

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ДЕРЖАВНИЙ ВИЩИЙ НАВЧАЛЬНИЙ ЗАКЛАД
«УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ»

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

ДО ВИКОНАННЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТУ З РОЗДІЛУ
“РОЗРАХУНОК БАГАТОКОРПУСНОЇ ВИПАРНОЇ УСТАНОВКИ”
З КУРСУ “ОСНОВНІ ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНОЇ
ТЕХНОЛОГІЇ” ДЛЯ СТУДЕНТІВ IV–V КУРСІВ

Затверджено на засіданні кафедри
процеси та апарати хімічної технології
Протокол № 9 від 17.06.2013

Методичні вказівки до виконання курсового проекту з розділу “Розрахунок багатокорпусної випарної установки” з курсу “Основні процеси та апарати хімічної технології” для студентів IV–V курсів усіх форм навчання / Укл.: Смірнова О.С., Черемисінова А.О., Рябік П.В. – Д.: ДВНЗ УДХТУ, 2014. – 51 с.

Укладачі: О.С. Смірнова, канд. техн. наук
А.О. Черемисінова, канд. техн. наук
П.В. Рябік, канд. техн. наук

Відповідальний за випуск: П.Г. Сорока, д-р техн. наук

Навчальне видання

Методичні вказівки до виконання курсового проекту з розділу “Розрахунок багатокорпусної випарної установки” з курсу “Основні процеси та апарати хімічної технології” для студентів IV–V курсів усіх форм навчання

Укладачі: СМІРНОВА Олена Степанівна
ЧЕРЕМИСІНОВА Анна Олександрівна
РЯБІК Павло Васильович

Редактор Л.М. Тонкошкур
Коректор В.П. Синицька

Підписано до друку 20.10.14. Формат 60×84 1/16. Папір ксерокс. Друк різнограф.
Умов. друк. арк. 2,32. Обл.-вид. арк. 2,43. Тираж 100 прим. Зам. № 45.
Свідоцтво ДК № 303 від 27.12.2000.

ДВНЗ УДХТУ, 49005, м. Дніпропетровськ, 5, просп. Гагаріна, 8

Видавничо-поліграфічний комплекс ІнКомЦентру

Методичні вказівки призначені для студентів усіх спеціальностей і форм навчання, що вивчають курс “Процеси та апарати хімічної технології”.

В роботі наведені рекомендації до виконання курсового проекту за темою “Випарювання”.

Завдання на виконання курсового проекту, вимоги до оформлення розрахунково-пояснювальної записки та графічного матеріалу наведені в методичних вказівках [1].

Посібник складений з метою допомоги студентові в роботі над спеціальною літературою, стандартами, нормативами, оволодіти методиками технологічних, конструктивних та інших розрахунків випарних апаратів і допоміжного обладнання, їх графічного зображення, які передбачені при виконанні курсового проекту з розділу “Випарювання”.

Для виконання курсового проекту студенту видається завдання на проектування, в якому вказані: назва установки, її продуктивність, початкова та кінцева концентрації розчину, що концентрується, тиск або температура теплоносія та інші необхідні для розрахунку дані.

Розрахунково-пояснювальна записка повинна включати в себе такі розділи і нумерацію:

1. Вступ.
2. Загальна частина.
3. Технологічний розрахунок.
4. Конструктивний розрахунок.
5. Гідравлічний розрахунок.
6. Механічний розрахунок.

В кінці розрахунково-пояснювальної записки наводиться список використаної літератури.

Графічна частина курсового проекту має 2 креслення: 1 – технологічна схема установки; 2 – загальний вид спроектованого апарата, які виконуються згідно з вимогами оформлення конструкторської документації.

Зміст розділів розрахунково-пояснювальної записки

В розділі “Вступ” наводиться означення процесу випарювання, його застосування в промисловості та повна характеристика розчиненої речовини розчину, який випарюється в установці, а саме:

– фізико-хімічні властивості – хімічна формула, молекулярна маса, температури плавлення, кипіння та розкладу, розчинність, густина, теплопровідність, теплоємність, а також корозійні властивості та реакційна здатність;

– народногосподарське значення розчиненої речовини розчину, основні методи її виробництва та застосування в народному господарстві.

В “Загальній частині” розглядаються наступні питання:

– загальні відомості про процес випарювання та характеристика існуючих способів випарювання;

– фізико-хімічні основи процесу випарювання;

– технологічна схема процесу та опис роботи установки;

– вибір конструкції спроектованого апарата та його устрій;

– вибір технологічних параметрів процесу, за якими вибирають температуру та тиск грючої пари, якщо вони не задані, робочі умови процесу, концентрації розчинів та інше;

– вибір матеріалу корпусу та вузлів апарата, для чого наводяться корозійні властивості розчину, його взаємодія з кислотами, лугами, органічними розчинниками.

Класифікацію випарних установок здійснюють за такими ознаками:

– за кратністю використання тепла грючої пари (одно- та багатокорпусні);

– за тиском вторинної пари в останньому корпусі.

Як правило, в завданні на проектування вказаний тип установки (прямотечійна чи протитечійна), кількість корпусів в установці та умови її роботи (під надлишковим тиском чи під вакуумом вторинної пари в останньому корпусі), але в “Загальній частині” необхідно навести аналіз існуючих установок, їх переваги і недоліки, на основі чого дати обґрунтування технологічної схеми установки, прийнятої до проектування.

Технологічна схема установки наводиться принципова, з зображенням апаратів за їх функціональним призначенням згідно з вимогами, що наведені в методичних вказівках з оформлення курсових проектів [1] без дотримання масштабу, але без порушення співвідношення їх габаритних розмірів. Контури апаратів зображують лініями товщиною 0,3–0,5 мм, а трубопроводи та арматуру в 2–3 рази товщі. Трубопроводи та пристрої, які забезпечують функціональний зв’язок між апаратами на схемі не повинні перехрещуватись, тому при перетині технологічних ліній на вертикальній лінії необхідно зображати обвід. Магістральні трубопроводи доцільно розміщувати нижче або вище основного обладнання, до якого підходить розводка трубопроводів.

Ілюстрації нумерують послідовно в межах розділу арабськими цифрами. Перелік обладнання, номер в пояснювальній записці та назва схеми розміщується під рисунком. Пояснювальні дані (перелік обладнання) пишуть під рисунком, а нижче номер рисунка та його назва. Перша цифра означає номер розділу, а друга – номер рисунку (наприклад, Рисунок – 2.1.) Далі навести опис установки та принцип її дії.

На основних технологічних трубопроводах необхідно навести технічні характеристики середовища в трубопроводі: витрата, концентрація, тиск, температура.

Деякі графічні умови зображення апаратів, арматури та пристроїв, які відповідають стандартам, наведені в методичних вказівках [1] і повинні бути прийняті до уваги при розробці технологічної схеми.

Серед різноманітних конструкцій випарних апаратів найбільш поширені є трубчасті випарні апарати, в яких поверхня теплопередачі виконана із труб, які зовні обігріваються грючою парою.

Попередньо тип трубчастого випарного апарата вибирають згідно з ГОСТ 11987-81, залежно від властивостей випарюваного розчину, які наведені в додатку 4.1 [2].

Випарний апарат, який обігрівается гріючою парою, складається з гріючої камери, сепаратора та циркуляційної труби. Використовують випарні апарати з поверхнею нагрівання до 3200 м², діаметром циркуляційної труби до 1600 мм.

Гріюча камера являє собою пучок кип'ятільних труб, які закріплені в трубних решітках, і утворюють таким чином поверхню нагрівання. Для виготовлення кип'ятільних труб стандартних випарних апаратів застосовуються труби розмірами 25×2, 38×3 та 57×3 мм.

Допоміжне обладнання випарних установок складається з підігрівача початкового розчину, конденсатора вторинної пари останнього корпусу, насосів для подачі розчину, вакуум-насоса та конденсатовідвідників.

Підігрівач початкового розчину в випарній установці призначений для підігрівання розчину, який надходить в перший корпус. З цією метою можна використовувати теплообмінники різних конструкцій, але найчастіше використовуються кожухотрубні теплообмінники, розрахунок яких і вибір стандартних апаратів наведено в роботі [2].

Обов'язковим обладнанням випарних установок, які працюють під вакуумом, є апарат для конденсації вторинної пари останнього корпусу, в якому відбувається конденсація пари при охолодженні її зворотною водою, за рахунок чого утворюється вакуум в випарній установці. Конденсатори бувають поверхневі і конденсатори змішування. У першому пара не змішується з водою, а конденсується за рахунок охолодження її через стінку, в результаті чого утворюється конденсат вторинної пари, забруднений винесеними з випарного апарата краплями розчину. Тому в хімічній, цукровій та інших виробництвах доцільніше застосовувати конденсатори змішування, в яких вторинна пара безпосередньо змішується з водою і конденсується. Такі конденсатори простіші і дешевші. Основні типи, конструкції та розрахунок апаратів змішування наведені в посібниках [2,3].

Для відведення конденсату, що утворюється в гріючій камері випарного апарата при конденсації первинної пари, застосовуються конденсатовідвідники [2], які відводять конденсат гріючої пари і одночасно забезпечують повну конденсацію гріючої пари при заданому тиску та необхідній температурі. За принципом дії вони розділяються на дві групи: 1) з механічним затвором; 2) з гідравлічним затвором. У випарних установках застосовують конденсатовідвідники поплавкового типу, в яких відкриття і закриття випускного отвору керуються поплавком, який рухається вгору, або вниз, залежно від рівня конденсату в корпусі пристрою. Конденсатовідвідники рекомендовано встановлювати як можна ближче до випарного апарата, щоб конденсат надходив туди самопливом. Один конденсатовідвідник може обслуговувати декілька випарних апаратів, якщо тиск пари в них однаковий.

При виборі конструкційних матеріалів необхідно враховувати його теплостійкість, корозійну стійкість, характеристику на міцність та вартість. Рекомендації з вибору конструкційних матеріалів детально представлені в довідковій літературі [4]. Конструкційні матеріали повинні мати високу корозійну стійкість не тільки для забезпечення довговічності апаратів, але для

запобігання забруднення середовища в апараті продуктами корозії, що призводить до порушення технологічного режиму та погіршення якості продуктів.

Основними конструкційними матеріалами для випарних апаратів і допоміжного обладнання є чавун і сталь. Чавун використовують до тиску 0,6 МПа і діаметром апаратів до 2 м. Чавун має полімерну і хімічну стійкість проти агресивних речовин. Стійкими проти розчинів лугів є спеціальні чавуни СЧЩ-1 та СЧЩ-2, а також чавуни, леговані нікелем або міддю. Чавун з вмістом хрому до 30% стійкий проти дії HNO_3 , хлористих сполук, сірки та її сполук. Недоліком чавунів є їх невисока механічна міцність.

Сталі в порівнянні з чавунами мають більш високі міцнісні характеристики. Вуглецеві сталі застосовуються в апаратах, які працюють при температурі до 450°C і тиску до 6,4 МПа. Стійкими в пароводяному середовищі є низьколеговані молібденові сталі 15М та 20М; хромомолібденові сталі 12МХ та 15МХ. Велику стійкість в середовищах азотної кислоти, нітратів, нітритів, оцтової та фосфорної кислот, лугів має аустенітна сталь 1Х18Н11Т, 1Х18Н12М2Т та 1Х18Н10Т.

Приклад розрахунку випарної установки

Завдання. Розрахувати двокорпусну випарну установку для концентрування розчину хлориду калію з початковою концентрацією $X_{\text{п}} = 15$ мас.%, до кінцевої концентрації $X_{\text{к}} = 30$ мас.%. Продуктивність установки $G_{\text{п}} = 2,5$ кг/с. Тиск гріючої пари першого корпусу $P_{\text{г.п.}} = 0,4$ МПа. Тиск вторинної пари останнього корпусу $P_{\text{б.к.}} = 0,04$ МПа. Кількість екстрапари першого корпусу $E_1 = 0,22$ кг/с.

ВСТУП

Випарюванню піддається водний розчин хлористого калію. Солі калію добуваються з надр (в природі зустрічається у вигляді мінералу сильвіну) і використовують переважно як добрива. Їх підрозділяють на хлоровмісні (основний компонент хлорид калію) та безхлорні – сульфат калію.

Якість калійної продукції і сировини прийнято характеризувати вмістом основного компонента – хлориду калію.

Хлорид калію – біла кристалічна речовина. Температура плавлення 776°C , температура кипіння 1407°C . Відноситься до структурного типу NaCl. KCl добре розчинний у воді [5]. Його розчинність залежно від температури представлена в таблиці 1.

Таблиця 1 – Залежність розчинності розчину KCl від температури

| Температура | 0°C | 20°C | 30°C | 100°C |
|--|---------------------|----------------------|----------------------|-----------------------|
| Розчинність, г на 100 г H_2O | 34,3 | 34,3 | 40,3 | 56,2 |

Насичений водний розчин хлориду калію кипить при $t = 108,60^{\circ}\text{C}$. Температура плавлення солі $T_{\text{пл}} = 768^{\circ}\text{C}$. Теплоємність солі $C = 670$ кДж/кг·К.

Густина водних розчинів хлориду калію наведена в таблиці 2.

Таблиця 2 – Залежність густини розчину KCl від його концентрації

| Концентрація KCl, мас. % | 10 | 20 | 24 |
|---|--------|--------|--------|
| Густина розчину, ρ , кг/м ³ | 1063,3 | 1132,8 | 1162,3 |

Хлорид калію незначно розчиняється в аміаку, метанолі. Не розчиняється в органічних розчинниках.

Як і всі хлориди, агресивний до чорних металів, міді та цинку.

Хлорид калію є головним продуктом калійної промисловості, близько 95% якого використовується як добриво, а інші 5% переробляються в інші сполуки калію – KOH, K_2SO_4 , K_2CO_3 , KClO_3 – які застосовуються в багатьох галузях промисловості: чорній і кольоровій металургії, будівельній, целюлозно-паперовій, скляній, лакофарбовій, шкіряній та ін.

Якість хлориду калію регламентована Держстандартом, відповідно до якого випускають дрібнокристалічний продукт для технічних цілей марки – К (одержуваного випарюванням і кристалізацією з розчинів), марки – Ф (одержуваний флотаційним збагаченням калійних руд) і гранульованого або крупнокристалічного продукту для сільського господарства.

Хлорид калію не горючий, пожежо- і вибухобезпечний. За ступенем впливу на організм людини відноситься до речовин 3-го класу небезпеки. Пилоподібні частинки, потрапляючи на шкіряні рани, погіршують їх загоєння. На неушкоджену шкіру хлорид калію шкідливої дії не виявляє. Не утворює токсичних сполук у повітряному середовищі.

2 ЗАГАЛЬНА ЧАСТИНА

2.1 Вибір способу концентрування

У хімічній технології використовуються наступні методи концентрування розчинів: перегонка, виморожування, екстракція, випарювання.

Переголкою (або дистиляцією) називають розділення киплячих рідких сумішей різних за леткістю компонентів внаслідок їх часткового випаровування з подальшою конденсацією утвореної пари, що утворюється. Процес здійснюється однократно або багаторазово. Пара, що утворюється, збагачується низькокиплячим компонентом. У результаті конденсації утвореної пари, одержують чистий низькокиплячий компонент (рідина), склад якого відрізняється від складу вихідної суміші. За допомогою перегонки розділяють суміші, усі компоненти яких леткі, тобто мають визначені, хоча і різні тиски пари. Поділ перегонкою засновано на різній леткості компонентів суміші при одній і тій же температурі.

У розглянутому випадку необхідно здійснювати концентрування водного розчину КСІ, один з компонентів якого не має леткості (КСІ). Отже процес перегонки в даному випадку не підходить.

Екстракцією називають процес вилучення одного або декількох компонентів з розчинів або твердих тіл за допомогою виборчих розчинників (екстрагентів). При взаємодії з екстрагентом у ньому добре розчиняються компоненти, що вилучаються, і значно слабкіше або зовсім не розчиняються інші компоненти вихідної суміші. У хімічній промисловості екстракція з розчинів одержала більш широке поширення, ніж екстракція з твердих тіл.

Екстракція в системах рідина-рідина являє собою дифузійний процес, що протікає за участю двох взаємно нерозчинних або обмежено розчинних рідких фаз, між якими розподіляється екстрагована речовина (або кілька речовин).

Екстракція незамінна для розділення суміші речовин, чутливих до підвищених температур. В розглянутому випадку речовина не має особливостей, наведених вище, тому процес екстракції для даного випадку не є оптимальним.

Випарюванням називається концентрування розчинів практично нелетких або малолетких речовин у рідких летких розчинниках, шляхом видалення частини леткого розчинника.

Випарюванню піддають розчини твердих речовин (водні розчини лугів, солей та ін.), а також висококиплячі рідини, що мають при температурі випарювання досить малий тиск насиченої пари, деякі мінеральні й органічні кислоти, багатоатомні спирти та ін.

При випарюванні звичайно здійснюється часткове видалення розчинника з усього об'єму розчину при його температурі кипіння. Тому випарювання принципово відрізняється від випаровування, що, як відомо, відбувається з поверхні розчину при будь-яких температурах нижче температури кипіння.

У ряді випадків розчин, що випарюється, піддають наступній кристалізації у випарних апаратах, спеціально пристосованих для цих цілей.

Тепло, необхідне для випарювання можна підводити будь-якими теплоносіями, що застосовують при нагріванні.

Тепло, необхідне для випарювання розчинів, звичайно підводиться через стінку, що відокремлює теплоносій від розчину. У деяких виробництвах концентрування розчинів здійснюють при безпосередньому контакті розчину, що випарюється, з топковими газами або іншими газоподібними теплоносіями.

В даному випадку розглядається процес концентрування водного розчину солі KCl, яка не має леткості, тому для здійснення цього процесу доцільно обрати процес випарювання.

Процеси випарювання виконують під вакуумом, при підвищеному й атмосферному тисках. Вибір тиску зв'язаний із властивостями розчину, що випарюється, і можливістю використання тепла вторинної пари.

Випарювання під вакуумом має визначені переваги перед випарюванням під атмосферним тиском, незважаючи на те, що теплота випарювання розчину трохи зростає зі зниженням тиску і відповідно збільшується витрата пари на випарювання 1 кг розчинника (води).

Вакуум-випарювання дозволяє знизити температуру кипіння розчину і застосовується для випарювання чутливих до високої температури розчинів (наприклад розчинів органічних речовин), а також висококиплячих розчинів, коли температура агента, що нагріває, не дає можливості вести процес під атмосферним тиском. Використання вакууму дозволяє також збільшити різницю температур між агентом, що нагріває, і киплячим розчином, а отже, зменшити поверхню теплообміну.

При випарюванні під тиском вище атмосферного можна використовувати вторинну пару, як для випарювання, так і для інших потреб. Однак випарювання під надлишковим тиском пов'язано з підвищенням температури кипіння розчину. Тому даний спосіб застосовується для випарювання розчинів термічно стійких речовин. Крім того для випарювання під тиском необхідно застосовувати гріючі агенти з більш високою температурою. Отже, цей спосіб випарювання для розглянутого випадку не є оптимальним.

При випарюванні під атмосферним тиском вторинна пара, що утворюється, не використовується і звичайно викидається в атмосферу. Такий спосіб випарювання є найбільш простим і доступним, але не економічним, тому застосовувати його в даному проекті недоцільно.

2.2 Теоретичні основи процесу

Фізична сутність процесу випарювання є перетворення частини розчинника або усього розчинника в пару, якщо випарюють двокомпонентну систему.

Випарювання відбувається із усієї маси рідини при температурі кипіння і відповідному тиску.

З точки зору молекулярно-кінетичної теорії при випарюванні має місце видалення частини молекул, які знаходяться в стані теплового руху із простору, що займає рідина. Молекули, які виділяються із рідини, заповнюють паровий

простір і утворюють насичену пару. Частина цих молекул знову повертається в рідину, а частина залишається в паровому просторі і таким чином встановлюється динамічна рівновага, в результаті чого кількість молекул над рідиною і тиск насиченої пари досягають визначеної величини при даній температурі.

Коли температура кипіння змінюється, рівновага порушується, що призводить до зміни густини і тиску пари.

Під час кипіння рідини пара виділяється не тільки з поверхні, а й парових бульбашок, які утворюються в самій рідині і цей процес стає основним, оскільки утворені бульбашки становляться центрами пароутворення. Бульбашки пари в процесі пароутворення збільшуються в розмірах, їх підйомна сила збільшується і, переборюючи опір рідини, вони впливають на поверхню рідини і лопаються. Таке переміщення бульбашок із нижніх шарів рідини на поверхню забезпечує безперервне перенесення утвореної всередині рідини пари в паровий простір.

Парові бульбашки зароджуються на поверхні теплообміну, їх утворенню сприяють також гази, які знаходяться в рідині. При нагріванні гази починають виділятися з рідини, утворюючи велику кількість бульбашок, в які випаровується рідина. Умовами утворення парових бульбашок є рівність тисків всередині бульбашки та зовнішнього тиску рідини, що її оточує.

Щоб здійснити процес випарювання до рідини необхідно передати тепло від теплоносія, що можливо тільки при наявності температурного перепаду між ними. Ця різниця температур між теплоносієм та киплячою рідиною називається корисною різницею температур.

При випарюванні виникають температурні втрати (депресії), які знижують корисний температурний напір у випарному апараті.

Як відомо, при одній і тій же температурі тиск пари над чистим розчинником має більше значення, ніж тиск пари над розчином, і відповідно при одному і тому ж тиску температура кипіння чистого розчинника менша температури кипіння розчину. Різницю між температурами кипіння розчину і розчинника називають **температурною депресією**.

$$\Delta = t_{\text{кипіння розчину}} - t_{\text{кипіння розчинника}} \quad (2.1)$$

Крім температурної депресії існують також гідростатична і гідродинамічна депресії.

На температуру кипіння впливає висота стовпа рідини. Якщо рідина кипить всередині вертикальної кип'ятильної труби, то температура кипіння на поверхні труби буде нижча, ніж внизу, де до зовнішнього тиску додається гідростатичний тиск. **Гідростатична депресія** – це різниця температур кипіння розчину, що знаходиться під тиском гідростатичного стовпа рідини H в апараті, і на поверхні кип'ятільних труб.

Гідродинамічна депресія обумовлена гідравлічними опорами (тертя і місцеві опори), які повинна подолати вторинна пара при її русі крізь сепараційні пристрої та паропроводи. Особливо істотна гідродинамічна

депресія у випарних апаратах зі спадаючою плівкою рідини, що працюють при невеликих температурних напорах.

Таким чином, сумарна температурна депресія при випарюванні розчинів дорівнює:

$$\Sigma\Delta = \Delta_1 + \Delta_2 + \Delta_3, \quad (2.2)$$

де Δ_1 , Δ_2 , Δ_3 – відповідно температурна, гідростатична і гідродинамічна депресії.

Тому у випарному апараті існує загальний і корисний температурний напір, що відрізняються один від одного на величину температурних втрат (депресій). Загальний температурний напір – це різниця температури, що використовується для випарювання джерела тепла (гріючого агента), і температури конденсації вторинної пари, що утворюється при випарюванні.

Важливим питанням при розрахунку випарних апаратів є визначення температури пари над киплячим розчином. Її можна прийняти рівній температурі насичення при тиску в апараті. При визначенні температурного напору в наступному апараті, як температуру пари, що гріє, приймають температуру насичення.

У випарних установках крім витрати тепла безпосередньо на випарювання, енергія витрачається на подачу рідини у випарний апарат, на створення руху рідини щодо поверхні теплообміну.

Витрата енергії на випарювання істотно знижується при регенерації тепла, утилізації вторинних енергетичних ресурсів, використанні вторинної пари для тепlopостачання різних споживачів. Особливе значення для підвищення енергетичної ефективності процесів випарювання має організація багатоступінчастих процесів використання тепла, а також підвищення параметрів вторинної пари за рахунок термокомпресії.

2.3 Вибір схеми установки і конструкції апарата

Випарювання під атмосферним тиском, а іноді і випарювання під вакуумом здійснюють в одиночних випарних апаратах (однокорпусних випарних установках). Однак найбільш поширені багатокорпусні випарні установки, що складаються з декількох випарних апаратів або корпусів, у яких вторинна пара кожного попереднього корпусу направляється в якості гріючої в наступний корпус. При цьому тиск у послідовно з'єднаних корпусах знижується таким чином, щоб забезпечити різницю температур між вторинною парою з попереднього корпусу і розчином, що кипить у даному корпусі, тобто створити необхідну рушійну силу процесу випарювання. У цих установках первинною парою обігривається тільки перший корпус. Отже, у багатокорпусних випарних установках досягається значна економія первинної пари в порівнянні з однокорпусними установками тієї ж продуктивності, і тому для здійснення даного процесу доцільно застосовувати саме багатокорпусну випарну установку.

Випарні установки [2] складаються з основних елементів – випарних апаратів (випарників) і допоміжного устаткування – конденсаторів, теплообмінників, насосів та ін. Випарні апарати можна класифікувати в такий спосіб:

1. За принципом дії – на апарати періодичної і безперервної дії. Періодично діючі апарати мають ряд переваг перед безперервними: – при одній і тій же початковій і кінцевій концентраціях розчину в них досягаються більш високі коефіцієнти теплопередачі; полегшується перекачування концентрованого в'язкого розчину. Однак ці установки можуть використовуватися лише при невеликій продуктивності. А так як в даному випадку продуктивність проекрованої установки досить висока і складає 9 т/годину або 2,5 кг/с, то доцільно вибрати установку безперервної дії.

2. За первинним теплоносієм – на апарати з паровими, газовими і рідинними теплоносіями, а також з електричним обігрівом. Для даного процесу найбільше підходить апарат з паровим обігрівом, тому що при цьому забезпечується високе значення коефіцієнта теплопередачі поряд із простотою регулювання параметрів процесу.

3. За сполученням стадій нагрівання і пароутворення – на апарати, у яких ці стадії сполучені та апарати з винесеною зоною пароутворення або з винесеною гріючою камерою. Для даного випадку застосуємо останній тип – апарат з винесеною гріючою камерою, для запобігання відкладень на поверхні нагрівання.

4. За способом організації руху розчину – на апарати з природною і вимушеною циркуляцією. Природна циркуляція може здійснюватися в об'ємі апарата або забезпечуватися спеціальними циркуляційними трубами. Вимушена циркуляція організовується за допомогою насосів, мішалок або подачі пари (газу). Циркуляція (переміщення) розчину може створюватися також шляхом обертання або вібрацій поверхні нагрівання. У даному випадку найбільше підходить природна циркуляція, тому що розчин не утворює кристалів і не має велику в'язкість.

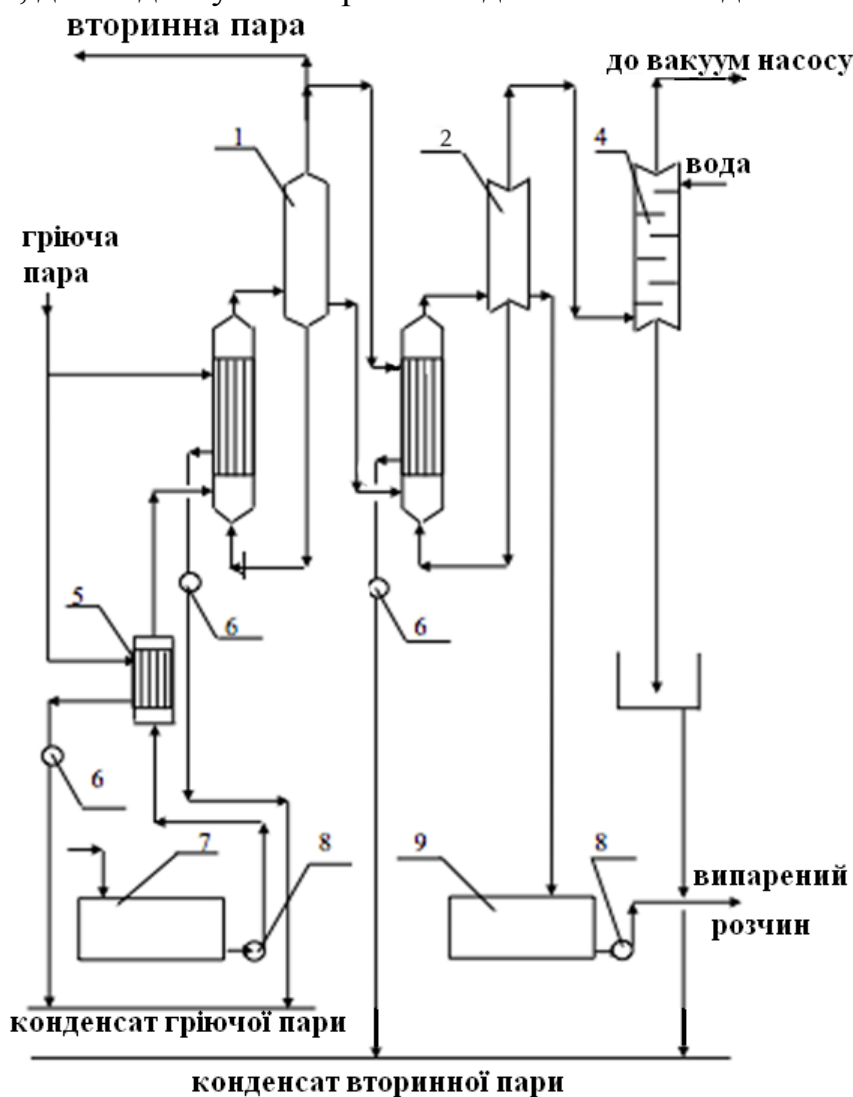
За напрямком руху пари і рідини – на апарати, у яких рідина рухається знизу вгору, або ж зверху вниз. Апарати зі спадаючою плівкою також підрозділяються за напрямком руху вторинної пари – нагору або вниз.

5. Останній спосіб сприятливо позначається на режимі теплообміну, тому що рух пари і плівки в одному напрямку сприяє збільшенню швидкості руху плівки і її турбулізації.

З урахуванням наведеного вище, для даного процесу вибираємо двокорпусну прямоотечійну випарну установку безперервної дії, з паровим теплоносієм, із випарними апаратами з природною циркуляцією та винесеною гріючою камерою.

2.4 Принципова схема двокорпусної випарної установки і принцип роботи

Принципова схема двокорпусної випарної установки показана на рис. 2.1. Вихідний розчин з ємності вихідного розчину 7 насосом 8 подається в підігрівач вихідного розчину 5, де підігрівається до температури кипіння, і надходить на верхні решітки гріючої камери першого корпусу установки 1. У першому корпусі розчин частково випарюється до концентрації X_1 за рахунок тепла гріючої пари, що надходить у міжтрубний простір гріючої камери, і самопливом перетікає в другий корпус 2, де упарюється до кінцевої концентрації $X_2 = X_k$, за рахунок тепла вторинної пари, утвореної в першому корпусі установки і збирається в ємність збору упареного розчину 9, а вторинна пара, що утворилася в другому корпусі, надходить у барометричний конденсатор 4, де конденсується при охолодженні його водою.



1, 2 – випарні апарати; 4 – барометричний конденсатор; 5 – підігрівач початкового розчину; 6 – конденсатовідвідник; 7 – ємність початкового розчину; 8 – насос подачі розчину; 9 – ємність випареного розчину

Рисунок 2.1 – Принципова схема двокорпусної випарної установки

Частина вторинної пари першого корпусу відводиться у вигляді екстрапари і використовується за межами установки.

2.5 Вибір конструкційного матеріалу

При концентруванні розчинів хлориду калію від початкової концентрації 15 до 30 мас.% приймаємо за Держстандартом 11987-81 випарний апарат із природною циркуляцією і винесеною гріючою камерою, тип 1, виконання 2. Апарат складається з кип'ятільних труб з $d = 38 \times 2$ мм і висотою $H = 4$ м [6].

Як конструкційний матеріал, стійкий в середовищі киплячого розчину хлориду калію в інтервалі зміни концентрацій від 15 до 30 мас.% вибираємо хімічно стійку нержавіючу сталь марки 12Х18Н12Т, швидкість корозії якої складає 0,1 мм у рік, коефіцієнт теплопровідності такої сталі $\lambda_{ст} = 25,1$ Вт/м·К [3].

3 ТЕХНОЛОГІЧНИЙ РОЗРАХУНОК

3.1 Визначення загальної кількості випареного розчинника

Загальну кількість випареного розчинника знаходимо з рівняння матеріального балансу випарної установки [7].

$$W = G_0(1 - X_{п} / X_{к}), \quad (3.1)$$

де W – кількість випареного розчинника, кг/с; G_0 – продуктивність установки за вихідним розчином, кг/с; $X_{п}$ і $X_{к}$ – початкова і кінцева концентрації розчину, мас.%.

$$W = 2,5 \cdot (1 - 15/30) = 1,25 \text{ кг/с.}$$

3.2 Попередній розподіл випареного розчинника по корпусах

У першому наближенні на підставі практичних даних приймаємо, що продуктивність установки за випареним розчинником розподіляється між корпусами установки відповідно до співвідношення [2]:

$$W_1 : W_2 = 1,0 : 1,11. \quad (3.2)$$

З урахуванням відбору екстрапару з першого корпусу:

$$W_1 = W_1 \cdot 1,0 \text{ кг/с,} \quad (3.3)$$

$$W_2 = (W_1 - E_1) \cdot 1,11 \text{ кг/с,} \quad (3.4)$$

де E – кількість екстрапару першого корпусу, кг/с.

$$W = W_1 + W_2. \quad (3.5)$$

Одержуємо:

$$W = W_1 \cdot 1 + (W_1 - E_1) \cdot 1,11. \quad (3.6)$$

Підставляючи значення і вирішуючи це рівняння відносно W_1 одержимо:

$$1,25 = W_1 + (W_1 - 0,22) \cdot 1,11,$$

$$W_1 = 0,708 \text{ кг/с},$$

$$W_2 = (W_1 - E_1) \cdot 1,11 = (0,708 - 0,22) \cdot 1,11 = 0,542 \text{ кг/с},$$

$$W_1 + W_2 = 0,708 + 0,542 = 1,25 \text{ кг/с}.$$

3.3 Визначення концентрацій упареного розчину по корпусах

Концентрацію розчину КСІ після випарювання розчинника в кожному корпусі визначаємо з рівняння матеріального балансу [7]:

$$X_1 = \frac{G_n \cdot X_n}{G_n - W_1}; \quad (3.7)$$

$$X_1 = \frac{2,5 \cdot 15}{2,5 - 0,708} = 20,9\%;$$

$$X_2 = \frac{G_n \cdot X_n}{G_n - W_1 - W_2}; \quad (3.8)$$

$$X_2 = \frac{2,5 \cdot 15}{2,5 - 0,708 - 0,542} = 30\%.$$

3.4 Визначення температур кипіння розчинів по корпусах

Загальний перепад тисків в установці [3]:

$$\Delta P_{\text{заг}} = P_{\text{г1}} - P_{\text{б.к}}; \quad (3.9)$$

де $P_{\text{г1}}$ – тиски гріючої пари у першому корпусі, $P_{\text{г1}} = 0,4$ МПа;
 $P_{\text{б.к}}$ – тиск вторинної пари останнього корпуса, $P_{\text{б.к}} = 0,04$ МПа.

$$\Delta P_{\text{заг}} = 0,4 - 0,04 = 0,36 \text{ МПа}.$$

У першому наближенні загальний перепад тисків розподіляється між корпусами порівну:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{заг}}/n, \quad (3.10)$$

де n – кількість корпусів, $n=2$.

$$\Delta P = 0,36/2 = 0,18 \text{ МПа.}$$

Тоді тиски гріючої пари у корпусах становлять:

– у другому корпусі:

$$P_{r2} = P_{r1} - \Delta P, \quad (3.11)$$

$$P_{r2} = 0,4 - 0,18 = 0,22 \text{ МПа.}$$

– тиск у барометричному конденсаторі:

$$P_{\text{б.к.}} = P_{r2} - \Delta P, \quad (3.12)$$

$$P_{\text{б.к.}} = 0,22 - 0,18 = 0,04 \text{ МПа,}$$

що відповідає заданому значенню $P_{\text{б.к.}}=0,04$ МПа.

Відповідно до тиску пари за таблицею LVII [3] знаходимо їх температури, ентальпії і теплоти пароутворення і заносимо отримані дані в таблицю 3.1.

Таблиця 3.1 – Властивості насиченої водяної пари залежно від тиску

| Корпус | Тиск пари, P , МПа | Температура, t , $^{\circ}\text{C}$ | Ентальпія пари, I_p , Дж/кг | Ентальпія рідини, I_r , Дж/кг | Теплота конденсації пари, r , Дж/кг |
|--------|------------------------|---------------------------------------|-------------------------------|---------------------------------|---------------------------------------|
| 1 | $P_{r1}=0,4$ | $t_{r1}=143,56$ | $I_1=2745 \cdot 10^3$ | $I_{p1}=604,03 \cdot 10^3$ | $r_1=2139 \cdot 10^3$ |
| 2 | $P_{r2}=0,22$ | $t_{r2}=122,80$ | $I_2=2715 \cdot 10^3$ | $I_{p2}=515,96 \cdot 10^3$ | $r_2=2199 \cdot 10^3$ |
| К | $P_{\text{б.к.}}=0,04$ | $t_{\text{б.к.}}=75,95$ | $I_k=2633 \cdot 10^3$ | $I_{pк}=318,21 \cdot 10^3$ | $r_k=2319 \cdot 10^3$ |

При визначенні температури кипіння розчинів приймаються наступні допущення [6]:

1) Розподіл концентрацій розчину у випарному апараті відповідає моделі ідеального перемішування. Тому концентрацію киплячого розчину приймають рівною кінцевій в даному корпусі, і отже, температуру кипіння розчину визначають при кінцевій концентрації.

2) Зміна температури кипіння розчину по висоті кип'ятільних труб відбувається внаслідок зміни гідростатичного стовпа рідини. Температуру кипіння розчину в корпусі приймають рівній температурі кипіння в середньому шарі рідини при відповідному тиску.

Таким чином, температура кипіння розчину в корпусі відрізняється від температури гріючої пари у наступному корпусі на суму температурних втрат: від температурної (Δ'), гідростатичної (Δ'') і гідродинамічної (Δ''') депресій.

Гідродинамічна депресія обумовлена втратою тиску пари на подолання гідравлічних опорів трубопроводів при переході з корпусу в корпус. Звичайно гідродинамічна депресія приймається $\Delta''' = 1,0-1,5$ град. У даному випадку для кожного корпусу приймається рівною $\Delta''' = 1,00$. Тоді температури вторинної пари у корпусах складатимуть:

$$T_{\text{вт.п1}} = t_{\text{г2}} + \Delta'''_1, \quad (3.13)$$

$$T_{\text{вт.п1}} = 122,80 + 1 = 123,80^\circ\text{C},$$

$$T_{\text{вт.п2}} = t_{\text{б.к.}} + \Delta'''_2, \quad (3.14)$$

$$T_{\text{вт.п2}} = 75,95 + 1 = 76,95^\circ\text{C}.$$

Сума гідродинамічних депресій складатиме:

$$\Sigma\Delta''' = \Delta'''_1 + \Delta'''_2, \quad (3.15)$$

$$\Sigma\Delta''' = 1 + 1 = 2.$$

Відповідно до температури вторинної пари визначаємо тиск вторинної пари, $P_{\text{вт}}$, теплоту паротворення, $r_{\text{вт}}$, ентальпію вторинної пари і конденсату для кожного корпусу за таблицею LVII [3] і заносимо в таблицю 3.2.

Таблиця 3.2 – Властивості насиченої водяної пари залежно від температури

| Корпус | Температура, $t, ^\circ\text{C}$ | Тиск пари, P , МПа | Ентальпія пари, $I_{\text{п}}$, Дж/кг | Ентальпія рідини, $I_{\text{р}}$, Дж/кг | Теплота конденсації пари, r , Дж/кг |
|--------|----------------------------------|------------------------|--|--|---------------------------------------|
| 1 | $T_{\text{вт1}}=123,80$ | $P_{\text{вт1}}=0,23$ | $I_{\text{вт1}}=2716 \cdot 10^3$ | $I'_{\text{к1}}=519,9 \cdot 10^3$ | $r'_1=2196 \cdot 10^3$ |
| 2 | $T_{\text{вт2}}=76,95$ | $P_{\text{вт2}}=0,042$ | $I_{\text{вт2}}=2635 \cdot 10^3$ | $I'_{\text{к2}}=322,4 \cdot 10^3$ | $r'_2=2316 \cdot 10^3$ |

Гідростатична депресія обумовлена різницею тисків у середньому шарі киплячого розчину і на його поверхні.

Тиск у середньому шарі киплячого розчину $P_{\text{сеп}}$ кожного корпусу визначається за рівнянням [3]:

$$P_{\text{сеп}} = P_{\text{вт}} + \frac{\rho g H (1 - \varepsilon)}{2 \cdot 10^6}, \quad (3.16)$$

де $P_{\text{вт}}$ – тиск вторинної пари, МПа;

ρ – густина киплячого розчину, $\text{кг}/\text{м}^3$;

H – висота кип'ятільних труб в апараті, м;

ε – паронаповнення (об'ємна частка пари в киплячому розчині), $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Для вибору значення N необхідно орієнтовно оцінити поверхню теплопередачі випарного апарата F_{op} . При кипінні водних розчинів можна прийняти питома теплове навантаження апаратів із природною циркуляцією $q = 20\ 000 - 50\ 000\ \text{Вт/м}^2$ [2], тоді орієнтовна поверхня теплопередачі першого корпусу дорівнює:

$$F_{op} = \frac{Q}{q} = \frac{W_1 \cdot r_1'}{q}, \quad (3.17)$$

де $r_1' = 2196\ \text{кДж/кг}$ – теплота пароутворення вторинної пари першого корпусу.

$$F_{op} = \frac{0,708 \cdot 2196 \cdot 10^3}{25000} = 62,19\ \text{м}^2.$$

При бульбашковому (ядерному) режимі кипіння паронаповнення складає $\varepsilon = 0,4 \dots 0,6$, приймаємо $\varepsilon = 0,5$. Густина водних розчинів КСІ при температурі 20°C і відповідних концентраціях у корпусах відповідно дорівнює ([4], табл. 1.34):

$$\rho_1 = 1139\ \text{кг/м}^3; \quad \rho_2 = 1172\ \text{кг/м}^3.$$

При визначенні густини розчинів у корпусах зневажають зміною її з підвищенням температури від 20°C до температури кипіння через мале значення коефіцієнта об'ємного розширення й орієнтовно прийнятого значення ε . Тиски в середньому шарі кип'ятільних труб складуть (за формулою 3.16):

$$P_{сep1} = 0,23 + \frac{1139 \cdot 9,81 \cdot 4 \cdot 0,5}{2 \cdot 10^6} = 0,241\ \text{МПа},$$

$$P_{сep2} = 0,042 + \frac{1172 \cdot 9,81 \cdot 4 \cdot 0,5}{2 \cdot 10^6} = 0,053\ \text{МПа}.$$

Цим тискам відповідають наступні температури кипіння і теплоти пароутворення пари в середньому шарі корпусу $t_{сep}$, $r_{сep}$ (таблиця LVII, [3]):

Таблиця 3.3 – Властивості насиченої водяної пари залежно від тиску в середньому шарі кип'ятільних труб

| $P_{сep}$, Мпа | $t_{сep}$, $^\circ\text{C}$ | r , кДж/кг |
|--------------------|------------------------------|-------------------|
| $P_{сep1} = 0,241$ | $t_{сep1} = 125,72$ | $r_{сep1} = 2191$ |
| $P_{сep2} = 0,053$ | $t_{сep2} = 82,74$ | $r_{сep2} = 2303$ |

Гідростатична депресія по корпусах за рахунок гідростатичного стовпа рідини складе:

$$\Delta''_1 = t_{\text{сер}1} - T_{\text{вТ}1}, \quad (3.18)$$

$$\Delta''_1 = 125,72 - 123,80 = 1,92^{\circ}\text{C},$$

$$\Delta''_2 = t_{\text{сер}2} - T_{\text{вТ}2}, \quad (3.19)$$

$$\Delta''_2 = 82,74 - 76,95 = 5,79^{\circ}\text{C}.$$

Сума гідростатичних депресій в установці складе:

$$\Sigma\Delta'' = \Delta''_1 + \Delta''_2, \quad (3.20)$$

$$\Sigma\Delta'' = 1,92 + 5,79 = 7,71^{\circ}\text{C}.$$

Температурна депресія Δ' визначається за рівнянням:

$$\Delta' = 1,62 \cdot 10^{-2} \left(\frac{T_{\text{вТ}}^2}{r_{\text{вТ}}} \right) \cdot \Delta'_{\text{атм}}, \quad (3.21)$$

де $T_{\text{вТ}}$ – температура вторинної пари при $P_{\text{сер}}$ в середньому шарі кип'ятильних труб, $^{\circ}\text{C}$;

$\Delta'_{\text{атм}}$ – температурна депресія при атмосферному тиску:

$$\Delta'_{\text{атм}} = t_{\text{р-ну}} - t_{\text{р-ка}}; \quad (3.21,а)$$

де $t_{\text{р-ну}}$ – температура кипіння розчину, $^{\circ}\text{C}$;

$t_{\text{р-ка}}$ – температура кипіння розчинника, $^{\circ}\text{C}$;

r – теплота паротворення вторинної пари в середньому шарі кип'ятильних труб при температурі, $t_{\text{сер}}$, кДж/кг (табл. 3.3).

За табл. XXXVI [3] знаходимо температури кипіння розчинів залежно від концентрації розчину в корпусах і визначаємо $\Delta'_{\text{атм}}$ (за формулою 3.21,а):

$$X_1 = 20,9\% \quad t_1 = 103,5^{\circ}\text{C} \quad \Delta'_{1\text{атм}} = 103,5 - 100 = 3,5^{\circ}\text{C},$$

$$X_2 = 30\% \quad t_2 = 106^{\circ}\text{C} \quad \Delta'_{2\text{атм}} = 106 - 100 = 6^{\circ}\text{C}.$$

Тоді температурна депресія розрахована за формулою 3.21 по корпусах складе:

$$\Delta_1' = 1,62 \cdot 10^{-2} \left(\frac{(273 + 125,72)^2}{2191} \right) \cdot 3,5 = 4,11^{\circ}\text{C},$$

$$\Delta_2' = 1,62 \cdot 10^{-2} \left(\frac{(273 + 82,74)^2}{2303} \right) \cdot 6 = 5,34^{\circ}\text{C}.$$

Сума температурних депресій в установці складе:

$$\Sigma\Delta' = \Delta_1' + \Delta_2', \quad (3.22)$$

$$\Sigma\Delta' = 4,11 + 5,34 = 9,45^{\circ}\text{C}.$$

Загальна сума температурних втрат складе (формула 2.2):

$$\Sigma\Delta = \Sigma\Delta' + \Sigma\Delta'' + \Sigma\Delta''', \quad (3.23)$$

$$\Sigma\Delta = 9,45 + 7,71 + 2 = 19,16^{\circ}\text{C}.$$

Температури кипіння розчинів у корпусах рівні:

$$t_{к1} = T_{вт1} + \Delta_1' + \Delta_1'', \quad (3.24)$$

$$t_{к1} = 123,80 + 4,11 + 1,92 = 129,83^{\circ}\text{C},$$

$$t_{к2} = T_{вт2} + \Delta_2' + \Delta_2'', \quad (3.25)$$

$$t_{к2} = 76,95 + 5,34 + 5,79 = 88,08^{\circ}\text{C}.$$

3.5 Визначення корисної різниці температур в установці

Загальна різниця температур в установці:

$$\Delta t_{заг} = t_{г1} - t_{бк}; \quad (3.26)$$

$$\Delta t_{заг} = 143,56 - 75,95 = 67,61^{\circ}\text{C}.$$

Загальна корисна різниця температур складе:

$$\Sigma\Delta t_k = \Delta t_{заг} - \Sigma\Delta, \quad (3.27)$$

$$\Sigma\Delta t_k = 67,61 - 19,16 = 48,45^{\circ}\text{C}.$$

Корисні різниці температур по корпусах складуть:

$$\Delta t_{k1} = t_{r1} - t_{k1}, \quad (3.28)$$

$$\Delta t_{k1} = 143,56 - 129,83 = 13,73^{\circ}\text{C},$$

$$\Delta t_{k2} = t_{r2} - t_{k2}, \quad (3.29)$$

$$\Delta t_{k2} = 122,80 - 88,08 = 34,72^{\circ}\text{C}.$$

Тоді:

$$\Sigma \Delta t_k = \Delta t_{k1} + \Delta t_{k2}, \quad (3.30)$$

$$\Sigma \Delta t_k = 13,73 + 34,72 = 48,45^{\circ}\text{C}.$$

3.6. Визначення теплових навантажень апаратів і витрат гріючої пари у корпусах

Витрата гріючої пари у першому корпусі, продуктивність кожного корпуса за випареною водою і теплові навантаження по корпусах визначають шляхом спільного рішення рівнянь теплових балансів по корпусах і рівняння матеріального балансу за випареною водою для всієї установки.

$$Q_1 = D \cdot (I_{r1} - i_{k1}) = 1,03[G_{\text{п}} c_{\text{вих}} (t_{k1} - t_{\text{п}}) + W_1(I_{\text{вт1}} - c_{\text{в}} t_{k1})] + Q_{\text{конц}}, \quad (3.31)$$

$$Q_2 = (W_1 - E_1) \cdot (I_{r2} - i_{k2}) = 1,03[(G_{\text{п}} - W_1) \cdot c_{k1}(t_{k2} - t_{k1}) + W_2(I_{\text{вт2}} - c_{\text{в}} t_{k2})] + Q_{\text{конц}}, \quad (3.32)$$

$$W_2 = W_1 - E_1, \quad (3.33)$$

$$W = W_1 + W_2, \quad (3.34)$$

де D – витрата гріючої пари у першому корпусі, кг/с;
 I_{r1}, I_{r2} , – ентальпії гріючої пари у корпусах, Дж/кг (табл. 3.1);
 i_{k1}, i_{k2} – ентальпії конденсату гріючої пари у корпусах, Дж/кг (табл. 3.1);
 $1,03$ – коефіцієнт, що враховує 3% втрати тепла в навколишнє середовище;

$G_{\text{п}}$ – витрата вихідного розчину, кг/с;

$c_{\text{вих}}$ – теплоємність вихідного розчину, Дж/кг·К. Для розчину з концентрацією менше ніж 20% теплоємність розраховується за формулою:

$$c_{\text{вих}} = c_{\text{в}} \cdot (1 - X_{\text{п}}), \quad (3.35)$$

де $c_{\text{в}}$ – теплоємність води, $c_{\text{в}} = 4,19$ кДж/кг·К [3];

$$c_{\text{вих}} = 4190 \cdot (1 - 0,15) = 3561,5 \text{ Дж/кг·К};$$

$c_{к1}$ – теплоємність розчину у першому корпусі, для розчину з концентрацією більше ніж 20% розраховується за формулою:

$$c_{к1} = c_{в} \cdot (1 - X_1) + c_{п} \cdot X_1, \quad (3.36)$$

де $c_{п}$ – питома теплоємність твердої розчиненої речовини КСІ, яка знаходиться на основі питомих теплоємностей елементів за формулою:

$$c_{п} = \frac{c_{К} + c_{СІ}}{M_{КСІ}}, \quad (3.37)$$

де $c_{К}$, $c_{СІ}$ – атомні теплоємності відповідно калію та хлору;
 $M_{КСІ}$ – мольна маса КСІ, $M_{КСІ} = 74,54$.

$$c_{п} = \frac{26 + 33,47}{39,09 + 35,45} = 0,798 \text{ кДж/кг} = 798 \text{ Дж/кг},$$

Таким чином, теплоємність розчину у першому корпусі з формули 3.36:

$$c_{к1} = 4190 \cdot (1 - 0,209) + 798 \cdot 0,209 = 3481 \text{ Дж/кг} \cdot \text{К}.$$

$t_{п}$ – температура вихідного розчину, що надходить у перший корпус приймаємо:

$$t_{п} = t_{к1} - \Delta_{п}, \quad (3.38)$$

де $t_{к1}$ – температури кипіння розчину у першому корпусі, $^{\circ}\text{C}$;
 $\Delta_{п}$ – температурна депресія початкового розчину, $\Delta_{п} = 2^{\circ}\text{C}$ [2];

$$t_{п} = 129,83 - 2 = 127,83^{\circ}\text{C};$$

$Q_{\text{конц}}$ – теплота концентрування, Дж/кг.

$$Q_{\text{конц}} = G_{\text{сух}} \cdot \Delta q, \quad (3.39)$$

де $G_{\text{сух}}$ – кількість сухого КСІ;

$$G_{\text{сух}} = G_{п} \cdot X_{п}/100; \quad (3.40)$$

Δq – інтегральна теплота розчинення, Дж/кг, $\Delta q = 27,2$ Дж/кг [4];
 $X_{п}$ – початкова концентрація розчину, %;

$$G_{\text{сух}} = 2,5 \cdot 15/100 = 0,375 \text{ кг/с}.$$

Підставивши отримані результати в формулу 3.39, одержимо:

$$Q_{\text{конц}} = 0,375 \cdot 27,2 = 10,2 \text{ Вт}.$$

Порівняємо теплоту концентрування з теплом, затраченим на випарювання води в другому корпусі:

$$Q_2 = W_2 \cdot r_2, \quad (3.41)$$

де r_2 – теплота конденсації пари другого корпусу, Дж/кг К;

$$Q_2 = 0,542 \cdot 2199 \cdot 10^3 = 1191858 \text{ Вт.}$$

Це набагато більше, ніж теплота концентрування, тому в рівняннях теплового балансу теплоту концентрування можна не враховувати [3].

$$Q_1 = D \cdot (I_{Г1} - i_{к1}) = 1,03 [G_{П} \cdot c_{ВНХ} \cdot (t_{к1} - t_{П}) + W_1 (I_{ВТ1} - c_{к1} \cdot t_{к1})],$$

$$Q_1 = D \cdot (2745 \cdot 10^3 - 519,9 \cdot 10^3) = 1,03 \cdot [2,5 \cdot 3,5615 \cdot 10^3 \cdot (129,83 - 127,83) + W_1 (2716 \cdot 10^3 - 4,19 \cdot 10^3 \cdot 129,83)],$$

$$Q_2 = (W_1 - E_1) \cdot (I_{Г2} - i_{к2}) = 1,03 [(G_{П} - W_1) \cdot c_{к1} \cdot (t_{к2} - t_{к1}) + W_2 (I_{ВТ2} - c_{В} \cdot t_{к2})],$$

$$Q_2 = (W_1 - 0,22) \cdot (2715 \cdot 10^3 - 322,4 \cdot 10^3) = 1,03 [(2,5 - W_1) \cdot 3,48 \cdot 10^3 \cdot (88,08 - 129,83) + W_2 (2635 \cdot 10^3 - 4,19 \cdot 10^3 \cdot 88,08)],$$

$$W = W_1 + W_2,$$

$$\begin{cases} 1,25 = W_1 + W_2; \\ W_2 = W_1 - E_1 = W_1 - 0,22. \end{cases}$$

Рішення цієї системи рівнянь дає наступні результати:

$$D = 0,747 \text{ кг/с,}$$

$$W_1 = 0,735 \text{ кг/с; } W_2 = 0,515 \text{ кг/с,}$$

$$Q_1 = D \cdot (I_{Г} - i_{к1}) = 0,747 \cdot (2745 \cdot 10^3 - 519,9 \cdot 10^3) = 1662,15 \text{ кВт,}$$

$$Q_2 = (W_1 - E_1) (I_2 - i_{к2}) = (0,735 - 0,22) \cdot (2715 \cdot 10^3 - 322,4 \cdot 10^3) = 1232,2 \text{ кВт.}$$

3.7 Визначення коефіцієнтів теплопередачі в корпусах

Коефіцієнт теплопередачі визначаємо за рівнянням [3]:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К,} \quad (3.42)$$

де α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від пари, що конденсується, до стінки, Вт/м²·К;

α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від стінки до киплячого розчину, Вт/м²·К;

$\sum \frac{\delta_i}{\lambda_i}$ – сума термічних опорів стінки і забруднень, м²·К/Вт.

3.7.1 Коефіцієнт теплопередачі в першому корпусі

Коефіцієнт тепловіддачі від пари, що конденсується, до стінки

Коефіцієнт тепловіддачі при конденсації водяної пари на пучку вертикальних труб визначаємо за формулою [3]:

$$\alpha_1 = 1,21\lambda_1 \left(\frac{\rho_1^2 \cdot r_1 \cdot g}{\mu_1 \cdot H} \right)^{1/3} \cdot q^{-1/3}, \quad (3.43)$$

де r_1 – теплота конденсації гріючої пари, $r_1 = 2139$ кДж/кг (табл. 3.1);

λ_1, ρ_1, μ_1 – теплопровідність, густина і в'язкість води при температурі конденсації пари $t_{r1}=143,56$ (табл. 3.1.), табл. XXXIX [3].

$$\lambda_1 = 0,685 \text{ Вт/м}\cdot\text{К}; \quad \rho_1 = 922,8 \text{ кг/м}^3; \quad \mu_1 = 0,192 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}.$$

$$\alpha_1 = 1,21 \cdot 0,685 \left(\frac{922,8^2 \cdot 2139 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{0,192 \cdot 10^{-3} \cdot 4} \right)^{1/3} \cdot q^{-1/3} = 2,366 \cdot 10^5 \cdot q^{-1/3} = A \cdot q^{-1/3}$$

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки до киплячого розчину [3]:

$$\alpha_2 = b \left(\frac{\lambda_2^2 \cdot \rho_2}{\mu_2 \cdot \sigma \cdot T_k} \right)^{1/3} \cdot q^{2/3} = B \cdot q^{0,67} \quad (3.44)$$

де λ_2, ρ_2, μ_2 – теплопровідність, густина і в'язкість розчину при концентрації $X_1=20,9\%$ і температурі $t_{k1}=129,83^\circ\text{C}$ [4];

$\rho_2 = 1066,9$ кг/м³; $\mu_2 = 0,319 \cdot 10^{-3}$ Па·с; $\lambda_2 = 0,685$ Вт/м·К;

σ – поверхневий натяг розчину при концентрації $X_1=20,9\%$ і температурі $t_{k1}=129,83$, $\sigma_1 = 77,3 \cdot 10^{-3}$ Н/м [3].

Примітка. Якщо дані про поверхневий натяг розчину необхідної концентрації та температури відсутні, їх необхідно розрахувати, використовуючи дані про подібну за природою речовину (NaCl) шляхом побудови графічної залежності між поверхневим натягом та температурою розчину. За графіком можна знайти зміну поверхневого натягу на l^0).

$$T_k = T_0 + t_{k1} = 273 + 129,83 = 402,83 \text{ K},$$

$$\rho_{\Pi} = 1,5 \text{ кг/м}^3, [3], \text{ табл. LVII},$$

$$\text{коефіцієнт } b = 0,075 + 0,75 \left(\frac{\rho_{\Pi}}{\rho_p - \rho_{\Pi}} \right)^{2/3}, \quad (3.45)$$

$$b = 0,075 + 0,75 \cdot \left(\frac{1,5}{1066,9 - 1,5} \right)^{2/3} = 0,0845,$$

$$\alpha_2 = 0,0845 \left(\frac{0,685^2 \cdot 1066,9}{0,319 \cdot 10^{-3} \cdot 77,3 \cdot 10^{-3} \cdot 402,83} \right)^{1/3} \cdot q^{2/3} = 3,53 \cdot q^{0,67}.$$

Сума термічних опорів стінки і забруднень [3], табл. XXXI.

$$\sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} = r_1 + \frac{\delta}{\lambda} + r_2, \quad (3.46)$$

$$\sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} = \frac{1}{5800} + \frac{0,002}{25,1} + \frac{1}{5800} = 4,2 \cdot 10^{-4} \text{ (м}^2 \cdot \text{К)/Вт},$$

де r_1, r_2 – термічний опір забруднень для конденсату пари (води), приймаємо $r_1=r_2=1/5800$ [3];

$\frac{\delta}{\lambda}$ – відношення товщини стінки до теплопровідності матеріалу стінки, приймаємо товщину стінки $\delta=0,002$ м, теплопровідність хімічно стійкої нержавіючої сталі марки 12X18H12T, $\lambda=25,1$ Вт/м·К [3].

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{2,36 \cdot 10^5} \cdot q^{-1/3} + 4,2 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{3,53} \cdot q^{0,67}}.$$

З основного рівняння теплопередачі (3.42) і рівняння адитивності термічних опорів випливає, що

$$\frac{1}{K} = \frac{\Delta t_{\text{кор}}}{q} = \frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}. \quad (3.47)$$

Позначивши питомий тепловий потік у першому корпусі $Y_1=f(q)$, одержимо рівняння відносно невідомого питомого теплового потоку в першому корпусі:

$$Y = f(q) = \frac{1}{A} q^{4/3} + \left(\sum \frac{\delta}{\lambda}\right) q + \frac{1}{B} q^{0,33} - \Delta t_{\text{кор}}. \quad (3.48)$$

Питомий тепловий потік у першому корпусі визначається з виразу:

$$q_1 = K_1 \cdot \Delta t_{\text{к1}}, \quad (3.49)$$

де $\Delta t_{\text{к1}} = 13,73^\circ\text{C}$ – корисна різниця температур у першому корпусі.

Тоді:

$$Y_1 = [1/(2,36 \cdot 10^5)] \cdot 10^{-5} \cdot q^{1,33} + 4,2 \cdot 10^{-4} \cdot q + (1/3,53) \cdot q^{0,33} - 13,73. \quad (3.50)$$

Задаємося деякими значеннями питомого теплового навантаження, підставляємо їх в отримане вище рівняння і визначаємо відповідні значення Y :

– при $q = 10000 \text{ Вт/м}^2$:

$$[1/(2,36 \cdot 10^5)] \cdot 10^{-5} \cdot q^{1,33} = 0,424 \cdot 10^{-5} \cdot 10000^{1,33} = 0,886,$$

$$4,2 \cdot 10^{-4} \cdot q = 4,2 \cdot 10^{-4} \cdot 10000 = 4,2,$$

$$(1/3,53) \cdot q^{0,33} = 0,283 \cdot 10000^{0,33} = 5,91,$$

$$Y_1 = 0,886 + 4,2 + 5,91 - 13,73 = -2,75.$$

– при $q = 20000 \text{ Вт/м}^2$:

$$[1/(2,36 \cdot 10^5)] \cdot 10^{-5} \cdot q^{1,33} = 0,424 \cdot 10^{-5} \cdot 20000^{1,33} = 2,227,$$

$$4,2 \cdot 10^{-4} \cdot q = 4,2 \cdot 10^{-4} \cdot 20000 = 8,4,$$

$$(1/3,53) \cdot q^{0,33} = 0,283 \cdot 20000^{0,33} = 7,43,$$

$$Y_2 = 2,227 + 8,4 + 7,43 - 13,73 = 4,33.$$

Отримані значення заносимо в таблицю 3.4.

Таблиця 3.4 – Залежність величини Y від питомого теплового навантаження в першому корпусі

| $q, \text{Вт/м}^2$ | Y |
|--------------------|-------|
| 10 000 | -2,75 |
| 20 000 | 4,33 |

За отриманими даними (табл. 3.4) будуємо графік залежності величини Y від питомого теплового навантаження (q) рис. 3.1. Після з'єднання двох точок отримуємо лінію, яка перетинає вісь теплового навантаження (q).

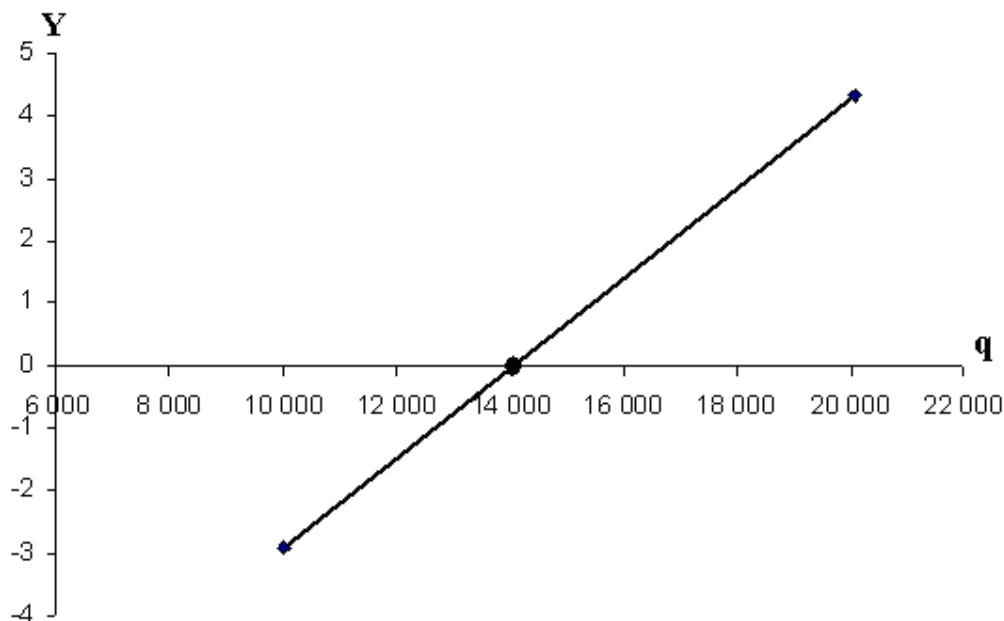


Рисунок 3.1 – Визначення питомого теплового потоку першого корпусу

Точка перетину вісі теплового навантаження (q) з лінією на графіку (рис. 3.1). визначає питоме теплове навантаження в першому корпусі. Таким чином питоме теплове навантаження в першому корпусі складе:

$$q_1 = 14000 \text{ Вт/м}^2.$$

Коефіцієнт теплопередачі в першому корпусі складе:

$$K_1 = \frac{q_1}{\Delta t_{k1}}, \quad (3.51)$$

$$K_1 = \frac{14000}{13,73} = 1019,7 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

3.7.2 Коефіцієнт теплопередачі в другому корпусі

Коефіцієнт тепловіддачі від пари, що конденсується, до стінки

Фізичні властивості конденсату гріючої пари другого корпусу:

температура гріючої пари, $t_{r2} = 122,8^{\circ}\text{C}$;

r – теплота конденсації гріючої пари, $r = 2199 \text{ кДж/кг}$ (табл. 3.1);

λ_1 , ρ_1 , μ_1 – теплопровідність, густина і в'язкість конденсату (води) в другому корпусі при температурі конденсації пари $t_{r2}=122,8$, табл. XXXIX [3];

$$\rho_1=940,8 \text{ кг/м}^3; \mu_1=0,225 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}; \lambda_1=0,686 \text{ Вт/м}\cdot\text{К}.$$

З формули (3.43) знаходимо коефіцієнт тепловіддачі при конденсації водяної пари на пучку вертикальних труб у другому корпусі:

$$\alpha_1 = 1,21 \cdot 0,686 \left(\frac{940,8^2 \cdot 2199 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{0,225 \cdot 10^{-3} \cdot 4} \right)^{1/3} \cdot q^{-1/3} = 2,27 \cdot 10^5 \cdot q^{-1/3}.$$

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки до киплячого розчину

Фізичні властивості розчину в другому корпусі:

концентрація розчину $X_2=30\%$;

λ_2, ρ_2, μ_2 – теплопровідність, густина і в'язкість розчину при концентрації $X_1=30\%$ і температурі $t_{k2}=88,08^\circ\text{C}$ [4];

$\rho_2 = 1168 \text{ кг/м}^3$; $\mu_2 = 0,48 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\lambda_2 = 0,656 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}$;

σ_2 – поверхневий натяг розчину при концентрації $X_1=30\%$ і температурі $t_{k2}=88,08^\circ\text{C}$ [3]; $\sigma_2 = 64,2 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$;

$\rho_n = 1,23 \text{ кг/м}^3$ (при тиску $P_2=0,22$, табл. LVII, [3]);

$$T_{k2} = T_0 + t_{k2}, \quad (3.52)$$

$$T_{k2} = 273 + 88,08 = 361,08.$$

З формули (3.45) знаходимо коефіцієнт b :

$$b = 0,075 + 0,75 \left(\frac{1,23}{1169 - 1,23} \right)^{2/3} = 0,083.$$

З формули (3.44) знаходимо коефіцієнт тепловіддачі від стінки до киплячого розчину в другому корпусі:

$$\alpha_2 = 0,084 \left(\frac{0,656^2 \cdot 1168}{0,48 \cdot 10^{-3} \cdot 64,2 \cdot 10^{-3} \cdot 361,08} \right)^{1/3} \cdot q^{2/3} = 2,9 \cdot q^{0,67}.$$

Згідно з рівнянням (3.42) визначаємо коефіцієнт теплопередачі в другому корпусі визначаємо:

$$K_2 = \frac{1}{\frac{1}{2,27 \cdot 10^5} \cdot q^{-1/3} + 4,2 \cdot 10^{-4} q + \frac{1}{2,9} \cdot q^{0,67}}.$$

Питоме теплове навантаження в другому корпусі визначаються за виразом:

$$q_2 = K_2 \cdot \Delta t_{k2},$$

де $\Delta t_{к2} = 34,72^\circ\text{C}$ – корисна різниця температур між паром і киплячим розчином в другому корпусі, тоді з рівняння (3.50):

$$Y = 0,44 \cdot 10^{-5} \cdot q^{1,33} + 4,2 \cdot 10^{-4} q + 0,345 \cdot q^{0,33} - 34,72. \quad (3.53)$$

Задаємося деякими значеннями питомого теплового навантаження, підставляємо їх в отримане вище рівняння і визначаємо відповідні значення Y:
– при $q = 30000 \text{ Вт/м}^2$:

$$0,44 \cdot 10^{-5} \cdot 30000^{1,33} = 3,92,$$

$$4,2 \cdot 10^{-4} \cdot 30000 = 12,6,$$

$$0,345 \cdot 30000^{0,33} = 10,36,$$

$$Y_1^2 = 3,92 + 12,6 + 10,36 - 34,72 = -7,84.$$

– при $q = 50000 \text{ Вт/м}^2$:

$$0,44 \cdot 10^{-5} \cdot 50000^{1,33} = 7,73,$$

$$4,2 \cdot 10^{-4} \cdot 50000 = 21,$$

$$0,345 \cdot 50000^{0,33} = 12,26,$$

$$Y_2^2 = 7,73 + 21 + 12,26 - 34,72 = 6,27.$$

Отримані значення заносимо в таблицю 3.5.

Таблиця 3.5 – Залежність величини Y від питомого теплового навантаження в другому корпусі

| $q, \text{Вт/м}^2$ | Y |
|--------------------|-------|
| 30 000 | -7,84 |
| 50 000 | 6,27 |

За отриманими даними (табл. 3.5) будемо графік залежності величини Y від питомого теплового навантаження (q) рис. 3.2. Після з'єднання двох точок отримуємо лінію, яка перетинає вісь теплового навантаження (q).

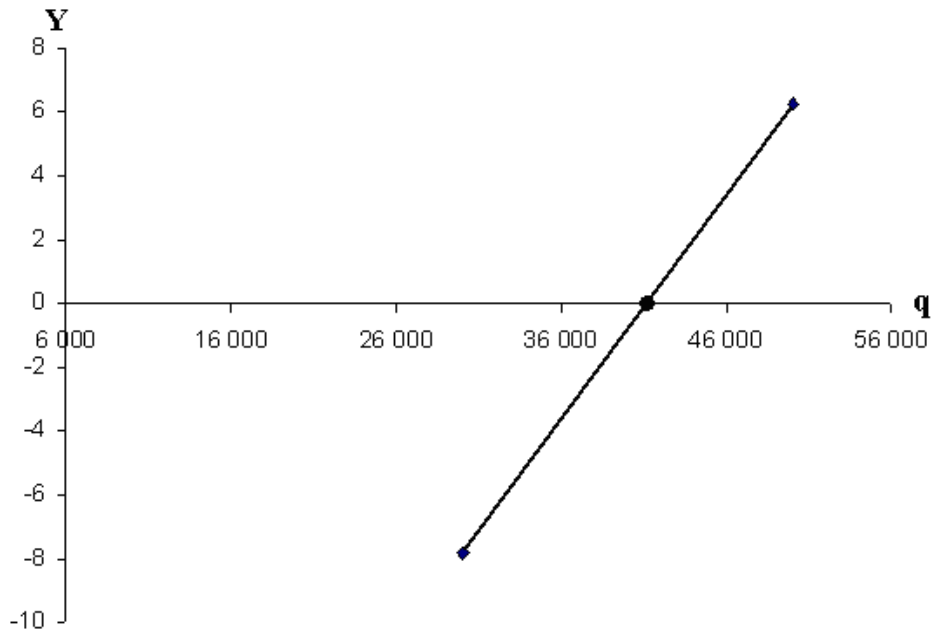


Рисунок 3.2 – Визначення питомого теплового потоку другого корпусу

Точка перетину вісі теплового навантаження (q) з лінією на графіку (рис. 3.2). визначає питоме теплове навантаження в першому корпусі Таким чином питоме теплове навантаження в другому корпусі складе:

$$q_2 = 41800 \text{ Вт/м}^2.$$

Коефіцієнт теплопередачі в другому корпусі складе:

$$K_2 = \frac{q_2}{\Delta t_{k2}}; \quad (3.54)$$

$$K_2 = \frac{41800}{34,72} = 1203,92 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

3.8 Розподіл корисної різниці температур по корпусах

Розподіл корисної різниці робимо з умови рівної поверхні нагрівання в корпусах за формулою:

$$\Delta t_{k(i)} = \Sigma \Delta t_i \frac{\frac{Q_i}{K_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{Q_i}{K_i}}; \quad (3.55)$$

– для першого корпусу:

$$\Delta t_{к1} = \Sigma \Delta t_i \frac{\frac{Q_1}{K_1}}{\frac{Q_1}{K_1} + \frac{Q_2}{K_2}} = 48,45 \frac{\frac{1662,15}{1019,7}}{\frac{1662,15}{1019,7} + \frac{1232,2}{1203,92}} = 29,8^{\circ}\text{C};$$

– для другого корпусу:

$$\Delta t_{к2} = 48,45 \frac{\frac{1232,2}{1203,92}}{\frac{1662,15}{1019,7} + \frac{1232,27}{1203,92}} = 18,65^{\circ}\text{C}.$$

Тоді сумарна корисна різниця складе:

$$\Sigma \Delta t_{к} = \Delta t_{к1} + \Delta t_{к2}, \quad (3.56)$$

$$\Sigma \Delta t_{к} = 29,8 + 18,65 = 48,45^{\circ}\text{C}.$$

Параметри розчинів і пари по корпусах наведені в табл. 3.6.

Таблиця 3.6 – Параметри розчинів і пари по корпусах

| Параметр | 1 | 2 | Конденсатор |
|---|---------|--------|-------------|
| Продуктивність за випареною водою, W, кг/с | 0,735 | 0,515 | |
| Концентрація розчину, X, мас. % | 20,9 | 30 | |
| Тиск гріючої пари, P _г , МПа | 0,4 | 0,22 | 0,04 |
| Температура гріючої пари, t ⁰ С | 143,56 | 122,8 | 75,95 |
| Температурні втрати, ΣΔ, град. | 4,11 | 5,34 | |
| Температури кипіння розчинів, t _к ⁰ С | 129,83 | 88,08 | |
| Корисна різниця температур, Δt _к ⁰ | 29,65 | 18,8 | |
| Витрата гріючої пари, D, кг/с | 0,704 | | |
| Коефіцієнт теплопередачі, K, Вт/м ² ·К | 961,4 | 1123,3 | |
| Кількість переданого тепла, Q, кВт | 1662,15 | 1232,2 | |

3.9 Визначення поверхні теплопередачі в корпусах

Поверхню теплопередачі визначаємо з рівняння теплопередачі за формулою:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{к}} \quad (3.57)$$

Тоді поверхня теплопередачі в корпусах складатиме:

$$F_1 = \frac{1662,15 \cdot 10^3}{961,4 \cdot 29,65} = 58,31 \text{ м}^2,$$

$$F_2 = \frac{1232,2 \cdot 10^3}{1123,2 \cdot 18,8} = 58,35 \text{ м}^2.$$

За Держстандартом 11984-81 вибираємо випарний апарат із природною циркуляцією і винесеною нагрівальною камерою, тип 1, виконання 2 [2] з поверхнею теплопередачі $F=63 \text{ м}^2$, висотою трубок $H=4 \text{ м}$, діаметром нагрівальної камери $D=800 \text{ мм}$, діаметром сепаратора $D_1 = 1600 \text{ мм}$, діаметром циркуляційної труби $D_{\text{ц}} = 500 \text{ мм}$ і діаметром кип'ятильних трубок $d = 38 \times 2 \text{ мм}$.

3.10 Визначення витрати гріючої пари у підігрівачу вихідної суміші

Складаємо тепловий баланс підігрівача:

$$Q_{\text{п}} = G_{\text{п}}(I_{\text{п}} - I_{\text{к}}) = G_{\text{п}} \cdot c_{\text{вих}}(t_{\text{сер1}} - t_{\text{п}}). \quad (3.58)$$

Гріючу пару використовуємо з тими ж параметрами, що й у першому корпусі (табл. 3.1):

$t_{\text{г.п}} = 143,56^{\circ}\text{C}$ – температура гріючої пари в 1 корпусі;

$I_{\text{п1}} = 2745 \text{ кДж/кг}$ – ентальпія гріючої пари в 1 корпусі;

$I_{\text{к1}} = 604,03 \text{ кДж/кг}$ – ентальпії конденсату гріючої пари 1 корпусу;

$c_{\text{вих}} = 3,56 \text{ кДж/кг}$ – теплоємність розчину,

$t_{\text{п}} = 20^{\circ}\text{C}$ – початкова температура розчину,

$t_{\text{сер1}} = 125,72^{\circ}\text{C}$ – середня температура кипіння в 1 корпусі (табл. 3.3).

Витрата гріючої пари на підігрівання розчину складатиме:

$$G_{\text{підігр.}} = \frac{G_{\text{п}} \cdot c_{\text{вих}} \cdot (t_{\text{к}} - t_{\text{п}}) \cdot 1,03}{I_{\text{п}} - I_{\text{к}}},$$

$$G_{\text{підігр.}} = \frac{2,5 \cdot 3,56(129,83 - 20) \cdot 1,03}{2745 - 604,03} = 0,47 \text{ кг/с.}$$

3.11 Визначення витрати охолоджуючої води в барометричному конденсаторі

Витрату води в барометричному конденсаторі визначаємо з рівняння теплового балансу конденсатора:

$$G_{\text{В}} = \frac{W_2(I_{\text{бк}} - c_{\text{В}} \cdot t_{\text{к}})}{c_{\text{В}}(t_{\text{Вк}} - t_{\text{Вп}})} \quad (3.59)$$

де W_2 – кількість вторинної пари, що надходить на конденсацію, кг/с;
 $I_{ок} = 2633$ кДж/кг – ентальпія вторинної пари (табл. 3.1);
 $t_k = 75,95^{\circ}\text{C}$ – температура конденсації вторинної пари в конденсаторі,
(табл. 3.1);
 $t_{вп} = 20^{\circ}\text{C}$ – початкова температура охолоджуючої води;
 $t_{вк} = 40^{\circ}\text{C}$ – кінцева температура охолоджуючої води;
 $c_v = 4,19$ кДж/кг – теплоємність охолоджуючої води.

$$G_B = \frac{0,515 \cdot (2633 - 4,19 \cdot 75,95)}{4,19 \cdot (40 - 20)} = 14,23 \text{ кг/с.}$$

4 КОНСТРУКТИВНИЙ РОЗРАХУНОК ВИПАРНОГО АПАРАТА

Перевіряємо прийняті розміри апарата.

4.1 Визначення кількості кип'ятильних труб у випарному апараті

$$n = \frac{F}{\pi \cdot d_{ср} \cdot l}, \quad (4.1)$$

$$n = \frac{63}{3,14 \cdot 0,034 \cdot 4} = 148 \text{ шт.}$$

де $d_{ср}$ – середній діаметр трубки, 38×2 мм;
 $l = H$ – висота трубок, $l = H = 4$ м.

Число труб по діагоналі шестикутника складе [2]:

$$b = 2 \sqrt{\frac{n-1}{3} + 0,25}, \quad (4.2)$$

$$b = 2 \sqrt{\frac{148-1}{3} + 0,25} = 14.$$

4.2 Уточнення діаметру нагрівальної камери випарного апарата із природною циркуляцією і винесеною нагрівальною камерою

Діаметр нагрівальної камери випарного апарата визначаємо за формулою:

$$D_{роз} = t \cdot (b + 1) + 4 \cdot d_3, \quad (4.3)$$

де t – відстань між трубами, при закріпленні труб у трубних решітках,
 $t = 1,3 \cdot d_3$;

d_3 – зовнішній діаметр трубки, 38×2 мм;
 n – кількість кип'ятильних труб у випарному апараті.

$$D_{\text{роз}} = 1,3 \cdot 0,038 \cdot (14 - 1) + 4 \cdot 0,038 = 0,794 \text{ м.}$$

Діаметр нагрівальної камери обраного стандартного випарного апарата складає $D_B = 800$ мм (підрозділ 3.9).

Розрахунковий діаметр гріючої камери має незначне відхилення від значення діаметру прийнятого стандартного випарного апарата.

4.3 Визначення діаметра сепараційного простору

Напруга парового простору, що допускається [4], складе:

$$W' = f_1 \cdot f_2 \cdot W'_{\text{ат}} \quad (4.4)$$

де f_1 – коефіцієнт, який залежить від тиску; при тиску $P_1=0,4$ МПа $f_1=3,1$ [6];

f_2 – коефіцієнт, який залежить від рівня розчину над точкою введення парорідинної суміші в сепаратор, при $H_{\text{ж}} = 0,2$ $f_2 = 0,51$ [6];

$W'_{\text{ат}}$ – напруга парового простору для розчинів, що киплять при $P=0,1$ МПа, $W'_{\text{ат}}=1000$ кг/м³·год;

Тоді

$$W' = 3,1 \cdot 0,51 \cdot 1000 = 1581 \text{ кг/м}^3 \cdot \text{год}$$

$$\text{або } W' = 0,44 \text{ кг/м}^3 \cdot \text{с.}$$

Обсяг парового простору визначаємо згідно з виразом:

$$V_c = \frac{W_1}{W'}, \quad (4.5)$$

де W_1 – кількість вторинної пари першого корпусу, $W_1=0,735$ кг/с.

$$V_c = \frac{0,735}{0,44} = 1,709 \text{ м}^3.$$

Припустима швидкість пари в сепараторі $\omega_{\text{п}} = 4,4$ м/с [8], тоді діаметр обичайки сепаратора складе:

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot W_1 \cdot V_{\text{п}}}{\pi \cdot \omega_{\text{п}}}}, \quad (4.6)$$

де $V_{\text{п}}$ – питомий об'єм вторинної пари при $T_{\text{вг1}}=123,80^{\circ}\text{C}$, $V_{\text{п}}=0,801 \text{ м}^3/\text{кг}$ [3].

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,735 \cdot 0,801}{3,14 \cdot 4,4}} = 0,413 \text{ м.}$$

Приймаємо діаметр сепараційного простору $D_c = 600 \text{ мм}$.
Уточнюємо швидкість пари в сепараторі:

$$\omega_{\text{п}} = \sqrt{\frac{W_1 \cdot V_{\text{п}}}{0,785 \cdot D_c^2}}; \quad (4.7)$$

$$\omega_{\text{п}} = \sqrt{\frac{0,735 \cdot 0,801}{0,785 \cdot 0,6^2}} = 1,44 \text{ м/с.}$$

Критерій Рейнольдса для пари:

$$\text{Re} = \frac{\omega_{\text{п}} \cdot d_{\text{к}} \cdot \rho_{\text{п}}}{\mu_{\text{п}}}, \quad (4.8)$$

де $\mu_{\text{п}}$ – динамічний коефіцієнт в'язкості при температурі $t_{\text{вг1}}=123,80^{\circ}\text{C}$ (рис. V.1.[3]), $\mu_{\text{п}}=0,014 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$;

$d_{\text{к}}$ – діаметр краплі рідини, приймаємо $d_{\text{к}} = 0,0006 \text{ м}$.

$\rho_{\text{п}}$ – густина пари при температурі $t_{\text{вг1}}=123,80^{\circ}\text{C}$, $\rho_{\text{п}} = 1,267 \text{ кг/м}^3$ [3];

$$\text{Re} = \frac{1,44 \cdot 0,0006 \cdot 1,267}{0,014 \cdot 10^{-3}} = 78,19.$$

При $\text{Re} < 500$ коефіцієнт опору [8]:

$$\xi = \frac{18,5}{\text{Re}^{0,6}}, \quad (4.9)$$

$$\xi = \frac{18,5}{78,19^{0,6}} = 1,35.$$

Швидкість витання краплі складе:

$$\omega_{\text{вит}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 9,81(\rho_{\text{р}} - \rho_{\text{п}}) \cdot d_{\text{к}}}{3 \cdot \xi \cdot \rho_{\text{п}}}}, \quad (4.10)$$

де ρ_p – густина розчину у другому корпусі при $X=30\%$ і $t_{r2}=122,80^{\circ}\text{C}$;
 ρ_n – густина пари при $t_{r2}=122,80^{\circ}\text{C}$, $\rho_n = 1,227 \text{ кг/м}^3$ [4].

$$\omega_{\text{вит}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 9,81(1172 - 1,227)0,0006}{3 \cdot 1,35 \cdot 1,227}} = 2,355 \text{ м/с,}$$

Швидкість руху пари менше швидкості витання краплі, отже відділення крапель розчину від пари в сепараторі забезпечена.

Висота сепараційного простору:

$$H_c = \sqrt{\frac{V_c}{0,785 \cdot D_c^2}}, \quad (4.11)$$

$$H_c = \sqrt{\frac{1,709}{0,785 \cdot 0,6^2}} = 2,45 \text{ м.}$$

Приймаємо висоту сепараційного простору $H_c = 3 \text{ м}$.

4.4 Визначення діаметра циркуляційної труби

Внутрішній діаметр циркуляційної труби визначаємо за формулою [2]:

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{(0,3 - 0,6) \cdot n \cdot d_{\text{ВН}}^2}, \quad (4.12)$$

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{0,45 \cdot 211 \cdot 0,034^2} = 0,33 \text{ м.}$$

Приймаємо діаметр циркуляційної труби $D_{\text{ц}} = 500 \text{ мм}$.

В результаті виконаних розрахунків отримані наступні розміри випарного апарата:

Діаметр грючої камери $D = 800 \text{ мм}$;

Діаметр сепаратора $D_1 = 1600 \text{ мм}$;

Діаметр циркуляційної труби $D_{\text{ц}} = 500 \text{ мм}$;

Діаметр кип'ятильних трубок $d = 38 \times 2 \text{ мм}$;

Довжина кип'ятильних трубок $L = 4 \text{ м}$;

Кількість трубок $n = 211$.

4.5 Визначення діаметрів штуцерів

Діаметри штуцерів для підведення та відведення теплоносіїв визначаємо з рівняння витрати відповідно до формули [7]:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot G}{\pi \cdot \rho \cdot \omega}}, \quad (4.13)$$

де G – витрата теплоносія, кг/с;
 ρ – густина теплоносія, кг/м³;
 ω – швидкість руху теплоносія в штуцері, м/с.

4.5.1 Діаметр штуцера для підведення гріючої пари складе:

$$d_1 = \sqrt{\frac{4 \cdot G_{\text{п}}}{\pi \cdot \rho_{\text{п}} \cdot \omega_{\text{п}}}}, \quad (4.14)$$

де $G_{\text{п}}$ – витрата гріючої пари, $G_{\text{п}} = D = 0,704$ кг/с;
 $\rho_{\text{п}}$ – густина гріючої пари, $\rho_{\text{п}} = 2,12$ кг/м³, визначаємо за табл. LVII при тиску $P_1=0,4$ МПа [3];
 $\omega_{\text{п}}$ – швидкість руху гріючої пари у штуцері приймаємо, $\omega_{\text{п}} = 20$ м/с [3].

$$d_1 = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,704}{3,14 \cdot 2,12 \cdot 20}} = 0,144 \text{ м.}$$

4.5.2 Діаметр штуцера для відведення конденсату гріючої пари

$$d_2 = \sqrt{\frac{4 \cdot G_{\text{к}}}{\pi \cdot \rho_{\text{к}} \cdot \omega_{\text{к}}}}; \quad (4.15)$$

Швидкість руху конденсату в штуцері приймаємо $\omega = 0,5$ м/с [3]. Густина конденсату $\rho = 922,8$ кг/м³ при температурі конденсації пари $t_{\text{г1}}=143,56^{\circ}\text{C}$ (табл. 3.1), табл. XXXVIII [3].

$$d_2 = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,704}{922,8 \cdot 3,14 \cdot 0,5}} = 0,044 \text{ м.}$$

4.5.3. Діаметр штуцера підводу розчину на випарювання:

$$d_3 = \sqrt{\frac{4 \cdot G_{\text{пр}}}{\pi \cdot \rho_{\text{пр}} \cdot \omega_{\text{пр}}}}, \quad (4.16)$$

де $G_{\text{пр}}$ – продуктивність випарної установки, $G_{\text{пр}}=2,5$ кг/с;
 $\rho_{\text{пр}}$ – густина вихідного розчину з концентрацією $X=15\%$ при температурі $t=20^{\circ}\text{C}$ [4];

$\omega_{\text{пр}}$ – швидкість руху розчину в штуцері приймаємо $\omega_{\text{пр}} = 0,5$ м/с [3].

$$d_3 = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,5}{3,14 \cdot 1104 \cdot 0,5}} = 0,076 \text{ м.}$$

4.5.4 Діаметр штуцера для відведення упареного розчину:

$$d_4 = \sqrt{\frac{4 \cdot (G_{\text{п}} - W_1)}{\pi \cdot \rho_{\text{к}} \cdot \omega_1}}, \quad (4.17)$$

де $G_{\text{п}}$ – продуктивність випарної установки, $G=2,5$ кг/с;

W_1 – продуктивність випарної установки за 1 корпусом, $W_1=0,735$ кг/с;

$\rho_{\text{к}}$ – густина конденсату $\rho = 922,8$ кг/м³ при температурі конденсації пари $t_{\text{г1}}=143,56^{\circ}\text{C}$ (див. п. 3.7), табл. LVII [4];

$\omega_{\text{п}}$ – швидкість руху розчину в штуцері, $\omega_{\text{п}} = 0,5$ м/с [3].

$$d_4 = \sqrt{\frac{4 \cdot (2,5 - 0,735)}{3,14 \cdot 922,8 \cdot 0,5}} = 0,0698 \text{ м.}$$

4.5.5 Діаметр штуцера для виходу вторинної пари складе:

$$d_5 = \sqrt{\frac{4 \cdot W_1}{\pi \cdot \rho_{\text{ВТ}} \cdot \omega_{\text{ВТ}}}}, \quad (4.18)$$

де W_1 – продуктивність випарної установки за 1 корпусом, $W_1=0,735$ кг/с;

$\omega_{\text{ВТ}}$ – швидкість руху вторинної пари у штуцері, $\omega_{\text{ВТ}} = 20$ м/с;

$\rho_{\text{ВТ}}$ – густина вторинної пари, $\rho_{\text{ВТ}}=1,29$ кг/м³, за табл. LVII при $P_{\text{ВТ1}}=0,23$ МПа. [3].

$$d_5 = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,735}{3,14 \cdot 1,29 \cdot 20}} = 0,191 \text{ м.}$$

На основі визначених діаметрів обираємо стандартні діаметри штуцерів [9].

$$d_1 = 150 \text{ мм}; d_2 = 50 \text{ мм}; d_3 = 80 \text{ мм}; d_4 = 80 \text{ мм}; d_5 = 200 \text{ мм.}$$

4.6 Вибір фланців до штуцерів

За умовними діаметрами штуцерів за Держстандартом 1255-77 підбираються до них фланці сталеві плоскі, приварні зі сполучним виступом і їх з'єднувальні розміри заносимо в таблицю 4.1. Ескіз фланця наведений на рис. 4.1.

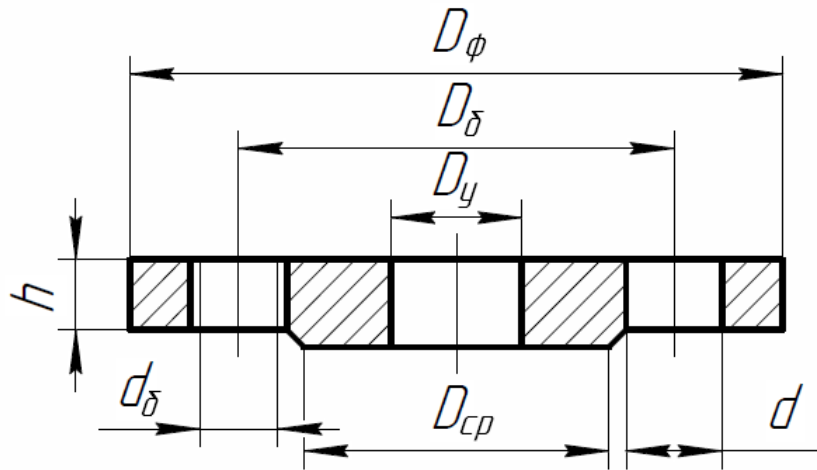


Рисунок 4.1 – Ескіз фланця

Таблиця 4.1 – Характеристики фланців, сталевих, плоских, приварних, зі сполучним виступом

| Р _у , МПа | d _у , мм | d _з , мм | D _φ , мм | D _δ , мм | D ₁ , мм | Болти | | Держстандарт 1255-67 | |
|-------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|---------------------|--------|-------------------------|-------|
| | | | | | | d _б , мм | z, шт. | h, мм | М, кг |
| 0,6 | 50 | 57 | 140 | 110 | 90 | M12 | 4 | 13 | 1,53 |
| 0,6 | 80 | 89 | 185 | 150 | 128 | M16 | 4 | 15 | 2,44 |
| 0,6 | 150 | 159 | 260 | 225 | 202 | M16 | 8 | 17 | 4,32 |
| 0,6 | 200 | 219 | 315 | 280 | 258 | M20 | 8 | 19 | 8,37 |

4.7 Вибір кришок та днищ апарата

Днище нагрівальної камери та кришку сепаратора приймаємо еліптичними, відбортованими за Держстандартом 6533-88, з внутрішнім базовим діаметром 800 та 1600 мм відповідно [9]. Ескіз днища та кришки наведений на рис. 4.2, а з'єднувальні розміри в таблиці 4.2.

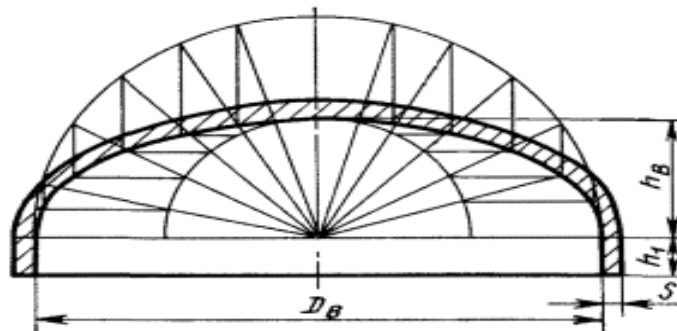


Рисунок 4.2 – Ескіз днища (кришки)

Таблиця 4.2 – Характеристики днища (кришки)

| Розміри, мм | | | | F, м ² | V, м ³ | Маса, кг |
|----------------|----------------|----|---|-------------------|-------------------|----------|
| D _в | h _в | h | S | | | |
| 800 | 200 | 60 | 4 | 0,84 | 96,3 | 24 |
| 1600 | 400 | 80 | 6 | 3,18 | 694,5 | 137,9 |

Кришку нагрівальної камери та днище сепаратора приймаємо конічними, відбортованими з кутом при вершині 90⁰ за Держстандартом 12619-78 з внутрішнім базовим діаметром 800 та 1600 мм. Ескіз кришки та днища приведено на рис. 4.3, а з'єднувальні розміри в таблиці 4.3.

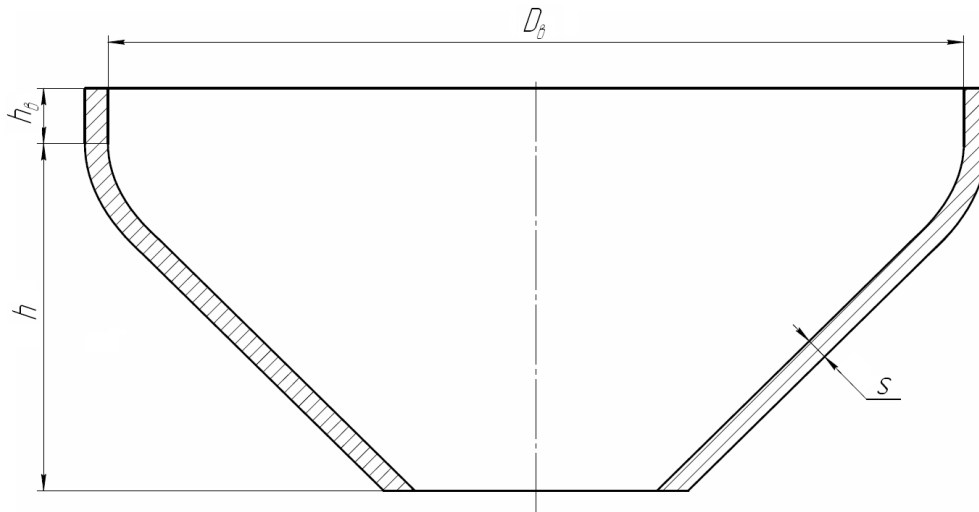


Рисунок 4.3 – Ескіз кришки (днища)

Таблиця 4.3 – Характеристики кришки (днища)

| Розміри, мм | | | | F, м ² | V, м ³ | Маса, кг |
|----------------|----------------|-----|----|-------------------|-------------------|----------|
| D _в | h _в | h | S | | | |
| 800 | 40 | 466 | 8 | 1,03 | 0,120 | 66,2 |
| 1600 | 80 | 882 | 16 | 3,57 | 0,863 | 459,9 |

4.8 Визначення товщини ізоляції

Товщину ізоляції визначаємо з рівності питомих теплових потоків через шар ізоляції і від поверхні ізоляції в навколишнє середовище відповідно до рівняння [2]:

$$\alpha_{\text{п}}(t_{\text{ст}2} - t_{\text{п}}) = \frac{\lambda_i}{\delta_i}(t_{\text{ст}1} - t_{\text{ст}2}), \quad (4.19)$$

де $\alpha_{\text{п}}$ – коефіцієнт тепловіддачі від стінки до повітря, $\alpha_{\text{п}} = 9,3 + 0,058 \cdot t_{\text{ст}2}$;
 $t_{\text{ст}2}$ – температура ізоляції з боку навколишнього повітря, для апаратів, що працюють у закритому приміщенні приймаємо 40⁰С [2];
 температуру стінки з боку апарата визначаємо як

$$t_{ст1} = t_{пари} - 2 = 143,63 - 2 = 141,63^{\circ}\text{C};$$

температуру повітря приймаємо $t_{п} = 20^{\circ}\text{C}$, тоді:

$$\alpha_{п} = 9,3 + 0,058 \cdot t_{ст2} = 9,3 + 0,058 \cdot 40 = 11,62 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

Приймаємо як ізоляційний матеріал совеліт з теплопровідністю $\lambda_i = 0,098 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$ за табл. XXVIII [3].

$$\delta_i = \frac{\lambda_i (t_{ст1} - t_{ст2})}{\alpha_{п} (t_{ст2} - t_{п})},$$

$$\delta_i = \frac{0,098 \cdot (141,63 - 40)}{11,62 \cdot (40 - 20)} = 0,0429 \text{ м}.$$

Приймаємо товщину ізоляції $\delta_i = 0,05 \text{ м}$.

5 ГІДРАВЛІЧНИЙ РОЗРАХУНОК

Розрахунок гідравлічного опору необхідний для визначення витрат енергії на переміщення рідини або пари і вибір машин, використовуваних для переміщення.

Загальні втрати тиску у випарному апараті складають [4]:

$$\Delta P = \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{ст} + \Delta P_{вт}, \quad (5.1)$$

де ΔP_{σ} – тиск, необхідний для подолання сил поверхневого натягу, Па;

$\Delta P_{ст}$ – гідростатичний тиск стовпа рідини, Па;

$\Delta P_{вт}$ – втрата напору за рахунок тертя і місцевих опорів у трубному просторі, Па.

ΔP_{σ} визначаємо згідно з виразом [4]:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4 \cdot \sigma}{d_{в}}, \quad (5.2)$$

де σ – поверхневий натяг розчину, $\sigma = 0,0578 \text{ Н/м}$ (п. 3.7.1);

$d_{в}$ – внутрішній діаметр кип'ятильної трубки $d_{в} = 0,034 \text{ м}$;

$\Delta P_{ст}$ – гідростатичний тиск стовпа рідини.

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,0578}{0,034} = 6,87 \text{ Па}.$$

$$\Delta P_{ст} = \rho \cdot g \cdot H, \quad (5.3)$$

де ρ – густина розчину у 1 корпусі, $\rho=1139$ кг/м³.

$$\Delta P_{ст} = 1139 \cdot 9,81 \cdot 4 = 44694,36 \text{ Па},$$

де $\Delta P_{вт}$ – втрата напору за рахунок тертя і місцевих опорів у трубному просторі, визначаємо згідно з виразом [4]:

$$\Delta P_{вт} = \left(\lambda \frac{L}{d} + \sum \xi \right) \frac{\rho \cdot \omega^2}{2}, \quad (5.4)$$

де λ – коефіцієнт гідравлічного тертя визначається залежно від режиму руху;

$\sum \xi$ – сума коефіцієнтів місцевих опорів.

Режим руху розчину в трубках визначаємо за критерієм Рейнольда:

$$Re = \frac{\omega_0 \cdot d_0 \cdot \rho}{\mu_p}, \quad (5.5)$$

де ω_0 – швидкість підйому бульбашок, м/с;

d_0 – діаметр бульбашки киплячої рідини, м;

ρ – густина розчину, кг/м³;

μ_p – в'язкість розчину, Па·с.

Діаметр бульбашки киплячої рідини визначаємо за формулою [4]:

$$d_0 = 0,02 \sqrt{\frac{\sigma_B}{\rho_p \cdot \rho_n}}, \quad (5.6)$$

σ_B – поверхневий натяг води, мН/см, $\sigma_B = 72$ мН/м;

ρ_n – густина пари при $P_{вт1}=0,23$ МПа, $\rho_n=1,29$ кг/м³.

$$d_0 = 0,02 \sqrt{\frac{72 \cdot 10^{-3}}{1139 \cdot 1,29}} = 0,00014 \text{ м}.$$

Швидкість підйому бульбашок визначаємо за формулою:

$$\omega_0 = 0,7 \sqrt{\frac{d_0 (\rho_p - \rho_n) \cdot g}{\rho_p}}, \quad (5.7)$$

$$\omega_0 = 0,7 \sqrt{\frac{0,00014 \cdot (1139 - 1,29) \cdot 9,81}{1139}} = 0,03 \text{ м/с.}$$

Тоді значення критерію Рейнольдса в трубках складе:

$$\text{Re} = \frac{0,03 \cdot 0,00014 \cdot 1139}{0,319 \cdot 10^{-3}} = 15.$$

Режим руху ламінарний, отже λ визначаємо за формулою, що рекомендується для ламінарного режиму:

$$\lambda = \frac{64}{\text{Re}}, \quad (5.8)$$

$$\lambda = \frac{64}{15} = 4,27.$$

Сума коефіцієнтів місцевих опорів складе [8]:

$$\Sigma \xi = \Sigma \xi_{\text{Вх}} + \Sigma \xi_{\text{Вих}}, \quad (5.9)$$

де $\Sigma \xi_{\text{Вх}}, \Sigma \xi_{\text{Вих}}$ – суми місцевих опорів при вході до апарата та при виході з нього, приймаємо $\Sigma \xi_{\text{Вх}} = 0,5$ і $\Sigma \xi_{\text{Вих}} = 1$ за [8].

$$\Sigma \xi = 0,5 + 1,0 = 1,5$$

Тоді

$$\Delta P_{\text{вт}} = (4,27 \frac{4}{0,00014} 1,5) \frac{0,03^2 \cdot 1139}{2} = 93796,65 \text{ Па.}$$

Загальний гідравлічний опір складе:

$$\Delta P = 6,87 + 44694,36 + 93796,65 = 98272,88 \text{ Па.}$$

6. МЕХАНІЧНИЙ РОЗРАХУНОК

Випарний апарат складається із двох частин: гріючої камери та сепараційного простору. Оболонка гріючої камери знаходиться під тиском гріючої пари $P_{\text{г.п.}} = 0,4$ МПа, на кришку та дно діє тиск вторинної пари $P_{\text{вт1}} = 0,23$ МПа.

Розрахунковий тиск буде максимальним в нижній частині апарата з урахуванням гідростатичного тиску стовпа рідини.

Головним складовим елементом апаратів є оболонка. Найбільш поширені циліндричні оболонки, які відрізняються простотою виготовлення, раціональною витратою матеріалу та достатньою міцністю.

6.1 Визначення товщини стінки оболонки гріючої камери

Товщину циліндричної оболонки, яка знаходиться під внутрішнім тиском, розраховуємо за формулою [3]:

$$S' = \{P_p \cdot D_a / 2\varphi [\sigma]\} + C, \quad (6.1)$$

де P_p – розрахунковий тиск в нижній частині оболонки,

$$P_p = P_{гп1} + \rho_k \cdot g \cdot H, \quad (6.2)$$

де ρ_k – густина конденсату гріючої пари при $T_{гп} = 143,56^{\circ}\text{C}$, $\rho_k = 922,8 \text{ кг/м}^3$ [3];

D_a – діаметр апарата, м;

H – висота оболонки, $H = 4 \text{ м}$.

$$P_p = 0,4 + (922,8 \cdot 9,81 \cdot 4) / 10^6 = 0,436 \text{ МПа.}$$

$[\sigma]$ – допустима напруга матеріалу оболонки; знаходимо з табл. 1.4 (с.12) [9] залежно від температури; при $T_{гп} = 143,56^{\circ}\text{C}$; $[\sigma] = 147 \text{ МН/м}^2$ (для нержавіючої сталі 12Х18Н12Т);

φ – коефіцієнт міцності зварювального шва, залежить від типу шва. Наприклад, для одностороннього стикового шва $\varphi = 0,8$; двостороннього – $\varphi = 0,95$;

C – величина сумарної прибавки:

$$C = C_k + C_e + C_d, \quad (6.3)$$

де C_k – добавка на корозію або інший вид хімічної дії робочого середовища на матеріал, при відсутності таких даних проникливість приймаємо $C_k = 1 \text{ мм на рік}$;

C_e – добавка на ерозію – рекомендують приймати тоді, коли має місце рух агресивних часток в апараті з великою швидкістю, для випарного апарата $C_e = 0$;

C_d – додаткова прибавка за технологічними, монтажними, або іншим причинами.

Приведеними добавками товщина стінки оболонки округляється до розмірів сортаменту.

Перевіримо відношення визначальних параметрів $\frac{[\sigma]}{P_p} \varphi = \frac{147 \cdot 0,8}{0,436} = 269,7$,

що дозволено.

Підставивши необхідні величини, знаходимо:

$$S' = \frac{0,436 \cdot 0,8}{2 \cdot 0,8 \cdot 147} + 0,001 = 0,0025 \text{ м.}$$

Рекомендована мінімальна товщина стінки оболонки в залежності від діаметра без врахування добавки становить [9]:

Таблиця 6.1 – Залежність товщини стінки оболонки від діаметра

| $D_{\text{мм}}$ | < 400 | >400 до 1000 | >1000 до 2000 | >2000 до 4000 |
|-----------------|-------|--------------|---------------|---------------|
| $S_{\text{мм}}$ | 2 | 3 | 4 | 6 |

Діаметр гріючої камери $D=800$ мм, отже, приймаємо стандартне значення товщини стінки оболонки $S = 3$ мм.

Допустимий тиск в оболонці:

$$P_d = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi (S - C_k)}{D + (S - C_k)}, \quad (6.4)$$

$$P_d = \frac{2 \cdot 147 \cdot 0,8 \cdot (0,003 - 0,001)}{0,8 + (0,003 - 0,001)} = 0,587 \text{ МПа.}$$

Умова міцності:

$$P_d \geq P_p. \quad (6.5)$$

$P_d = 0,587$ МПа, що більше $P_p=0,436$ МПа, а значить умова міцності виконується.

6.2 Розрахунок товщини стінки днища гріючої камери

Коефіцієнт ослаблення днища отвором:

$$\varphi_0 = \frac{D - d}{D}, \quad (6.6)$$

де d – діаметр отвору штуцера виходу упареного розчину; $d = 80$ мм.

$$\varphi_0 = \frac{800 - 80}{800} = 0,9.$$

Розрахунковий тиск на днище:

$$P_p = P_{вг1} + \rho_p \cdot g \cdot H = 0,23 + (1139 \cdot 9,8 \cdot 4) / 10^6 = 0,275 \text{ МПа},$$

де ρ_p – густина розчину I корпусу, $\rho_p = 1139 \text{ кг/м}^3$.

Товщина стінки днища:

$$S' = \frac{P_p \cdot D}{2[\sigma] \cdot \varphi_0} + C_0, \quad (6.7)$$

$$S' = \frac{0,275 \cdot 0,8}{2 \cdot 147 \cdot 0,9} + 0,001 = 0,00183 \text{ м.}$$

Мінімальна товщина стінки еліптичного днища за ГОСТ 6533-68 [9] при $D=800 \text{ мм}$ складає $S = 3 \text{ мм}$.

6.3 Розрахунок товщини стінки сепаратора

Розрахунок аналогічний до розрахунку товщини стінки гриуючої камери, і ведеться за тими самими формулами.

Розрахунковий тиск в нижній частині оболонки:

$$P_p = 0,4 + (923,4 \cdot 9,81 \cdot 2) / 10^6 = 0,418 \text{ МПа.}$$

Перевіримо відношення визначальних параметрів $\frac{[\sigma]}{P_p} \varphi = \frac{147 \cdot 0,8}{0,418} = 281,34$, що дозволено.

Розрахункова товщина стінки оболонки складе:

$$S' = \frac{0,418 \cdot 1,6}{2 \cdot 0,8 \cdot 147} + 0,001 = 0,00384 \text{ м.}$$

Діаметр сепаратора $D=1600 \text{ мм}$, отже, приймаємо стандартне значення товщини стінки оболонки $S = 4 \text{ мм}$ (табл. 6.1).

Допустимий тиск в оболонці:

$$P_d = \frac{2 \cdot 147 \cdot 0,8 \cdot (0,004 - 0,001)}{1,6 + (0,004 - 0,001)} = 0,440 \text{ МПа},$$

що більше $P_p=0,418 \text{ МПа}$.

6.4 Розрахунок товщини стінки конічного днища сепаратора

Розрахунковий тиск на днище:

$$P_p = P_{\text{впл}} + \rho_p \cdot g \cdot H', \quad (6.8)$$

$$P_p = 0,23 + (1139 \cdot 9,8 \cdot 2,96) \cdot 10^{-6} = 0,263 \text{ МПа},$$

де H' – висота рівня розчину в сепараційному просторі з урахуванням висоти днища:

$$H' = H_c + h_b + h, \quad (6.9)$$

$$H' = 2 + 0,88 + 0,08 = 2,96 \text{ м.}$$

Перевіримо відношення визначальних параметрів

$$\frac{[\sigma]}{P_p} \varphi = \frac{147 \cdot 0,95}{0,275} = 508 > (3 \div 51), \text{ що дозволено.}$$

Зварний шов для конічного днища приймаємо двосторонній ($\varphi = 0,95$), тоді:

$$S' = \frac{P_p \cdot D \cdot y}{4[\sigma] \cdot \varphi}, \quad (6.10)$$

де y – коефіцієнт форми днища; знаходимо за графіком [9] при $\alpha = 45^\circ$ і відношенні $\frac{R_b}{D} = 0,1$, (R_b – радіус закруглення відбортованої частини днища), $y=1,7$.

$$S' = \frac{0,275 \cdot 1,6 \cdot 1,7}{4 \cdot 147 \cdot 0,95} = 0,00134 \text{ м.}$$

Округляємо отриману товщину стінки днища до стандартної, враховуючи корозію:

$$S = S' + C_k, \quad (6.11)$$

$$S = 0,00134 + 0,001 = 0,00234 \text{ м.}$$

Мінімальна товщина стінки конічного днища за ГОСТ 12619-78 [9] при $D=1600$ мм складає $S = 4$ мм.

6.5 Розрахунок трубної решітки.

Приймаємо для закріплення труб трубну решітку тип II, [9], ескіз якої наведено на рис. 6.1.

Розрахункова товщина решітки зовні [9]:

$$h' = 0,28D \sqrt{\frac{P_p}{[\sigma]}}, \quad (6.12)$$

$$h' = 0,28 \cdot 0,8 \sqrt{\frac{0,436}{155}} = 0,0119 \text{ м.}$$

Коефіцієнт ослаблення решітки отворами для кип'ятільних трубок:

$$\varphi_0 = \frac{D - \Sigma d}{D}, \quad (6.13)$$

$$\varphi_0 = \frac{800 - 17 \cdot 38}{800} = 0,1925.$$

де Σd – сума отворів по діаметру трубної решітки: при діаметрі труб 38×2 мм. Їх кількість $b=17$ (формула 4.2)

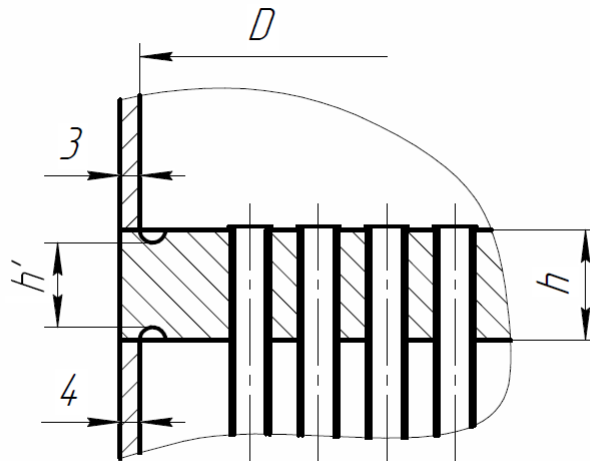


Рисунок 6.1 – Ескіз трубної решітки гріючої камери

Розрахункова висота решітки посередині:

$$h = 0,47D \sqrt{\frac{P_p}{[\sigma] \cdot \varphi_0}}, \quad (6.14)$$

$$h = 0,47 \cdot 0,8 \sqrt{\frac{0,436}{155 \cdot 0,19}} = 0,0454 \text{ м.}$$

З урахуванням добавок на корозію та округлення розміру, приймаємо:
 $h' = 15$ мм, $h = 50$ мм.

6.6 Вибір опор

Для вибору опор визначаємо масу одного корпусу апарата.

Розрахуємо масу апарата в робочому стані, тобто заповненому водою при гідравлічному випробуванні.

Визначимо об'єм гріючої камери та сепаратора:

$$V_{\text{гр}}=0,785 \cdot D^2 \cdot H, \quad (6.15)$$

$$V_{\text{с}}=0,785 \cdot D_{\text{с}}^2 \cdot H_{\text{с}}, \quad (6.16)$$

де D – діаметр гріючої камери, $D=800$ мм;

$D_{\text{с}}$ – діаметр сепаратора, $D_{\text{с}}=1600$ мм;

H – висота рівня розчину в гріючій камері, $H=4$ м;

$H_{\text{с}}$ – висота рівня розчину в сепараторі, $H_{\text{с}}=2,45$ м.

$$V_{\text{гр}}=0,785 \cdot 0,8^2 \cdot 4=2,0096 \text{ м}^2,$$

$$V_{\text{с}}=0,785 \cdot 1,6^2 \cdot 2,45=4,92 \text{ м}^2.$$

Маса води в гріючій камері складе:

$$M_{\text{гр}}=V_{\text{гр}} \cdot \rho_{\text{в}}, \quad (6.17)$$

де $\rho_{\text{в}}$ – густина води, $\rho_{\text{в}}=1000$ кг/м³.

$$M_{\text{гр}}=2,0096 \cdot 1000=2009,6 \text{ кг.}$$

Маса води в сепараторі:

$$M_{\text{сеп}}=V_{\text{с}} \cdot \rho_{\text{в}}, \quad (6.18)$$

$$M_{\text{сеп}}=4,92 \cdot 1000=4920 \text{ кг.}$$

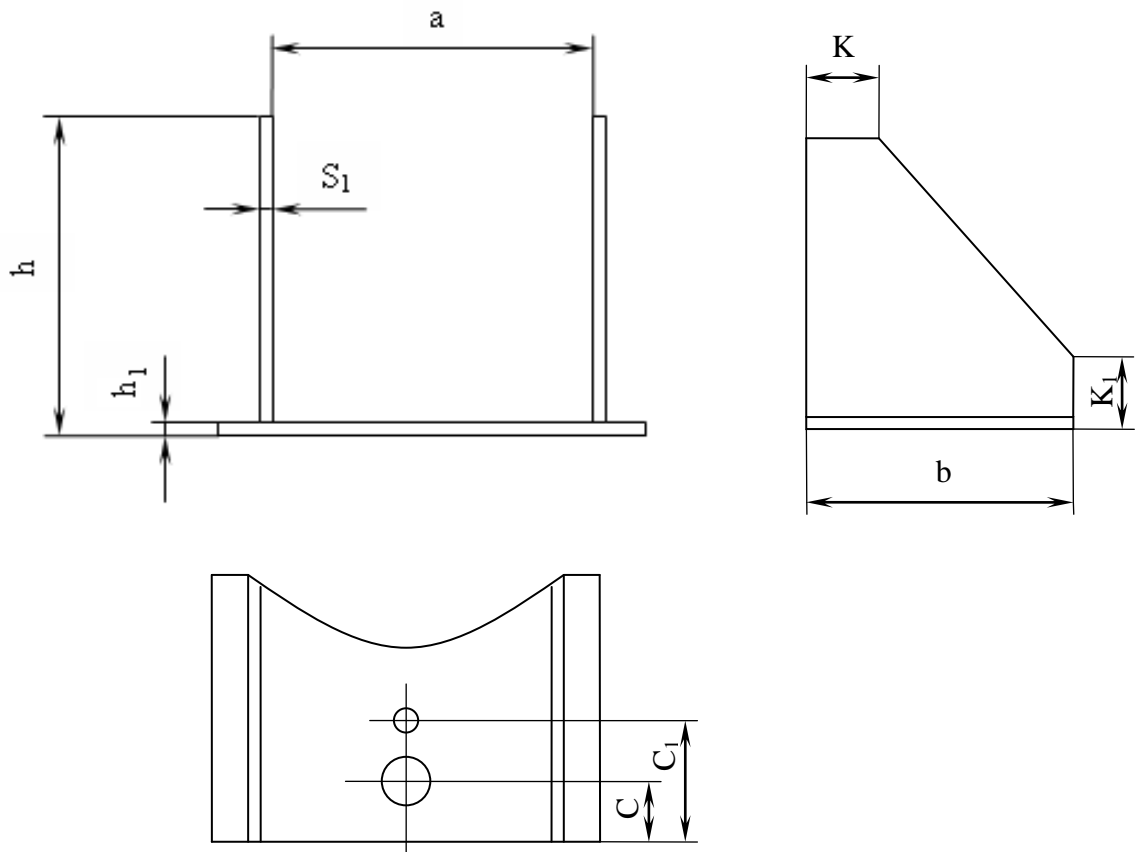


Рисунок 6.2 – Опори випарного апарата

Маса самого апарата складає 7500 кг за ГОСТ 11987-81.

Так як сепаратор обирається на опорне кільце, то опори гріючої камери приймаємо за ОСТ 26–665-79, ескіз яких показано на рис. 6.2, основні розміри наведено в табл. 6.2.

Таблиця 6.2 – Основні розміри опори випарного апарата

| Q, кН | a, мм | a ₁ , мм | b, мм | c, мм | c ₁ , мм | h, мм | h ₁ , мм | S ₁ , мм | K, мм | K ₁ , мм | d, мм |
|----------|----------|------------------------|----------|----------|------------------------|----------|------------------------|------------------------|----------|------------------------|----------|
| 10 | 90 | 115 | 115 | 20 | 85 | 170 | 14 | 6 | 20 | 30 | M20 |

Навантаження на одну опору становить Q=10 кН, або 10000 кг. Тоді кількість опор складе:

$$N=(2009,6+4920+7500)/10000=1,44=2 \text{ опори.}$$

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Методичні вказівки до оформлення курсового проекту з курсу “Основні процеси та апарати хімічної технології” для студентів IV–V курсів усіх спеціальностей і форм навчання. – Дніпропетровськ: УДХТУ, 2001. – 28 с.
2. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
3. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
4. Зайцев И.Д., Асеев Т.Г. Физико-химические свойства бинарных и многокомпонентных неорганических веществ. – М.: Химия, 1988. – 416 с.
5. Краткая химическая энциклопедия, т. II «Советская Энциклопедия». – М., 1964. – 746 с.
6. Иоффе И.А. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1991. – 345 с.
7. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 783 с.
8. Чернобыльский И.М. Випарні установки. – К.: Вища шк., 1970. – 244 с.
9. Лашинский А.А. Конструирование сварных химических аппаратов. Справочник. – Л.: Машиностроение, 1981. – 381 с.