

РЕФЕРАТ

Бакалаврська робота на тему

« Установа ректифікації суміші вода – оцтова кислота продуктивністю 2,5 т/год в кубовому залишку з розробкою кип'ятильника»

Листів - 63, ілюстрацій - 8 , таблиць - 3, посилань -10 .

У даній дипломній роботі був проведений огляд технологічної схеми ректифікаційної установки та розрахунок ректифікаційної колони з сітчастими тарілками для поділу суміші вода-оцтова кислота з продуктивністю 2,5 т/год та розробкою кип'ятильника.

Метою роботи є розрахунки ректифікаційної колони та заданого апарату (кип'ятильника), та підбір матеріалу для виготовлення кип'ятильника.

В результаті дослідження були визначені основні розміри колони (висота, діаметр, тощо). Був проведений аналіз впливу конструктивних особливостей контактних пристроїв на розміри колонного апарату, побудували графік залежності діаметру отворів тарілок до робочого об'єму колони.

Також був проведений розрахунок заданого кип'ятильника та розрахунок на міцність елементів апарату.

Для заданого апарату були підбрані конструкційні матеріали у відповідності для суміші вода-оцтова кислота.

Проробили питання виготовлення теплообмінних апаратів у промисловості та ремонт цих апаратів.

ЗМІСТ

Перелік умовних позначень.....	6
Вступ.....	11
1. Аналітичний огляд.....	13
2. Опис технологічної схеми конструкції колони.....	15
3. Конструкційні матеріали для виготовлення кип'ятильника.....	19
4. Аналіз Розрахунок тарілчастої ректифікаційної колони для розподілу суміші вода-оцтова кислота.....	21
4.1 Визначення продуктивності по дистиляту і кубовому залишку....	21
4.2 Визначення мінімального і дійсного флегмового числа.....	22
4.3 Визначення середніх значень параметрів по колоні, фізикохімічних і термодинамічних констант фаз.....	26
4.4 Визначення діаметра колони.....	31
4.5 Визначення гідравлічного опору колони з сітчатими тарілками....	32
4.6 Визначення діаметра штуцерів.....	33
4.7 Тепловий розрахунок кип'ятильника.....	36
4.8 Вибір товщини стінки корпусу колони.....	37
5. Аналіз впливу конструктивних особливостей контактних пристроїв на розміри колонного апарата.....	38
6. Розрахунок на міцність кип'ятильника.....	43
6.1 Вихідні дані.....	43
6.2 Розрахунок на міцність, жорсткість та стійкість.....	44
6.3 Коефіцієнти міцності зварних швів.....	47
6.4 Додатки до розрахункових величин.....	47
6.5 Розрахунок кожуха теплообмінника.....	48
6.6 Розрахунок лінзового компенсатора.....	49
6.7 Визначення допоміжних величин.....	50

6.8 Розрахунок компенсатора на міцність.....	51
7. Технологія виготовлення теплообмінника.....	53
8. Ремонт кип'ятильника.....	56
9. Техніка безпеки та охорона праці на виробництві.....	60
Висновки.....	61
Літературний огляд.....	62

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

- В.К. – висококиплячий компонент;
- Н.К. – низькокиплячий компонент;
- Ст – сталь;
- В – ширина, м;
- G_W – продуктивність по кубового залишку, кг/год;
- G_P – продуктивність по дистиляту, кг/год;
- G_F – продуктивність по вихідній суміші, кг/год;
- a_F – масова концентрація низько киплячого компонента у вихідній суміші, % (мас.);
- a_P – масова концентрація низько киплячого компонента в дистиляті, % (мас.);
- a_W – масова концентрація низько киплячого компонента в кубовій остачі, % (мас.);
- X – концентрація низько киплячого компонента А в бінарній суміші, мол. частки;
- M_A, M_B – молярна маса компонента А и В (відповідно), кг/кмоль;
- R_{min} – мінімальне флегмове число;
- K_R – коефіцієнт надлишку флегми;
- R – дійсне флегмове число;
- X_{cp}^n – середня мольна концентрація низько киплячого компонента в нижній частині колони, % (мол.);
- X_{cp}^g – середня мольна концентрація низько киплячого компонента у верхній частині колони, % (мол.);
- X_{cp} – середня мольна концентрація низько киплячого компонента по колоні, % (мол.);
- a_{cp} – середня масова концентрація по колоні, % (мас.);
- t_{xcp}^n – середня температура в нижній частині колони, °С;

t_{XW} – температура кубового залишку, °С;
 t_{XF} – температура вихідної суміші, °С;
 t_{xcp}^b – середня температура у верхній частині колони, °С;
 t_{XP} – температура дистиляту, °С;
 t_{XF} – температура вихідної суміші, °С;
 t_{Xcp} – середня температура по колоні, °С;
 M_{xcp} – середня мольна маса, кг/кмоль;
 ρ_{xcp} – середня щільність рідкої фази, кг/м³;
 ρ_A – щільність компонента А при температурі t_{Xcp} , кг/м³;
 ρ_B – щільність компонента В при температурі t_{Xcp} , кг/м³;
 μ_{xcp} – середня в'язкість, Па·с;
 μ_A – динамічний коефіцієнт в'язкості компонента А, Па·с;
 μ_B – динамічний коефіцієнт в'язкості компонента В, Па·с;
 σ_{xcp} – середнє поверхове натяжіння, Н/м;
 σ_A – поверхневий натяг компонента А, Н/м;
 σ_B – поверхневий натяг компонента В, Н/м;
 $D_{x(t)}$ – коефіцієнт дифузії при середній температурі, м²/с;
 $D_{x(20)}$ – коефіцієнт дифузії при $t = 20$ °С, м²/с;
 V_A – мольний об'єм компонента А, см³/моль;
 V_B – мольний об'єм компонента В, см³/моль;
 Y_{cp}^n – середня мольна концентрація низько киплячого компонента в нижній частині колони, %(мол.);
 Y_{cp}^b – середня мольна концентрація низько киплячого компонента у верхній частині колони, %(мол.);
 Y_W – мольна концентрація низько киплячого компонента в кубовому залишку, %(мол.);
 Y_F – мольна концентрація низько киплячого компонента у вихідній суміші, %(мол.);
 Y_P – мольна концентрація низько киплячого компонента в дистиляті, %(мол.);
 Y_{cp} – середня мольна концентрація низько киплячого компонента по колоні,

%(мол.);

$t_{y\text{cp}}$ – середня температура по колоні, °С;

$t_{y\text{cp}}^{\text{в}}$ – середня температура у верхній частині колони, °С;

$t_{y\text{cp}}^{\text{н}}$ – середня температура в нижній частині колони, °С;

$M_{y\text{cp}}$ – середня мольна маса, кг/кмоль;

$\rho_{y\text{cp}}$ – середня щільність, кг/м³;

μ_{yA} – динамічний коефіцієнт в'язкості компонента А, Па·с;

μ_{yB} – динамічний коефіцієнт в'язкості компонента В, Па·с;

D_y – коефіцієнт дифузії для парової фази, м²/с;

$D_{\kappa}^{\text{н}}$ – діаметр колони в нижньому перерізі, м;

W_y – швидкість пару, м/с;

β_{xf} – коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі, кмоль/(м²·с·кмоль/кмоль);

Pr' – дифузійний критерій Прандтля, рівний;

β_{yf} – коефіцієнт масовіддачі в паровій фазі, кмоль/(м²·с·кмоль/кмоль);

Re_y – критерій Рейнольдса, який дорівнює;

$H_{\text{кол}}$ – висота колони, м;

n – число дійсних тарілок у колоні;

h – відстань між тарілками, м;

$H_{\text{сеп}}$ – висота сепараційної частини колони, м;

$H_{\text{куб}}$ – висота кубової частини колон, м;

ΔP_{κ} – гідравлічний опір ректифікаційної колони, Па;

ΔP_m – гідравлічний опір тарілки, Па;

W_0 – швидкість пару в отворах тарілки, м/с;

ζ – коефіцієнт опору, що залежить від вільного перетину отворів;

d_0 – діаметр отворів, м;

$h_{\text{пер}}$ – висота переливу, м;

L – витрата рідкої фази, м³/год;

$l_{\text{сл}}$ – довжина зливного борту, м;

m – коефіцієнт витрати через перелив;

d – діаметр штуцера, м;

V_{ϕ} – об'ємна продуктивність потоку, м³/с;

W_{ϕ} – швидкість руху потоку, м/с;

C_F' – питома теплоємність вихідної суміші, Дж/кг·К;

C_p' – питома теплоємність дистилляту при його середній температурі, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

C_w' – питома теплоємність кубового залишку при його середній температурі, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

$G_{e.n.}$ – продуктивність по вихідній суміші, кг/с;

r – питома теплота пароутворення;

F – поверхня теплообміну, м²;

Q – кількості тепла, передане від одного носія іншому, Вт;

K – коефіцієнт теплопередачі, Вт/м²·К;

Δt_{cp} – середня різниця температур, °С;

Q_D – кількість тепла, що віддається охолоджувальній воді при конденсації парів у дефлегматорі, Вт;

G_6 – витрата охолодної води, кг/с;

r_p – питома теплота паротворення дистилляту, кДж/кг;

C_B – питома теплоємність води, Дж/кг · К;

t_k – кінцева температура охолодної води, °С;

t_n – початкова температура охолодної води, °С;

$t_{p\text{ кін}}$ – кінцева температура дистилляту після холодильника, °С;

Q_K – кількість тепла, яку треба подати в куб колони, Вт;

C_W – питома теплоємність кубового залишку, Дж/кг · К;

C_P – питома теплоємність дистилляту, Дж/кг · К;

C_F – питома теплоємність вихідної суміші, Дж/кг · К;

$[\sigma]^{20}, [\sigma]^t$ – допустима напруга при 20°С та розрахунковій температурі, відповідно, МПа;

t_k – розрахункова температура апарату, °С;

P_k – тиск у сосуді під час дії запобіжного клапана, МПа;
 P_p – розрахунковий тиск без урахування гідростатичного тиску, МПа;
 P_g – гідростатичний тиск, МПа;
 ρ_c – щільність середовища в апараті, кг/м³;
 g – прискорення вільного падіння, м/с²;
 H – висота середовища в апараті, м;
 P – розрахунковий тиск, МПа;
 P_{mp} – пробний тиск, МПа;
 P_u – розрахунковий тиск в умовах випробування, МПа;
 ϕ – коефіцієнт міцності зварених швів;
 C – прибавка до розрахункової товщини, мм;
 C_1 – прибавка для компенсації корозії та ерозії, мм
 C_2 – прибавка для компенсації мінусового допуску, мм
 C_3 – прибавка технологічна, мм;
 P – швидкість проникнення корозії, мм/рік;
 τ – термін служби апарата, років;
 C_s – прибавка для компенсації ерозії, мм;
 S_p – розрахункова товщина стінки обичайки, мм;
 S – виконавча товщина стінки обичайки, мм;
 $[P]$ – допустимий внутрішній надлишковий тиск, МПа;
 S_{1p} – розрахункова товщина стінки днища, мм;
 S_1 – виконавча товщина стінки днища, мм;

ВСТУП

Ректифікація відома з початку ХХ віку як один із найважливіших технологічних процесів провідним чином спиртової та нафтової індустрії. В цей час ректифікацію все ширше користуються в самих відмінних областях хімічної технології, де виділення інгредієнтів у чистому виді має дуже визначну ролі (в виробництві органічного синтезу, ізотопів, полімерів, напівпровідників і відмінних інших речовин панівної чистоти). Таким чином, процес ректифікації допускає рішення одне з головних задач хімічної технології – виділення цільових продуктів потрібної чистоти.

Ректифікацією іменується процес поділу гомогенних сумішей на рідини, з яких складається суміш або групи рідин, напрямом симбіозу пари та рідини, що не перебувають в термодинамічній спокої. При взаємодії пари та рідини інгредієнти перерозподіляються між фазами: пара багатішається легколетким компонентом або низькокиплячим (НК), а рідина – важколетким або висококиплячим компонентом (ВК).

Хід ректифікації здійснюється в ректифікаційних установках. Головним апаратом є колона ректифікації, в котрій пари рідини, що переганяється, здіймаються знизу, а назустріч парам проходить рідина, що піддається у вигляді флегми в верхову частину апарату. Хід протікання ректифікації може плинати при атмосферному тиску, а ще при тисках вище і нижче атмосферного. Під вакуумом ректифікацію супроводжують, коли розподілу підлягають висококиплячі рідкі суміші. Підвищений тиск споживають для розділення сумішей, що бувають в газоподібному стані при більш низькому тиску. Атмосферний тиск використовують при розподілі суміші рідин на складові інгредієнти, і чистота одержуваних дистилату і кубового остатку залежать від того, як розвинена поверхня контакту фаз, від кількості флегми що піддається на зрошення і будові ректифікаційної колони.

Хід процесу ректифікації застосовується для розподілу рідин, що

різняться по температурах кипіння, за рахунок протivotочного багатократного контактування парів і рідин. Для утворення тісного контакту між парою і рідиною ректифікаційні колони забезпечуються фаховими пристроями – насадкою або ректифікаційними тарілками

Насадкові колони застосовуються в малотоннажних створеннях і використовуються в тих випадках, коли потрібний малий перепад тиску. Для заповнення насадкових колон застосовуються кільця Рашига, виготовлені з різних матеріалів, кільця Паля, деталі у вигляді сідел (сідла Інталлокс і Берля).

Тарілчасті колони широко розповсюджені на НПЗ. Відрізняють тарілки за манерою передачі рідини з тарілки на тарілку (провальні і зі спеціальними перетічними пристроями), за природою руху фаз на тарілці (барботажні і струменеві), по структурі пристроїв для впровадження пари в рідину (контактні, ковпачкові, клапанні і ін.).

1 АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД

Перегонка рідин - процес, в якому загальна рідка суміш нагрівається до кипіння, а пара, що формується відбирається і конденсується. У наслідку отримують рідину-конденсат, склад якої відрізняється від складу первинної суміші. Повторюючи багато разів ходи випаровування конденсату і конденсації, можна практично цілковито розділити вихідну суміш на ясні складові частини (компоненти). Хід процесу перегонки заснований на тому, що рідини, складові суміш, обладують розбіжним тиском (пружністю) пари при сталій температурі. Тому склад пара, і склад рідини, що виходить при конденсації пари, будуть трохи різнитися від складу первородної суміші: легколетучого (або низькокиплячого) компонента в парі буде знаходитись більше, ніж у перегонній рідині. Напевно, що в не випареній рідині концентрація труднолетучого (або висококиплячого) інгредієнта при цьому зобов'язана збільшитися. У простому випадку перегонка практично не відрізняється від випарки. При випарюванні підкоряються розчини, що складаються з летючого розчинника і майже нелетючого розчиненої речовини, а при перегонці в пар переходять і розчинник і розчинена речовина. Перегонка є самим з найважливіших технологічних ходів розділення і очищення рідин і зріджених газів в хімічній, нафтохімічній, фармацевтичній, харчової та інших галузях індустрії.

Перегонку ділять на два основних види: просту перегонку (або дистиляцію) і ректифікацію. До простої перегонки віддають також перегонку з водяною парою і молекулярну дистиляцію. Під простою перегокою розуміють процес одноразового неповного випаровування вільної рідкої суміші і конденсації, що утворюється при цьому. Її застосовують для розділення сумішей. частіше всього просту перегонку уживають для попереднього розділення, очищення речовин від домішок, смол, забруднень.

При цьому сконденсовані пари звать дистиллятом, а решту пропарену рідину - залишком.

Теплообмінник - технічний апарат, в якому проходить теплообмін між двома середовищами, які мають різні температури.

- Кожухотрубні теплообмінники.

До корпусу, кожуха по торцях приварені трубні решітки, в яких тримаються пучки труб. В основному труби в ґратах держаться з ущільненням розвальцюванням або якимось протилежним способом залежно від матеріалу труб і тиску в апараті. Трубні решітки заслонюються кришками на прокладках і болтах або шпильках. На корпусі присутні патрубки (штуцери), через які один теплоносій проходить через міжтрубний простір. Другий теплоносій через патрубки (штуцера) на кришках проходить по трубах. У багатоходову теплообміннику в корпусі і кришках встановлені перегородки для підняття швидкості теплоносіїв. Для зростання тепловіддачі користуються ребрами теплообмінних труб, які виконуються накаткою, або набивкою стрічки. У разі необхідності, конструкція апарату повинна передбачати його очищення.

- Теплообмінники типу «труба в трубі».

Окремі елементи з'єднані між собою патрубками і калачами, утворюючи цілісний апарат необхідного розміру. Ці теплообмінники знаходять собі застосування при невеликих витратах теплоносіїв і при високому тиску.

- Теплообмінники пластинчасті.

Такі теплообмінники складаються з набору пластин, в яких відштамповані хвилясті поверхні і канали для протоки рідини. Пластини ущільнюються між собою гумовими прокладками і стяжками. Такий теплообмінник простий у виготовленні, легко модифікується (додаються або

прибираються пластини), його легко чистити, у нього високий коефіцієнт теплопередачі, але його не можна застосовувати при високому тиску.

2 ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ТА КОНСТРУКЦІЇ

КОЛОНИ

Колона ректифікації та кип'ятильник є складовими частинами апаратурного оформлення процесу ректифікації. Вони відносяться до основного обладнання.

Установка працює наступним чином:

Вихідна суміш із проміжної ємності **Е1** відцентровими насосами **Н1** і **Н2** подається в теплообмінник **П**, де вона підігривається до температури кипіння. Нагріта суміш надходить на розділення у середину ректифікаційної колони **КР** на тарілку живлення, де сполука рідини дорівнює сполуці вихідної суміші.

Стікаючи вниз по колоні, рідина взаємодіє з парою, що піднімається нагору та утворюються при кипінні кубової рідини в кип'ятильнику **К**. Початкова сполука пари приблизно дорівнює сполуці кубового залишку, тобто збіднений легколетучим компонентом. У результаті масообміну з рідиною пар збагачується легколетучим компонентом. Для більш повного збагачення верхню частину колони зрошують відповідно до заданого флегмовим числом рідиною (флегмою), одержуваною в дефлегматорі **Д** шляхом конденсації пари, що виходить із колони. Частина конденсату виводиться з дефлегматора у вигляді готового продукту поділу – дистилату, який прохолоджується в теплообміннику **Х2** і направляється в проміжну ємність **Е3**.

З кубової частини колони насосом **Н3** безупинно виводиться кубова рідина – продукт, збагачений важколетучим компонентом, який прохолоджується в теплообміннику **Х1** і направляється в ємність **Е2**.

Таким чином, у ректифікаційній колоні здійснюється безперервний процес поділу вихідної бінарної суміші на дистилат (з високим змістом

легколетучего компонента) і кубовий залишок (збагачений важколетучим компонентом).

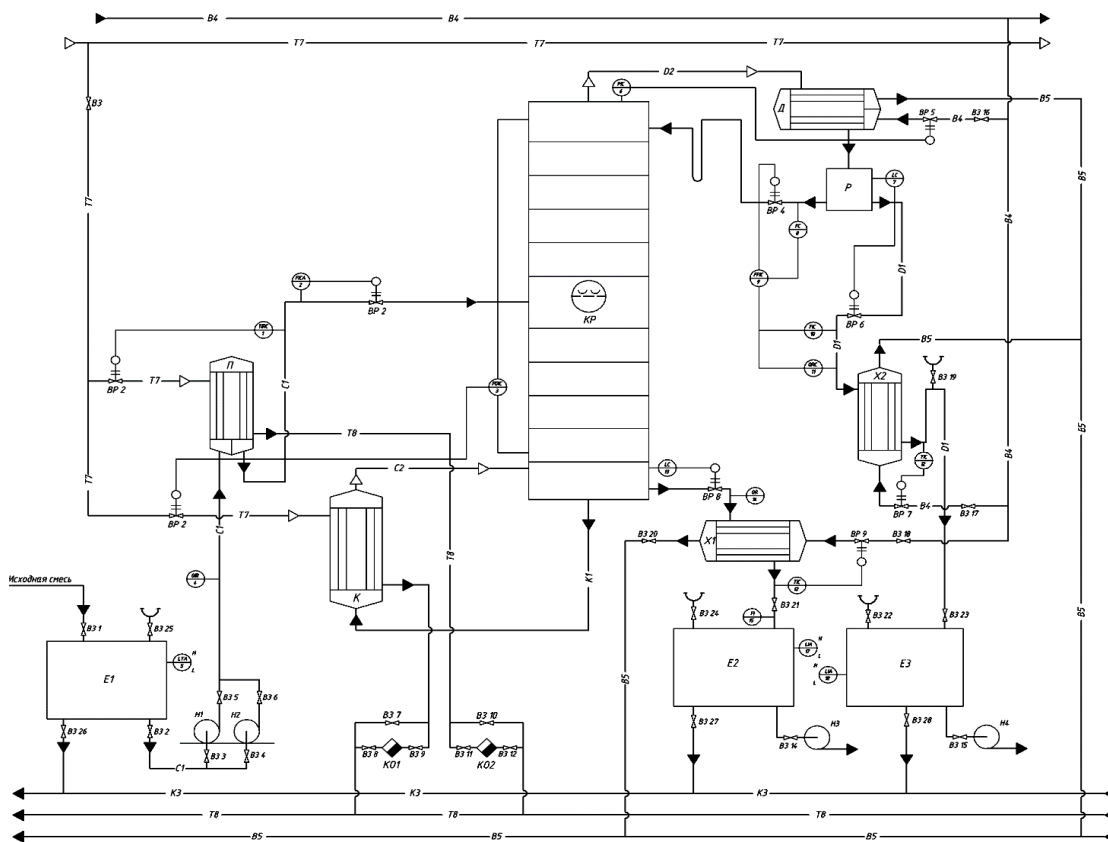


Рисунок 2.1 Технологічна схема виробництва

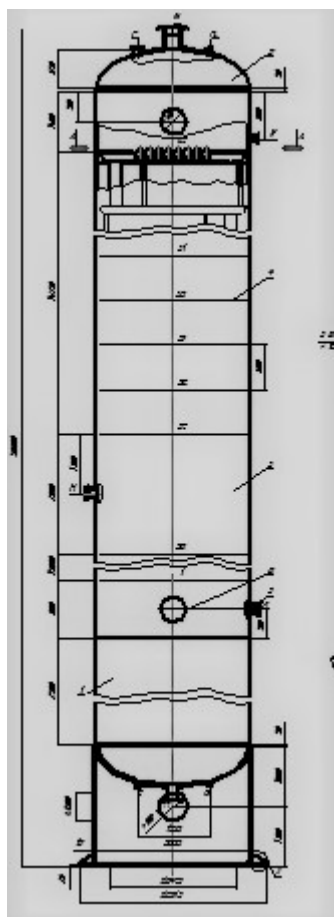


Рисунок 2.2 – ректифікаційна колона

Колона ректифікації складається з корпусу, люка, пристрою вводу, вентиля, колонки рівнеміру, опори, відбійника сітчастого, штуцера входу пари, цапфи та тарілок.

Колона працює наступним чином:

Пароподібна суміш потрапляє в колону з випарної ємності проходячи через насадки, після конденсується в дистиляторі і частка конденсату підступає назад до ректифікаційної частини установки. Цей конденсат іменують флегмою. Тому в ректифікаційній зоні здійснюється протитечія рідини і парів, вони стрічаються на насадках елементів апарату, де і проходить ректифікація, пара нагріває насадки і на них появляється первинне, вторинне, третинне випаровування і конденсація. Але частку суміші забирають в дистилятор, 2 частини повертають назад. Флегма, входячи в ректифікаційну частину колони, теж захоплює і скидає назад в випарну ємність.

Цей пристрій є кожухотрубчастим випарником у відповідності з ГОСТ 15119-79. У кожухотрубних випарниках в трубному просторі кипить рідина, а в між трубному просторі може бути рідкий, газоподібний, пароподібний, парогазовий або паро рідинний теплоносій. Він призначений для нагріву первинної суміші. Потік пари в нижній частці колони найчастіше виникає у виносному кип'ятильнику з паровою часткою, що прогрівається водяною парою чи будь-яким іншим теплоносієм (наприклад, гарячим нафтопродуктом). Остаток з колони прямує в кип'ятильник, де він більш-менш випаровується. Пари з кип'ятильника повертаються в колону під нижню тарілку, а відпарений остаток виводиться з кип'ятильника.

Кип'ятильник зображено на рисунку 2.3.

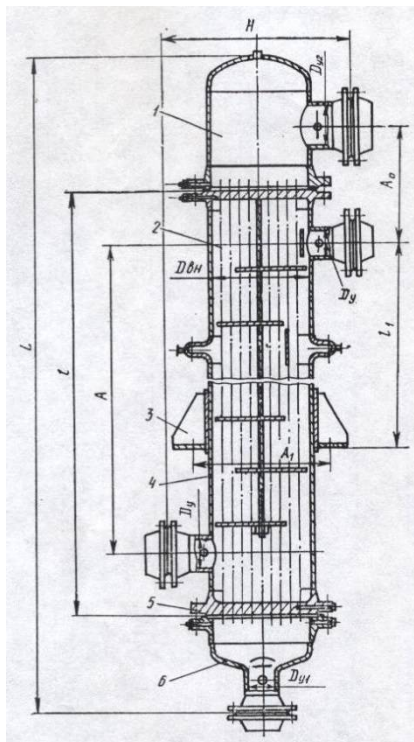


Рисунок 2.3 – Вертикальний теплообмінник з нерухомими решітками та температурним компенсатором на кожусі.

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

З КОНСТРУКЦІЙНІ МАТЕРІАЛИ ДЛЯ ВИГОТОВЛЕННЯ КИП'ЯТИЛЬНИКА

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

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

В даній роботі обираємо сталь 20 для трубної решітки, самих теплообмінних труб, для фланців штуцерів трубного простору, для шпильок та гайок кріплень апаратних штуцерів трубного простору, так як саме ця сталь забезпечує всі вимоги, які наведені вище.

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 12X18H10T ГОСТ 5632-72. А для решти металевих елементів використовуємо конструкційну вуглецеву сталь звичайної якості марки Ст3 ГОСТ 380-94.

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.

4 РОЗРАХУНОК ТАРИЛЧАСТОЇ РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ КОЛОНИ ДЛЯ РОЗПОДІЛУ СУМІШІ ВОДА-ОЦТОВА КИСЛОТА

Завдання:

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

Концентрація оцтової кислоти:

у вихідній суміші – $X_F = 0,35\%$ (мас.),

в дистилляті – $X_P = 0,90\%$ (мас.),

в кубовому залишку - $X_W = 2,1\%$ (мас.).

температура:

охолоджуючої води - 17°C ,

дистилляту після холодильника - 22°C ,

кубового залишку після холодильника - 21°C ,

вихідної суміші - 13°C .

Тиск насиченої водяної пари - $5,0\text{ кгс / см}^2$,

Коефіцієнт надлишку флегми - 2,1.

Діаметр отворів в тарілці – 20мм

КПД – 0,6

Колонна робить при атмосферному тиску.

Вільна суміш і флегма включаються в апарат при температурі кипіння.

Розрахунок проводиться в такій послідовності.

4.1 Визначення продуктивності по дистилляту і кубовому залишку

Продуктивність колони по дистилляту формуємо за формулою :

$$G_P = G_F \cdot \frac{X_F - X_W}{X_P - X_W} = 0,9722 \cdot \frac{0,35 - 2,1}{0,90 - 2,1} = 0,4462 \text{ кг/с.}$$

Продуктивність колони по кубовому залишку визначаємо з рівнянн:

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

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

Перевірка:

$$1,4187 \cdot 0,35 = 0,4462 \cdot 0,90 + 0,9722 \cdot 2,1$$

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

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

4.2 Визначення мінімального і дійсного флегмового числа

Перераховуємо масові концентрації в молярний за формулою:

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

де X - концентрація низькокиплячого інгредієнта А в бінарній суміші, моль. елементи;

a - вміст низькокиплячого компонента А в бінарній суміші, мас. частки;

M_A , M_B - молярна маса інгредієнта А і В (відповідно).

Молярні маси: оцтова кислота - 58 кг / кмоль.

вода - 18 кг / кмоль.

Тоді концентрація первинної суміші

$$X_F = \frac{\frac{X_F}{M_A}}{\frac{X_F}{M_A} + \frac{1-X_F}{M_B}} = \frac{\frac{0,35}{18}}{\frac{0,35}{18} + \frac{1-0,35}{58}} = 0,5804$$

дистиляту:

$$X_P = \frac{\frac{x_P}{M_A}}{\frac{x_P}{M_A} + \frac{1-x_P}{M_B}} = \frac{\frac{0,90}{18}}{\frac{0,90}{18} + \frac{1-0,90}{58}} = 0,9711$$

кубового залишку:

$$X_W = \frac{\frac{x_W}{M_A}}{\frac{x_W}{M_A} + \frac{1-x_W}{M_B}} = \frac{\frac{2,1}{18}}{\frac{2,1}{18} + \frac{1-2,1}{58}} = 0,0614$$

Мінімальна флегмова число розкриваємо графо-аналітичним способом. Для цього на основі практикованих даних [7, 8], в координатах у-х строїмо криву рівноваги для суміші метиловий спирт-вода при атмосферному тиску (рис. 4.1) і криву температур кипіння і конденсації (рис. 4.2).

Дані для рівноваги інших бінарних сумішей наведено в Додатку А даного методичного посібника.[4]

Таблиця 4.1

Рівноважні дані для суміші вода-оцтова кислота

зміст компонента А, мол. %		температура кипіння, t, °C
в рідини (x)	в парі (y)	
0	0	118,1
5	9,2	115,4

зміст компонента А, мол. %		температура кипіння, t, °C
в рідини (x)	в парі (y)	
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

зміст компонента А, мол. %		температура кипіння, t, °C
в рідини (x)	в парі (y)	
70	79,5	102,1
80	86,4	101,3
90	93	100,6
100	100	100

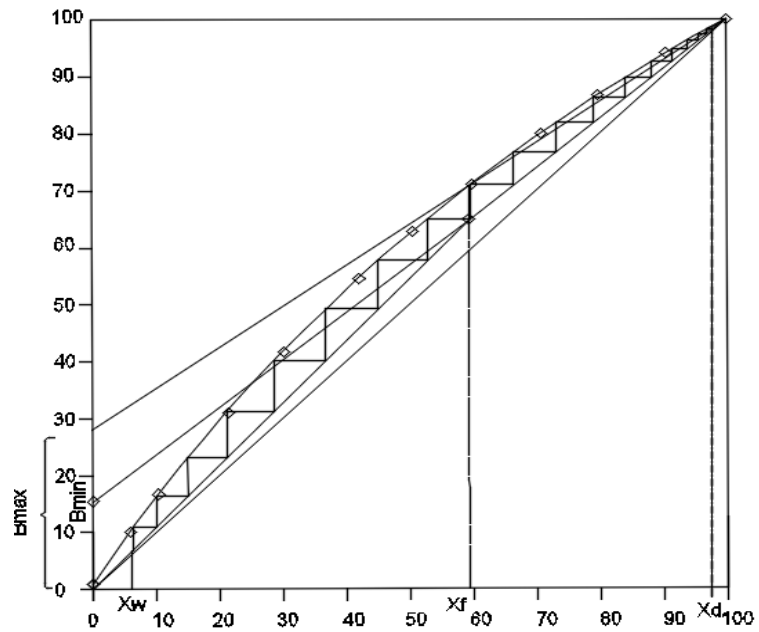


Рис. 1. Визначення мінімального флегмового числа, визначення числа теоретичних тарілок

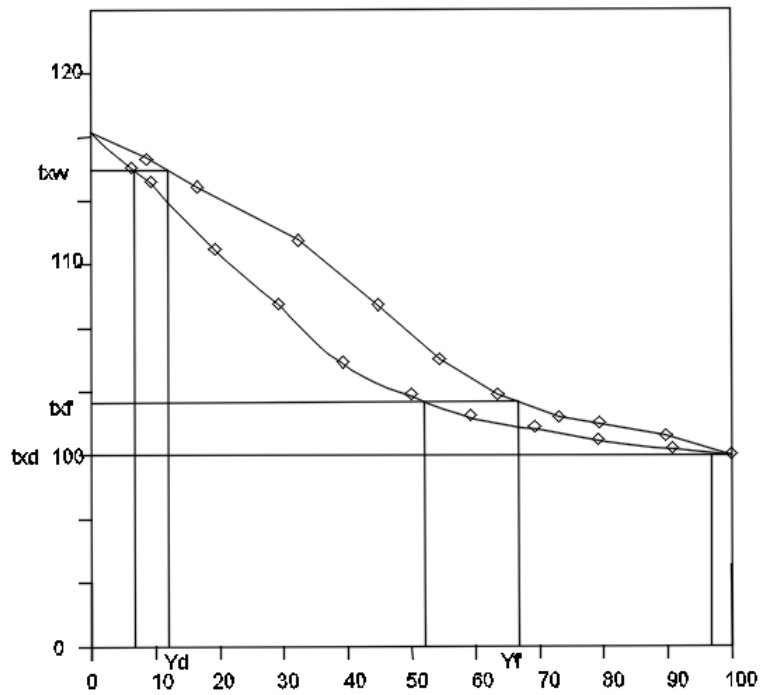


Рисунок 2. Ізобара температур кипіння та конденсації

На діаграмі $y-x$ з точки 1 ($x_p = y_p$) через точку 2' (x_F, y_F^*) супроводжуємо рівну лінію до перерізу з віссю y . Ділянку, що відсікається на осі y , помітимо через $B_{\max} = 0,53$. За величиною цього відрізка знаходимо

мінімальне флегмове число (формула 4.8):

$$R_{\min} = \frac{x_p}{B_{\max}} - 1 = \frac{0,9711}{0,275} - 1 = 2,5312$$

Дійсне флегмове число, використовуючи рівняння

$$R = K_R \cdot R_{\min} = 2,2 \cdot 2,5312 = 5,5686$$

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

відкладаємо ділянку $B = \frac{x_p}{R + 1} = \frac{0,9711}{5,5686 + 1} = 0,1478$, кінець якої

сполучаємо прямою з точкою 1 ($x_p = y_p$); точку перетину цієї прямої з вертикальною лінією, проведеної з абсциси XF, відзначимо точкою 2 (XF, уF), укінці крапку 2 поєднуємо з точкою 3 ($x_w = y_w$). Лінії 1-2 і 2-3 є робочими лініями для верхньої і нижньої частин колони, відповідно.

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

Рідка фаза.

Середня мольна концентрація в нижній частині колони:

$$X_{cp}^n = \frac{X_w + X_F}{2} = \frac{0,0614 + 0,5804}{2} = 0,3209.$$

Середня мольна концентрація у верхній частині колони:

$$X_{cp}^s = \frac{X_F + X_p}{2} = \frac{0,5804 + 0,9711}{2} = 0,7457.$$

Середня мольна концентрація по колоні:

$$X_{cp} = \frac{X_{cp}^n + X_{cp}^6}{2} = \frac{0,3209 + 0,7457}{2} = 0,5333.$$

Середня масова концентрація по колоні:

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

$$\alpha_{cp} = \frac{0,5333 \cdot 18}{0,5333 \cdot 18 + (1 - 0,5333) \cdot 58} = 0,2617.$$

Середня температура в нижній частині колоні:

$$t_{xcp}^n = \frac{t_{XW} + t_{XF}}{2} = \frac{115 + 102}{2} = 108,5^\circ\text{C}.$$

Середня температура у верхній частині колоні:

$$t_{xcp}^6 = \frac{t_{XF} + t_{XP}}{2} = \frac{102 + 100}{2} = 101^\circ\text{C}.$$

Середня температура по колоні:

$$t_{xcp} = \frac{t_{xcp}^n + t_{xcp}^6}{2} = \frac{108,5 + 101}{2} = 104,75^\circ\text{C}.$$

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

Середня мольна маса

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

$$M_{xcp} = 18 \cdot 0,5333 + 58 \cdot (1 - 0,5333) = 36,668 \text{ кг/кмоль}.$$

Середня щільність визначається по формулі:

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

де ρ_A і ρ_B – щільність компонентів А і В при температурі t_{xcp} .

$$\rho_A = 954,4375 \text{ кг/м}^3 \text{ при } t_{xcp} = 104,75^\circ\text{C} [1, \text{ с. 512}]; \text{ додаток Б. [6]}$$

$$\rho_B = 949,45 \text{ кг/м}^3.$$

$$\rho_{x_{cp}} = \frac{954,4375 \cdot 949,45}{949,45 \cdot 0,2617 + 954,4375(1 - 0,2617)} = 950,7502 \text{ кг/м}^3.$$

Середню в'язкість розраховуємо за рівнянням:

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

де μ_A і μ_B – динамічні коефіцієнти в'язкості компонентів А і В, Па·с.

$$\mu_A = 0,2716 \text{ мПа} \cdot \text{спри } t_{cp} = 104,75 \text{ }^\circ\text{C [1, с. 516]; додаток Б.}$$

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

$$\mu_{x_{cp}} = 0,5333 \cdot (-0,5660) + (1 - 0,5333) \cdot (-0,5807) = -0,5728$$

$$\mu_{x_{cp}} = 26,74 \text{ мПа} \cdot \text{с} = 0,2674 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с.}$$

Середнє поверхневий натяг визначається за рівнянням

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

де σ_A і σ_B – поверхневі натягу компонентів А і В, н/м.

$$\sigma_A = 57,95 \text{ н/мпри } t_{x_{cp}} = 104,75 \text{ }^\circ\text{C [1, с. 526]; Додаток Б.[4]}$$

$$\sigma_B = 19,3725 \text{ н/м.}$$

$$\sigma_{x_{cp}} = 57,95 \cdot 0,5333 + 19,3725(1 - 0,5333) = 39,9451 \cdot 10^{-3} \text{ н/м.}$$

Коефіцієнт дифузії при середній температурі визначаємо [1]:

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

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

$$b = \frac{0,2\sqrt{\mu}}{\sqrt[3]{\rho}}, \text{ тут } \mu \text{ [мПа} \cdot \text{с]} \text{ і } \rho \text{ [кг/м}^3\text{]} - \text{в'язкість і щільність розчинника (води)}$$

при $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; $t = t_{x_{cp}}$.

Коефіцієнт дифузії при $20 \text{ }^\circ\text{C}$ розраховуємо по емпіричному рівняння [1]:

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

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. [6]

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

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

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

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

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

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

Парова фаза.

Середня мольна концентрація в нижній частині колони:

$$y_{cp}^n = \frac{y_W + y_F}{2} = \frac{0,12 + 0,69}{2} = 0,405.$$

Середня мольна концентрація у верхній частині колони:

$$y_{cp}^e = \frac{y_F + y_P}{2} = \frac{0,69 + 0,98}{2} = 0,835.$$

Середня мольна концентрація по колоні:

$$y_{cp} = \frac{y_{cp}^H + y_{cp}^G}{2} = \frac{0,405 + 0,835}{2} = 0,62.$$

Середня температура в нижній частині колони:

$$t_{y_{cp}}^H = 102^\circ\text{C}.$$

Середня температура у верхній частині колони:

$$t_{y_{cp}}^G = 100^\circ\text{C}.$$

температури $t_{y_{cp}}^H$, $t_{y_{cp}}^G$ знайдені з діаграми $t - x$, y (рис. 3.2).

Середня температура по колоні:

$$t_{y_{cp}} = \frac{t_{y_{cp}}^H + t_{y_{cp}}^G}{2} = \frac{102 + 100}{2} = 101^\circ\text{C}.$$

Середня мольна маса

$$M_{y_{cp}} = M_A \cdot y_{cp} + M_B \cdot (1 - y_{cp}) = 18 \cdot 0,62 + 58 \cdot (1 - 0,62) = 33,2 \text{ кг/кмоль}.$$

Середня щільність:

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

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

$$\rho_{y_{cp}} = \frac{33,2}{22,4} \cdot \frac{1}{1,013} \cdot \frac{273}{374} = 0,9596 \text{ кг/м}^3.$$

Середня в'язкість [1]:

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

де μ_{yA} і μ_{yB} – динамічний коефіцієнт в'язкості парів компонента А і В.

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

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

$$\frac{33,2}{\mu_{y_{cp}}} = \frac{0,62 \cdot 18}{1,37 \cdot 10^{-5}} + \frac{(1 - 0,62) \cdot 58}{1,15 \cdot 10^{-5}},$$

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

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

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

де P – тиск кгс/см² (тиск в колоні атмосферний);

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

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot 374^{3/2}}{1 \cdot (14,8^{1/3} + 68,4^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{18} + \frac{1}{58}} = 12,47 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}.$$

4.4 Визначення діаметра колони

Діаметр колони визначаємо за рівнянням (4.32).

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

$$V_y = \frac{G_y}{\rho_{y \text{ ср}}} = \frac{G_p \cdot (R+1)}{\rho_{y \text{ ср}}} = \frac{0,4462 \cdot (5,5686 + 1)}{0,9596} = 3,0543 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Швидкість пара в колоні визначаємо за рівнянням (2.9). Попередньо приймаємо відстань між тарілками $h = 300$ мм. Використовуємо раніше знайдені $\rho_{x \text{ ср}} = 950,750$ кг/м³ і $\rho_{y \text{ ср}} = 0,9596$ кг/м³. Для сітчатих тарілок за графіком (рис. 2.2) знаходимо $C = 0,032$.

Тоді швидкість пара в колоні:

$$W = 1,6 \text{ м/с}.$$

Тоді діаметр колони

$$D = \sqrt{\frac{V_y}{0,785 \cdot W}} = \sqrt{\frac{3,0543}{0,785 \cdot 1,6}} = 1,5 \text{ м}.$$

Приймаємо стандартне значення діаметра колони $D = 1,6$ м

(Додаток В) і уточнюємо швидкість пара в колоні: [3]

$$W = \frac{V_y}{0,785 \cdot D^2} = \frac{3,0543}{0,785 \cdot 1,6^2} = 1,519 \text{ м/с.}$$

4.5 Визначення гідравлічного опору колони з сітчатими тарілками

Гідравлічний опір колони ректифікації визначаємо за рівнянням :

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

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

Гідравлічний опір Сітчатие тарілки визначимо за рівнянням (4.35):

$$\Delta P_{сyx} = \zeta \frac{W_o^2 \cdot \rho_{ycp}}{2} = 1,82 \frac{19,087^2 \cdot 0,9596}{2} = 318,131 \text{ Па.}$$

Швидкість пара в отворах:

$$W_o = W / F_o = 1,519 / 0,08 = 18,98 \text{ м/с.}$$
$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{1,3d_o + 0,08d_o^2} = \frac{4 \cdot 39,9451 \cdot 10^{-3}}{1,3 \cdot 0,02 + 0,08 \cdot 0,03^2} = 6,13 \text{ Па.}$$

Для формулювання статичного тиску рідини на тарілці визначаємо витрати рідкої фази в нижній фрагменті колони:

$$L = G_p \cdot R + G_F = 1606,32 \cdot 5,5686 + 5098,32 = 14043,27 \text{ кг/ч}$$

або в об'ємному вираженні $14,77 \text{ м}^3/\text{ч}$.

для колони $D = 1,6$ м довжина зливного борту $l_{сл} = \Pi = 1,57$ м

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

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

Тоді з рівняння :

$$\begin{aligned} \Delta P_{cm} &= 1,3 \left[K \cdot h_{nep} + \sqrt[3]{K \left(\frac{L}{m \cdot l_{cl}} \right)^2} \right] \cdot \rho_{xcp} \cdot g = \\ &= 1,3 \left[0,5 \cdot 0,03 + \sqrt[3]{0,5 \left(\frac{14,77}{10000 \cdot 1,57} \right)^2} \right] \cdot 950,750 \cdot 9,81 = 299,4291 \text{ Па}. \end{aligned}$$

Гідравлічний опір однієї тарілки

$$\Delta P_T = \Delta P_{сyx} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{ct} = 318,131 + 6,13 + 299,4291 = 623,261 \text{ Па}.$$

Гідравлічний опір колони:

$$\Delta P_K = n \cdot \Delta P_T = 32 \cdot 623,261 = 19944,352 \text{ Па}.$$

Перш прийнята відстань між тарілками $h = 0,5$ м звіряємо по співвідношенню

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

$$1,8 \cdot \frac{623,261}{950,7502 \cdot 9,81} = 0,0668 \text{ м},$$

$$0,5 > 0,0668,$$

умова дотримується.

4.6 Визначення діаметра штуцерів

Діаметр штуцера визначаємо за рівнянням (4.42).

Штуцер подачі флегми:

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

$$V_{\phi} = \frac{G_{\phi}}{\rho_A} = \frac{G_p \cdot R}{\rho_A} = \frac{3501,042 \cdot 2,91}{3600 \cdot 739,25} = 3,82 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Так як швидкості потоку беремо орієнтовно, то дозволено прийняти щільність флегми, як щільність метилового спирту: $\rho_A = 739,25 \text{ кг/м}^3$ при $t = 65 \text{ }^\circ\text{C}$.

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

$$d = \sqrt{\frac{3,82 \cdot 10^{-4}}{0,785 \cdot 0,5}} = 0,0312 \text{ м}.$$

Стандартизований розмір труби для виготовлення штуцера $\text{Ø}38 \times 3$ мм, [6, с. 17].

Штуцер подачі вихідної суміші:

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

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

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

при $t_{XF} = 77,4 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\rho_F = \frac{722,51 \cdot 817,73}{817,73 \cdot 0,405 + (1 - 0,405) \cdot 722,51} = 776,3 \text{ кг/м}^3,$$

$$V_F = \frac{8810}{3600 \cdot 776,3} = 3,15 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

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

$$d = \sqrt{\frac{3,15 \cdot 10^{-3}}{0,785 \cdot 0,8}} = 0,071 \text{ м}.$$

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

Штуцер виходу кубового надлишку:

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

$$V_W = \frac{G_W}{\rho_W} = \frac{5308,958}{3600 \cdot 794,32} = 1,86 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

$\rho_w = 958,84 \text{ кг/м}^3$ – щільність води при $98,8 \text{ }^\circ\text{C}$.

беремо $W_W = 0,3 \text{ м/с}$, тоді

$$d = \sqrt{\frac{1,86 \cdot 10^{-3}}{0,785 \cdot 0,3}} = 0,09 \text{ м}.$$

Стандартний розмір труби для виробництва штуцера $\text{Ø}108 \times 6$ мм, [6, с. 17].

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

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

$$V_{\text{к.ж}} = \frac{G_F + G_\phi - G_W}{\rho_B} = \frac{8810 + 3501,042 \cdot 2,91 - 5308,958}{3600 \cdot 794,32} = 4,8 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

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

$$d = \sqrt{\frac{4,8 \cdot 10^{-3}}{0,785 \cdot 0,3}} = 0,142 \text{ м}.$$

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцера $\text{Ø}159 \times 7$ мм, [6, с. 16].

Штуцер виходу пари з колони:

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

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

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

$$d = \sqrt{\frac{1,67}{0,785 \cdot 15}} = 0,38 \text{ м.}$$

Стандартний розмір труби для виробництва штуцера $\text{Ø}426 \times 15 \text{ мм}$, [6, с. 17].

4.7 Тепловий розрахунок кип'ятильника (випарника)

Кількість тепла Q_K , яке треба передати в куб колони, визначається з рівняння теплового балансу колони:

$$Q_K = Q_D + G_P \cdot C_P \cdot t_{Xp} + G_W \cdot C_W \cdot t_{Xw} - G_F \cdot C_F \cdot t_{XF} + Q_{\text{пот.}}$$

Термальні втрати приймаємо 3% від корисно затраченої теплоти; властиві теплоємності взяті відповідно при $t_{Xp} = 100,2^\circ\text{C}$, $t_{XF} = 103^\circ\text{C}$, $t_{Xw} = 114,2^\circ\text{C}$.

$$C_P = a_P \cdot C_A + (1 - a_P) \cdot C_B = 0,91 \cdot 1,01 + (1 - 0,91) \cdot 0,58 =$$

$$0,957 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}} = 4009,8 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$C_F = a_F \cdot C_A + (1 - a_F) \cdot C_B = 0,405 \cdot 1,02 + (1 - 0,405) \cdot 0,59 =$$

$$= 0,6689 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}} = 2802,69 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$C_W = a_W \cdot C_A + (1 - a_W) \cdot C_B = 0,039 \cdot 1,03 + (1 - 0,039) \cdot 0,60 =$$

$$= 0,5492 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}} = 2301,15 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$Q_K = 1,03(2,082 \cdot 10^6 + \frac{3501,042}{3600} \cdot 2304,5 \cdot 57,5 + \frac{5308,958}{3600} \cdot 378,357 \cdot 77,5 - \frac{8810}{3600} \cdot 2053,1 \cdot 68) = 5601286,81 \text{ Вт.}$$

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

$$G_{z.n} = \frac{Q_k}{r} = \frac{5601286,81}{2096 \cdot 10^3} = 2,63 \text{ кг/с.}$$

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

$$\Delta t_{cp} = 147 - 114,2 = 32,8^\circ\text{C.}$$

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

$$F = \frac{Q_k}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{5601286,81}{2000 \cdot 32,8} = 85,385 \text{ м}^2.$$

Беремо одноходовий кожухотрубчатий теплообмінник з майбутніми характеристиками [6, с. 51]:

- діаметр кожуха 800 мм;
- труба 20x2 мм;
- кількість труб в теплообміннику 62 шт;
- довжина труб 2 м;
- поверхня теплообміну 87 м^2 .

Примітка:

При обчисленні поверхні кип'ятильника температура кипіння кубової рідини $t_{xw} = 114,2^\circ\text{C}$ взята при атмосферному тиску. Чи не враховано зростання температури кипіння кубової рідини в зв'язку зі зростанням тиску в кубі колони на величину $\Delta P_k = 0,1-0,15 \text{ кгс/см}^2$

4.8 Вибір товщини стінки корпусу колони

Обирають відповідно до рекомендації цих методичних вказівок(табл. 2.2 Розділ 2.8) розмір стінки корпусу колонного апарату становить 10 мм.

5 АНАЛІЗ ВПЛИВУ КОНСТРУКТИВНИХ ОСОБЛИВОСТЕЙ КОНТАКТНИХ ПРИСТРОЇВ НА РОЗМІРИ КОЛОННОГО АПАРАТА

При підборі конструкції колони та виду контактних установок, пріоритет віддають тим апаратам, які мають відносно просту конструкцію та забезпечують високу ефективність при різноманітних робочих навантаженнях, надійність роботи, низький гідравлічний опір апарата, можливість функціонування на забруднених оточеннях, низьку металоємність, низьку трудомісткість при виробництві, монтажі та ремонті.

Особливості технології різних технологічних процесів пояснюють різноманіття конструкцій використовуваних масообмінних колонних апаратів. Крім того, у структурах масообмінних апаратів відбиваються характерні особливості проведених у них процесів. Тому нижче розглянуті головні типи та прилади ректифікаційних колон, що добули широке застосування в хімічній і газонафтопереробних сферах індустрії.

Доволі широкого розповсюдження в промисловості склали барботажні масообмінні колони тарілчастого типу з тарілками переливного типу і зі ступеневим контактом фаз. Звичайно масообмінний апарат являє собою циліндричну колону, по висоті якої на певній відстані установлені масообмінні контактні прилади. Головними контактними частинами тарілчастих колон є різного виду тарілки. Найбільш часто користуються популярністю такі типи тарілок: ситчасті, ковпачкові, клапанні, жалюзійно-клапанні, струминні, ґратчасті та ін.

Конструктивно ситчасті тарілки є найпростішими і являють собою диски або їх окремі елементи - секції, зроблені із тонколистового металу товщиною $\delta = 1-3$ мм і перфоровані отворами. Отвори на тарілках можуть бути круглими діаметром $d = 2-8$ мм, просіяними або про-січно-втягнутими шириною 2-4 мм і довжиною 10-25 мм. Круглі отвори

найчастіше розміщують у шаховому порядку з кроком $i = (2,0 - 5) \cdot 10^{-3}$. Робоча ділянка тарілки становить близько 80% загальної ділянки поперечного перетину колони. Живий перетин тарілки - сумарна площа отворів на тарілці - звичайно складає 8-12% ділянки всієї тарілки, відповідно робоча швидкість газу (пари) в отворах тарілки в 8 - 12 разів вища швидкості газу у вільному перерізі масообмінної колони.

На протилежних краях тарілки розміщені приймальна кишеня і переливний пристрій, по якому рідина з тарілок, що знаходиться вище, перетікає на тарілки, що лежать нижче. Площа, займана переливними пристроями, майже однакова і разом становить близько 20% спільної площі поперечного перерізу колони. За допомогою переливної планки, установленної в стороні зливу, регулюється висота шару світлої рідини на тарілці, обираючи інтервалі 20-50 мм.

Газ (пара) прибуває під тарілку знизу з певною об'ємною затратою і барботує через шар світлої рідини на тарілці, у наслідок на тарілці виникає належний гідродинамічний режим барботажу, що визначає інтенсивність міжфазної взаємодії.

При послідовному підвищенні ходу газу в колоні і проходженні його через отвори тарілки газ барботує у вигляді пухирців і струменів у шар рідини, при цьому виникають, послідовно струминний, пінний і інжекційний гідродинамічні режими.

Першими робочими режимами барботажу є струминний і пінний, за яких на тарілці формується шар високогазованої піни, в якому в основному і проходить посилений масообмін і перенесення речовини з газової фази в рідку. Потужність масопереносу залежить від швидкості газу в отворах тарілки, від діаметра пухирців, висоти шару рідини на тарілці, а також від особливостей взаємодіючих фаз.

В даній роботі слід було розрахувати колонну з сітчастими тарілками з діаметром отворів на тарілці $d_0 = 5$ мм. За обчисленнями ректифікаційної

колонни я отримав діаметр колони рівним $D=1,8$ м, висоту циліндричної частини апарата $H_1=10500$ мм, в цілому висота колони складає $H=13300$ мм.

Якщо порівняти ці значення з розрахунками моїх колег то одержимо графік на якому буде показано який апарат варто прийняти у виробництво.

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

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

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

$$N_d = N_T / \eta = 13 / 0,87 = 15 \text{ шт}$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

3) Сітчаста колона ректифікації з отворами на тарілці $d_0=12 \text{ мм}$:

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

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

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

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

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

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

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

$$N_{\text{д}}=N_{\text{т}}/\eta=13/0,5=26 \text{ шт}$$

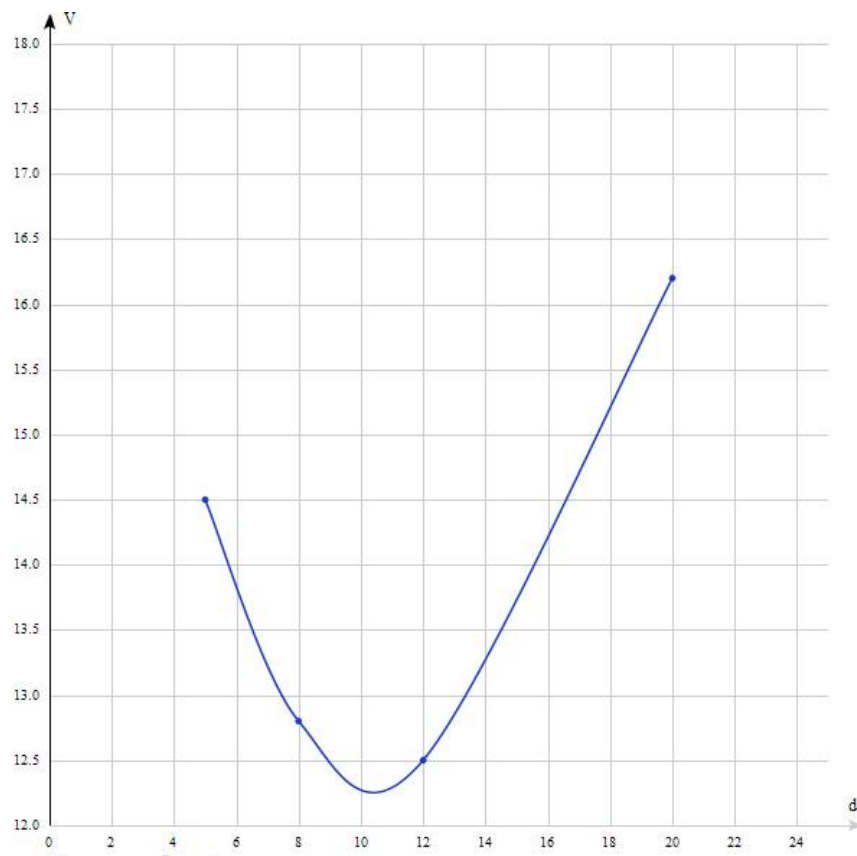
$$H=(N_{\text{д}}-1) \cdot 0,5=(26-1) \cdot 0,5=12,5 \text{ м}$$

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

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

Побудуємо графік та визначимо оптимальний варіант:

d0, мм	5	8	12	20
V, м ³	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 оптимальний.

6 Розрахунки на міцність елементів заданого апарата

6.1 Вихідні дані

Внутрішній діаметр кожуха D ,	f
Розрахунковий тиск P , МПа.....	0,44
Кількість ходів.....	1
Температура труб t_T , °C	
Температура кожуха t_K , °C	114,2
Матеріальне виконання.....	M10;
Група апаратів	1;
Зовнішній діаметр теплообмінної труби d_T , мм.....	
Товщина стінки труби S_T , мм.....	2
Довжина труб l , мм.....	

6.2 Розрахунок на міцність, жорсткість та стійкість

Розрахункова температура

Характеризуємо розрахункову температуру розподільної камери

Визначаємо розрахункову температуру ізолюваних фланців

$$t_{\text{ф}} = t.$$

де t – розрахункова температура апарата, °C.

Розрахункову температуру ізолюваних фланців і фланців штуцерів розподільної камери теплообмінника беремо рівною температурі розподільної камери, тобто

Розрахункову температуру відокремлених фланців штуцерів кожуха беремо рівною температурі середовища міжтрубного простору тобто

$$t_{\text{ф}} = t_{\text{к}} = 114,2 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Розрахункова температура болтів для ізолюваних фланцевих з'єднань

$$t_{\text{б}} = 0,97 \cdot t$$

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

$$t_{\text{б}} = 0,97 \cdot 179,8 = 174,4 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Розрахункова температура болтів фланцевих з'єднань штуцерів міжтрубного простору

$$t_{\text{б}} = 0,97 \cdot 114,2 = 110,7 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

2.2 Допустимі напружини

Таблиця 1 – Допустимі напружини матеріалів деталей теплообмінника

Елементи апарата	Матеріал	Допустимі напружини, МПа		Відношення допустимих напружин $\frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]}$
		при температурі 20°C $[\sigma]_{20}$	при розрахунковій температурі $[\sigma]$	
Кожух	12X18Н10Т	184	174	1,057
Трубна решітка	12X18Н10Т	184	169,2	1,087
Труби	12X18Н10Т	184	169,2	1,087
Фланці апаратні	12X18Н10Т	184	169,2	1,087
Фланці штуцерів трубного простору	12X18Н10Т	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	12X18Н10Т	184	164	1,122
Болти фланцевих з'єднань штуцерів міжтрубного простору	Сталь 35	130	125,99	1,032
Гайки фланцевих з'єднань штуцерів міжтрубного	Сталь 20	147	142,19	1,034

простору				
----------	--	--	--	--

Визначаємо пробний тиск, при якому поводитьсь випробування апарата

Для трубного простору

Гідростатичний тиск при тестування трубного простору теплообмінника складає

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

Гідростатичний тиск при випробуванні трубного простору

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

Умова

здійснюється, тому обчислення елементів трубного простору в угодах гідравлічних випробувань проводити не потрібно.

Для міжтрубного простору

Гідростатичний тиск при випробування міжтрубного простору

Гідростатичний тиск при випробуванні міжтрубного простору

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

Умова

здійснюється, отже розрахунок частин міжтрубного простору в умовах гідравлічних проб проводити не потрібно.

6.3 Коефіцієнти міцності зварних швів

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

6.4 Додавки до розрахункових величин

Розкриваємо суму додавок до розрахункових величин

$$C = C_1 + C_2,$$

де C_1 – додаток для компенсації ржавіння та ерозії, мм.

C_2 – додаток для компенсації мінусового допуску, мм.

Розраховуємо додавку для компенсації корозії та ерозії

$$C_1 = \Gamma \cdot \tau + C_3,$$

де Γ – бистрота проникнення корозії, мм/рік;

τ – розрахунковий термін праці теплообмінника, років;

C_3 – додаток для компенсації ерозії, мм.

Додавку для компенсації ерозії не ураховуємо, беручи, що теплообмінник робить з чистими винятковими середовищами (без твердих або абразивних частинок), а стрімкість руху середовища складає менше 20 м/с.

Темп проникнення корозії для матеріалу між трубного простору

приймаємо

а трубного

Добавка для компенсації корозії та ерозії складає:

- для труб з боку трубного та між трубного просторів
- для кожуха

Приймаємо добавку до компенсації мінусового допуску для труб

, для кожуха $C_2 = 0,6$ мм .

6.5 Розрахунок кожуха теплообмінника

Розрахунок товщини стінки циліндричної обичайки кожуха теплообмінника

Визначаємо розрахункову товщину стінки кожуха від дії внутрішнього тиску

Визначаємо виконавчу товщину стінки кожуха

$$S \geq S_n + C;$$

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

$$C_k = 0,5 + 0,6 = 1,1 \text{ мм.}$$

Визначаємо виконавчу товщину стінки кожуха

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

Цілковито зараховуємо виконавчу розмір стінки кожуха рівною $S_k = 6$ мм.

Встановлюємо можливий внутрішній надмірний 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

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

к

здійснюється.

Умова вживання розрахункових формул

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

здійснюється .

6.6 Розрахунок лінзового компенсатора

Умовивживання розрахункових формул

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

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

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

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

здійснюються.

6.7 Визначення допоміжних величин

Розрахунковий діаметр западини хвилі компенсатора рахуємо за формулою

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

Розрахунковий діаметр гребеня хвилі компенсатора рахуємо за формулою

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

Середній радіус тороїдального переходу хвилі компенсатора рахуємо за формулою

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

Допоміжну величину впливу переходу рахуємо 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 розмах пластинчастої зони хвилі компенсатора рахуємо 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 рахуємо 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 рахуємо за формулами :

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

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

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

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

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

6.8 Розрахунок компенсатора на міцність

Розрахункову товщину s_3 , мм, визначаємо 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, встановлюємо за формулою:

$$\begin{aligned} s_4 &= \frac{P \cdot d_{cp}}{2[\sigma]_n \cdot \varphi} \cdot \frac{L}{d_2 - d_1 + 2l_k + 2,3r_s} = \\ &= \frac{0,45 \cdot 644}{2 \cdot 122 \cdot 0,9} \cdot \frac{106}{654 - 404 + 2 \cdot 5 + 2,3 \cdot 24} = 0,54 \text{ мм.} \end{aligned}$$

Розрахункову товщину стінки компенсатора s_{np} , мм, розраховуємо за формулою:

$$s_{np} = s_4 \cdot \sqrt{0,5 + \sqrt{0,25 + (s_3/s_4)^4}} = 0,27 \cdot \sqrt{0,5 + \sqrt{0,25 + (2,90/0,54)^4}} = 1,458 \text{ мм.}$$

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

Виконавчу товщину стінки лінзового компенсатора визначаємо за формулою

$$s_n \geq s_{np} + C_n = 1,458 + 0,5 = 1,958 \text{ мм.}$$

Остаточну приймаємо виконавчу товщину стінки компенсатора рівною 4 мм.

Дозволений тиск $[P]_l$ рахуємо за формулою

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

Дозволений тиск $[P]_2$ рахуємо за формулою:

$$[P]_2 = \frac{2[\sigma]_i \cdot \varphi \cdot (S_n - C_n)}{d_{cp}} \cdot \frac{d_2 - d_1 + 2l_k + 2,3 \cdot r_s}{L} =$$
$$= \frac{2 \cdot 122 \cdot 0,9 \cdot (4 - 0,8)}{479} \cdot \frac{654 - 404 + 2 \cdot 5 + 2,3 \cdot 24}{106} = 4,35 \text{ МПа.}$$

Дозволений тиск рахуємо за формулою:

$$[P]_n = \frac{[P]_1}{\sqrt{1 + \left(\frac{[P]_1}{[P]_2}\right)^2}} = \frac{0,63}{\sqrt{1 + \left(\frac{0,63}{4,35}\right)^2}} = 0,62 \text{ Ма.}$$

7. Технологія 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) [5].

Технологічний процес виготовлення теплообмінного апарату в загальному випадку складається з отримання заготовок, механічної обробки заготовок до розмірів готової деталі і збірок з деталей вузлів (складальні одиниці) і весь апарат в цілому.

Заготовками деталей служать зазвичай сортовий і листовий прокат, труби, поковки і виливки. Листовий прокат використовується для виготовлення корпусів, обичайок, днищ і кришок, трубних дошок, фланців, перегородок, опор і різних штампованих деталей. Сортний прокат використовує в якості заготовок для каркасів трубних систем, анкерні зв'язки, фланці, бобишки і інші деталі. У деяких випадках для виготовлення трубних дошок і фланці застосовують поковки. У серійному виробництві для

виготовлення ряду деталей (фланці, штуцери, бобишки і ін.) Використовують виливки. З труб виготовляють штуцера, поверхні нагріву та багато інших вузли та деталі. Всі матеріали, що застосовуються при виготовленні теплообмінних апаратів, відповідно до вимог нормативно-технічної документації повинні мати сертифікати заводів-виготовлювачів цих матеріалів.

Виготовлення корпусів

Корпуси багатьох теплообмінних апаратів мають циліндричну форму. Циліндрична частина корпусу діаметра до 800 мм можуть бути виконані у вигляді обичайки з одного свальцованих в циліндрі листа листового прокату, що випускається промисловістю. Листовий метал, призначений для виготовлення корпусів, піддають попередній обробці, що полягає в правці і розділової різанні листів, що полегшує їх транспортування і наступні операції обробки.

Виготовлення днищ і кришок.

Сферичні і еліптичні днища слід виготовляти по можливості з одного аркуша. Сферична або еліптична форма надається заготовлена для днищ листів штампування в гарячому або в холодному стані. Лист, призначений для виготовлення днища, попередньо розмічають. Заготівля під днище являє собою коло.

Еліптичні днища для судин і апаратів стандартизовані і їх можна підібрати по ГОСТ 6533.

Невеликі днища з листів товщиною до 4 мм штампують на пресах в хо-лодному стані . Пуансон штампа, що має форму днища і укріплений на рухомий траверсі преса, повільно опускаючись, поступово простягає заготовку через протяжне кільце, формуючи днище. Після досягнення пуансоном крайнього нижнього положення скидач знімає з нього готове днище, а звільнений пуансон переміщається в крайнє верхнє положення.

Виготовлення фланців і патрубків

Фланцеві з'єднання повинні бути міцними і забезпечувати

герметичність з'єднання. Типи і розміри фланців стандартизовані і підбирають по ГОСТ. Вибір типу фланцевого з'єднання залежить від умов роботи апарату, тиск, агресивність теплоносій, умови монтажу і технологічні можливості виготовлення фланців і проводиться при проектуванні.

У зварних апаратах низького тиску (до 1,6 МПа) фланці виготовляються з листового, смугового, фасонного прокату або лиття з наступною механічною обробкою. В апаратах з робочим тиском до 10 МПа застосовують фланці посиленого типу, в яких на поверхнях ущільнення є виступи і западини або шипи і пази, причому такі фланці виготовляються з відповідних фасонних поковок шляхом штампування і механічної обробки. Фланці невеликого діаметра виготовляють зазвичай з листової сталі, фланці діаметром понад 200 мм - із смугового прокату шляхом гнуття в гарячому стані, що є більш економічним, ніж використання фасонних поковок.

Чистоту обробки і форму ущільнювальної поверхні фланців встановлюють при проектуванні; вони залежать від параметрів робочого середовища.

При установці фланців на корпус або водяна камера апарат перевіряє їх перпендикулярність до осі корпусу по зовнішнім крайках оброблених поверхонь.

Виготовлення трубної системи апаратів

Трубна система кожухотрубних теплообмінні апаратів складаються з трубних дошок (решітки) і проміжних перегородок (поздовжні або поперечні), який утворює каркас, в який встановлюється теплообмінні трубки.

Трубні дошки виготовляють із сталевих листів або поковок, в особливих випадках, з інших металів і сплавів. На виправлених аркушах розмічають контури для вирізки трубної дошки і якщо необхідно для обробки поверхні під фланець. Вирізка заготовок для трубних дошок і перегородок проводять автоматичні або напівавтоматичні газові або плазмово-дугове різачки. Вирізані заготовки трубних дошок обробляють по

торцям і по площині, а заготовки-перегородок тільки по торцям.

8РЕМОНТ КИП'ЯТИЛЬНИКА

У ході продовжної функціонування проходить ерозійний і корозійний знос труб і стінок корпусу: теплопередаючі поверхні забруднюються і ефективність теплопередачі зменшується. Особливими вадами є скорочення товщини стінки труби, днища, корпуси, свищі в зварних швах, пошкодження ущільнювальних поверхонь, тріщини на корпусних деталях і трубах, вдавнення, нещільності і пропуски в вальцюванні в трубних решітках, зріст діаметра отворів в трубних решітках, виразкова, межкристалітна та інші види корозії, ушкодження опорів, вирізки на кріпильних деталях, зволоження або ушкодження теплоізоляції.

Побудова ремонтного циклу спорядження залежить від характеру створення, виду пристрою і холодильної установки в цілому. Вся теплообміннаобладання холодильних установки експлуатують з проведенням через кожні три місяці профілактичного обстеження, щорічний поточний ремонт, середній ремонт (через 3 роки) і повний ремонт через 12 років. У ряді інцидентів вдовольняється два види ремонту - поточний і повний.

При профілактичних обстеженнях повіряють затяжку фланцевих сполучень, усувають нещільності, роблять підтяжку або перебивання сальників запірної арматури, обдивляються прилади контролю, профілактичні пристрої, повіряють натяг приводних ременів в приладах з мішалками і вентиляторами, очищують жолоби в зрошувальних конденсаторах. При наступному ремонті супроводжують додатковий діапазон роботи: неповне розбирання і демонтаж запірної арматури, переприсування всіх сальників, обмін прокладок, проба герметичності арматури, ремонт запобіжних і зворотні клапани, в зрошувальному конденсаторах - демонтаж і очищення відбійних щитів і труб, очищення і наладка водорозподільних пристроїв.

При середньому ремонті додатково до діапазону поточного ремонту проводять демонтаж кришок теплообмінників з очищенням труб і пустот від мулу, накипу, продуктів корозії, випробування на герметичність для прояву можливих течі труб в трубних решітках, підвальцювання, зачеканення або підвариво свищів і течі, глушіння зіпсованих труб, перевірка і настроювання роботи мішалок, вибіркова перевірка труб випарників (тип ІА або ІІ) і зрошувальні конденсатори на іржавіння, ремонт теплоізоляцій, о посвідчення посудин технічної адміністрація підприємство.

При капітальному ремонті також до діапазону середнього ремонту реалізують роботи по заміні всіх раніш заглушених трубок (при заглушінні більше 15% трубок), обмін труб і секцій, що мають течі, обмін труб зі зносом більше 25% по товщині стінки, ремонт і обмін запірної арматури.

Порядок ремонту

Організованість ремонтних дій після підготовки відключеного від схеми апарату і здачі його в ремонт наступні: демонтаж арматури і трубопроводної обв'язки, розбирання різьбових сполучень, люків, виїмка трубних решіток, якщо це допускає конструкція апаратів, перевірка щільності і міцності труб і їх кріплення в трубних решітках напрямом пневматичних або гідравлічних тестів, глушіння, розвальцювання (обварка) труб в трубних решітках, демонтаж труб з корпусу при їх підміні, постановка новітніх труб з попереднім очищенням від верст в решітках і зачисткою кінців труб, ремонт корпусних деталей, підготовка прокладок (вирубка і вирізка), підготовка кріпильних елементів, збірка апарату, тестування на герметичність та міцність конструкції, пуск в експлуатацію.

Ремонт теплообмінних установок починають з перевірки їх герметичність. Течі в теплообмінних апаратах виявляться при випробуванні великим тиском води (опресовування). При випробуванні нероз'ємного

кожухотрубного апарата вода подається в між трубний простір і, піднімаючи тиск до тиску випробування, перевіряє апарат на неприсутність течі в трубній решітці із порожнини трубок. Що сказати про труднощі у видаленні води з апаратів, течі в холодильних теплообмінних апаратах формують тиск сухого повітря або азот (пневматична опресовування) з випробуванням обмилування або датчики течії-іскателі. Виявлені труби з не герметичністю можуть бути розконсервовані тимчасові пробками для наступних випробувань.

При ремонті теплообмінних установок, як зазначалося вище, допускається глушіння не більш 15% трубок. Корективи м'ятих трубок здійснює на гвинтових пристосування шляхом протягування пробки-оправлення на штанзі. Труби глушать з двох сторін заторами на різьбі або заварюють припоєм.

При обміні вальцьовані труби підрізають за трубної решітками особливим різцем або розсверлюють для скорочення товщини стінки і подальшої виїмки. Всю роботу роблять так, щоб не зіпсувати поверхні отворів в решітці. Розсверлювання роблять з ступеневим свердлом з centruючим гладким кінцем, рівний внутрішній діаметр труби і ріже частини рівні 3/4 зовнішнього діаметр труби. Скорочення товщини труб моментально зменшує напруження в Вальцьованих з'єднаннях, і труба легко виймається. Щоб не упустити трубу в міжтрубному просторі, в неї вставляють металевий прута або використовують пристосування

Труби, які тримаються в трубній решітці за допомогою зварювання, демонтують з апарату вирубками вручну, кільцевий шов або зрізанням торця труби і клиновий шов фрези з приводом від гнучкого валу. До зміни вибитих дефектних трубок нові отвори в трубних решітках зачищають, продувають і насухо протирають. Продовжні ризики на поверхнях отворів зачищають шабером. Шорсткість поверхні в отворах під вальцювання зобов'язана бути не нижче Ra 0,80 мкм.

Кінці труб зачищають, протирають, труби уставляють в трубну

решітку, зазори продуваються стисненим повітрям. Величина зазору зобов'язана бути менше 0,5 і більше 1,5% діаметра труби. При маленьких зазорах важко вводити труби в трубній решітці, а при великих з'являється ризик втрати міцності труби і щільність з'єднання. Розвальцювання починає з прівальцовим роздачі кінця труби для його закріплення в отворі. Прівальцовку виконують гнуття з довжиною роликів на 10- 12 мм, що перевищує товщину трубних грат. Після при-вальцювання всіх труб проводять повну розвальцовку з розрахунку 15-20% товщини стінки вальцюються труби і відбір-тевивають кінці труб під кутом 15° до осі труби. Прівальцовка виконує кріпильної вальцювання, цілковита прівальцовка і отбортовка - бортовочна вальцовка (з бортовочними роликами).

По-перше розвальцюються всі трубки в одній решітці, а потім в іншому. При чималій кількості замінних трубок порядку вальцювання наступний. Вальцюються поперед чотири трубки хрест-навхрест, а потім всі трубки по периметру, після чого всі інші.

Якість роботи зазначають обстеженням на відсутність тріщин і розривів, підрізу труб по кромці гнізда, а також пересвідчуються у відсутності сильно вираженого переходу між вальцьованою і не вальцьованою часткою.

9 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ

Відповідність розроблювального апарата вимогам техніки безпеки та промислової санітарії Теплообмінник являє собою апарат, який працює під тиском. Основною небезпекою при роботі таких апаратів є можливість їх пошкодження при фізичному вибуху середовища. Під фізичним вибухом розуміють миттєву дію сили раптового адіабатичного розширення газу (пару), яке супроводжується виділенням механічної енергії і створенням вибухової хвилі. Для запобігання вище названих причин теплообмінний апарат має відповідати вимогам безпеки. Відповідно до стандарту ГОСТ 12.2.003-91 виробниче обладнання повинно забезпечувати вимоги безпеки при монтажі, експлуатації, ремонті, транспортуванні і зберіганні, при використанні окремо або в складі комплексів та технологічних систем. Виробниче обладнання в процесі експлуатації не повинно забруднювати навколишнє середовище викидами шкідливих речовин вище встановлених норм; повинно бути пожежо та вибухобезпечним; не повинно викликати небезпеку в результаті дії вологи, сонячної радіації, механічних коливань, високих та низьких тисків та температур, агресивних речовин і інших факторів. Вимоги безпеки висуваються обладнанню протягом всього терміну його використання. Власне безпека виробничого обладнання повинна забезпечуватися наступним вимогам:

- правильним вибором принципів дії, конструктивних схем, безпека елементів конструкції, матеріалів та інше;
- застосуванням в конструкції засобів механізації, автоматизації і дистанційного керування;
- застосуванням в конструкції спеціальних засобів захисту;
- виконанням ергономічних вимог;
- включенням вимог безпеки в технічну документацію, ремонт, транспортування і зберігання.

Висновки

Конструкція кип'ятильника, його основних складових одиниць і розрахунки виконані відповідно до діючої в хімічному машинобудуванні нормативно – технічної документації.

Розрахунки холодильника дистиляту на міцність виконані в повному обсязі і підтверджують працездатність розробленої конструкції апарата.

У ході виконання даного дипломного проекту були розраховані матеріальний і тепловий баланси. Виконано конструктивний розрахунок проектного апарату, в ході якого визначено основні розміри проектного колони та теплообмінника:

- 1) діаметр колони – 1400 мм;
- 2) висота колони – 9800 мм;
- 3) кількість тарілок – 35;
- 4) діаметр кип'ятильника, – 800 мм;
- 5) діаметр трубок – 20x2 мм;
- 6) довжина трубок – 2000 мм;
- 7) кількість трубок – 62 шт;
- 9) діаметр отворів в тарілці – 12 мм

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

Визначено діаметри штуцерів, підібрані стандартні конструктивні елементи.

Накреслена графічна частина : загальний вигляд кип'ятильник, загальний вид колони ректифікації, технологічна схема ректифікаційної установки, збірні одиниці апаратів.

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. Основние процеси та апарати хімічної технології. М.: Хімія, 1971. - 753 с.