск при випробуванні трубного простору теплообмінника складає

$$P_{\text{ГТР}} = \rho_{\text{в}} \cdot g \cdot H_{\text{с}} \cdot 10^{-6}, \quad (3.5)$$

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

$$P_{\text{ГТР}} = 1000 \cdot 9,81 \cdot 0,596 \cdot 10^{-6} = 0,0057 \text{ МПа}$$

Гідростатичний тиск при випробуванні трубного простору

$$P_{\text{ГТР}} = 0,014 \leq 0,05 P_{\text{пр}} = 0,05 \cdot 0,575 = 0,0287 \text{ МПа}$$

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

$$P_{\text{ім}} = P_{\text{пр}} = 0,575 \text{ МПа}$$

Умова

$$P_{\text{ім}} = 0,575 \text{ МПа} \leq 1,35 P_{\text{м}} \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]} = 1,35 \cdot 0,4 \cdot 1,15 = 0,621 \text{ МПа}$$

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

Для міжтрубного простору

$$P_{\text{прк}} = 1,25 \cdot P_{\text{к}} \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]} = 1,25 \cdot 0,4 \cdot 1,04 = 0,52 \text{ МПа}$$

Гідростатичний тиск при випробування міжтрубного простору

$$P_{\text{ГК}} = \rho_{\text{в}} \cdot g \cdot H_{\text{к}} \cdot 10^{-6}; \quad (3.6)$$

$$P_{ГК} = 1000 \cdot 9,81 \cdot 0,596 \cdot 10^{-6} = 0,0058 > 0,05P_{нрк} = 0,05 \cdot 0,52 = 0,026 \text{ МПа}$$

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

$$P_{ік} = P_{нрк} + P_{ГК} = 0,52 + 0,0058 = 0,5258 \text{ МПа}$$

Умова

$$P_{ік} = 0,5258 \leq 1,35 \cdot P_{к} \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]} = 1,35 \cdot 0,4 \cdot 1,04 = 0,5616 \text{ МПа}$$

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

Коефіцієнти міцності зварних швів

Трубний та міжтрубний 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  $\varphi_m = 1,0$ .

### 3.4 Розрахунок кожуха теплообмінника

Розрахунок товщини стінки циліндричної обичайки кожуха теплообмінника

Визначаємо розрахункову товщину стінки кожуха від дії внутрішнього тиску

$$S_{PK} = \frac{P_K \cdot D}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi_p - P_K} \quad (3.7)$$

$$S_{PK} = \frac{0,4 \cdot 273}{2 \cdot 92 \cdot 1,0 - 0,4} = 0,594 \text{ мм}$$

Визначаємо виконавчу товщину стінки кожуха

$$S \geq S_p + C; \quad (3.8)$$

Відповідно галузевому стандарту приймаємо виконавчу товщину стінки кожуха рівною  $S_K = 6$  мм. Додаток для компенсації мінусового допуску для сталевих листів товщиною 6 мм складає  $C_2 = 0,6$  мм. Додаток

$$C_2 = 0,6 > 0,05 \cdot S = 0,3 \text{ мм} \quad (3.9)$$

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

Сума додатків до розрахункової товщини стінки кожуха складає

$$C_K = C_{1K} + C_{2K}; \quad (3.10)$$

$$C_K = 0,5 + 0,6 = 1,1 \text{ мм.}$$

Остаточно приймаємо виконавчу товщину стінки кожуха рівною  $S_K = 6$  мм.

Визначаємо допустимий внутрішній надлишковий тиск в кожусі

$$[P] = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi_p \cdot (S - C)}{D + (S - C)}; \quad (3.11)$$

$$[P] = \frac{2 \cdot 92 \cdot 1 \cdot (6 - 1,1)}{273 + (6 - 1,1)} = 3,291 \text{ МПа}$$

Умова міцності

$$P = 0,4 \leq [P]_K = 3,291 \text{ МПа} \text{ виконується.}$$

виконується.

Умова застосування розрахункових формул

$$\frac{S - C}{D} = \frac{6 - 1,1}{273} = 0,017 \leq 0,1$$

виконується .

*Визначення допоміжних величин*

Розрахунковий діаметр западини хвилі компенсатора розраховуємо за формулою

$$d_1 = d_n - S_n = 408 - 4 = 404 \text{ мм.}$$

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

$$\rho_n = 2 - 100 \cdot \frac{r_s}{d_1 + d_2} = 2 - 100 \cdot \frac{24}{404 + 654} = 0,27 \text{ мм.}$$

Розрахункову ширину пластинчастої зони хвилі компенсатора визначаємо за формулою

$$b_n = 0,5(d_2 - d_1 + \rho_n \cdot r_s) = 0,5 \cdot (654 - 404 + 0,27 \cdot 24) = 128,24 \text{ мм.}$$

Радіус закруглення пластинчастої зони хвилі компенсатора розраховуємо за формулою

$$R_o = 0,25(d_2 + d_1 - 2b_n) = 0,25 \cdot (654 + 404 - 2 \cdot 128,24) = 801,52 \text{ мм.}$$

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 :

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

$$\eta = \frac{d_2 - d_1}{2 r_s} - 2 = \frac{654 - 404}{2 \cdot 24} - 2 = 3,20;$$

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

$$\lambda = b_n / R_o = 128,24 / 801,52 = 0,159;$$

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



## РОЗДІЛ 5

### ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ

Техніка безпеки при ремонті обладнання забезпечується, насамперед, підготовкою робочого місця: будь те централізована, змішана організація ремонтної служби на підприємстві або ремонт по місці установки обладнання. Для цього повинні бути передбачені вільні проходи, шляхи доставки деталей, інструментів і пристосувань, огороження робочої зони, запобіжні й попереджуючі пристрої.

Під час роботи на висоті зазвичай слід використовувати будівельні ліси. У виняткових випадках з дозволу головного інженера це обладнання може виготовлятися індивідуально відповідно до затвердженої конструкції. Навантаження на них не повинно перевищувати проектну. Настил повинен бути забезпечений висотою рейки не менше 1 м, мати поручні, висоту бічної дошки не менше 0,15 м та проміжну горизонтальну планку. До стійких конструкцій кріпляться рами, стелажі, драбини. Сходи повинні мати нахил не більше 60 °.

Особливо високі вимоги пред'являються до підвісних і підйомних лісів: вони повинні бути випробувані під навантаженням, що перевищує розрахункове в 5 разів; опорні та робочі канати повинні мати дев'ятикратний запас міцності.

Земляні роботи (особливо машинами) проводяться тільки з письмового дозволу керівництва підприємства за встановленою формою. Ця форма передбачає узгодження зі службами: електроцеху, пожежної охорони, зв'язки, транспорту й водопостачання. Район проведення земляних робіт позначається знаками й вказівниками.

При ремонті обладнання електрозварювальні роботи повинні бути організовані відповідно до ГОСТ 12.3.003-75

«Електрозварювальні роботи. Загальні вимоги безпеки »та Правила пожежної безпеки для зварювання та інших феєрверків на національних об'єктах. Зварювання та інші вогневі дії допускаються фахівцями, які мають сертифікат на перевірку знань вимог пожежної безпеки. Зварювачі проходять навчання з техніки безпеки кожні три місяці. Електрозварювальні роботи у вибухозахищених та вогнезахисних приміщеннях повинні проводитися відповідно до вимог Типової інструкції щодо організації безпечної пожежної безпеки. затверджений Державним наглядом. Не проводити зварювальні роботи на відкритому повітрі під час дощу та снігопаду.

Місця проведення постійних пожежних робіт затверджуються наказом керівника підприємства, а тимчасові - письмово за спеціальною формою, підписаною особою, відповідальною за пожежну безпеку даного виробництва. Слід зазначити, що дозвіл на роботу видається лише. У разі аварії зварювальні роботи проводяться без письмового дозволу, але під наглядом начальника підрозділу. Місця пожежі повинні бути забезпечені вогнегасниками. Після проведення пожежних робіт керівник об'єкта чи особа, відповідальна за пожежну безпеку, повинні забезпечити огляд робочого місця протягом 3-5 годин після їх закінчення.

Кисневі або горючі газові балони для газозварювальних робіт повинні мати закріплені на шийі гвинтові ковпачки. Балони для транспортування, як заповнені, так і порожні, не повинні піддаватися ударам або ударам. Вони також повинні бути захищені від сонячного світла та інших джерел тепла та віддалені від пальників на відстань не менше 5 м.

Місце, де встановлені ацетиленові генератори, слід закрити. Карбідні барабани слід відкривати латунним зубилом і молотком або спеціальним ножом, змащеним товстим шаром солідолу. Використання мідних інструментів для відкривання барабанів заборонено. Твердосплавні барабани повинні бути захищені від води.

Контейнерне обладнання, яке слід відкрити для ремонту, повинно бути охолоджене, вилучене з виробу, відключене від експлуатаційного обладнання

та трубопроводів. Потім це обладнання миється, пропарюється гарячою парою, продувається інертним газом і повітрям. Обладнання розкривається лише у присутності начальника зміни та особи, відповідальної за виконання робіт особи, яка перевіряє готовність цього обладнання до розкриття.

Після розкриття в пристроях та резервуарах ви можете працювати лише з письмового дозволу керівника цеху. Цей дозвіл видається механіку цеху або особі, відповідальній за виконання робіт. Дозвіл містить інформацію про готовність обладнання до ремонту, особливі заходи безпеки під час проведення робіт, групу підрядників, термін дії цього дозволу, ім'я та посаду особи, відповідальної за проведення робіт. У дозволі також вказується тривалість безперервної роботи в апараті та порядок зміни працівників. Огляд, очищення та ремонт всередині обладнання проводяться особами чоловічої статі не менше 20 років, які пройшли медичне обстеження та проходять інструктаж щодо безпечної роботи в цьому закладі. Обладнання ремонтує команда, що складається з щонайменше двох людей: одна працює, а друга дивиться. У разі небезпечної роботи повинні бути дві операції спостереження. Повітря в обладнанні перед входом працівника всередину перевіряють за допомогою відбору проб та аналізу проб на вміст токсичних і вибухонебезпечних речовин.

Робота всередині обладнання проводиться в ретельно встановленому шлангу з регульованою подачею свіжого повітря. Перед тим, як заходити в машину, працівник повинен надіти ремінь із хрестовими ремінцями та сигнально-рятувальну мотузку (довжиною не менше 10 м), прикріплену до них поверх одягу, який закріплений на вільному кінці поза обладнанням. Ця мотузка також служить для найпростішого зв'язку між працівником і спостерігачем (резервне копіювання).

Якщо температура в апараті перевищує 50 °С, то працювати в ньому *забороняється*. Дублер завжди перебуває біля люка апарата й спостерігає за працюючим, тримаючи в руці сигнально-рятувальну мотузку. Спостерігач повинен бути споряджений так, щоб у будь-який момент він міг надати працюючу допомогу і якщо буде потреба витягти його з апарату. У період

роботи усередині обладнання необхідно систематично робити аналіз повітря в ньому. У випадку збільшення концентрації небезпечних газів в апараті роботи повинні бути припинені, а працюючі вилучені з нього.

Виконувати ремонтні роботи усередині обладнання слід проводити неіскристим інструментом. Якщо потрібно при ремонті усередині апарата застосування відкритого вогню, то такі роботи можна виконувати тільки з письмового дозволу головного інженера підприємства. Цей дозвіл повинний бути погоджене з місцевими органами пожежного нагляду. Роботи при цьому виконуються строго по спеціально розробленій інструкції й при наявності акту огляду обладнання на відсутність небезпечних речовин у ньому. Вогневі ремонтні операції проводяться при повністю відкритих люках і кришках. Обладнання повинне бути заземлене до початку зварювальних робіт, а електродотримач заблоковано з пускачем так, щоб заміна електрода могла проводитися тільки при відключеному струмі. Зварник повинен працювати усередині обладнання в діелектричних рукавичках, калошах шоломі, що ізолює, касці, підлокітниках і наколінниках.

Значний обсяг робіт при ремонті припадає на такелажні операції. Тому необхідно знати основні правила безпечного виконання цих робіт. Перед підйомом і транспортуванням вузлів і обладнання необхідно перевірити справність вантажопідйомних механізмів. Крім того, до ручного транспортування вузлів і деталей устаткування допускаються особи, що досягли вісімнадцятирічного віку й минулі медичний огляд. Слід пам'ятати, що одна людина може піднімати вантаж вагою не більш 500 Н.

Підйомних механізмів: перебувати під вантажопідйомним вантажем; відірвати обладнання від бетонної підливи, яка замерзла до землі; дозволяють розгойдувати вантаж; залишати навантаження на піднятому стані на тривалий час; виправити обмотку кабелю під час роботи лебідки; допускати повне розмотування кабелю (на барабані повинно бути як мінімум півтора витка кабелю). Якщо обладнання експлуатується з використанням електроенергії,

перед його ремонтом необхідно вимкнути енергію та повісити на вимикач плакат "Не включати - люди працюють".

Велика кількість ремонтних робіт пов'язана з металоконструкціями, тому слід враховувати правила безпечного виконання. Стенди та слюсарі збоку, що виходять на інші робочі місця та проходи, повинні мати корпус висотою 600 мм. Перед виконанням ремонтних робіт необхідно перевірити роботу ручного інструменту та його кріплення на ручках. Подовження ключів трубами для збільшення крутного моменту заборонено. Машини для заточування повинні мати захисні захисні кришки та прозорий екран для захисту очей від абразивних та металевих частинок. Також забороняється повертати і накручувати гайки молотком і зубилом.

Під час ремонту деталей на бурових машинах необхідно дотримуватися наступних правил:

- а) деталь повинна бути надійно закріплена на столі в лещатах або пристрої;
- б) чіпси не можна видаляти зі столу вручну;
- в) забороняється подавати теплоносій з змоченими протиральними кінцями.

Під час ремонту обладнання в зонах низького ризику можна використовувати електроінструмент напругою 127 або 220 В, а в зонах підвищеного ризику напруга не повинна перевищувати 36 В. Для цього пневматичний інструмент є більш надійним і може бути застосовується у вологих приміщеннях, під дощем. Необхідно працювати з пневматичним інструментом у захисних окулярах та з встановленням екранів для захисту від польотів. Працювати з енергетичним та пневматичним інструментом на сходах заборонено.

Під час ремонту та випробування обладнання необхідно вживати заходів для усунення пошкоджень експлуатаційного обладнання. Крім того, забороняється проводити пневматичні випробування обладнання та трубопроводів без вивезення працівників із небезпечної зони; вогонь та / або

роботи, які можуть спричинити вибухонебезпечні або горючі гази, не можна одночасно запалювати. Під час гідравлічних та пневматичних випробувань не слід допускати жодного персоналу поблизу пристрою. Пневматичні випробування не можна проводити в експлуатаційних майстернях, на шляхопроводах і в каналах, де працюють трубопроводи. Підвищення і зниження тиску під час випробування здійснюється плавно і повільно. Забороняється проводити огляд також під час підвищення та зниження тиску.

Випробування приладів та машин проводяться відповідно до технічних умов, правил та правил для кожного виду обладнання. Перш ніж випробувати обладнання, відбирайте допоміжні засоби, підйомні механізми, матеріали та інструменти, а також сторонні предмети з обертових деталей та з внутрішніх порожнин апарату. Особлива увага приділяється підводному та техніці безпеки, стану заземлення, кріпленню базових болтів.

Закачування обладнання приводами здійснюється на холостому ході і під навантаженням. Усунути дефекти ходу машини заборонено. У перервах випробування автомобіль відключається від джерел живлення та виводяться попереджувальні знаки зі словами "Несправність машини", "Не допускати в'їзд".

Для ремонту неметалічних частин обладнання часто застосовують токсичні речовини - ацетон, малеїновий ангідрид, бензин, чотирихлористий вуглець та ін. Токсичні речовини виділяються під час ремонтної обробки пластмас.

Ремонтні роботи з такими матеріалами повинні проводитися в ізольованих приміщеннях або в загальних, але на спеціальних виділених і обладнаних витяжною вентиляцією місцях. Для ремонту слід брати мінімально необхідну кількість токсичних матеріалів, а робітники повинні бути в спецодязі, окулярах і респіраторях.

## ВИСНОВКИ

В магістерській роботі проведено аналіз впливу констуктивних особливостей тарілки провального типу на розміри колони. Малі отвори сітчастої тарілки з одного боку збільшують поверхність масообміну чим збільшується еффіктивність колони. З другого боку малий отвір формує малі каплі які мають здібність потрапляти на тарілку вище що зменьшує коефіцієнт масопередачі.

Таким чином повинен бути знайден оптимальний діаметр отвору. В магістерській роботі в результаті проведення аналізу знайден оптимальний отвір який складає 12 мм. Виготовлення колони з оптимальним діаметром знизить вартість більш ніж на 20% в порівнянні з колоною яка оснащена сітчастою тарілкою отвори якої складає 5.8 або 20 мм.

**ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАННЯ**

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. Методические указания к выполнению курсовой работы на тему “Расчет ректификационной установки непрерывного действия”. - Ильиных А.А., Носач В.А., Резанцев И.Р., 2005 – 90с.
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.
13. В.В. Іванченко, О.І. Барвін, Ю.М. Штонда. Конструювання та розрахунок кожухотрубчастих теплообмінних апаратів. – Луганськ: Вид-во СНУ ім. Даля. – 2006. – 208 с.
14. О.І. Барвін, І.М. Генкіна, В.В. Іванченко, Г.В. Тараненко, Ю.М. Штонда. Конструювання та розрахунок сталевих зварних посудин та апаратів. Обичайки та днища. – Луганськ: Вид-во СНУ ім. Даля. – 2005. – 295 с.
15. Розрахунок на міцність, жорсткість і герметичність фланцевих з'єднань посудин та апаратів. Методика і приклад розрахунку. Сост. О.І. Барвін, В.В. Іванченко, І.М. Генкіна, В.Г. Табунціков, Г.В. Тараненко, Ю.М. Штонда. – Сєверодонецьк, СТИ, 2005. – 67.
16. О.І. Барвін, І.М. Генкіна, В.В. Іванченко, Г.В. Тараненко, Ю.М. Штонда. Конструювання та розрахунок сталевих зварних посудин та апаратів. Фланцеві з'єднання. – Луганськ: Вид-во СНУ ім. Даля. – 2007. – 303 с.
17. Машины и аппараты химических производств. Учебник для вузов по специальности «Машины и аппараты химических производств и предприятий строительных материалов». И.И. Поникаров и др. – М.: Машиностроение. 1989. – 368 с.
18. В.В. Іванченко, Д.О. Куліков, В.Г. Табунціков. Конструкції випарних апаратів. Конспект лекцій. Сєверодонецьк, 2003. – 24 с.
19. Методичні вказівки до розрахунку елементів кожухотрубчастих теплообмінних і грюючих камер випарних апаратів на міцність, жорсткість та стійкість. Сєверодонецьк, 2004. – 68 с.
20. В.В. Іванченко, В.Г. Табунціков. Конструкції пластинчастих та спіральних теплообмінних апаратів. Конспект лекцій. Сєверодонецьк, 2003. – 28с.
21. Зайцев В. А., Гусева Г. П. Исследование гидродинамики в аппаратах с аэрирующими устройствами. Химическое и нефтехимическое машиностроение. - 1983. - № 10. - С. 13-14.

22. Альштуль А. Д., Кисилев П. Г. Гидравлика и аэродинамика /основы механики жидкости/. - М.: Стройиздат, 1965. - 274 с.
23. Абрамович Г.И. и др. Теория турбулентных струй. – М.: Наука, 1984. 715 с.
24. Лойцянский Л. Г. Механика жидкости и газа. - М.: Наука, 1970. - 502 с.
25. Емцев Б.Т. Техническая гидромеханика: Ученик для вузов по специальности «Гидравлические машины и средства автоматизации». – 2-е изд. М.: машиностроение, 1987.- 440 с.
26. Федяевский К. К., Блюмина Л. Х. Гидроаэродинамика отрывного обтекания тел. - М.: Машиностроение, 1977. - 120 с.
27. Лаврентьев М. А., Шабат Б. В. Проблемы гидродинамики и их математическая модель. - М.: Наука, 1973. - С. 416.
28. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. - М.: Химия, 1971. - 784 с.