

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ДЕРЖАВНИЙ ВИЩИЙ НАВЧАЛЬНИЙ ЗАКЛАД
“УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ
УНІВЕРСИТЕТ”**

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

ДО ВИКОНАННЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТУ З РОЗДІЛУ
“РОЗРАХУНОК ТРИКОРПУСНОЇ ВИПАРНОЇ УСТАНОВКИ” З
КУРСУ

**“ОСНОВНІ ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНОЇ
ТЕХНОЛОГІЇ” ДЛЯ СТУДЕНТІВ ІV – V КУРСІВ**

Дніпропетровськ УДХТУ 2008

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ДЕРЖАВНИЙ ВИЩИЙ НАВЧАЛЬНИЙ ЗАКЛАД
“УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ
УНІВЕРСИТЕТ”

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

Затверджено на засіданні
кафедри ПАХТ.
Протокол № 10 від 22.05.07.

Дніпропетровськ УДХТУ 2008

Методичні вказівки до виконання курсового проекту з розділу “Розрахунок трикорпусної випарної установки” з курсу “Основні процеси та апарати хімічної технології” для студентів IV – V курсів усіх форм навчання / Укл.: П.Г.Сорока, Т.П. Єльцова, Т.Ю. Гіріч, В.М. Задорожній. – Дніпропетровськ: ДВНЗ УДХТУ, 2008. – 45 с.

Укладачі: П.Г. Сорока, д-р техн. наук

Т.П. Єльцова

Т.Ю. Гіріч, канд. техн. наук

В.М. Задорожній, канд. техн. наук

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

Навчальне видання

Методичні вказівки

до виконання курсового проекту з розділу

“Розрахунок трикорпусної випарної установки”

з курсу “Основні процеси та апарати хімічної технології”

для студентів IV – V курсів усіх форм навчання

Укладачі: СОРОКА Петро Гнатович

ЄЛЬЦОВА Тетяна Петрівна

ГІРІЧ Тамара Юхимівна

ЗАДОРЖНИЙ Володимир Михайлович

Редактор Л.М. Тонкошкур

Коректор О.О. Чибук

Підписано до друку 19.05.08. Формат 60×84 1/16. Папір ксерокс. Друк різнограф.
Умов.-друк. арк. 2,04. Облік.-вид. арк. 2,09. Тираж 100 прим. Замовлення №132.
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 [9].

Посібник складений з метою допомоги студентові в роботі над спеціальною літературою, стандартами, нормативами, оволодіти методиками технологічних, конструктивних та інших розрахунків випарних апаратів та 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 вимогам 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:

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

2) 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 яким вибирають температуру та тиск гріючої 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 гріючої 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 вимог, що наведені в методичних вказівках з оформлення курсових проектів [9] 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 товщими. 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.

Назва схеми розміщується зверху рисунка, а його номер в пояснювальній записці і перелік обладнання – знизу; перша цифра означає номер розділу, а друга – номер рисунка (наприклад, Рис.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 посібнику [9] 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 гріючою парою.

Попередньо тип трубчастого випарного апарата вибирають згідно з ГОСТ 11987 – 81, в залежності від властивостей випарюваного розчину, які наведені в додатку 4.1 [3].

Випарний апарат, який обігрівається 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'ятильних труб, які закріплені в трубних решітках, і утворюють таким чином поверхню нагрівання. Для виготовлення кип'ятильних труб стандартних випарних апаратів застосовуються труби розмірами 25x2, 38x3 та 57x3 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 слугує для підігрівання розчину, який надходить в перший корпус. Для цієї мети можна використовувати теплообмінники різних конструкцій, але найчастіше використовуються кожухотрубні теплообмінники, розрахунок якого та вибір стандартного апарата наведено в [3].

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 [3,4].

Для відведення конденсату, що утворюється в гріючій камері випарного апарата при конденсації первинної пари, застосовуються конденсатовідвідники [3], 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 якомога 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 [6]. 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 та 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 трикорпусну 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 грючої 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 і використовують переважно як добрива. Їх підрозділяють на хлорвмісні (основний компонент хлорид калію) та безхлорні – сульфат калію.

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

Хлорид калію – кристалічна речовина, добре розчинна у воді, розчинність якої в залежності від температури представлена в таблиці 1.

Таблиця 1

Температура	0 ⁰ С	20 ⁰ С	30 ⁰ С	100 ⁰ С
Розчинність, г на 100 г Н ₂ О	34,3	34,3	40,3	56,2

Насичений водний розчин хлориду калію кипить при $t = 108,590^{\circ}\text{C}$. Температура плавлення солі $T_{\text{пл}} = 768^{\circ}\text{C}$. Теплоємність солі $C = 670 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К}$.

Густина водних розчинів хлориду калію наведена в таблиці 2.

Таблиця 2

Концентрація КСІ, 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 – КОН, К₂SO₄, К₂CO₃, КСІО₃ – 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.

2. ЗАГАЛЬНА ЧАСТИНА

2.1. Вибір способу концентрування

Відомі наступні можливі методи концентрування розчинів: перегонка, виморожування, екстракція, випарювання.

Перегонка один з найбільш розповсюджених методів розділення рідких однорідних сумішей, що складаються з двох або більшого числа компонентів. У широкому змісті перегонка являє собою процес, що включає часткове випарювання суміші з наступною конденсацією пари, що утворюється, здійснюваних однократно або багаторазово. У результаті конденсації одержують чистий випарений компонент (рідина), склад якої відрізняється від складу вихідної суміші. За допомогою перегонки розділяють суміші, усі компоненти яких леткі, тобто володіють визначеним, хоча і різним тиском пари. Поділ перегонкою засновано на різній леткості компонентів суміші при одній і тій же температурі.

У розглянутому випадку необхідно здійснювати концентрування водного розчину KCl, один з компонентів якого не має леткості (KCl). 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, чим 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 поділу суміші речовин, чутливих до підвищених температур. Тому що в розглянутому випадку речовина не має особливостей, наведених вище, то 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 всього об'єму розчину при його температурі кипіння. Тому випарювання принципово відрізняється від випарювання, 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 теплоносія 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, то для здійснення цього процесу доцільно вибрати 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 випару розчину трохи зростає зі зниженням тиску і відповідно збільшується витрата пари на випарювання 1 кг розчинника (води).

Вакуум-випарка 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 нестатків. Однак випарювання під надлишковим тиском сполучено 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 утвориться, не використовується і звичайно викидається в атмосферу. Такий спосіб випарювання є найбільш простим і доступним, але неекономічним, 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 однокомпонентну систему.

Випарювання відбувається із усієї маси рідини при температурі кипіння відповідного тиску. Випарювання відбувається з поверхні рідини при будь-якій температурі.

З точки зору молекулярно-кінетичної теорії при випарюванні та випарюванні має місце видалення частини молекул, які знаходяться в стані

теплого 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 за мірою пароутворення збільшуються в розмірах, їх піднімальна 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.

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. Різниця між температурами кипіння розчину і розчинника називають температурною депресією, або фізико-хімічною.

$$\Delta = t_{\text{кипіння розчину}} - t_{\text{кипіння розчинника}}$$

Фізико-хімічна температурна депресія знижує корисний температурний напір у випарному апараті.

Крім фізико-хімічної температурної депресії існують ще гідростатична і гідродинамічна депресія, що також знижують корисний температурний напір у випарному апараті.

На температуру кипіння впливає висота стовпа рідини. Якщо рідина кипить всередині вертикальної кип'ятильної трубки, то температура кипіння на поверхні трубки буде нижча, ніж внизу, де до зовнішнього тиску додається гідростатичний тиск. Гідростатична депресія – це різниця температури випару рідини, що знаходиться під тиском гідростатичного стовпа рідини H в апараті, і температури випару рідини на верхній решітці гріючої камери. Наявність цієї депресії зв'язано з наступним. Для утворення сферичних парових бульбашок у

товщі рідини необхідно забезпечити усередині їх тиск, рівний тискові, утвореному за рахунок висоти стовпа рідини.

Гідродинамічна депресія – різниця температур пари, утвореної внаслідок гідродинамічних опорів у трубах, що гріють, і сполучних трактах випарних апаратів. 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:

$$\Sigma\Delta = \Delta_1 + \Delta_2 + \Delta_3,$$

де $\Delta_1, \Delta_2, \Delta_3$ – відповідно фізико-хімічна, гідростатична і гідравлічна депресії.

Тому у випарному апараті існує так називаний загальний і корисний температурний напір, що відрізняються один від одного на величину температурних втрат (депресій). Загальний температурний напір – це різниця температури використовуваного 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, або ж рівній температурі рідини, відповідно до результатів експериментальних досліджень. Ці шляхи практично рівноцінні, тому що в останньому випадку при розрахунку кількості тепла, переданого в наступному апараті, при визначенні температурного напору цього апарата 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 доборів 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 [3] складаються з основних елементів – випарних апаратів (випарників) і допоміжного устаткування – конденсаторів, теплообмінників, насосів і 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 невеликих продуктивностях. А тому що 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 примусовою циркуляцією. Природна циркуляція може здійснюватися в об'ємі апарата, або забезпечуватися спеціальними циркуляційними трубами. Примусова циркуляція організується 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 нагору, або ж зверху вниз. Апарати зі спадаючою плівкою також підрозділяються за напрямком руху вторинної пари – нагору або вниз.

Принципова схема трикорпусної випарної установки

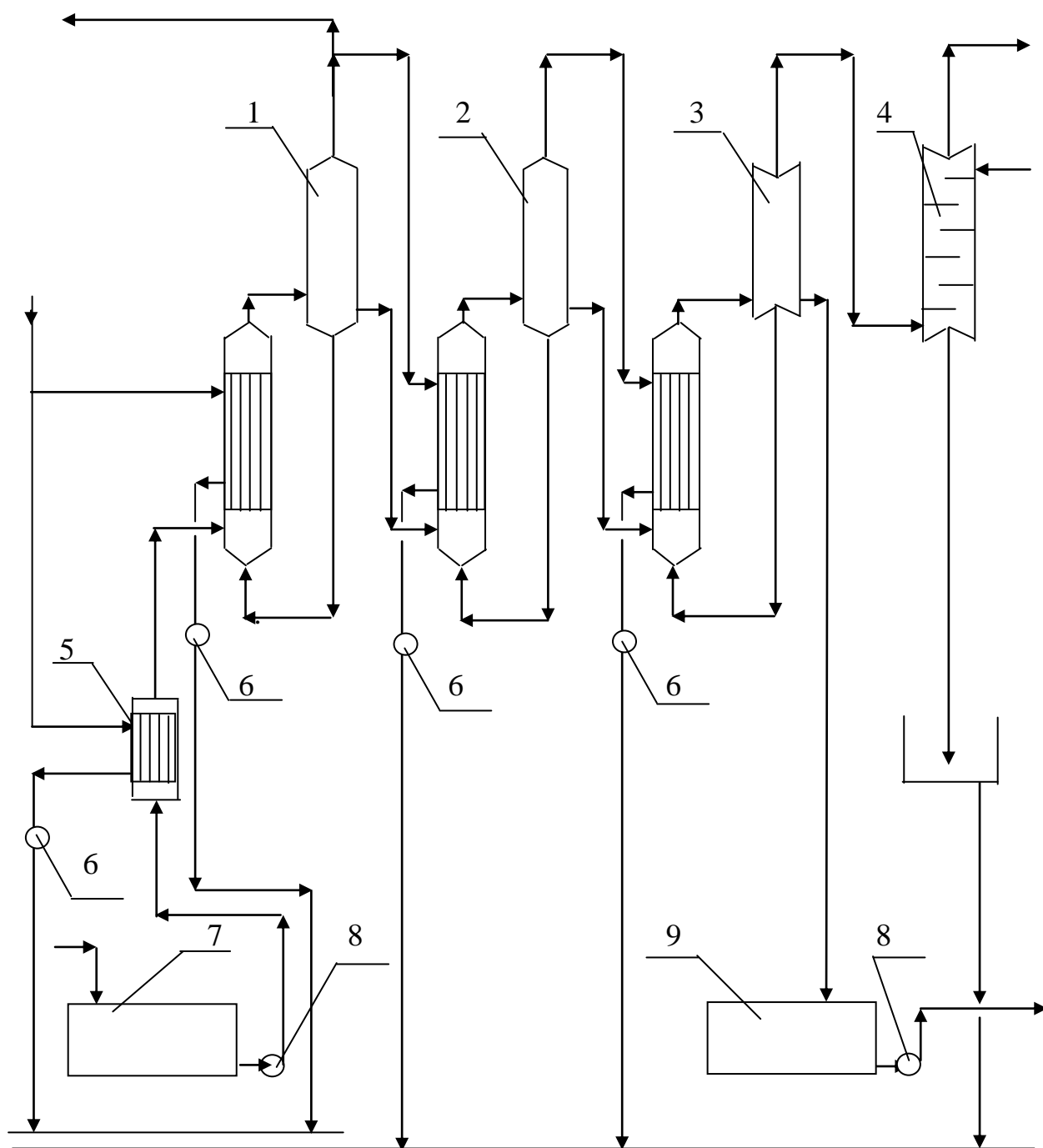


Рис.2.1.

1, 2, 3 – випарні апарати; 4 – барометричний конденсатор; 5 – підігрівач початкового розчину; 6 – конденсатовідвідник; 7 – ємність початкового розчину; 8 – насос подачі розчину; 9 – ємність випареного розчину

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

З урахуванням наведеного вище, для даного процесу вибираємо трикорпусну проточну випарну установку безперервної дії, з паровим

теплоносієм, із випарними апаратами з природною циркуляцією, та винесеною гріючою камерою.

2.4. Принципова схема трикорпусної випарної установки і принцип роботи

Принципова схема трикорпусної 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 ґрати 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 концентрації X_2 , за рахунок тепла вторинної пари, утвореної в першому корпусі установки. Частина вторинної пари першого корпусу відводиться у вигляді екстрапари і використовується за межами установки. Частково упарений розчин із другого корпусу самопливом надходить у третій корпус 3, де упарюється за рахунок тепла вторинної пари другого корпусу до кінцевої концентрації $X_3 = X_k$ і збирається в ємність збору упареного розчину 9, а вторинна пара, що утворилася в третьому корпусі, надходить у барометричний конденсатор 4, де конденсується при охолодженні його водою.

2.5. Вибір конструкційного матеріалу

При концентруванні розчинів хлориду калію від початкової концентрації 15 до 30% мас. до установки приймаємо за Держстандартом 11987-81 випарний апарат із природною циркуляцією і винесеною гріючою камерою, тип 1, виконання 2. Апарат складається з кип'ятильних труб з $d = 38 \times 2$ мм і висотою $H = 4$ м [5].

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 X17, швидкість корозії якої складає 0,1 мм у рік, коефіцієнт теплопровідності такої сталі $\lambda_{ст} = 25,1$ Вт/м*К.

3. ТЕХНОЛОГІЧНИЙ РОЗРАХУНОК

3.1. Визначення загальної кількості випареного розчинника

Загальну кількість випареного розчинника знаходимо з рівняння матеріального балансу випарної установки [2].

$$W = G_0(1 - X_{\text{п}}/X_{\text{к}}) \text{ кг/с,}$$

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

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

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 [3]:

$$W_1 : W_2 : W_3 = 1,0:1,11:1,24.$$

З урахуванням відбору екстрапару з першого корпуса:

$$W_1 = W * 1,0 \text{ кг/с; } W_2 = (W_1 - E_1)*1,11 \text{ кг/с; } W_3 = W_2 * 1,24 \text{ кг/с;}$$
$$W = W_1 + W_2 + W_3.$$

Одержуємо:

$$W = W_1*1 + (W_1 + E_1)1,11 + [(W_1 - E_1)1,11*1,24],$$

підставляючи значення і вирішуючи це рівняння відносно W_1 одержимо:

$$1,25 = W_1 + (W_1 - 0,22)*1,11 + [(W_1 - 0,22)*1,11*1,24];$$

$$W_1 = 0,515 \text{ кг/с;}$$

$$W_2 = (W_1 - E_1)*1,11 = (0,515 - 0,22)*1,11 = 0,327 \text{ кг/с;}$$

$$W_3 = W_2 * 1,24 = 0,327*1,24 = 0,406 \text{ кг/с;}$$

$$W_1 + W_2 + W_3 = 0,515 + 0,327 + 0,406 = 1,25 \text{ кг/с.}$$

3.3. Визначення концентрацій упареного розчину по корпусах

Концентрацію розчину після випарювання в кожному корпусі визначаємо з рівняння матеріального балансу [2]:

$$X_1 = \frac{G_n * X_n}{G_n - W_1} = \frac{2,5 * 15}{2,5 - 0,515} = 18,9\%;$$

$$X_1 = \frac{G_n * X_n}{G_n - W_1 - W_{21}} = \frac{2,5 * 15}{2,5 - 0,515 - 0,327} = 22,6\%;$$

$$X_1 = \frac{G_n * X_n}{G_n - W_1 - W_2 - W_3} = \frac{2,5 * 15}{2,5 - 0,515 - 0,327 - 0,406} = 30,0\%;$$

3.4. Визначення температур кипіння розчинів по корпусах

Загальний перепад тисків в установці [3]:

$$\Delta P_{\text{заг}} = P_{\Gamma 1} - P_{\text{б.к.}} = 0,4 - 0,04 = 0,36 \text{ МПа.}$$

У першому наближенні загальний перепад тисків розподіляється між корпусами порівну:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{заг}} / n = 0,36 / 3 = 0,12 \text{ МПа.}$$

Тоді тиски гріючої пари у корпусах становлять:

У першому корпусі $P_{\Gamma 1} = 0,4 \text{ МПа};$

В другому корпусі $P_{\Gamma 2} = P_{\Gamma 1} - \Delta P = 0,4 - 0,12 = 0,28 \text{ МПа.}$

У третьому корпусі $P_{\Gamma 3} = P_{\Gamma 2} - \Delta P = 0,28 - 0,12 = 0,16 \text{ МПа}$

Тиск у барометричному конденсаторі:

$$P_{\text{б.к.}} = P_{\Gamma 3} - \Delta P = 0,16 - 0,12 = 0,04 \text{ Мпа,}$$

що відповідає заданому значенню $P_{\text{б.к.}}$.

Відповідно тиску пари за таблицею LVII [4] знаходимо їх температури, ентальпії і теплоти пароутворення і заносимо отримані дані в таблицю 3.1.

Таблиця 3.1

Корпус	Тиск пари, P, МПа	Температура, t, °C	Ентальпія пари, I _п , Дж/кг	Ентальпія рідини, I _р , Дж/кг	Теплота конденсації пари, r, Дж/кг
1	P _{Г1} =0,4	t _{Г1} =142,9	I ₁ =2744*10 ³	I _{р1} =601*10 ³	r ₁ =2141*10 ³
2	P _{Г2} =0,28	t _{Г2} =130,2	I ₂ =2726*10 ³	I _{р2} =546,8*10 ³	r ₂ =2179*10 ³
3	P _{Г3} =0,12	t _{Г3} =112,7	I ₃ =2703*10 ³	I _{р3} =473,1*10 ³	r ₃ =2220*10 ³
К	P _{б.к.} =0,04	t _{б.к.} =75,4	I _к =2636*10 ³	I _{рж} =314,3*10 ³	r _к =2320*10 ³

При визначенні температури кипіння розчинів приймаються наступні допущення [5]:

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 відповідній температурі кипіння в середньому шарі рідини.

Таким чином, температура кипіння розчину в корпусі відрізняється від температури грючої пари у наступному корпусі на суму температурних втрат: 1) від температурної (Δ'), гідростатичної (Δ'') і гідравлічної (Δ''') депресій.

Гідравлічна депресія обумовлена втратою тиску пари на подолання гідравлічних опорів трубопроводів при переході з корпусу в корпус. Звичайно гідравлічна 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 складуть:

$$\begin{aligned} T_{вт.п1} &= t_2 + \Delta'''_1 = 130,2 + 1 = 131,20; \\ T_{вт.п2} &= t_3 + \Delta'''_2 = 112,7 + 1 = 113,70; \\ T_{вт.п3} &= t_{б.к.} + \Delta'''_3 = 75,4 + 1 = 76,40. \end{aligned}$$

Сума гідродинамічних депресій складе:

$$\Sigma \Delta''' = \Delta'''_1 + \Delta'''_2 + \Delta'''_3 = 1 + 1 + 1 = 30.$$

Відповідно до температури вторинної пари визначаємо тиск вторинної пари, $P_{вт}$, теплоту паротворення, $r_{вт}$, ентальпію вторинної пари і конденсату для кожного корпусу за таблицею LVII [4] і заносимо в таблицю 3.2.

Таблиця 3.2.

Корпус	Тиск пари, Р, МПа	Температура, t, °С	Ентальпія пари, I _п , Дж/кг	Ентальпія рідини, I _р , Дж/кг	Теплота конденсації пари, r, Дж/кг
1	$P_{вт1}=0,4$	$T_{вт1}=131,2$	$I_{вт1}=2710 \cdot 10^3$	$I'_{к1}=531 \cdot 10^3$	$r'_1=2179 \cdot 10^3$
2	$P_{вт2}=0,28$	$T_{вт2}=133,7$	$I_{вт2}=2703 \cdot 10^3$	$I'_{к2}=476 \cdot 10^3$	$r'_2=2227 \cdot 10^3$
3	$P_{вт3}=0,12$	$T_{вт3}=76,4$	$I_{вт3}=2682 \cdot 10^3$	$I'_{к3}=312 \cdot 10^3$	$r'_3=2320 \cdot 10^3$

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

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

$$P_{сп} = P_{вт} + \rho g H / 2 (1 - \epsilon),$$

де ρ – густина киплячого розчину, кг/м³; ϵ – паронаповнення (об'ємна частка пари в киплячому розчині), м³/м³; H – висота кип'ятільних труб в апараті, м.

Для вибору значення N необхідно орієнтовно оцінити поверхню теплопередачі випарного апарата F_{op} . При кипінні водних розчинів можна прийняти питоме теплове навантаження апаратів із природною циркуляцією $q = 20\ 000 - 50\ 000\ \text{Вт/м}^2$ [3], тоді орієнтовна поверхня теплопередачі першого корпусу дорівнює:

$$F_{op1} = Q/q = W_1 * r'_1 / q = 0,515 * 2179 * 10^3 / 25\ 000 = 44,7\ \text{м}^2,$$

де: $r'_1 = 2179\ \text{кДж/кг}$ – теплота пароутворення вторинної пари першого корпусу.

При бульбашковому (ядерному) режимі кипіння паронаповнення складає $\varepsilon = 0,4 \dots 0,6$, приймаємо $\varepsilon = 0,5$. Густина водних розчинів КС1 при температурі 20°C і відповідних концентраціях у корпусах відповідно дорівнює:

$$\rho_1 = 1118\ \text{кг/м}^3; \quad \rho_2 = 1132\ \text{кг/м}^3; \quad \rho_3 = 1172\ \text{кг/м}^3.$$

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'ятильних труб складуть:

$$P_{cp1} = P_{вт.п1} + \rho_1 * g * H / 2 * (1 - \varepsilon) = 0,286 + 1118 * 9,81 * 4 * (1 - 0,5) / 2 = 0,294\ \text{МПа},$$

$$P_{cp2} = P_{вт.п2} + \rho_2 * g * H / 2 * (1 - \varepsilon) = 0,166 + 1132 * 9,81 * 4 * (1 - 0,5) / 2 = 0,174\ \text{МПа},$$

$$P_{cp3} = P_{вт.п3} + \rho_3 * g * H / 2 * (1 - \varepsilon) = 0,042 + 1172 * 9,81 * 4 * (1 - 0,5) / 2 = 0,051\ \text{Мпа}.$$

Цим тискам відповідають наступні температури кипіння і теплоти пароутворення пари при середній температурі кипіння в корпусі t_{cp} (таблиця LVII, [4]).

$P, \text{Мпа}$	$t, ^\circ\text{C}$	$r, \text{кДж/кг}$
$P_{cp1} = 0,294$	$t_{cp1} = 132,0$	$r_{cp1} = 2172$
$P_{cp2} = 0,174$	$t_{cp2} = 115,0$	$r_{cp2} = 2221$
$P_{cp3} = 0,051$	$t_{cp3} = 80,9$	$r_{cp2} = 2307$

Гідростатична депресія по корпусах за рахунок гідростатичного стовпа рідини складе:

$$\begin{aligned} \Delta''_1 &= t_{cp1} - T_{вт.п1} = 132,0 - 131,2 = 0,8; \\ \Delta''_2 &= t_{cp2} - T_{вт.п2} = 115,0 - 113,7 = 1,3 \\ \Delta''_3 &= t_{cp3} - T_{вт.п3} = 80,9 - 76,4 = 4,5. \end{aligned}$$

Сума гідростатичних депресій в установці складе:

$$\Sigma \Delta'' = \Delta''_1 + \Delta''_2 + \Delta''_3 = 0,8 + 1,3 + 4,5 = 6,60.$$

Температурна депресія Δ' визначається за рівнянням:

$$\Delta' = 1,62 * 10^{-2} \left(\frac{T_{вт}^2}{r_{вт}} \right) * \Delta_{атм},$$

де $T_{вт}$ – температура вторинної пари при середньому тиску $P_{ср}$; $\Delta'_{атм}$ – температурна депресія при атмосферному тиску, $\Delta'_{атм} = t_{p-ра} - t_{p-ка}$; r – теплота паротворення вторинної пари при середній температурі, $t_{ср}$, кДж/кг.

За табл. XXXVI [4] знаходимо температури кипіння розчинів у залежності від концентрації розчину в корпусах і визначаємо $\Delta'_{атм}$:

$X_1 = 18,9 \%$	$t_1 = 103^0\text{C}$	$\Delta'_{атм} = 103 - 100 = 3^0$
$X_2 = 22,6 \%$	$t_2 = 103,5^0\text{C}$	$\Delta'_{атм} = 103,5 - 100 = 3,5^0$
$X_3 = 30 \%$	$t_3 = 106^0\text{C}$	$\Delta'_{атм} = 106 - 100 = 6^0$

Тоді температурна депресія по корпусах складе:

$$\Delta'_1 = 1,62 * 10^{-2} \left(\frac{(273+132)^2}{2172} \right) * 3 = 2,99^0$$

$$\Delta'_2 = 1,62 * 10^{-2} \left(\frac{(273+115)^2}{2221} \right) * 3,5 = 3,8^0$$

$$\Delta'_3 = 1,62 * 10^{-2} \left(\frac{(273+80,9)^2}{2307} \right) * 6 = 5,28^0$$

Сума температурних депресій в установці складе:

$$\Sigma \Delta' = \Delta'_1 + \Delta'_2 + \Delta'_3 = 2,99 + 3,8 + 5,28 = 12,07^0.$$

Загальна сума температурних втрат складе:

$$\Sigma \Delta = \Sigma \Delta' + \Sigma \Delta'' + \Sigma \Delta''' = 12,07 + 6,6 + 3 = 21,67^0.$$

Звідси температури кипіння розчинів у корпусах рівні:

$$t_{к.1} = T_{вт1} + \Delta'_1 + \Delta''_1 = 131,2 + 0,8 + 2,99 = 134,99^0\text{C};$$

$$t_{к.2} = T_{вт2} + \Delta'_2 + \Delta''_2 = 113,7 + 3,8 + 1,3 = 118,8^0\text{C};$$

$$t_{к.3} = T_{вт3} + \Delta'_3 + \Delta''_3 = 76,4 + 4,5 + 5,28 = 86,18^0\text{C}.$$

3.5. Визначення корисної різниці температур в установці

Загальна різниця температур в установці:

$$\begin{aligned}\Delta t_{\text{заг}} &= t_{\text{г1}} - t_{\text{бк}}, \\ \Delta t_{\text{заг}} &= 142,9 - 75,4 = 67,5^{\circ}.\end{aligned}$$

Загальна корисна різниця температур складе:

$$\begin{aligned}\Sigma \Delta t_{\text{к}} &= \Delta t_{\text{заг}} - \Sigma \Delta, \\ \Sigma \Delta t_{\text{к}} &= 67,5 - 21,67 = 45,83^{\circ}.\end{aligned}$$

Корисні різниці температур по корпусах складуть:

$$\begin{aligned}\Delta t_{\text{к1}} &= t_{\text{г1}} - t_{\text{к1}} = 142,9 - 134,99 = 7,91^{\circ}; \\ \Delta t_{\text{к2}} &= t_{\text{г2}} - t_{\text{к2}} = 130,2 - 118,8 = 11,4^{\circ}; \\ \Delta t_{\text{к3}} &= t_{\text{г3}} - t_{\text{к3}} = 112,2 - 86,15 = 26,52^{\circ};\end{aligned}$$

Тоді:

$$\Sigma \Delta t_{\text{к}} = \Delta t_{\text{к1}} + \Delta t_{\text{к2}} + \Delta t_{\text{к3}} = 7,91 + 11,4 + 26,52 = 45,83^{\circ}.$$

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

4 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.

$$\begin{aligned}Q_1 &= D \cdot (I_{\text{г}} - i_{\text{к1}}) = 1,03 [G_{\text{п}} \cdot c_{\text{п}} (t_{\text{к1}} - t_{\text{п}}) + W_1 (I_{\text{вт1}} - c_{\text{в}} \cdot t_{\text{к1}})] + Q_{\text{конц}}; \\ Q_2 &= W_1 \cdot (I_2 - i_{\text{к2}}) = 1,03 [(G_{\text{п}} - W_1) c_1 (t_{\text{к2}} - t_{\text{к1}}) + W_2 (I_{\text{вт2}} - c_{\text{в}} \cdot t_{\text{к2}})] + Q_{\text{конц}}; \\ Q_3 &= W_2 \cdot (I_3 - i_{\text{к3}}) = 1,03 [(G_{\text{п}} - W_1 - W_2) c_2 (t_{\text{к3}} - t_{\text{к2}}) + W_3 (I_{\text{вт3}} - c_{\text{в}} \cdot t_{\text{к3}})] + Q_{\text{конц}}; \\ W &= W_1 + W_2 + W_3,\end{aligned}$$

де 1,03 – коефіцієнт, що враховує 3% втрати тепла в навколишнє середовище; $c_{\text{п}}$, c_1 , c_2 , – теплоємності розчинів відповідно вихідного, у першому й у другому корпусах; $c_{\text{п}} = 3450$ Дж/кг*град, $c_1 = 3500$ Дж/кг*град; $c_2 = 3262$ Дж/кг*град; $c_3 = 2993$ Дж/кг*град при температурі кипіння і концентраціях $X_{\text{п}}$, X_1 , X_2 , % мас.; $c_{\text{в}}$ – теплоємність води, $c_{\text{в}} = 4,19$ кДж/кг*К [6]; I_1 , I_2 , I_3 – ентальпії гріючої пари у корпусах, Дж/кг; $i_{\text{г}}$, i_2 , i_3 – ентальпії конденсату гріючої пари у корпусах, Дж/кг; $t_{\text{п}}$ – температура вихідного розчину, що надходить у перший корпус приймаємо

$$t_{\text{п}} = t_{\text{к1}} - \Delta_{\text{п}} = 134,99 - 2 = 132,99^{\circ}\text{C};$$

де $\Delta_{\text{п}}$ – температурна депресія початкового розчину, $\Delta_{\text{п}} = 2^{\circ}$ [3];

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

$$Q_{\text{конц}} = G_{\text{сух}} * \Delta q,$$

де Δq – інтегральна теплота розчинення, Дж/кг, $\Delta q = 27,2$ Дж/кг [6];

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

$$G_{\text{сух}} = G_{\text{п}} * X_{\text{п}} / 100 = 2,5 * 15 / 100 = 0,275 \text{ кг/с},$$

$$Q_{\text{конц}} = 0,275 * 27,2 = 7,48 \text{ Вт}.$$

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

$$Q_3 = W_3 * r_3 = 0,406 * 2320 * 103 = 941920 \text{ Вт}.$$

Це набагато більше, ніж теплота концентрування, тому в рівняннях теплового балансу теплоту концентрування можна не враховувати [4].

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

$$D(2744 - 601,1) = 1,03 [2,5 * 3,45(135,04 - 133,04) + W_1(2710 - 4,19 * 135,04)];$$

$$Q_2 = W_1 * (2710 - 531) = 1,03 [(2,5 - W_1) 3,5(t_{k2} - t_{k1}) + W_2 (I_{\text{вт2}} - c_{\text{в}} * t_{k2})] =$$

$$W_1 * 2179 = 1,03 [(2,5 - W_1) * 52,97 + W_2 * 2205,3];$$

$$W_2 = W_1 - E_1;$$

$$Q_3 = W_2 * (I_3 - i_{k3}) = 1,03 [(G_{\text{п}} - W_1 - W_2) c_3 (t_{k3} - t_{k2}) + W_3 (I_{\text{вт3}} - c_{\text{в}} * t_{k3})] =$$

$$= W_2 (2703 - 476) = 1,03 [(2,5 - W_1 - W_2) * 3,262(118,8 - 86,18) + W_3 (2632 - 4,19 * 86,18)]$$

$$W = W_1 + W_2 + W_3;$$

$$1,25 = W_1 + W_2 + W_3.$$

Рішення цієї системи рівнянь дає наступні результати:

$$D = 0,55 \text{ кг/с};$$

$$W_1 = 0,52 \text{ кг/с}; \quad W_2 = 0,33 \text{ кг/с}; \quad W_3 = 0,4 \text{ кг/с}.$$

$$Q_1 = D * (I_r - i_{k1}) = 0,55(2744 - 601,1) = 1178,6 \text{ кВт};$$

$$Q_2 = (W_1 - E_1)(I_2 - i_{k2}) = (0,52 - 0,22)(2710 - 531) = 653,7 \text{ кВт};$$

$$Q_3 = W_2(I_3 - i_{k3}) = 0,33(2703 - 476) = 734,91 \text{ кВт}.$$

3.7. Визначення коефіцієнтів теплопередачі в корпусах

Коефіцієнт теплопередачі визначаємо за рівнянням [4]:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К},$$

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;

$\Sigma \frac{\delta}{\lambda}$ – сума термічних опорів стінки і забруднень, м²*К/Вт.

3.7.1. Коефіцієнт теплопередачі в першому корпусі

Коефіцієнт тепловіддачі при конденсації водяної пари на пучку вертикальних труб визначаємо за формулою [4]

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

де r – теплота пароутворення гріючої пари, $r = 2141$ Кдж/кг; λ_1, ρ_1, μ_1 – теплопровідність, густина і в'язкість води при температурі конденсації пари, табл. XXXIX [4].

$$\rho_1 = 926 \text{ кг/м}^3; \mu_1 = 0,196 * 10^{-3} \text{ Па*с};$$

$$\lambda_1 = 0,616 \text{ Вт/м*К.}$$

$$\alpha_1^1 = 1,21 * 0,685 \left(\frac{926^2 * 2141 * 10^3 * 9,81}{0,196 * 10^3 * 4} \right)^{1/3} * q^{-1/3} = 2,47 * 10^5 * q^{-1/3} = A * q^{-1/3}$$

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки до киплячого розчину [4]:

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

де $\lambda_2, \rho_2, \mu_2, \sigma$ – теплопровідність, густина, в'язкість і поверхневий натяг розчину при концентрації $X_1=18,9$ %, [5].

$$\rho_1 = 1118 \text{ кг/м}^3; \mu_1 = 0,35 * 10^{-3} \text{ Па*с}; \lambda_1 = 0,673 \text{ Вт/м*К};$$

$$\sigma = 60,9 * 10^3 \text{ Н/м};$$

$$T_k = T_0 + t_k = 273 + 134,99 = 408 \text{ К};$$

$$\rho_{II} = 2,12 \text{ кг/м}^3, [4], \text{ табл. LVII};$$

$$\text{коефіцієнт } b = 0,075 + 0,75 \left(\frac{\rho_n}{\rho_p - \rho_n} \right)^{2/3} = 0,075 + 0,75 \left(\frac{2,1}{1118 - 2,1} \right)^{2/3} = 0,0848.$$

$$\alpha_2^1 = 0,0848 \left(\frac{0,673^2 * 1118}{0,35 * 10^{-3} * 60,9 * 10^{-3} * 408} \right)^{1/3} * q^{2/3} = 3,16 * q^{0,67}$$

Сума термічних опорів стінки і забруднень [4], табл. XXXI.

$$\Sigma \frac{\delta}{\lambda} = r_1 + \frac{\delta}{\lambda} + r_2 = \frac{1}{5800} + \frac{0,002}{25,1} + \frac{1}{5800} = 4,2 * 10^{-4} \text{ (м}^2 * \text{К) / Вт.}$$

$$K_1 = \frac{7,91}{2,47 * 10^{-5} * q^{-1/3} + 4,2 * 10^{-4} + 3,16 * q^{0,67}}$$

З основного рівняння теплопередачі і рівняння адитивності термічних опорів випливає, що

$$\frac{1}{K} = \frac{\Delta t_{кор}}{q} = \frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}$$

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

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

Питомий тепловий потік у першому корпусі визначається з виразу:

$q_1 = K_1 * \Delta t_{к1}$, $\Delta t_{к1} = 7,91$ – корисна різниця температур у корпусі тоді:

$$Y_1 = 0,405 * 10^{-5} * q^{1,33} + 4,2 * 10^{-4} + 0,316 * q^{0,33} - 7,91 = 0 \quad (1)$$

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

При $q = 10000 \text{ Вт/м}^2$ $0,405 * 10^{-5} * 10000^{1,33} = 0,846$; $4,2 * 10^{-4} = 0,00042$;

$0,316 * 10000^{0,33} = 6,6$; $Y_1^1 = -2,23$;

$q = 20000 \text{ Вт/м}^2$; $0,405 * 10^{-5} * 20000^{1,33} = 2,13$; $0,316 * 20000^{0,33} = 8,299$

$Y_2^1 = 0,719$.

Отримані значення заносимо в таблицю 3.2.

Таблиця 3.2.

$q, \text{ Вт/м}^2$	$0,405 * 10^{-5} * q^{1,33}$	$4,2 * 10^{-4}$	$3,16 * q^{0,33}$	Y
10 000	0,846	0,00042	6,6	-2,05
20 000	2,3	0,00042	8,299	0,719

За отриманими даними будуюмо графік залежності величини Y від питомого теплового навантаження рис.3.1 (лінія 1)

Питоме теплове навантаження в першому корпусі за залежністю (1) складе:

$$q_1 = 16\ 000 \text{ Вт/м}^2$$

Коефіцієнт теплопередачі в першому корпусі складе:

$$K_1 = \frac{q_1}{\Delta t_{к1}} = \frac{1600}{9,71} = 1647, \text{ Вт/м}^2 * \text{К}$$

3.7.2. Коефіцієнт теплопередачі в другому корпусі

Коефіцієнт тепловіддачі від пари, що конденсується, до стінки.

Фізичні властивості грюючої пари конденсату другого корпуса:

температура грюючої пари, $t_{r2} = 130,2^{\circ}\text{C}$;

r – теплота пароутворення гріючої пари, $r = 2179$ кДж/кг;

λ_2, ρ_2, μ_2 – теплопровідність, густина і в'язкість конденсату при температурі конденсації пари, [4], табл. XXXI.

$\rho_1 = 935$ кг/м³; $\mu_1 = 0,212 \cdot 10^{-3}$ Па*с; $\lambda_1 = 0,686$ Вт/м*К.

$$\alpha_1^2 = 1,21 \cdot 0,686 \left(\frac{935^2 \cdot 2179 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{0,212 \cdot 10^3 \cdot 4} \right)^{1/3} \cdot q^{-1/3} = 2,3 \cdot 10^5 \cdot q^{-1/3}.$$

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки до киплячого розчину

Фізичні властивості розчину в другому корпусі:

концентрація розчину $X_2 = 22,6\%$;

$\lambda_2, \rho_2, \mu_2, \sigma$ – теплопровідність, густина, в'язкість і поверхневий натяг розчину, [6].

$\rho_2 = 1132$ кг/м³; $\mu_2 = 0,64 \cdot 10^{-3}$ Па*с; $\lambda_2 = 0,54$ Вт/м*К; $\sigma_2 = 60,0 \cdot 10^3$ Н/м;

$$\alpha_2^2 = 0,084 \left(\frac{0,54^2 \cdot 1182}{0,64 \cdot 10^{-3} \cdot 60,0 \cdot 10^{-3} \cdot (273 + 130,2)} \right)^{1/3} \cdot q^{2/3} = 0,5 \cdot q^{0,67};$$

$$K_2 = \frac{11,4}{2,3 \cdot 10^{-5} \cdot q^{-1/3} + 4,2 \cdot 10^{-4} + 0,5 \cdot q^{0,67}}.$$

Визначення питомого теплового потоку

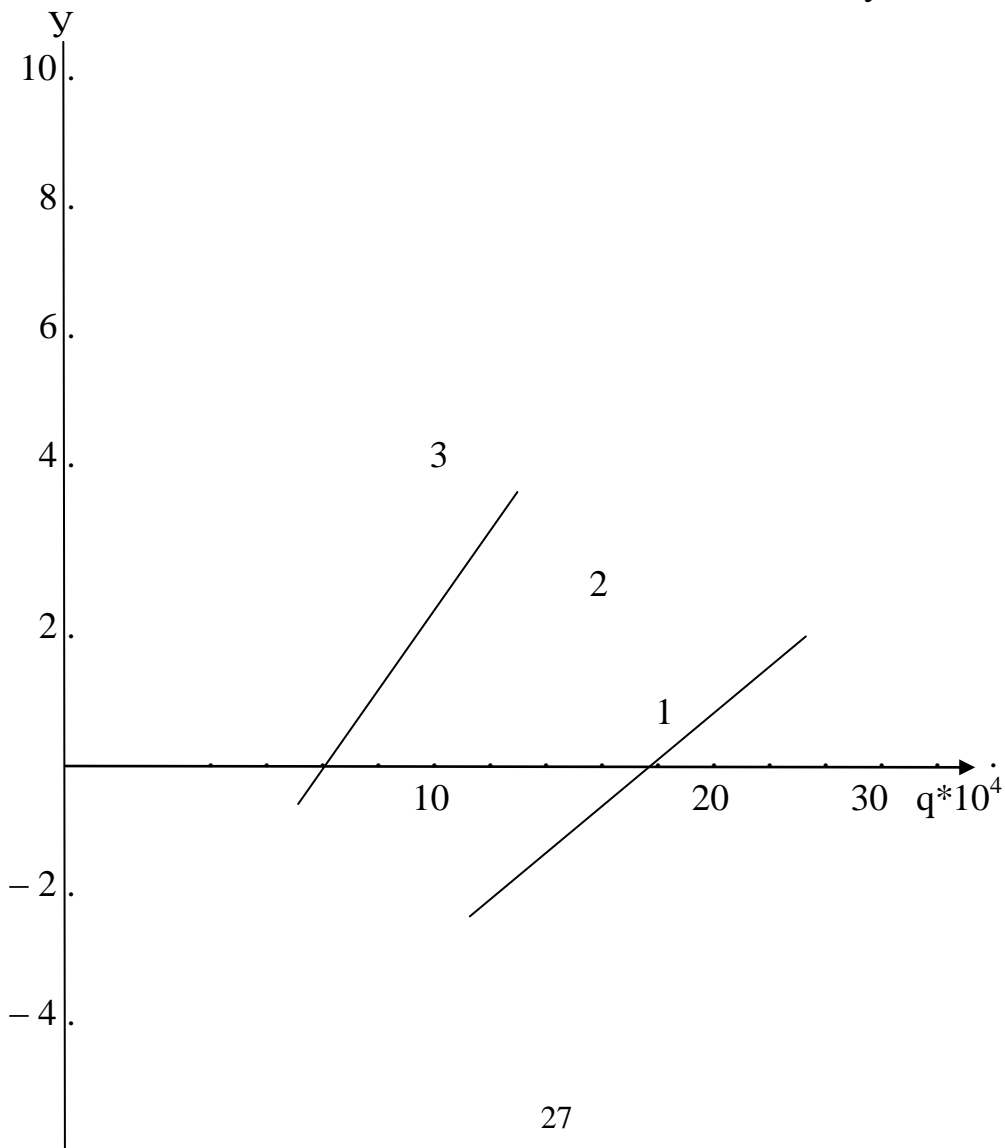


Рис.3.1

- 1 – питома теплова навантаження в 1 корпусі;
- 2 – питома теплова навантаження в 2 корпусі;
- 3 – питома теплова навантаження в 3 корпусі

Питома теплове навантаження в другому корпусі визначаються за виразом:

$q_2 = K_2 \cdot \Delta t_{\kappa 2}$, $\Delta t_{\kappa 2} = 11,4$ – різниця температур між паром і киплячим розчином:

$$Y = 0,435 \cdot 10^{-5} \cdot q^{1,33} + 4,2 \cdot 10^{-4} + 2 \cdot q^{0,33} - 11,4 = 0 \quad (2)$$

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

При $q = 10000 \text{ Вт/м}^2$:

$$0,435 \cdot 10^{-5} \cdot 10000^{1,33} = 0,898; \quad 4,2 \cdot 10^{-4} = 0,00042; \quad 2 \cdot 10000^{0,33} = 10,5$$

$$Y_1^2 = 0,36;$$

$q = 20000 \text{ Вт/м}^2$:

$$0,435 \cdot 10^{-5} \cdot 20000^{1,33} = 2,13; \quad 2 \cdot 20000^{0,33} = 13,13$$

$$Y_2^2 = 3,98.$$

Отримані значення заносимо в таблицю 3.3.

Таблиця 3.2.

$q, \text{ Вт/м}^2$	$0,435 \cdot 10^{-5} \cdot q^{1,33}$	$4,2 \cdot 10^{-4}$	$2,00 \cdot q^{0,33}$	Y
10 000	0,898	0,00042	10,5	0,36
20 000	2,26	0,00042	13,13	3,98

За отриманими даними будуюмо графік залежності величини Y від питомого теплового навантаження рис.3.1 (лінія 2)

Питома теплове навантаження в першому корпусі за залежністю 2 складе:

$$q_2 = 9\,120 \text{ Вт/м}^2.$$

Коефіцієнт теплопередачі в другому корпусі складе:

$$K_2 = \frac{q_2}{\Delta t_{\kappa 2}} = \frac{9120}{11,4} = 800,0 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

3.7.3. Коефіцієнт теплопередачі в третьому корпусі

Коефіцієнт тепловіддачі від гріючої пари, що конденсується, до стінки. Фізичні властивості гріючої пари і конденсату другого корпуса:

температура гріючої пари, $t_{r2} = 112,7^{\circ}\text{C}$;

r – теплота пароутворення гріючої пари, $r = 2227 \text{ Кдж/кг}$;

λ_3, ρ_3, μ_3 – теплопровідність, густина і в'язкість конденсату при температурі конденсації пари, табл. ХХХІХ [4].

$\rho_3 = 950 \text{ кг/м}^3$; $\mu_1 = 0,256 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$; $\lambda_1 = 0,685 \text{ Вт/м}\cdot\text{К}$.

$$\alpha_1^3 = 1,21 \cdot 0,686 \left(\frac{935^2 \cdot 2179 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{0,212 \cdot 10^3 \cdot 4} \right)^{1/3} \cdot q^{-1/3} = 2,15 \cdot 10^5 \cdot q^{-1/3}.$$

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки до киплячого розчину

Фізичні властивості розчину в третьому корпусі:

концентрація розчину $X_3 = 30,0\%$;

$\lambda_3, \rho_3, \mu_3, \sigma_3$ – теплопровідність, густина, в'язкість і поверхневий натяг розчину, [6].

$$\rho_3 = 1172 \text{ кг/м}^3; \mu_3 = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с};$$

$$\lambda_3 = 0,5 \text{ Вт/м}\cdot\text{К}; \sigma_3 = 58,0 \cdot 10^3 \text{ Н/м};$$

$$b = 0,075 + 0,75 \left(\frac{\rho_n}{\rho_p - \rho_n} \right)^{2/3} = 0,075 + 0,75 \left(\frac{0,91}{1172 - 0,91} \right)^{2/3} = 0,082.$$

$$\alpha_2^3 = 0,082 \left(\frac{0,5^2 \cdot 1172}{0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 58,0 \cdot 10^{-3} \cdot (273 + 112,7)} \right)^{1/3} \cdot q^{2/3} = 0,806 \cdot q^{0,67};$$

$$K_3 = \frac{26,5}{2,15 \cdot 10^{-5} \cdot q^{-1/3} + 4,2 \cdot 10^{-4} + 0,806 \cdot q^{0,67}}.$$

Питоме теплове навантаження в третьому корпусі визначаються з виразу:

$q_3 = K_3 \cdot \Delta t_{k3}$, $\Delta t_{k2} = 26,5$ – різниця температур між паром і киплячим розчином

$$Y = 0,465 \cdot 10^{-5} \cdot q^{1,33} + 4,2 \cdot 10^{-4} + 1,24 \cdot q^{0,33} - 26,52 = 0.$$

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

При $q = 10000 \text{ Вт/м}^2$:

$$0,465 \cdot 10^{-5} \cdot 10000^{1,33} = 0,898; \quad 4,2 \cdot 10^{-4} = 0,00042; \quad 1,24 \cdot 10000^{0,33} = 10,5$$

$$Y_1^3 = 0,6;$$

$q = 20000 \text{ Вт/м}^2$:

$$0,465 \cdot 10^{-5} \cdot 20000^{1,33} = 2,13; \quad 1,24 \cdot 20000^{0,33} = 13,13$$

$$Y_2^3 = 8,5$$

Отримані значення заносимо в таблицю 3.3.

Таблиця 3.3.

$q, \text{ Вт/м}^2$	$0,465 \cdot 10^{-5} \cdot q^{1,33}$	$4,2 \cdot 10^{-4}$	$1,24 \cdot q^{0,33}$	Y
10 000	0,898	0,00042	10,5	0,6
20 000	2,26	0,00042	13,13	8,5

За отриманими даними будемо графік залежності величини Y від питомого теплового навантаження рис 3.1 (лінія 3)

Питоме теплове навантаження в третьому корпусі за залежністю 3 складе:

$$q_3 = 9\,280 \text{ Вт/м}^2.$$

Коефіцієнт теплопередачі в третьому корпусі складе:

$$K_3 = \frac{q_3}{\Delta t_{\kappa 3}} = \frac{9280}{26,5} = 350,0 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

3.8. Розподіл корисної різниці температур по корпусах

Розподіл корисної різниці робимо з умови рівної поверхні нагрівання в корпусах за формулою [2]

$$\Delta t_{\kappa(i)} = \Sigma \Delta t_{\kappa} \frac{\frac{Q_i}{K_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{Q_i}{K_i}};$$

для першого корпуса:

$$\Delta t_{\kappa 1} = \Sigma \Delta t_{\kappa} \frac{\frac{Q_1}{K_1}}{\frac{Q_1}{K_1} + \frac{Q_2}{K_2} + \frac{Q_3}{K_3}} = 45,83 \frac{\frac{1178,6}{1647,8}}{\frac{1178,6}{1647,8} + \frac{653,7}{800} + \frac{734,9}{350}} = 9,03^{\circ};$$

для другого корпуса:

$$\Delta t_{\kappa 2} = \Sigma \Delta t_{\kappa} \frac{\frac{Q_2}{K_2}}{\frac{Q_1}{K_1} + \frac{Q_2}{K_2} + \frac{Q_3}{K_3}} = 45,83 \frac{\frac{653,7}{800}}{\frac{1178,6}{1647,8} + \frac{653,7}{800} + \frac{734,9}{350}} = 10,31^{\circ};$$

для третього корпуса:

$$\Delta t_{\kappa 3} = \Sigma \Delta t_{\kappa} \frac{\frac{Q_3}{K_3}}{\frac{Q_1}{K_1} + \frac{Q_2}{K_2} + \frac{Q_3}{K_3}} = 45,83 \frac{\frac{734,9}{350}}{\frac{1178,6}{1647,8} + \frac{653,7}{800} + \frac{734,9}{350}} = 26,5^{\circ}.$$

Тоді сумарна корисна різниця складе:

$$\Sigma \Delta t_{\kappa} = \Delta t_{\kappa 1} + \Delta t_{\kappa 2} + \Delta t_{\kappa 3} = 9,03 + 10,3 + 26,5 = 45,83^{\circ}.$$

Найбільше відхилення від визначених раніше значень корисних різниць температур у кожному корпусі незначне, тому перерахування концентрацій і температур кипіння розчинів не являється необхідним.

Параметри розчинів і пари по корпусах наведені в табл. 3.4

Таблиця 3.4.

Параметр	Корпус			Конденсатор
	1	2	3	
Продуктивність за випареною водою, W, кг/с	0,52	0,33	0,4	
Концентрація розчину, X, % мас.	18,9	22,6	30,0	

Тиск гріючої пари, P_r , МПа	0,4	0,28	0,16	0,04
Температура гріючої пари, $t^{\circ}\text{C}$	142,9	130,2	112,7	75,4
Температурні втрати, $\Sigma\Delta$, град.	3,79	5,1	9,78	
Температури кипіння розчинів, $t_k^{\circ}\text{C}$	134,99	118,8	86,18	
Корисна різниця температур, Δt_k°	7,91	11,4	26,52	
Витрата гріючої пари, D , кг/с	0,52	0,3	0,33	
Коефіцієнт теплопередачі, K , $\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{K}$	1647,8	800,0	350,0	
Кількість переданого тепла, Q , кВт	1178,6	653,7	784,9	
Корисна різниця температур, $\Delta t_k, 0$	9,03	10,31	26,5	

3.9. Визначення поверхні теплопередачі в корпусах

Поверхню теплопередачі визначаємо з рівняння теплопередачі за формулою:

$$F = \frac{Q}{K * \Delta t_k}, \text{ м}^2.$$

Тоді поверхня теплопередачі в корпусах складе:

$$F_1 = \frac{1178,6 * 10^3}{1674,8 * 9,03} = 79,2, \text{ м}^2.$$

$$F_2 = \frac{653,7 * 10^3}{800,0 * 10,3} = 79,25, \text{ м}^2.$$

$$F_3 = \frac{734,9 * 10^3}{350,0 * 26,5} = 79,23, \text{ м}^2.$$

За Держстандартом 11984 – 81 вибираємо випарний апарат із природною циркуляцією і винесеною нагрівальною камерою, тип 1, виконання 2 [3] з поверхнею теплопередачі $F=100 \text{ м}^2$, висотою трубок $H=4 \text{ м}$, діаметром нагрівальної камери $D=1000 \text{ мм}$, діаметром сепаратора $D_c = 1800 \text{ мм}$, діаметром циркуляційної труби $D_{\text{ц}} = 600 \text{ мм}$ і діаметром кип'ятильних трубок $d = 382 \text{ мм}$.

3.10. Визначення витрати гріючої пари у підігрівачу вихідної суміші

Складаємо тепловий баланс підігрівача:

$$Q_{\text{п}} = G_{\text{п}}(I_{\text{п}} - I_{\text{к}}) = G_{\text{п}} * c(t_{\text{к}} - t_{\text{п}}).$$

Гріючу пару використовуємо з тими ж параметрами, що й у першому корпусі:

$t_{\text{г.п}} = 142,9^{\circ}\text{C}$; $I_{\text{п}} = 2744 \text{ кДж/кг}$; $I_{\text{к}} = 601,6 \text{ кДж/кг}$; теплоємність розчину $c = 3,5 \text{ кДж/кг}$, початкова температура розчину $t_{\text{п}} = 20^{\circ}\text{C}$, кінцева температура $t_{\text{к}} = 132,09^{\circ}\text{C}$, прийнята раніше.

Витрата гріючої пари на підігрівання розчину складе

$$G_{\text{відгp}} = \frac{G_n * c * (t_k - t_n) * 1,03}{I_n - I_k} = \frac{2,5 * 3,5(132,09 - 20) * 1,03}{2744 - 601,6} = 0,475 \text{ кг/с.}$$

3.11. Визначення витрати охолоджуючої води в барометричному конденсаторі

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

$$G_{\text{в.}} = \frac{W_3(I_{\text{бк}} - c_{\text{в}} * t_{\text{к}})}{c_{\text{в}} (t_{\text{в.к}} - t_{\text{в.к}})} \text{ кг/с.}$$

W_3 – кількість вторинної пари, що надходить на конденсацію, кг/с;

$I_{\text{бк}} = 2636,0$ – ентальпія вторинної пари кДж/кг;

$t_{\text{к}} = 75,4$ – температура конденсації вторинної пари в конденсаторі, $^{\circ}\text{C}$;

$t_{\text{вп}} = 20$ – початкова температура охолоджуючої води, $^{\circ}\text{C}$;

$t_{\text{вк}} = 40$ – кінцева температура охолоджуючої води, $^{\circ}\text{C}$;

$c_{\text{в}} = 4,19$ кДж/кг – теплоємність охолоджуючої води.

$$G_{\text{в.}} = \frac{0,4(2636 - 4,19 * 72,4)}{4,19(40 - 20)} = 21,43 \text{ кг/с.}$$

4. КОНСТРУКТИВНИЙ РОЗРАХУНОК ВИПАРНОГО АПАРАТА

Перевіряємо прийняті розміри апарата.

4.1. Визначення кількості кип'ятильних труб у випарному апараті

$$n = \frac{F}{\pi * d_{cp} * l} = \frac{100}{3,14 * 0,034 * 4} = 234шт.$$

де d_{cp} – середній діаметр трубки, 38x2, мм;

$l = H$ – висота трубок, $l = H = 4$ м.

приймаємо за Держстандартом із запасом $n = 316$ [3].

Число труб по діагоналі шестикутника складе [3]:

$$b = 2 \sqrt{\frac{n-1}{3} + 0,25};$$
$$b = 2 \sqrt{\frac{316-1}{3} + 0,25} = 20.$$

4.2. Визначення діаметра нагрівальної камери випарного апарата

Діаметр нагрівальної камери визначаємо за формулою [8]

$$D_{вн} = 1,1 * t * \sqrt{n} = 1,1 * 1,3 * 0,038 * \sqrt{316} = 0,966м.$$

при закріпленні труб у трубних ґратах розвальцьовуванням $t = 1,3 d_3$.

Діаметр нагрівальної камери обраного стандартного випарного апарата складає $D_B = 1000$ мм.

4.3. Визначення діаметра сепараційного простору

Напруга парового простору, що допускається, складе:

$$W' = f_1 * f_2 * W'_{ат} [6]$$

$W'_{ат}$ – для розчинів, що киплять при $P = 0,1$ мПа, $W'_{ат} = 1000$ кг/м³*год;
 $f_1 = 3,1$ [7];

f_2 – визначаємо в залежності від рівня розчину над крапкою введення парорідинної суміші в сепаратор, при $H_{ж} = 0,2$ $f_2 = 0,51$.

Тоді $W' = 3,1 * 0,51 * 1000 = 1550$ кг/м³*год або $0,43$ кг/м³*с.

Обсяг парового простору визначаємо згідно виразу:

$$V_c = \frac{W}{W'} = \frac{0,52}{0,43} = 1,209 м^3$$

де W – кількість вторинної пари першого корпусу.

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

$$D_c = \sqrt{\frac{4 * W * V_n}{\pi * W_n}} = \sqrt{\frac{4 * 0,52 * 0,626}{4,4 * 3,14}} = 0,614.$$

де V_n – питомий обсяг вторинної пари при $T_{вт1} = 131,2^{\circ}C$, $V_n = 0,626$ м³/кг.

Приймаємо діаметр сепараційного простору $D_c = 1800$ мм.

Уточнюємо швидкість пари в сепараторі:

$$W_n = \sqrt{\frac{0,52 * 0,626}{0,785 * 1^2}} = 0,64 м/с.$$

Критерій Рейнольдса для пари:

$$Re = \frac{W_n * d_k * \rho_n}{\mu_n} = \frac{0,64 * 0,0006 * 1,59}{0,012 * 10^{-3}} = 51,11,$$

де $\mu_n = 0,012 * 10^{-3}$ Па*с, рис. V.1.[4];

d_k – діаметр краплі рідини, приймаємо $d_k = 0,0006$ м.

При $Re < 500$ коефіцієнт опору [7]:

$$\xi = \frac{18,5}{Re^{0,6}} = \frac{18,5}{51,11^{0,6}} = 1,75.$$

Швидкість витання краплі складе:

$$W_{вум} = \sqrt{\frac{4 * 9,31(\rho_p - \rho_n) * d_k}{3 * \xi * \rho_n}} = \sqrt{\frac{4 * 9,81(1132 - 1,52)0,0006}{3 * 1,52 * 1,75}} = 1,827 м/с.$$

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

Висота сепараційного простору:

$$H_c = \sqrt{\frac{V_c}{0,785 * D_c^2}} = \sqrt{\frac{1,209}{0,785 * 1^2}} = 1,24 м.$$

Приймаємо висоту сепараційного простору $H_c = 2$ м.

4.4. Визначення діаметра циркуляційної труби

Внутрішній діаметр циркуляційної труби визначаємо за формулою [3]

$$D_{ц} = \sqrt{(0,3 - 0,6) d_{вн}^2 * n} = \sqrt{0,45 * 0,038^2 * 316} = 0,45 м.$$

Приймаємо діаметр циркуляційної труби $D_{ц} = 600$ мм.

В результаті виконаних розрахунків отримані наступні розміри випарного апарата:

Діаметр грійочої камери $D_k = 1000$ мм;

Діаметр сепаратора $D_c = 1800$ мм;

Діаметр циркуляційної труби $D_{ц} = 600$ мм;

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

Довжина кип'ятильних трубок $L = 4$ м;

Кількість трубок $n = 316$.

4.5. Визначення діаметрів штуцерів

Діаметри штуцерів для підведення та відведення теплоносіїв визначаємо з рівняння витрати відповідно до формули [2]

$$d = \sqrt{\frac{4 * G}{\pi * \rho * \omega}},$$

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 грійочої пари, складе:

$$d_1 = \sqrt{\frac{4 * G_n}{\pi * \rho_n * \omega_n}} = \sqrt{\frac{0,55 * 4}{2,12 * 3,14 * 20}} = 0,128 м,$$

де: швидкість руху грійочої пари у штуцері приймаємо $\omega = 20$ м/с; густину грійочої пари $\rho = 2,12$ кг/м³, визначаємо за табл. LVII [4].

4.5.2. Діаметр штуцера для відведення конденсату грійочої пари

Швидкість руху конденсату в штуцері приймаємо $\omega = 0,5\text{ м/с}$. Густина конденсату $\rho = 926\text{ кг/м}^3$, табл. LVII [4].

$$d_2 = \sqrt{\frac{4 * G_k}{\pi * \rho_k * \omega_k}} = \sqrt{\frac{0,55 * 4}{926 * 3,14 * 0,5}} = 0,0389.$$

4.5.3. Діаметр штуцера підводу розчину на випарювання. Приймаємо швидкість руху розчину в штуцері $\omega = 0,5\text{ м/с}$.

$$d_3 = \sqrt{\frac{4 * G_{np}}{\pi * \rho_{np} * \omega_{np}}} = \sqrt{\frac{4 * 2,5}{3,14 * 1118 * 0,5}} = 0,075\text{ м}.$$

4.5.4. Діаметр штуцера для відведення упареного розчину. Приймаємо швидкість руху розчину в штуцері $\omega_{\square} = 0,5\text{ м/с}$.

$$d_4 = \sqrt{\frac{4 * (G_n - W_1)}{\pi * \rho_k * \omega_1}} = \sqrt{\frac{4 * (2,5 - 0,52)}{3,14 * 1132 * 0,5}} = 0,067\text{ м}.$$

4.5.5. Діаметр штуцера для виходу вторинної пари складе:

$$d_5 = \sqrt{\frac{4 * W_1}{\pi * \rho_{gm} * \omega_{gm}}} = \sqrt{\frac{4 * 0,52}{3,14 * 1,52 * 20}} = 0,147\text{ м}.$$

де швидкість руху вторинної пари у штуцері $\omega = 20\text{ м/с}$; густина вторинної пари $\rho = \square 1,52\text{ кг/м}^3$, визначаємо за табл. LVII [4].

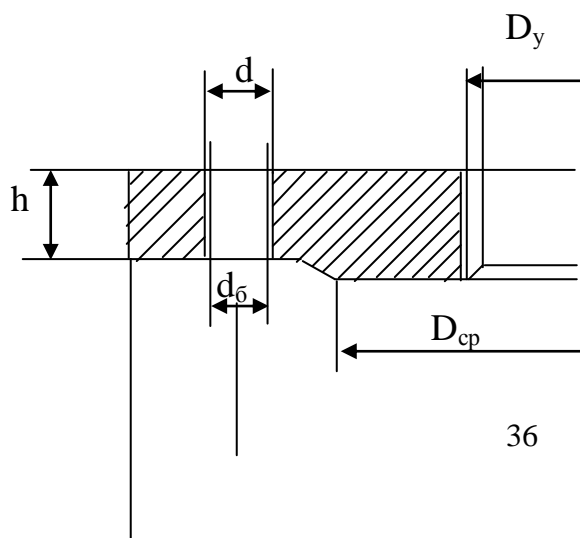
На основі визначених діаметрів вибираємо стандартні діаметри штуцерів [7].

$$d_1 = 150\text{ мм}; d_2 = 40\text{ мм}; d_3 = 80\text{ мм}; d_4 = 80\text{ мм}; d_5 = 150\text{ мм}.$$

4.6. Вибір фланців до штуцерів

За умовними діаметрами штуцерів за Держстандартом 1255-67 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.

Ескіз фланця



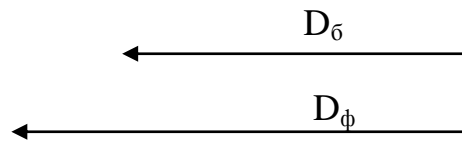


Рис. 4.1.

Таблиця 4.1.

Характеристики фланців, сталевих, плоских, приварних, зі сполучним виступом

P _y , МПа	d _y , мм	d _з , мм	D _ф , мм	D _б , мм	D ₁ , мм	Болти		Держстандарт 1255-67	
						d _б , мм	z, шт	h, мм	M, кг
0,6	80	89	185	150	128	M16	4	15	2,44
0,6	40	15	130	100	80	M12	4	13	1,21
0,6	150	159	260	225	202	M16	8	17	4.32

4.7. Вибір кришок та днищ апарата

Днище нагрівальної камери та кришку сепаратора приймаємо еліптичними, відбортованими за Держстандартом 6533 – 68 [7], з внутрішнім базовим діаметром 1000 та 1800 мм відповідно. Ескіз днища та кришки наведений на рис. 4. 2., а з'єднувальні розміри в таблиці 4.2.

Ескіз днища (кришки)

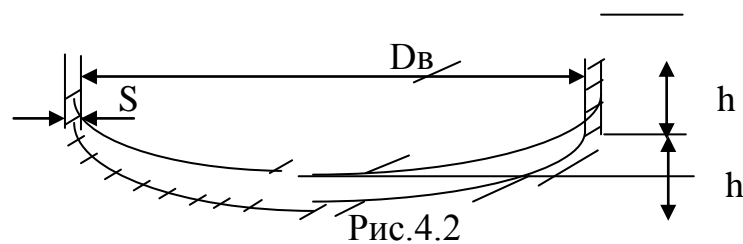


Рис.4.2

Таблиця 4.2.

Розміри, мм				F, м ²	V, м ³	Маса, кг
D _в	h _в	h	s			
1000	250	50	4	1,24	0,17	36,7
1800	450	90	6	4,02	0,992	177

Кришку нагрівальної камери та днище сепаратора приймаємо конічними, відбортованими з кутом при вершині 90⁰ за Держстандартом 12621 – 67 [7] з внутрішнім базовим діаметром 1000 та 1800 мм. Ескіз кришки та днища приведено на рис. 4.3., а з'єднувальні розміри в таблиці 4.2.

Ескіз кришки (днища)

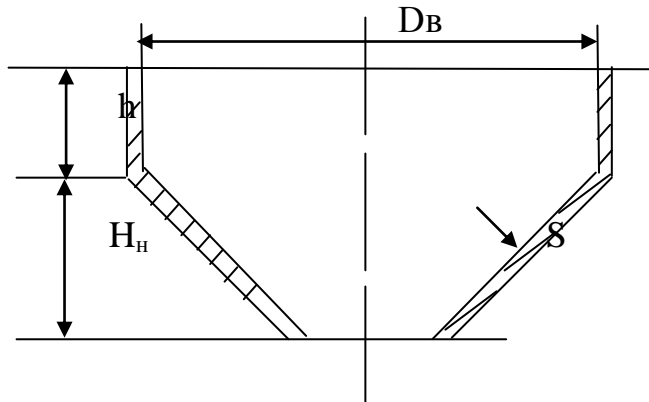


Рис.4.3.

Таблиця 4.3.

Розміри, мм				F, м ²	V, м ³	Маса, кг
D _в	h _в	h	s			
1000	50	560	4	1,44	0,217	92,3
1800	450	1008	6	4,53	1,164	283

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

$$\alpha_n(t_{cn2} - t_g) = \frac{\lambda_i}{\delta_i}(t_{cm1} - t_{cm2}) \quad [3]$$

де α_n – коефіцієнт тепловіддачі від стінки до повітря $\alpha_n = 9,3 + 0,058 \cdot t_{ст2}$;

$t_{ст2}$ – температура ізоляції з боку навколишнього повітря, для апаратів, що працюють у закритому приміщенні приймаємо 40⁰С [3];

– температуру стінки з боку апарата визначаємо як

$$t_{ст1} = t_{пари} - 2 = 142,9 - 2 = 140,9^0\text{C};$$

– температуру повітря приймаємо $t_n = 20^0\text{C}$, тоді:

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

Приймаємо як ізоляційний матеріал совеліт з теплопровідністю $\lambda_i=0,098$ Вт/м²*К табл. XXVIII [4].

$$\delta_i = \frac{\lambda_i(t_{cm1} - t_{cm2})}{\alpha_n(t_{cm2} - t_n)} = \frac{0,098(140,9 - 40)}{11,62(40 - 20)} = 0,0425 \text{ м.}$$

Приймаємо товщину ізоляції $\delta_i = 0,05$ 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:

$$\Delta P = \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{ст} + \Delta P_{вт} \quad [6];$$

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 виразу $\Delta P_{\sigma} = \frac{4 * \sigma}{d_g}$ [6];

де σ – поверхневий натяг розчину, $\sigma = 0,0609$ Нм,

d_b – внутрішній діаметр кип'ятильної трубки $d_b = 0,034$ м,

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

$$\Delta P_{ст} = \rho * g * H = 1118 * 9,81 * 4 = 43870,32 \text{ Па.}$$

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

$$\Delta P_{вт} = (\lambda \frac{L}{d} + \Sigma \xi) \frac{\rho * \omega^2}{2} \quad [6]$$

де λ – коефіцієнт гідравлічного тертя визначається в залежності від режиму руху;

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

Режим руху розчину в трубках визначаємо за критерієм Рейнольда:

$$Re = \frac{\omega_0 * d_0 * \rho}{\mu_p},$$

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

$$d_0 = 0,02 \sqrt{\frac{\sigma_s}{\rho_p * \rho_n}} \text{ м} \quad [6],$$

σ_s – поверхневий натяг води, дН/см, $\sigma_s = 72$ дН/см,

$$d_0 = 0,02 \sqrt{\frac{72}{1118 * 1,52}} = 0,0041 \text{ м.}$$

Швидкість підйому бульбашок визначаємо за формулою

$$\omega_0 = 0,7 \sqrt{\frac{d_0(\rho_p - \rho_n) * g}{\rho_p}} = 0,7 \sqrt{\frac{0,004(1118 - 1,52) * 9,81}{1118}} = 0,14 \text{ м/с} \quad [6].$$

Тоді значення критерію Рейнольдса в трубках складе:

$$\text{Re} = \frac{\omega_0 * d_0 * \rho}{\mu_p} = \frac{0,14 * 0,0041 * 1118}{0,35 * 10^{-3}} = 1837,2 ,$$

Режим руху ламінарний, отже λ визначаємо за формулою, що рекомендується для ламінарного режиму $\lambda = \frac{64}{\text{Re}} = \frac{64}{1837,2} = 0,0348$.

Сума коефіцієнтів місцевих опорів складе:

$$\Sigma \xi = \Sigma \xi_{ax} + \Sigma \xi_{вих} = 0,5 + 1,0 = 1,5$$

Тоді $\Delta P_{вт} = (0,0348 \frac{4}{0,034} + 1,5) \frac{0,14^2 * 1118}{2} = 50,08 \text{ Па.}$

Загальний гідравлічний опір складе:

$$\square\square\square\square\square \Delta P = 7,164 + 43870,32 + 50,05 = 43827,53 \text{ Па.}$$

6. МЕХАНІЧНИЙ РОЗРАХУНОК

Випарний апарат складається із двох частин: гріючої камери та сепараційного простору. Оболонка гріючої камери знаходиться під тиском гріючої пари $P_{г.п.} = 0,4$ МПа, на кришку та дно діє тиск вторинної пари $P_{вт1} = 0,286$ 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

$$S' \square = \{P_p * D_a / 2\varphi [\sigma]\} + C_k [3] \square,$$

де: P_p – розрахунковий тиск в нижній частині оболонки,

$$P_p = P_{гп1} + \rho_k * g * H = 0,4 + (926 * 8 * 4) / 106 = 0,436 \text{ МПа.}$$

де: ρ_k – густина конденсату гріючої пари при $T_{гп} = 142,9^{\circ}\text{C}$, $\rho_k = 926 \text{ кг/м}^3$ [4];

D_a – діаметр апарата, м;

H – висота оболонки, $H = 4$ м.

$[\sigma]$ – допустима напруга матеріалу оболонки; знаходимо за рис.14.1. [7] в залежності від температури; при $T_{гп} = 142,9^{\circ}\text{C}$; $[\sigma] = 140 \text{ МН/м}^2$ (для нержавіючої сталі X17);

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:

$$C = C_k + C_e + C_d:$$

C_k – добавка на корозію, або інший вид хімічної дії робочого середовища на матеріал, при відсутності таких даних проникливість приймаємо $C_k = 1$ 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 $\frac{[\sigma]}{P_p} \varphi = \frac{155 * 0,8}{0,436} = 28.$, що

дозволено.

Підставивши необхідні величини, знаходимо:

$$S' = \frac{0,436 * 1,0}{2 * 155 * 0,8} + 0,001 = 0,00275 \text{ м.}$$

Рекомендована мінімальна товщина стінки оболонки в залежності від діаметра без врахування добавки становить [7]:

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

Приймаємо: $S = S' + C_0 = 0,00275 + 0,00125 = 0,004 \text{ м} = 4 \text{ мм.}$

Допустимий тиск в оболонці:

$$P_o = \frac{2 * [\sigma] * \varphi (S - C_k)}{D + (S - C_k)} = \frac{2 * 155 * 0,8 (0,004 - 0,001)}{1,0 + (0,004 - 0,001)} = 0,741 \text{ МН},$$

що більше $P_p = 0,436 \text{ МН.}$

6.2. Розрахунок товщини стінки днища гріючої камери

Коефіцієнт ослаблення днища отвором:

$$\varphi_0 = \frac{D - d}{D} = \frac{1000 - 80}{1000} = 0,92,$$

де d – діаметр отвору штуцера виходу упареного розчину; $d = 80 \text{ мм.}$

Розрахунковий тиск на днище:

$$P_p = P_{\text{вн1}} + \rho_p * g * H = 0,286 + (1118 * 9,8 * 4) / 10^6 = 0,329 \text{ МН};$$

де ρ_p – густина розчину I корпусу, $\rho_p = 1118 \text{ кг/м}^3$.

Товщина стінки днища:

$$S' = \frac{P_p * D}{2[\sigma] * \varphi_0} + C = \frac{0,329 * 1,0}{2 * 155 * 0,92} + 0,001 = 0,00215 \text{ м.}$$
$$S = S' + C_0 = 0,00215 + 0,00185 = 0,004 \text{ м.}$$

Мінімальна товщина стінки еліптичного днища за ГОСТ 6533 – 68 складає [7] $S = 4$ мм.

6.3. Розрахунок товщини стінки сепаратора

Виконуємо в тій же послідовності, за тими ж розрахунковими формулами, що і при розрахунку товщини оболонки гріючої камери.

6.4. Розрахунок товщини стінки конічного днища сепаратора

Розрахунковий тиск на днище:

$$P_p = P_{\text{вп1}} + \rho_p * g * H' = 0,286 + (1118 * 9,8 * 3,458) * 10^{-6} = 0,323 \text{ МН};$$

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

$$H' = H_c + h_b + h = 2 + 0,45 + 1,008 = 3,458 \text{ м.}$$

Перевіримо відношення визначальних параметрів $\frac{[\sigma]}{P_p} \varphi = \frac{155 * 0,95}{0,323} = 455 > (3 \div 51)$, що дозволено.

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

$$S' = \frac{P_p * D * y}{4[\sigma] * \varphi} = \frac{0,323 * 1,0 * 1,7}{4 * 155 * 0,95} = 0,00093 \text{ м.}$$

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

Округляємо отриману товщину стінки днища до стандартної:

$$S = S' + C_k + C_0 = 0,00093 + 0,001 + 0,00207 = 0,004 \text{ м.}$$

6.5. Розрахунок трубної решітки.

Приймаємо для закріплення труб трубну решітку тип II, [7], ескіз якої показаний на рис. 6.1.

Розрахункова товщина решітки зовні [7]:

$$h' = 0,28D \sqrt{\frac{P_p}{[\sigma]}} = 0,28 * 1,0 \sqrt{\frac{0,436}{155}} = 0,0148 \text{ м.}$$

Коефіцієнт ослаблення решітки отворами для кип'ятильних трубок:

$$\varphi_0 = \frac{D - \Sigma d}{D} = \frac{1000 - 20 * 38}{1000} = 0,76.$$

де Σd – сума отворів по діаметру трубної решітки: при діаметрі труб 38x2 мм. Їх кількість $b=20$ (п.4.1.)

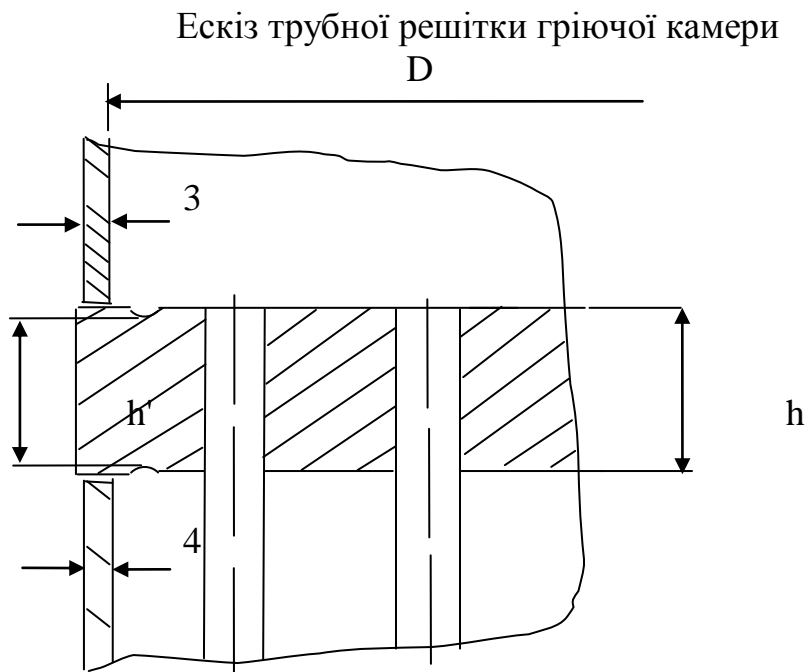


Рис.6.1.

Розрахункова висота решітки посередині:

$$h = 0,47D \sqrt{\frac{P_p}{[\sigma] * \varphi_0}} = 0,47 * 1,0 \sqrt{\frac{0,436}{155 * 0,76}} = 0,0285 \text{ м.}$$

З урахуванням добавок на корозію та округлення розміру, приймаємо:
 $h' = 0,15$ мм, $h = 30$ мм.

6.6. Вибір опор

Для вибору опор визначаємо масу апарата:

$$M_a = M_{об} + M_{ф} + M_{МТ} + M_{д} + M_{в};$$

де $M_{об}$ – маса оболонки;

$$M_{об} = 0,785(D_3^2 - D_в^2) * L * \rho_{ст} = 0,785(1,08^2 - 1,0^2) * 4 * 7850 = 4101 \text{ кг};$$

$M_{ф}$ – маса фланців; $M_{ф} = 2,44 * 2 + 1,21 + 4,32 * 2 + 70,8 * 4 = 398 \text{ кг};$

$M_{тр}$ – маса кип'ятильних трубок;

$$M_{тр} = 0,785(d_3 - d_в) * L * n * \rho_{ст} = 0,785(0,0382 - 0,0342) * 4 * 316 * 7850 = 2212 \text{ кг};$$

$M_{д}$ – маса днищ; $M_{д} = 45,3 * 2 = 90,6 \text{ кг};$

$M_{в}$ – маса води при гідравлічних випробуваннях;

$$M_{в} = 0,785 D^2 * L * \rho_{в} = 0,785 * 1^2 * 4 * 1000 = 3140 \text{ кг}.$$

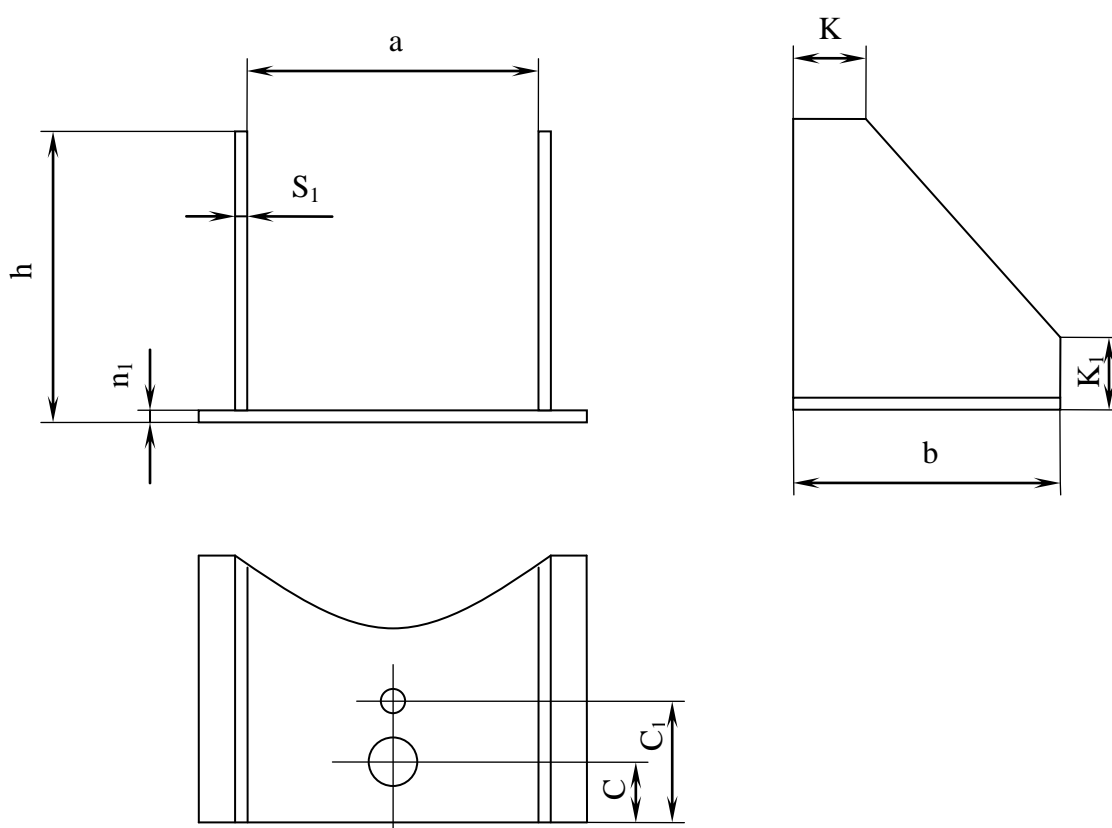


Рис.6.2.

Таблиця 6.1.

Основні розміри опори випарного апарата

$Q, \text{кН}$	$a, \text{мм}$	$a_1, \text{мм}$	$b, \text{мм}$	$c, \text{мм}$	$c_1, \text{мм}$	$h, \text{мм}$	$h_1, \text{мм}$	$S_1, \text{мм}$	$K, \text{мм}$	$K_1, \text{мм}$	$d, \text{мм}$	$d_в, \text{мм}$

25,0	125	155	155	45	90	270	16	8	25	40	M16	24
------	-----	-----	-----	----	----	-----	----	---	----	----	-----	----

Маса апарата складе:

$$M_a = 4101 + 298 + 2212 + 90,6 = 3140 = 9841,6 \text{ кг.}$$

Вага апарата складе:

$$G_a = M_a * g = 9841,6 * 9,81 = 96546,1 \text{ Н.}$$

Вибираємо 4 опори, тоді навантаження на одну опору дорівнює:

$$G' = G_a/n = 96546,1/4 = 21136,5 \text{ Н.}$$

Вибираємо опору по ОСТ 26 – 665 – 79 [7], з допустимим навантаженням $Q = 2500 \text{ Н.}$

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Краткая химическая энциклопедия, т. II "Советская Энциклопедия". – М. – 1964. – 746 с.
2. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 783 с.
3. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
4. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
5. Иоффе И.А. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1991. – 345 с.
6. Зайцев И.Д., Асеев Т.Г. Физико-химические свойства бинарных и многокомпонентных неорганических веществ. – М.: Химия, 1988. – 416 с.
7. Лазинский А.А. Конструирование сварных химических аппаратов. Справочник. – Л.: Машиностроение, 1981. – 381 с.
8. Чернобыльский И.М. Випарні установки "Вища школа". – Київ, 1970. – 244 с.
9. 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.

ЗМІСТ

1. ВСТУП.....	7
2. ЗАГАЛЬНА ЧАСТИНА.....	8
2.1. Вибір способу концентрування.....	8
2.2. Теоретичні основи процесу.....	9
2.3. Вибір схеми установки і конструкції апарата.....	11
2.4. Принципова схема трикорпусної випарної установки і принцип роботи.....	14
2.5. Вибір конструкційного матеріалу.....	14
3. ТЕХНОЛОГІЧНИЙ РОЗРАХУНОК.....	15
3.1. Визначення загальної кількості випареного розчинника.....	15
3.2. Попередній розподіл випареного розчинника по корпусах.....	15
3.3. Визначення концентрацій упареного розчину по корпусах.....	15
3.4. Визначення температур кипіння розчинів по корпусах.....	16
3.5. Визначення корисної різниці температур в установці.....	19
3.6. Визначення теплових навантажень апаратів і витрат гріючої пари у корпусах	20
3.7. Визначення коефіцієнтів теплопередачі в корпусах.....	21
3.8. Розподіл корисної різниці температур по корпусах.....	27
3.9. Визначення поверхні теплопередачі в корпусах.....	28
3.10. Визначення витрати гріючої пари у підігрівачу вихідної суміші.....	28
3.11. Визначення витрати охолоджуючої води в барометричному конденсаторі.....	28
4. КОНСТРУКТИВНИЙ РОЗРАХУНОК ВИПАРНОГО АПАРАТА.....	30
4.1. Визначення кількості кип'ятильних труб у випарному апараті.....	30
4.2. Визначення діаметра нагрівальної камери випарного апарата.....	30
4.3. Визначення діаметра сепараційного простору.....	30
4.4. Визначення діаметра циркуляційної труби.....	32
4.5. Визначення діаметрів штуцерів.....	32
4.6. Вибір фланців до штуцерів.....	33
4.7. Вибір кришок та днищ апарата.....	34
4.8. Визначення товщини ізоляції.....	35
5. ГІДРАВЛІЧНИЙ РОЗРАХУНОК.....	36
6. МЕХАНІЧНИЙ РОЗРАХУНОК.....	38
6.1. Визначення товщини стінки оболонки гріючої камери.....	38
6.2. Розрахунок товщини стінки днища гріючої камери.....	39

6.3. Розрахунок товщини стінки сепаратора.....	40
6.4. Розрахунок товщини стінки конічного днища сепаратора.....	40
6.5. Розрахунок трубної решітки.....	40
6.6. Вибір опор.....	41
7. СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ	44