

ЗАТВЕРДЖУЮ
Зав. кафедри

підпис, дата

Кваліфікаційна робота магістра

зі спеціальності 133 "Галузеве машинобудування"
освітня програма "Обладнання хімічних виробництв
і підприємств будівельних матеріалів"

Тема роботи: Брагоректифікаційна установка непрямої дії у
виробництві етанолу. Розробити та модернізувати
епюраційну колону

Виконала:

студентка групи ХМ.мз-21с

Голодна Владислава Сергіївна

підпис

Залікова книжка

№ 22320083

Кваліфікаційна робота магістра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20__ р.

Підпис голови

(заступника голови) комісії

Керівник:

канд. техн. наук, доцент

Острога Руслан Олексійович

підпис, дата

ЗМІСТ

Вступ	3
Розділ 1. Огляд літературних джерел щодо сучасного стану спиртової промисловості	4
Розділ 2. Технологічна частина	13
2.1 Опис технологічної схеми брагоректифікаційної установки непрямої дії у виробництві етанолу	13
2.2 Теоретичні основи ректифікаційних процесів	17
2.3 Пристрій і принцип дії запроєктованого апарату	25
2.4 Технологічні розрахунки	29
2.5 Конструктивні розрахунки	47
2.6 Гідравлічний опір колони	54
2.7 Вибір допоміжного обладнання	58
Розділ 3. Проектно-конструкторська частина	61
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	61
3.2 Розрахунки апарата на міцність, стійкість та герметичність	63
Розділ 4. Будівельно-монтажна частина	66
4.1 Обґрунтування компонування обладнання установки	66
4.2 Монтаж та ремонт тарілчастої ректифікаційної колони	69
Розділ 5. Інформаційне та апаратурне забезпечення автоматизованого керування	74
5.1 Вибір і обґрунтування параметрів контролю і регулювання	74
5.2 Вибір і обґрунтування технічних засобів автоматизації	76
Розділ 6. Охорона праці та довкілля. Аналіз небезпечних та шкідливих факторів виробництва	80
Висновки	83
Список літератури	84
ДОДАТКИ	

Вступ

Розвиток спиртового виробництва в Україні – це дуже складний процес, який був під впливом багатьох факторів, включаючи політичні, економічні та соціокультурні зміни. За останні кілька років Україна виробляла значний обсяг спирту. Наприклад, в 2019 році виробництво спирту складало близько 4,7 мільйонів декалітрів чистого спирту (ДЦС), що є одним із найбільших показників серед країн Європи [1].

Україна має значну кількість спиртових заводів та підприємств, які займаються виробництвом спирту. Це включає великі державні підприємства і приватні компанії. До того ж Україна експортує спирт на зовнішні ринки, зокрема до країн Європейського Союзу та інших країн. Це створює можливість для міжнародної торгівлі та залучення інвестицій.

Основними сировинними матеріалами для виробництва спирту в Україні є цукрові буряки, зерно та картопля. Ці рослини використовуються для отримання спирту різних типів. Слід зазначити, що наша держава має законодавство, яке регулює виробництво та обіг спирту. Зміни в законодавстві можуть впливати на діяльність спиртового виробництва в країні.

Україна спостерігає тенденцію до розвитку виробництва органічного та екологічно чистого спирту, що відповідає сучасним вимогам споживачів. Спиртове виробництво може мати вплив на навколишнє середовище через використання води та викиди в атмосферу. Тому екологічні аспекти стають все важливішими. Деякі виробництва спирту в Україні модернізуються за допомогою інвестицій для покращення якості та продуктивності [2].

Розвиток спиртового виробництва в Україні є динамічним і впливає на економіку та соціальний розвиток країни. Слід зауважити, що ця інформація може змінюватися з часом, і для більш точного аналізу рекомендується використовувати офіційні статистичні дані та джерела.

Даний кваліфікаційний проєкт представляє собою роботу з елементами науково-практичної інновації та є результатом самостійної праці, виконаної у відповідності до методичних вказівок [3].

Розділ 1

Огляд літературних джерел щодо сучасного стану спиртової промисловості [1, 2, 4, 5]

Опрацювання джерел, що стосуються загальних обсягів виробництва спирту в різних країнах та регіонах, динаміки зростання або спаду виробництва, а також основних трендів на ринку, є важливою частиною огляду сучасного стану спиртової промисловості. Для цього можна використовувати офіційні статистичні дані, звіти міжнародних організацій, та дослідницькі роботи.

Розглянемо декілька кроків, які можна виконати при опрацюванні цих джерел:

1. Збір даних. Зібрати інформацію про обсяги виробництва спирту в різних країнах і регіонах. Для цього можна використовувати дані національних статистичних служб, міжнародних торгових організацій, індустріальних асоціацій та інших джерел.

2. Аналіз динаміки. Вивчити історичну динаміку виробництва спирту в різних періодах. Це дозволить виявити тенденції зростання або спаду виробництва та їхні причини.

3. Порівняння країн і регіонів. Порівняти обсяги виробництва спирту між різними країнами і регіонами. Визначити лідерів у виробництві та споживанні спирту.

4. Аналіз факторів впливу. Вивчити фактори, які впливають на обсяги виробництва спирту, такі як попит, ціни на сировинні матеріали, законодавство, економічні умови тощо.

5. Визначення основних виробників. Визначити основні компанії та підприємства, які здійснюють виробництво спирту у цих регіонах. Дослідити їхню роль на ринку та стратегії розвитку.

6. Прогнози та тренди. Вивчити прогнози розвитку спиртової промисловості і ідентифікувати ключові тренди, які можуть вплинути на цей сектор у майбутньому.

7. Визначення викликів та можливостей. Визначити основні виклики і можливості для спиртової промисловості, такі як регуляторні зміни, попит на органічний спирт, сталеве виробництво тощо.

Провівши такий аналіз можна буде мати більш глибоке розуміння сучасного стану спиртової промисловості та можна визначити можливі напрямки подальших досліджень або бізнес-розвитку в цій галузі.

В останні роки в індустрії спиртовиробництва спостерігається зростаюча популярність застосування брагоректифікаційних установок з боковим відводом двох видів ректифікованого спирту та видаленням домішок у процесі епюрації. Цей підхід призводить до численних переваг, які варто відзначити.

Підвищення якості готового продукту. Завдяки новим технологіям, можливо досягти вищого стандарту якості спиртового продукту. Це особливо важливо для виробників, орієнтованих на конкурентоспроможний ринок.

Збільшення виходу продукту. Використання брагоректифікаційних установок сприяє оптимізації виробничого процесу, що може призвести до збільшення кількості ректифікованого спирту, виготовленого з одного об'єму сировини.

Зниження витрати пари на перегонку бражки і ректифікацію спирту. Модернізація процесу дозволяє зменшити витрати енергії, зокрема пари, яка використовується для перегонки бражки та ректифікації спирту. Це важливо з точки зору оптимізації виробництва.

Підвищення продуктивності праці. Оптимізація процесу виробництва сприяє підвищенню продуктивності працівників і дозволяє забезпечити більш ефективне використання робочого часу.

У сфері спиртовиробництва широко визнані брагоректифікаційні установки як стандарт, які використовують послідовне переміщення рідинного потоку через різні колони з наступними операціями:

1. Перегонка бражки та отримання сирцю спирту в бражній колоні. Цей етап включає в себе процес перегонки бражки та відокремлення спирту-сирцю, що є важливим початковим кроком у виробництві спирту.

2. Епюрація сирцю спирту, його концентрування та виділення головних домішок у епюраційній колоні. Епюрація спирту-сирцю, його концентрація та видалення головних домішок сприяє покращенню якості та чистоти готового спирту.

3. Зміцнення та пастеризація спирту в ректифікаційній колоні. Ректифікація дозволяє підвищити ступінь очищення та зміцнення спирту.

4. Видалення компонентів сивушного масла з зони їхнього концентрування в колоні остаточного очищення. Цей крок допомагає забезпечити чистоту та якість готового спирту.

Застосування таких сучасних технологій вдосконалює виробничий процес і сприяє покращенню якості та ефективності виробництва спирту.

Перспективи розвитку виробництва етанолу визначаються різними факторами, включаючи зміни в попиті, технологічний прогрес і сталий розвиток. Ось деякі ключові перспективи розвитку виробництва етанолу:

1. Заміна бензину. Однією з основних перспектив є використання етанолу як біопалива для автомобілів. Багато країн розглядають можливість заміни бензину на біопаливо на основі етанолу для зменшення викидів вуглецю та зменшення залежності від нафти.

2. Розвиток виробництва з використанням вторинної сировини. Для підтримки сталого виробництва етанолу досліджується використання вторинних сировин, таких як сільськогосподарські відходи, стебла рослин, лісові залишки тощо, що знижує вплив на земельні ресурси і підвищує ефективність виробництва.

3. Альтернативні джерела енергії. Етанол також може бути вироблений з альтернативних джерел енергії, таких як водорості або відходи переробки їжі. Це може допомогти розв'язати проблеми енергетичного попиту та сталий розвиток.

4. Технологічний прогрес. Постійні технологічні вдосконалення у виробництві етанолу дозволяють знижувати витрати та підвищувати виходи, що робить процес більш конкурентноздатним.

5. Глобальний попит на біопаливо. Попит на біопаливо, включаючи етанол, може зростати у зв'язку зі зростанням світової нафтової ціни та підвищеною увагою до зниження викидів CO₂.

6. Законодавство та регулювання. Зміни в законодавстві та регулюванні, спрямовані на підтримку біопалив і використання етанолу, можуть стимулювати ринок та сприяти розвитку виробництва.

7. Ринкова конкуренція. Змагання на ринку біопалива може сприяти розвитку більш ефективних технологій та підвищенню якості продукту.

8. Екологічні переваги. Використання етанолу може допомогти зменшити викиди парникових газів і покращити якість повітря, що робить його привабливим для застосування у зелених технологіях.

Усі ці фактори спільно визначають перспективи розвитку виробництва етанолу і вказують на значущі можливості для цієї галузі в майбутньому.

Технологія ректифікації з відбором двох видів ректифікованого спирту передбачає додаткове очищення ректифікованого спирту вищої чистоти та спирту Екстра. Цей метод відрізняється від класичної схеми брагоректифікаційних установок, де ректифікований спирт виділяється лише одним видом продукту, таким як спирт вищої чистоти або спирт Екстра. У даному випадку використовується можливість одночасного виділення двох видів ректифікованого спирту: спирту вищої чистоти поліпшеної якості або спирту Екстра, що відповідають вимогам, та спирту вищої чистоти.

Сам процес ректифікації може бути реалізований за двома способами:

1. Через розширення ректифікаційної колони додатковими тарілками (за умови, що висота будівлі дозволяє);
2. Через використання колони остаточного очищення в режимі повторної ректифікації спирту.

У першому варіанті ректифікаційної колони повинно бути від 79 до 82 тарілок. Спирт вищої чистоти виділяється з 8-ї або 10-ї тарілки, а спирт Екстра – з 14-ї або 16-ї (починаючи зверху). Спирт обох видів через різні комунікації подається на холодильники спирту, а потім через ротаметри, спиртові ліхтарі і контрольні снаряди спрямовуються у відповідні збірники спирту вищої чистоти та спирту Екстра.

У другому варіанті спирт з 8-ї або 10-ї (зверху) тарілки ректифікаційної колони направляється через ротаметр на 2-у або 4-у (знизу) тарілку колони остаточного очищення, яка працює в режимі повторної ректифікації спирту. Спирт вищої чистоти та спирт Екстра з колони остаточного очищення виділяються відповідно з 8-10 та 14-16 тарілок (починаючи зверху), у співвідношенні (30-40) : (60-70) %. Відібрані сорти ректифікованого спирту через відокремлені комунікації подаються на холодильники спирту та далі через ротаметри і спиртові ліхтарі направляються на контрольні снаряди і в спиртоприймальні відділення відповідних збірників спирту.

Особливість брагоректифікаційної установки побічно-прямоточної дії полягає в процесі епюрації бражки та обігріву ректифікаційної колони за допомогою епюрованих водно-спиртових парів, які утворюються в бражній колоні. Процес епюрації бражки відомий як технологічний метод брагоректифікації та базується на виділенні домішок, що супроводжують етанол, безпосередньо з бражки, яка є розчином слабких водно-спиртових парів. У цих парах домішки мають вищу летючість порівняно з етанолом.

Під час виділення з бражної колони 60-80% спирту, що міститься в початковій бражці, у бражний дистилят переходять майже всі домішки, за винятком метанолу. Це дає можливість використовувати 20-40% етанолу у вигляді епюрованих водно-спиртових парів для нагрівання епюраційної колони. Паровий потік, який подається в епюраційну колону, використовується для нагрівання не лише спирту, який міститься в початковій бражці, а також спирту, який надходить в колону з бражним дистилятом. Це призводить до того, що витрата пари на процес епюрації за схемою побічно-прямоточної дії перевищує витрату пари за схемою побічної дії від 1,2 до 1,6 разів. Такий пі-

дхід сприяє отриманню епюрату вищої якості та, відповідно, ректифікованого спирту вищої якості.

Перехід від схеми брагоректифікації непрямой дії до схеми брагоректифікації побічно-прямоточної дії може бути здійснений на будь-якому спиртовому заводі з мінімальними капітальними витратами. Для цього бражну колону необхідно обладнати циліндричною або конічною обичайкою з патрубком для відведення епюрованих водно-спиртових парів та трьома 4-5-тарільчастими царгами, з яких дві призначені для епюрації бражки, а одна (верхня) для уловлювання частинок бражки для запобігання їх винесенню.

Для контролю за обсягом спирту, який надходить до підігрівача бражки через паровий потік, на трубопроводі водно-спиртових парів перед підігрівачем бражки і піноловушкою встановлюють дві шиберні засувки. Одна з них, що розташована на трубопроводі епюрованих водно-спиртових парів, повинна бути в робочому процесі відкритою повністю, а інша, розташована перед підігрівачем бражки, повинна бути відкритою на 8-10 оборотів.

У випадку установок з продуктивністю 3000 і 6000 дал/добу, які мають 25 тарілок, для епюрації бражки використовуються наявні тарілки колони, і колону дооснащують лише піноловушкою і конічною обичайкою з патрубком для відводу епюрованих парів.

Під час встановлення царг для епюрації бражки, необхідно позиціонувати зливні стакани нижньої царги так, щоб вони опускалися на вищину нижче обичайки, і ці стакани повинні занурюватися в рідку фазу верхньої тарілки виварної частини бражної колони. У процесі обігріву епюраційної колони епюрованими водно-спиртовими парів з бражної колони, не використовується гостра пара, а саме гаряча пара не подається до епюраційної колони.

Робочий процес установки працює таким чином: спочатку бражка нагрівається в підігрівачі водно-спиртовими парами, які надходять з бражної колони, до температури близько 70-75°C. Потім бражка проходить через сепаратор, де відокремлюється від діоксиду вуглецю, і потрапляє на верхню тарілку епюраційної частини бражної колони. Водно-спиртові пари, які утворюються під час епюрації бражки і містять домішки етилового спирту, послідо-

вно проходять через бражні і водяні секції підігрівача бражки і конденсатор бражної колони. Тут вони конденсуються і разом з дистиллятом із конденсатора CO₂ направляються на тарілку живлення епюраційної колони.

Далі, бражка, позбавлена основної частини спирту і домішок, переходить в виварну частину бражної колони, де з неї повністю вилучається спирт на тарілках. Епюровані водно-спиртові пари з циліндричної обичайки, що розташована над верхньою тарілкою виварної частини бражної колони, подаються в виварну камеру епюраційної колони через піноловушку. Відведення барди відбувається за допомогою бардорегулятора.

Спиртові пари з епюраційної колони, які містять головні домішки, пройшовши через дефлегматор і конденсатор, повертаються на верхню тарілку колони. Відбір головної фракції проводиться з конденсатора. Очищення спирту від метанолу, що вводиться в епюраційну колону разом із епюрованими водно-спиртовими парів, відбувається в ректифікаційній колоні, яка має розширену зону пастеризації. Відбір ректифікованого спирту проводиться з 14-16-ї (рахуючи зверху) тарілок колони. В інших аспектах робота ректифікаційної колони та установки аналогічна роботі брагоректифікаційної установки зі схемою непрямої дії.

Перспективи розвитку спиртової галузі харчової промисловості

Виготовлення спирту із сільськогосподарської сировини має велике значення для сільськогосподарських підприємств, оскільки це дозволяє покращити комплексну переробку сировини в кінцевий продукт і корми. Слід також враховувати раціональне використання робочої сили, оскільки в зимовий період спостерігається пік переробки, а влітку – пік виробництва сільськогосподарської продукції.

У зв'язку із цим, є необхідність впровадження передових технологічних процесів на існуючих підприємствах, щоб забезпечити високий технічний рівень у виробництві спирту. Також важливо створювати нові технологічні процеси і підприємства.

У майбутньому можна виділити кілька напрямків розвитку:

- впровадження передових методів приймання, зберігання та переробки сировини до виробництва, що дозволить впроваджувати нові технологічні процеси та зменшить втрати сировини під час зберігання;
- введення безперервних та напівбезперервних схем розварювання крохмалистої сировини на підприємствах різної потужності;
- використання ферментних препаратів та вакуумного охолодження для очищення розвареної маси та вирощування солоду;
- використання більш прогресивних культур дріжджів та сучасних схем зброджування;
- впровадження брагоректифікаційних установок на підприємствах великої потужності та інших ректифікаційних апаратів на менших підприємствах;
- розвиток енергетичного сектору та будівництво споруд для зберігання вуглекислоти;
- очищення відходів та зменшення негативного впливу на навколишнє середовище;
- виробництво лікєро-горілочаних виробів та плодово-ягідних вин.

Впровадження цих заходів допоможе зменшити втрати, підвищити виходи спирту, економію енергоресурсів та робочої сили, а також зменшити негативний вплив на довкілля та підвищити технічний рівень виробництва.

Новизна проєктної розробки (модернізація)

Процес ректифікації спрямований на розділення рідких змішаних компонентів на практично чисті складові або фракції, які відрізняються за температурою кипіння. Для поділу складних змішаних композицій використовуються послідовно робочі ректифікаційні колони. Залежно від їх внутрішньої структури, існують кілька типів ректифікаційних апаратів, таких як тарілчасті, насадкові та з обертовими компонентами (роторні).

Головною вимогою до розробки та конструкції контактних пристроїв у ректифікаційних апаратах є постійне оновлення поверхні, яка взаємодіє між фазами. Важливо, щоб інтенсивність цього оновлення була максимальною. Існують різні способи виконання цієї вимоги в різних типах контактних пристроїв, але вони спрямовані на збільшення відносної швидкості контакту між фазами. Захист від піноутворення та бризкоутворення є важливою проблемою при збільшенні швидкості контакту, і її складно вирішити.

Вибір типу контактних пристроїв визначається рядом факторів, включаючи умови рівноваги фаз, фізичні характеристики подільних систем, продуктивність установки, ступінь очищення продукту, енерговитрати, вартість та спеціальні вимоги підприємства.

Після аналізу вищезазначених факторів, робимо висновок, що використання клапанних тарілок не завжди є доцільним в даному виробництві. Оскільки процес відбувається в стабільних умовах за продуктивності $2,5 \text{ м}^3/\text{год.}$, то використання клапанних тарілок не є оптимальним рішенням.

Дослідження та експерименти показали, що тарілки з S-подібних елементів є більш перспективними контактними пристроями. Вони забезпечують високу ефективність в широкому діапазоні навантажень і є стійкими до різних умов роботи. Такі тарілки мають велику продуктивність, вищу здатність утримувати продукт і є простими у виготовленні. Така модернізація може бути ефективною з економічної точки зору, зменшуючи витрати на матеріали та поліпшуючи продуктивність.

Розділ 2

Технологічна частина

2.1 Опис технологічної схеми брагоректифікаційної установки непрямої дії у виробництві етанолу

У сфері спиртовиробництва України ректифікований спирт виробляють виключно із бражки, цей метод вважається більш економічно доцільним. Процес виготовлення ректифікованого спирту безпосередньо з бражки виконується на безперервно діючих брагоректифікаційних установках (БРУ), які призначені для виділення спирту з бражки і очищення його від летких домішок.

Ці брагоректифікаційні установки розділяються на три основні категорії: установки непрямої дії, установки прямої дії та напівпрямої дії. Основу цих установок становлять три ректифікаційні колони: бражна, епюраційна і спиртова (рис. 2.1).

Бражна колона використовується для виокремлення спирту із бражки, а саме, для розділення легкої складової бражки від нелеткої. У будь-якому виді колони основним елементом є вертикальний корпус циліндричної форми з сферичною кришкою та дном. Корпус може бути виготовлений зварним або складається з окремих царг, за умови, що тиск в апараті не перевищує 1,6 МПа. Зазвичай у виробництві спирту використовуються колони з царговою конструкцією. Діаметр такої колони може бути від 400 до 4000 мм. Середині корпусу розташовані тарілки, і їх кількість і відстань між ними визначають висоту колони. При ректифікації рідини, яка не піниться, рекомендована мінімальна відстань між тарілками складає від 170 до 200 мм. Зі збільшенням діаметра колони відстань між тарілками також збільшується.

Бражна колона зазвичай має від 18 до 22 одноковпачкових тарілок, які придатні для ректифікації бражки і інших рідин з суспендованими твердими частинками.

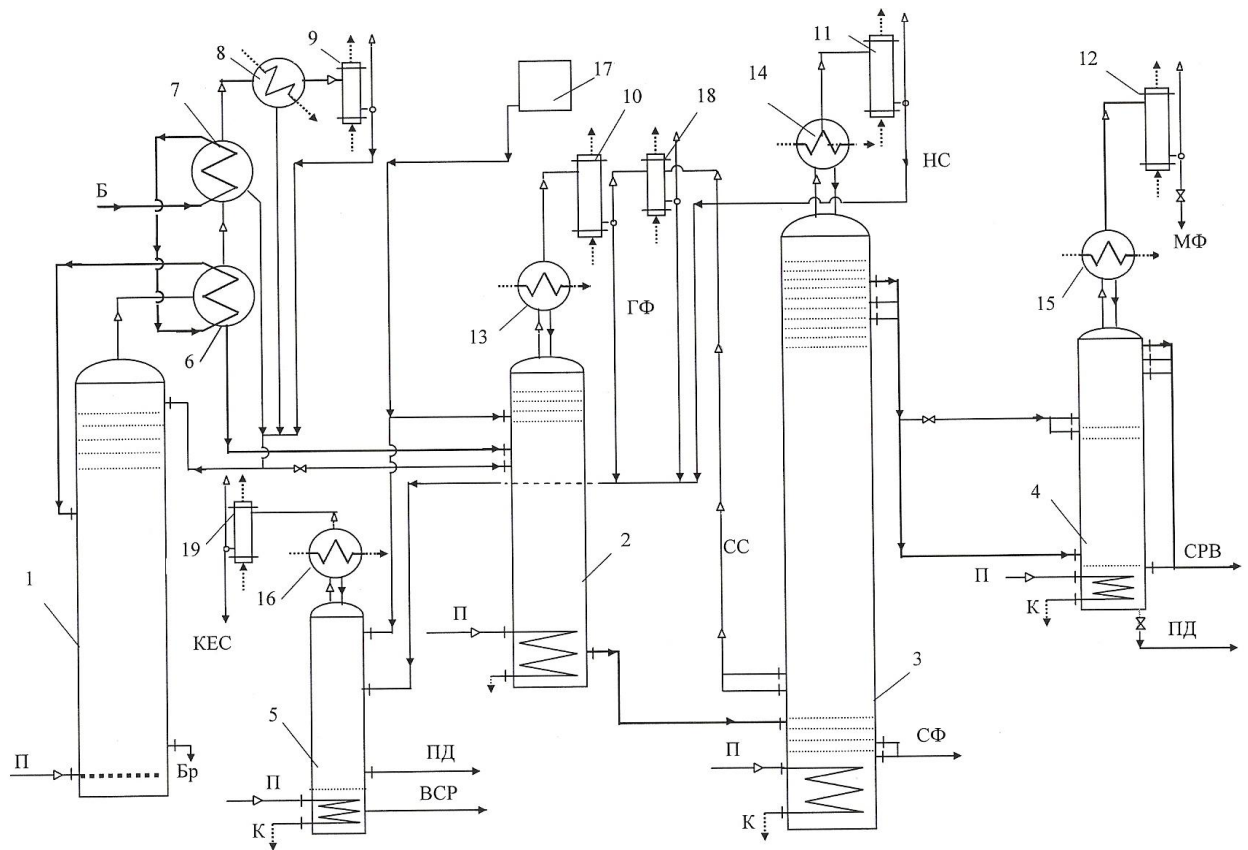


Рисунок 2.1 – Брагоректифікаційна установка для отримання ректифікованого спирту підвищеної якості: 1 – бражна колона; 2 – епіюраційна колона; 3 – спиртова колона; 4 – колона кінцевої очистки; 5 – колона концентрування домішок; 6, 7 – бражний підігрівач; 8 – водяна секція бражного підігрівача; 9, 10, 11, 12, 19 – конденсатори; 13, 14, 15, 16 – дефлегматори; 17 – збірник води; 18 – конденсатор сивушного спирту

У великих брагоректифікаційних установках (з щоденною продуктивністю понад 3000 дал/добу) частіше використовують сітчасті тарілки. Сітчаста тарілка складається з перфорованого металевого диска з отворами діаметром від 2 до 12 мм, розміщеними на площині тарілки в вершинах рівносторонніх трикутників. Тарілки розташовуються горизонтально всередині колони. Сітчасті тарілки мають більший поперечний переріз (площину отворів), ніж ковпачкові, що призводить до 30-40% більшої продуктивності за один цикл.

Останнім часом також використовуються решітчасті тарілки типу провал. Ці конструкції прості, мають вищу пропускну здатність по рідині, ніж сітчасті, але їхній діапазон стабільної роботи дещо вужчий.

Після конденсації водно-спиртових парів у бражному підігрівачу та конденсаторі отримується бражний дистилят або спирт-сирець із вмістом спирту від 35% до 55% об'єму, який містить усі леткі домішки спирту, що були у зрілій бражці. З нижньої частини колони виводиться залишок, який не містить спирту із вмістом сухих речовин від 3% до 10%. Цей залишок включає всі сухі речовини бражки і залишкову воду. Вміст спирту у залишку не перевищує 0,015% об'єму.

Головна функція епюраційної колони полягає в тому, щоб відділити основні домішки від суміші спирту, зосередити їх та вивести з колони, і, якщо можливо, також виділити верхні і проміжні домішки.

Епюраційна колона повинна мати наступне обладнання: верхній і нижній вакуум-переривачі, термометр у кубовій частині колони, термометр на виході холодної води з дефлегматора епюраційної колони, кран для відбору проби епюрату, а також обов'язкові компоненти, такі як конденсатор, дефлегматор, холодильник для охолодження етилового спирту головної фракції та інших продуктів. Крім цього, вона включає оглядові ліхтарі, насоси та інше обладнання, яке було згадано раніше. Кількість тарілок в епюраційній колоні, незалежно від її продуктивності, зазвичай становить від 39 до 41 багатоковпачкових або клапанних тарілок з міжтарілковою відстанню 170 мм. Подача живлення відбувається на 20-у, 27-у або 36-у тарілку, рахуючи знизу.

Після конденсації парів із конденсатора виводиться етиловий спирт головної фракції міцністю не менше 92% об'єму, із підвищеним вмістом кислоти до 1 г/дм³, естерів до 30 г/дм³, альдегідів в діапазоні від 10 до 35 г/дм³ та метанолу від 0,05% до 6%.

З нижньої частини колони, як живлення для спиртової колони, виводиться епюрат міцністю від 35% до 45% об'єму, який позбавлений головних домішок.

Ректифікаційна колона, відома як спиртова колона, призначена для видалення спирту з епурату, його концентрації та очищення від хвостових, проміжних і залишкових головних домішок.

Спиртова колона має обов'язково бути обладнана дефлегматорами та конденсатором, де конденсується весь паровий потік. Також у неї входять пробний холодильник, термометри в кубі колони, в зоні відбору сивушної фракції (8-ма тарілка, рахуючи знизу), на тарілці вводу живлення (16-та тарілка, рахуючи знизу), термометр для визначення температури води, що виходить з дефлегматора спиртової колони, верхнім і нижнім вакуум-переривачами, оглядовими ліхтарями та насосами.

Відмінно від інших колон, ректифікаційна колона має окремий відокремлювач для сивушного масла. Сивушне масло видаляється з спиртової колони разом з водою та етиловим спиртом з 5-11 тарілок (нижні проміжні домішки), рахуючи знизу, та виглядає як сивушний спирт на 18-23 тарілці (верхні проміжні домішки). Для відокремлення сивушного масла та його очищення використовується масловідокремлювач, який має форму циліндричної мідної посудини. Сивушна рідина поступає з холодильника через штуцер в ліхтар, потім з нього в масловідокремлювач. Вода також потрапляє в трубу, де змішується з сивушною рідиною, утворюючи емульсію. У масловідокремлювачі відбувається розшарування емульсії. Легке масло піднімається вгору і відводиться по трубі. Нижній водно-спиртовий шар відводиться в колону.

Спиртова колона має 71-74 клапальні тарілки (або тарілки з S-подібних елементів). Подача живлення відбувається на 16-у тарілку знизу колони.

Для збільшення виходу спирту, покращення його якості, забезпечення стабільного режиму ректифікації, ректифікаційні установки можуть бути доповнені додатковими колонами: сивушною, розгінною, остаточної очистки.

2.2 Теоретичні основи ректифікаційних процесів [6–8]

Ректифікація – це процес виділення і очищення компонентів зі суміші рідин шляхом повторних перегонів або дистиляцій. Цей процес важливий в багатьох галузях промисловості, включаючи хімічну, нафтопереробну, алкогольну, харчову і фармацевтичну промисловість.

Теоретичні основи ректифікаційних процесів включають такі ключові аспекти:

1. Рівновага між фазами. Ректифікація ґрунтується на рівновазі між рідинною і газовою фазами компонентів суміші. Ця рівновага визначається фізичними і хімічними властивостями компонентів і температурою.

2. Дистиляційна колона. Основним обладнанням для проведення ректифікації є дистиляційна колона. Колона складається з послідовно розташованих тарілок або заповнювачів, через які проходять гази і рідина. Процес ректифікації полягає в повторному перегоні суміші через цю колонку з метою відокремлення компонентів.

3. Фракційна конденсація. Під час проходження газової фази через дистиляційну колону, пари компонентів піддаються конденсації на холодних поверхнях. Це призводить до утворення рідини, яка потім може знову випаруватися та проходити крізь колону. Цей процес дозволяє відокремити компоненти залежно від їх кипіння.

4. Теплова і рідинна рівновага. Правильне регулювання тепла і рідинної рівноваги в дистиляційній колоні важливо для досягнення бажаних результатів ректифікації. Це включає в себе контроль температури, тисків і рівнів рідини на тарілках або в заповнювачах.

5. Вибір режиму ректифікації. Ректифікаційні процеси можуть бути проведені в різних режимах, таких як континуальний або пакетний. Вибір оптимального режиму залежить від конкретної ситуації і цілей процесу.

6. Розрахунки та моделювання. Ректифікаційні процеси можуть бути обчислені та спроектовані за допомогою різних математичних моделей і розрахунків, таких як рівняння Гіббса-Гельмгольца і рівняння Реала.

Загальна мета ректифікації полягає в тому, щоб відокремити компоненти суміші і забезпечити високу чистоту продукту. Теоретичні основи ректифікації допомагають визначити оптимальні умови і режими для досягнення цієї мети.

Звісно, основні формули, пов'язані з ректифікаційними процесами, включають закони Рауля і Дальтона, які описують поведінку газової фази, а також рівняння Гіббса-Гельмгольца та рівняння Реала, які використовуються для моделювання і розрахунків в ректифікаційних системах.

Закон Рауля описує паровий тиск окремого компонента в ідеальній розчинній системі при певній температурі:

$$P_i = x_i * P_i^0,$$

де P_i – паровий тиск компонента;

x_i – його мольна частка у рідині;

P_i^0 – паровий тиск чистого компонента.

Закон Дальтона вказує на загальний паровий тиск для ідеальної суміші:

$$P = \sum_i x_i * P_i^0,$$

де P – загальний паровий тиск суміші;

x_i – мольна частка компонента i ;

P_i^0 – паровий тиск чистого компонента i .

Рівняння Гіббса-Гельмгольца. Це рівняння допомагає визначити рівноважні термодинамічні властивості рідинно-газової суміші, такі як віднос-

ний паровий тиск, склад і активність компонентів. Воно може бути записане у різних формах залежно від конкретної задачі.

Рівняння Реала. Рівняння Реала використовується для моделювання фазового рівноваження і може бути корисним для розрахунків у ректифікаційних процесах. Воно включає параметри такі як температура, тиск, мольний об'єм та параметри взаємодії між молекулами.

Рівняння Реала для ідеальної суміші виглядає так:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)},$$

де P – тиск;

R – універсальна газова стала;

T – температура;

V – мольний об'єм;

a і b – параметри Реала, які залежать від характеристик компонентів.

Зазначені формули є лише базовими істотними для розуміння теоретичних основ ректифікаційних процесів. У конкретних випадках із складними реакціями або системами може знадобитися розглядати більш складні математичні моделі і рівняння.

Звісно, ось ще деякі формули та поняття, які важливі для розуміння ректифікаційних процесів:

Діаграма фазового рівноваження (ФРД). Діаграма ФРД або фазова діаграма відображає залежність складу фаз від тиску та температури у ректифікаційних системах. Вона графічно показує, які фази (рідина, газ) присутні при конкретних умовах температури і тиску.

Відносний паровий тиск (Relative Volatility). Відносний паровий тиск визначається як відношення парового тиску одного компонента до парового тиску іншого компонента у суміші. Це важливий параметр у ректифікації, оскільки він впливає на можливість відокремлення компонентів.

Теоретичний набір (Theoretical Plates). Теоретичні плити – це абстра-

ктна концепція, яка використовується для оцінки роздільної здатності ректифікаційної колони. Чим більше теоретичних плит у колоні, тим більше можливостей для розділення компонентів.

Роздільний фактор (Separation Factor). Роздільний фактор визначає, наскільки добре можна розділити два компоненти в ректифікаційній колоні. Він обчислюється як відношення концентрації одного компонента у верхній фазі до концентрації того ж компонента у нижній фазі.

Теорема Маккейна-Селлера. Ця теорема встановлює, що для будь-якої ректифікаційної колони кількість теоретичних тарілок і розподільчий фактор пов'язані так:

$$N = \log_{\beta_{ij}} \left(\frac{D}{R} \right),$$

де N – кількість теоретичних тарілок;

β_{ij} – роздільний фактор;

D – число теоретичних тарілок у дистилятному потоці;

R – число теоретичних тарілок у регуляційному потоці.

Ці формули і поняття допомагають в розумінні теоретичних основ ректифікаційних процесів і у розрахунках при проектуванні та оптимізації ректифікаційних систем.

Матеріальний баланс ректифікаційної колони.

За потоками:

$$G_F = G_D + G_W;$$

За легколетким компонентом:

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W,$$

де G_F , G_D , G_W – масові або мольні витрати живлення, дистилляту та кубового залишку відповідно;

Тепловой баланс ректификационной колонны.

Прихід тепла:

- з теплоносієм в кип'ятильнику Q_K ;
- з вихідною сумішшю Q_F ;
- з флегмою Q_Φ .

Витрата тепла:

- з парами, які надходять з колони в дефлегматор Q_G ;
- із залишком Q_W ;
- втрати в навколишнє середовище Q_Π .

Таким чином, рівняння теплового балансу:

$$Q_K + Q_F + Q_\Phi = Q_G + Q_W + Q_\Pi.$$

Під час операції ректифікаційної колони в умовах адіабатичного процесу, коли не відбувається обмін теплом з навколишнім середовищем, і при умові, що молярні теплоти випаровування різних компонентів у кожному перетині зміцнюючої частини колони рівні (ця умова дозволяє спростити процес), концентрація легколетких компонентів (ЛЛК) у парі може бути визначена через їхні концентрації у рідині за допомогою спеціального рівняння, відомого як "робоча лінія".

Це рівняння встановлює важливий зв'язок між концентрацією ЛЛК у газовій фазі і концентрацією ЛЛК у рідині у кожному поперечному перетині колони. Іншими словами, воно описує, як компоненти переходять від рідини до пару під час проходження через колону. Робоча лінія є важливим інструментом для розуміння та оптимізації ректифікаційних процесів.

Цей процес відбувається завдяки властивостям і фізичним параметрам рідини і газу, таким як дифузія, теплопередача і масообмін. Умови адіабатичного режиму вказують на відсутність обміну теплом з оточуючим середо-

вищем, що може спрощувати обчислення і розрахунки.

Отже, можна сказати, що робоча лінія є ключовим поняттям в ректифікаційних процесах, оскільки вона дозволяє зрозуміти, як змінюється концентрація ЛЛК під час проходження через колону і як цей процес впливає на ефективність ректифікації:

$$y = x \frac{R}{R+1} + \frac{x}{R+1},$$

де $R = \Phi/D$ – флегмове число.

Рівняння робочої лінії для вичерпної частини колони, де живлення ще не введено, визначає залежність концентрації летких компонентів у парові від їхніх концентрацій у рідині, коли газова фаза перебуває в процесі зміни і перетворення на рідину. Це важливе рівняння в ректифікаційних процесах, де проводиться поділ компонентів змішаної рідини на парову і рідку фази.

У цій вичерпній частині колони, де ще не відбувається живлення і яка служить для подальшої концентрації і очищення рідини, робоча лінія допомагає розуміти, які зміни в концентраціях різних компонентів відбуваються внаслідок масообміну і дифузії між газовою і рідкою фазами.

Це рівняння дозволяє аналізувати та контролювати процес перетворення рідини в пар та визначати оптимальні умови для досягнення бажаних концентрацій у вихідному продукті. Воно враховує різницю в молярних теплотах випаровування компонентів та їхню взаємодію під час подальшого проходження через колону.

Таким чином, робоча лінія для вичерпної частини колони є важливим інструментом для оптимізації та контролю ректифікаційних процесів, де важливо забезпечити ефективний поділ компонентів між фазами для отримання високоякісного кінцевого продукту:

$$y = x \frac{R+f}{R+1} + x_w \frac{1-f}{R+1},$$

де $f = F/D$.

Граничні або рівноважні концентрації розподілення речовини між фазами можна представити графічно за допомогою рівноважної лінії. Ця лінія є важливим інструментом для візуалізації залежності між концентраціями розподільної речовини у рідкій і газовій фазах під певними умовами.

Рівноважна лінія демонструє, як змінюється розподіл речовини між фазами при різних температурах, тиску, складі суміші, та інших факторах. Графічне зображення цих залежностей дозволяє легше розуміти, які умови сприяють ефективному розділенню компонентів і як вони впливають на рівноважні концентрації.

Рівноважна лінія стає основою для аналізу і оптимізації різних хімічних і технологічних процесів, таких як ректифікація, екстракція, або адсорбція. Розуміння, як працює ця лінія і які чинники впливають на неї, допомагає інженерам і хімікам покращувати та оптимізувати процеси з розподілу речовини для досягнення бажаних результатів.

Таким чином, рівноважна лінія є важливим інструментом в хімічному інжинірингу та допомагає забезпечувати ефективне розділення і обробку речовин у різних технологічних процесах.

На рис. 2.2 наведено відображення місцезнаходження робочих ліній у процесі безперервної ректифікації на діаграмі, яка відображає залежність певних параметрів та характеристик цього процесу. Ця діаграма є інформативним інструментом для візуалізації та аналізу роботи ректифікаційної установки.

На графічному зображенні виділено точки або криві, які відповідають робочим умовам та режимам ректифікації. Це допомагає операторам та інженерам легше розуміти, які параметри, такі як температура, тиск, склад суміші і інші фактори, впливають на процес ректифікації і дозволяють досягати бажаних результатів.

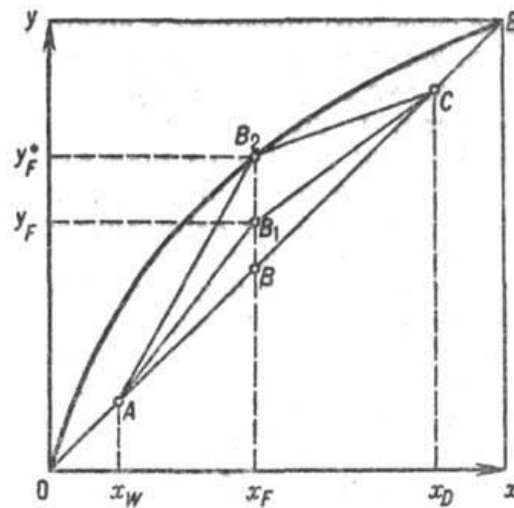


Рисунок 2.2 – Положення робочих ліній на у-х-діаграмі

Аналіз положень робочих ліній на цій діаграмі допомагає визначити оптимальні умови роботи ректифікаційного процесу, спростити контроль над ним і підвищити ефективність виділення певних компонентів у суміші. Таким чином, ця діаграма стає важливим інструментом для управління і вдосконаленням ректифікаційних процесів у хімічному виробництві та інших галузях промисловості.

Для більш детального аналізу та розрахунків щодо функціонування колони ректифікації та визначення складу дистиляту та залишку, використовується поняття "теоретичних ступенів поділу" або "теоретичних тарілок". Це концепція, що вказує на існування гіпотетичних сегментів апарату, де рідина та пари перебувають у стані рівноваги. Кожна теоретична ступінь поділу або тарілка відповідає певному вертикальному рівню у колоні, де відбувається обмін маси та тепла між рідиною і паром. Ця концепція допомагає розуміти, як відбувається процес ректифікації на різних рівнях колони та як розподіляються різні компоненти у суміші на кожному етапі.

За допомогою теоретичних тарілок можна проводити докладні розрахунки концентрацій речовин у виробленому дистиляті та залишку, що залишається після ректифікації. Це важливий інструмент для контролю якості та ефективності процесу ректифікації, а також для оптимізації роботи ректифікаційних колон.

2.3 Пристрій і принцип дії запроєктованого апарату

Колонні апарати є невід'ємною частиною індустриальних процесів, де досягається повний контакт між різними речовинами, такими як рідини та пари. Вони знаходять застосування у широкому спектрі дифузних процесів, які включають абсорбцію, десорбцію, ректифікацію, а також охолодження та конденсацію промислових газів, а також зволоження газів та інші важливі операції. Ці колонні апарати дозволяють здійснювати різноманітні технологічні процеси, які вимагають інтенсивного контакту між фазами. Наприклад, абсорбція використовується для видалення певних компонентів з газової фази шляхом їх поглинання рідиною, тоді як ректифікація служить для розділення різних компонентів у суміші парів.

Ці процеси мають різні застосування в промисловості, включаючи хімічну, нафтопереробну, енергетичну і інші галузі. Колонні апарати дозволяють покращити якість та ефективність цих процесів, забезпечуючи високий рівень контакту між речовинами та оптимізуючи умови їх взаємодії.

Розроблений тарілчастий колонний апарат (див. рис. 2.3) має за мету створення умов для виробництва високоякісного ректифікованого етилового спирту, який можна використовувати у харчовій промисловості. Ця установка спроектована для обробки бражки, яка отримується з крахмаловмісної і цукровмісної сировини.

Головною метою епюраційної колони є розділення потоків спирту-сирцю на високолеткі спирти та епюрат, який служитиме для живлення ректифікаційної колони. Під час процесу у високолеткі спирти входять у вигляді ефіроалдегідної фракції. Даний колонний апарат відіграє важливу роль у виробництві етилового спирту та забезпечує високу якість та чистоту отриманого продукту. Робота епюраційної та ректифікаційної колон дозволяє здійснювати ефективний розділ спирту на різні компоненти, що важливо для виробництва спирту відповідно до встановлених стандартів якості та нормативів харчової промисловості.

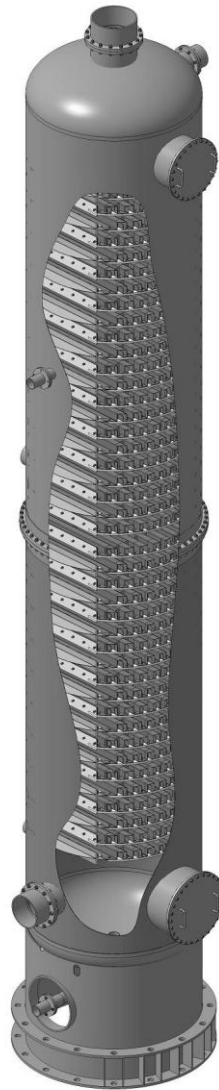


Рисунок 2.3 – 3D модель епіюраційної колони
з тарілками із S-подібних елементів

Проектована епіюраційна колона, призначена для виробництва спирту, складається з різних ключових компонентів, які спільно забезпечують її ефективну роботу. Центральною частиною епіюраційної колони є її корпус, внутрішній об'єм якого виконаний з урахуванням особливостей процесу. У середині корпусу розміщені тарілки, зібрані із S-образних елементів (див. рис. 2.4). Ці тарілки грають важливу роль у розділенні та очищенні спирту від домішок та інших компонентів.

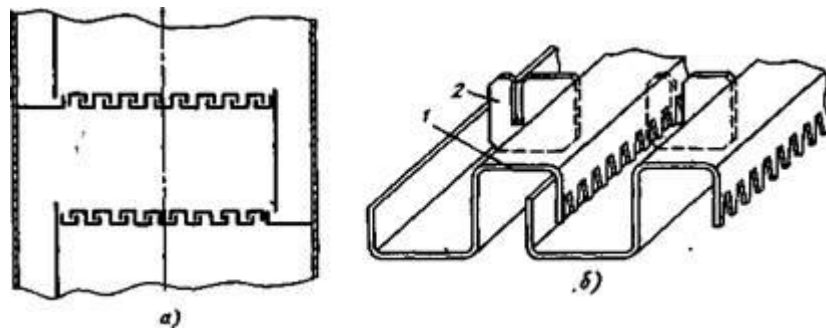


Рисунок 2.4 – Схема тарілки з S-образними елементами:

а) перетин колони; б) полотно

Тарілки, виготовлені із S-образних елементів, встановлюються всередині корпусу епураційної колони. Вони створюють необхідні умови для ефективного розділення спирту та інших складових рідини під час проходження через колону.

Колона встановлюється на спеціальну опору, яка забезпечує її стійкість та надійність під час роботи. Опора гарантує правильне розташування колони та дозволяє їй функціонувати безперебійно. Вихідна сировина, у вигляді бражного дистиляту, подається у епураційну колону через спеціальний штуцер, розташований на 24-ій тарілці. Цей крок є ключовим для початку процесу переробки та подальшого розділення компонентів.

Загальна конструкція епураційної колони створена з урахуванням основних принципів та вимог для ефективного виробництва спирту. Всі вузли та компоненти спільно забезпечують роботу цієї установки з високою продуктивністю та якістю виготовленого спирту.

Під час перетоку рідини з однієї тарілки на іншу в епураційній колоні відбувається важливий процес інтерації цієї рідини з паром (газом). Цей процес відомий як барботування, і він є ключовим для відокремлення головної фракції. Під час барботування спиртова рідина взаємодіє з паром, що допомагає відділити бажану головну фракцію від інших компонентів.

Після успішного відділення головної фракції в епураційній колоні, відбувається відбір епурата з кубової частини апарата. Цей епурат є результатом барботування та містить у собі бажаний спиртовий продукт.

У верхній частині апарата проводиться відбір ефіроальдегідної фракції. Цей етап є важливим для окремого збору і використання цієї фракції, яка може мати свої унікальні застосування в інших процесах або виробництві.

Для забезпечення оптимальної роботи колони і підтримки потрібної температури вона обігрівается за допомогою гарячої пари, яка подається з кип'ятильника в кубову частину апарата. Ця дія забезпечує стабільні умови для виробництва спирту та ефіроальдегідної фракції в епюраційній колоні.

У нижній частині епюраційної колони розташований спеціальний вивід, який призначений для направлення рідини до випарника. Цей вивід використовується для перенесення рідини з колони до пристрою, який випаровує цю рідину. Додатково, у нижній частині самого апарата є ще один штуцер, який призначений для постачання пари з котельні до епюраційної колони. Пара, яка надходить через цей штуцер, грає важливу роль у процесі роботи колони та допомагає відділити бажані компоненти з рідини під час барботування та інших процесів.

Також у нижній частині епюраційної колони існує пристрій, який призначений для регулювання рівня рідини в кубовій частині колони. Цей пристрій дозволяє точно контролювати кількість рідини в колоні, що є важливим аспектом у забезпеченні ефективності процесу.

У верхній частині епюраційної колони розташовані спеціальні штуцери для введення двох видів речовин:

- перший штуцер призначений для подачі очищеної бражки – очищена бражка є початковою сировиною для процесу і обробляється в колоні для виділення бажаних компонентів;

- другий штуцер використовується для введення непастеризованого спирту, який надходить з ректифікаційної колони – спирт є продуктом попередньої обробки та використовується в епюраційній колоні для подальшої переробки і виділення окремих компонентів.

Верхню тарілку епюраційної колони обладнано спеціальним штуцером, призначеним для введення флегми. Флегма – це рідина, яка використовується

у процесі ректифікації для подальшого очищення і виділення певних компонентів. Введення флегми на верхню тарілку є важливою частиною процесу та допомагає досягти бажаного результату.

У верхній і нижній частині колони розташовані спеціальні штуцери для вимірювання робочої температури. Ці вимірювання дозволяють забезпечувати контроль і стабільність процесу ректифікації. Моніторинг температури у верхній і нижній частині колони є важливим аспектом для забезпечення якості продуктів та ефективності цільового процесу.

2.4 Технологічні розрахунки [9, 10]

Вихідні дані для розрахунку: годинна продуктивність брагоректифікаційної установки становить $2,5 \text{ м}^3$. Бражний дистилят має наступні домішки: ефіри в перерахунку на оцтово-етилловий ефір $0,5 \text{ г/дм}^3$; альдегіди в перерахунку на оцтовий альдегід $0,3 \text{ г/дм}^3$; ефіри в перерахунку на оцтово-етилловий ефір $0,018 \text{ г/дм}^3$; альдегіди в перерахунку на оцтовий альдегід $0,002 \text{ г/дм}^3$.

Розрахунки проводимо за методиками, що викладено в [9, 10].

При оцінці ефективності епіюраційної колони в якості основних компонентів розглядають оцтово-етилловий ефір і оцтовий альдегід. Тоді визначена кратність вилучення становить:

$$\frac{a_c}{a_o}, \quad (2.1)$$

де a_c – вміст домішок у бражному дистиляті, г/дм^3 ;

a_o – вміст домішок у кінцевому епіураті або ректифікованому спирті, г/дм^3 .

Якщо вважати оцтово-етилловий ефір основним компонентом, то:

$$\frac{a_c}{a_o} = \frac{0,5}{0,018} \approx 30.$$

Якщо вважати оцтовий альдегід основним компонентом, то:

$$\frac{a_c}{a_o} = \frac{0,3}{0,002} = 150.$$

Визначаємо кілька різних значень паровитрат (0,4; 0,6; 0,8; 1,0; 1,2; 1,4 кг/кг спирту, заведеного в колону). Графічно визначаємо комплекс L/G. Залежність коефіцієнта випаровування домішки K від концентрації спирту на живильній тарілці та питомої витрати пари P (див. табл. 2.1).

Таблиця 2.1 – До розрахунку кількості тарілок в епораційній колоні для виділення оцтово-етилового ефіру

$P, \text{ кг/кг}$	$P, \text{ кг/дал.}$	L/G	$X_{\text{num.}}$		K	$K \cdot G/L$	n
			% мольн.	% мас.			
0,4	3,2	5,8	20,68	45,7	6,5	1,12	–
0,6	4,8	4,3				1,5	5,5
0,8	6,4	3,5				1,9	4,1
1,0	8,0	2,9				2,2	3,5
1,2	9,6	2,6				2,5	3
1,4	11,2	2,3				2,83	2,5

При концентрації спирту в бражному дистиляті $X_f = 45,7 \%$ мас. коефіцієнт $K = 6,5$. А число комплексу:

$$K \cdot G/L = K(L/G). \quad (2.2)$$

Значення кратності вилучення домішки $a_c / a_o = 30$ і для кожного значення витрати пари P знаходимо необхідну кількість тарілок n . Так само знаходимо значення для оцтового альдегіду для кратності вилучення домішки $a_c / a_o = 150$ (див. табл. 2.2).

Таблиця 2.2 – До розрахунку кількості тарілок в епіюраційній колоні для виділення оцтового альдегіду

P , кг/кг	P , кг/дал.	L/G	$X_{num.}$		K		$K \cdot G/L$		n	
			% мольн.	% мас.	Ши- лінг	Пере- лігін	Ши- лінг	Пере- лігін	Ши- лінг	Пере- лігін
0,4	3,2	5,8	20,68	45,7	4,5	5,5	0,8	0,95	–	–
0,6	4,8	4,3					1,05	1,3	–	–
0,8	6,4	3,5					1,3	1,6	–	8,4
1,0	8,0	2,9					1,6	1,9	8,4	7
1,2	9,6	2,6					1,7	2,1	7,5	6
1,4	11,2	2,3					2,0	2,4	6	5

За номограмою і розрахунками отримана залежність між питомою витратою пари P і числом теоретичних тарілок n . Оптимальне число тарілок знаходимо на підставі техніко-економічного розрахунку. Практика показує, що при переробці картопляної бражки на епіюрацію може вистачити 57 кг пари; при переробці зерно-картопляної бражки – 7–12 кг/дал. спирту.

За допомогою номограми та обчислень було визначено зв'язок між питомою витратою пари P і кількістю теоретичних тарілок. Оптимальну кількість тарілок встановлюємо на основі техніко-економічних розрахунків. З практики видно, що при обробці сировини з картопляною бражкою може знадобитися 57 кг пари, а при обробці сировини зі зерно-картопляною бражкою – від 7 до 12 кг/дал. спирту.

Під час обчислення концентраційної частини епіюраційної колони можемо припустити, що флегмове число, яке визначається як $R \rightarrow \infty$.

Концентрацію спирту (на тарілці живлення $X_f = 45,7 \% \text{ мас.}$) визначаємо за діаграмою $X - Y$, а вміст оцтово-етилового ефіру і оцтового альдегіду розрахунком від тарілки до тарілки за рівнянням:

$$\alpha_n = K \cdot \alpha_{n-1}, \quad (2.3)$$

де K – коефіцієнт випаровування домішки;

α_n – вміст домішки початковий, мг/л.

Таблиця 2.3 – Розподіл концентрацій спирту та оцтово-етилового ефіру між різними тарілками у концентраційній секції еспораційної колони

Тарілка живлення	X		K	α , мг/л	Мінімальний відсоток відбору $\Gamma\Phi$
	% мольн.	% мас.			
	20,68	45,7	4,5	500	-
1-а	53	74,5	3	2250	88
2-а	66,5	83,5	2,7	6750	93
3-я	72	87	2,5	18225	97,3
4-а	75,5	88,5	2,3	45560	98,9
5-а	78	90	2,2	105000	99,53
6-а	80	91,2	2,1	231000	99,78

Коефіцієнт випаровування домішки K знаходимо графічним способом залежно від концентрації спирту на тарілці (див. табл. 2.3).

Розрахунок мінімального відсотка відбору головної фракції $\Gamma\Phi$ виконується за допомогою такої формули:

$$\Gamma\Phi_{\min} = \frac{\alpha_n}{K \cdot \alpha_{n-1}} \cdot 100\% ; \quad (2.4)$$

$$\Gamma\Phi_{\min 1} = \frac{500}{4,5 \cdot 500} \cdot 100\% = 22\% ;$$

$$\Gamma\Phi_{\min 2} = \frac{500}{3 \cdot 2250} \cdot 100\% = 4\% \text{ і т. д.}$$

Концентрація оцтово-етилового ефіру на тарілках:

$$\alpha_n = K \cdot \alpha_{n-1} ;$$

$$\alpha_1 = 4,5 \cdot 500 = 2250 \text{ мг/л;} ;$$

$$\alpha_2 = 3 \cdot 225 = 6750 \text{ мг/л і т. д.}$$

Для того, щоб вивести увесь оцтово-етилловий ефір з головної фракції необхідно відбирати не менше 0,47 % головної фракції від кількості введеного в колону спирту. При наявності шести тарілок відбір може бути зменшений до 0,22 %. Такі самі розрахунки проводимо по оцтового альдегіду (див. табл. 2.4).

Таблиця 2.4 – Розподіл концентрацій спирту і оцтово-етилового ефіру по тарілках концентраційної частини елюційної колони

Тарілка живлення	Вміст спирту, X		Коефіцієнт випаровування домішки, K		зміст домішки α , Мг / л		Мінімальний відсоток відбору ГФ		Ступінь вилучення домішки, %	
	% мольн.	% мас.	Шилінг	Перелигін	Шилінг	Перелигін	Шилінг	Перелигін	Шилінг	Перелигін
	20,68	45,7	4,5	5,5	300	300	100	100	—	—
1-а	53	74,5	3,6	7	1350	1650	22	18	88	82
2-а	66,5	83,5	3,5	6,8	4860	11550	6,2	2,6	93,8	97,4
3-я	72	87	3,4	6,6	17010	78540	1,8	0,4	98,2	99,6
4-а	75,5	88,5	3,3	6,5	57834	518364	0,52	0,06	99,48	99,94
5-а	78	90	3,2	6,4	190800	337×10^4	0,16	0,008	99,84	99,992

Щ

Для повного відокремлення оцтового альдегіду від основного продукту необхідно відбирати не менше 0,52 % головної фракції від кількості введеного спирту в колону. У разі наявності п'яти тарілок відбір може бути зменшений до 0,16 % згідно з методом Шилінга та до 0,008 % за методом Перелигіна. Ці розрахунки дозволяють точно визначити оптимальний обсяг відбору оцтового альдегіду для досягнення бажаного результату в процесі роботи елюційної колони.

У концентраційній частині елюційної колони ми визначаємо оптимальну кількість теоретичних тарілок, яку становить шість. Ця кількість обрана на підставі того, що оцтово-етилловий ефір є більш важкою компонентою порівняно з оцтовим альдегідом. Для виведення оцтового альдегіду достатньо

встановити п'ять тарілок, оскільки ця речовина має інші фізичні властивості, що дозволяють здійснити процес відокремлення з меншою кількістю теоретичних тарілок. Ця оптимізація допомагає забезпечити ефективну роботу колони та максимально вивести бажані компоненти продукту.

Приймаємо за практичними даними число теоретичних тарілок у відповідній частині колони $n = 15$ шт. і питому витрату пари $P = 10 \text{ кг} / \text{дал. спирту}$. А концентрація спирту, виведеного з $\Gamma\Phi$, становить $X_d = 91,2 \% \text{ мас}$.

Проводимо розрахунки числа флегми, яке буде отримано при відборі 0,22 % головної фракції, де основним компонентом є оцтово-етиловий ефір. Це досягається через вибір оптимальної кількості теоретичних тарілок та належного регулювання процесу. Цей підхід дозволяє точно визначити кількість флегми, яку можна одержати при вказаних параметрах, і досягнути заданих результатів у процесі епюрації.

Величина парового потоку:

$$G'_v = \frac{P}{18}, \quad (2.5)$$

де P – питома витрата пари, кг на 1 кг безводного спирту;

18 – молекулярна маса води.

$$G'_v = \frac{1,2}{18} = 0,07 \text{ кмоль/кг.}$$

Кількість головної фракції на 1 кг введеного в колону спирту:

$$G_{z\phi} = \frac{\Gamma\Phi_{\min} \cdot 100}{X_d \cdot 100}, \quad (2.6)$$

де $\Gamma\Phi_{\min}$ – мінімальний відсоток відбору головної фракції, %;

X_d – концентрація спирту в головній фракції, % мас.

$$G_{зф} = \frac{0,22 \cdot 100}{91,2 \cdot 100} = 0,0024 \text{ кг.}$$

Середньо молекулярна маса водно-спиртової суміші при концентрації спирту $X_d = 91,2\% \text{ мас.}$:

$$M_{cp.} = \frac{100}{\frac{X_d}{M_{cn}} + \frac{X_g}{M_g}}, \quad (2.7)$$

де M_{cn} , M_g – молекулярна маса спирту і води;

X_d , X_g – частка спирту і води, %.

$$M_{cp.} = \frac{100}{\frac{91,2}{46} + \frac{88}{18}} = 40,4 \text{ кмоль/кг.}$$

Маса парового потоку:

$$G_v = G'_v \cdot M_{cp.}; \quad (2.8)$$

$$G_v = 0,07 \cdot 40,4 = 2,83$$

Число флегми:

$$R = \frac{G_v - G_{зф}}{G_{зф}}; \quad (2.9)$$

$$R = \frac{2,83 - 0,0024}{0,0024} = 1178.$$

Робоча лінія на діаграмі $X - Y$ накладається на діагональ ($R \rightarrow \infty$).

Концентрація спирту в бражному дистиляті:

$$X_f = 45,7 \% \text{ мас.} = 20,68 \% \text{ мол.}$$

Концентрація спирту в епюраті:

$$X_w = 26,6 \% \text{ мас.} = 12,42 \% \text{ мол.}$$

Питома витрата пари в епюраційній колоні:

$$P = 10 \text{ кг} / \text{дал.} = 1,2 \text{ кг} / \text{кг}$$

Для головної фракції $ГФ$ нашої продукції важливо, щоб концентрація етилового спирту складала не менше 88 % за вагою. Результати розрахунків (див. табл. 2.3) демонструють, що досягнуто потрібної концентрації спирту в головній фракції:

$$X_d = 91,2 \% \text{ мас.} = 80 \% \text{ мол.}$$

Молярна маса етанолу 46,07 кг/кмоль; молярна маса води 18 кг/кмоль.

Оскільки вміст домішок у бражному дистиляті незначний, близько 1 %, ми можемо ігнорувати їх вплив на процес і проводити розрахунки так, як це робиться у випадку бінарної системи. Це означає, що склад бражного дистиляту практично еквівалентний бінарній системі, де маємо два основних компоненти, і можемо застосовувати відповідні методи та формули для проведення розрахунків без великого впливу домішок на результати. Такий підхід спрощує процес розрахунку і дозволяє зосередитися на основних компонентах системи.

Мольна маса вихідної суміші:

$$M_f = M_{cn} \cdot X_f + M_e \cdot (1 - X_f), \quad (2.10)$$

де M_{cn} , M_e – молекулярна маса спирту і води;

X_f – концентрація спирту в мольних частках.

$$M_f = 46,07 \cdot 0,2068 + 18 \cdot (1 - 0,2068) = 23,8 \text{ кг/кмоль.}$$

Масова частка спирту у вихідній суміші:

$$\bar{X}_f = X_f \frac{M_{cn}}{M_f}; \quad (2.11)$$

$$\bar{X}_f = 0,2068 \cdot \frac{46,07}{23,8} = 0,4.$$

Мольна маса дистилляту (головна фракція):

$$M_d = M_{cn} \cdot X_d + M_e \cdot (1 - X_d); \quad (2.12)$$

де X_d – вміст спирту в ГФ $X_d = 91,2 \text{ \% мас.} = 80 \text{ \% мол.}$

$$M_d = 46,07 \cdot 0,8 + 18 \cdot (1 - 0,8) = 40,456 \text{ кг/кмоль.}$$

Масова частка спирту в дистилляті:

$$\bar{X}_d = X_d \frac{M_{cn}}{M_d}; \quad (2.13)$$

$$\bar{X}_d = 0,8 \cdot \frac{46,07}{40,456} = 0,912.$$

Мольна маса епюрату:

$$M_w = M_{cn} \cdot X_w + M_e \cdot (1 - X_w), \quad (2.14)$$

де X_w – вміст спирту в епюраті у молях;

$$M_d = 46,07 \cdot 0,1242 + 18 \cdot (1 - 0,1242) = 21,48 \text{ кг/кмоль.}$$

Масова частка спирту в епюраті:

$$\bar{X}_w = X_w \frac{M_{cn}}{M_w}; \quad (2.15)$$

$$\bar{X}_w = 0,1242 \cdot \frac{46,07}{21,48} = 0,266$$

В епюраційну колону подається бражний дистилят із бражної колони. Це означає, що кількість продукту, яку отримуємо на виході з епюраційної колони, визначається продуктивністю бражної колони та її вихідною сумішшю. Важливо розуміти, що вміст і характеристики цієї вихідної суміші впливають на якість та склад продукту, який отримуємо на виході з епюраційної колони. Таким чином, об'єднання цих двох процесів дозволяє забезпечити потрібні характеристики і якість виробленого продукту:

– бражний дистилят

$$G_f = \frac{7,893 \cdot G_{y.cn} (1 + q_{nom})}{x_f}, \quad (2.16)$$

$$G_f = \frac{7,893 \cdot 6000 \cdot (1 + 0,008)}{0,457} = 79442 \text{ (кг/добу)} = 0,92 \text{ (кг/с)}$$

– котельна пара

$$P_{\circ} = P_{\text{уд}} \cdot G_{\text{y.cn}}; \quad (2.17)$$

$$P_{\circ} = 10 \cdot 6000 = 60000 \text{ кг} / \text{добу} = 0,69 \text{ кг/с.}$$

Ураховуючи, що процес роботи епюраційної колони характеризується певним затримкою при відборі головної фракції, що є паровою дистиляцією, важливо розуміти, що паровий дистилят (головна фракція) подається у коло-ну на зворотній хід у вигляді флегми. Це означає, що епюраційна колона, фактично, працює як автономна система, де процес подачі флегми та робота самої колони взаємодіють між собою. Затримка при відборі головної фракції і введення флегми спричиняють особливості управління та контролю за процесом, і такий підхід допомагає досягти бажаного результату в отриманні продукту.

Таким чином:

$$G_d = G_L; \quad (2.18)$$

А флегмове число $R \rightarrow \infty$. Ми у цьому переконалися, розраховуючи концентраційну частину епюраційної колони.

Матеріальний баланс епюраційної колони запишеться у вигляді:

$$G_f + P + G_L = G_w + G_d. \quad (2.19)$$

Зважаючи рівняння (2.19):

$$G_f + P_9 = G_w. \quad (2.20)$$

Витрата епюрату знаходиться як:

$$0,92 + 0,69 = 1,61 \text{ кг/с.}$$

Характеристики рідини, яка знаходиться у верхній та нижній частинах колони, визначаються як середні показники. Ці показники можуть включати такі параметри, як концентрація спирту, температура, тиск і інші хімічні властивості. Знання середнього складу рідини у цих областях дозволяє контролювати та оптимізувати процеси, які відбуваються в епюраційній колоні, забезпечуючи ефективну роботу та досягнення бажаних результатів у виділенні цільових компонентів.

$$X'_{cp} = \frac{X_f + X_d}{2}; \quad (2.21)$$

$$X''_{cp} = \frac{X_f + X_w}{2}, \quad (2.22)$$

де X_f ; X_d ; X_w – молярні концентрації спирту в бражному дистиляті, $\Gamma\Phi$ та епюраті.

$$X'_{cp} = \frac{20,68 + 80}{2} = 50,3 \text{ \% моль.} = 0,5;$$

$$X''_{cp} = \frac{20,68 + 1242}{2} = 16,6 \text{ \% моль.} = 0,17.$$

Характеристики парової фази спирту, що знаходяться у верхній та нижній частинах колони, можуть бути описані як середні параметри. Ці параметри включають концентрацію спирту, температуру, тиск та інші важливі хімічні характеристики. Знання середнього складу парів спирту у цих областях допомагає контролювати та оптимізувати процеси в еспураційній колоні, що забезпечує ефективну роботу та досягнення бажаних результатів у виділенні цільових компонентів:

$$Y'_{cp} = \frac{Y_f + Y_d}{2}; \quad (2.23)$$

$$Y''_{cp} = \frac{Y_f + Y_w}{2}, \quad (2.24)$$

де Y_f ; Y_d ; Y_w – молярні концентрації парової фази в бражному дистиляті, $\Gamma\Phi$ та еспураті.

$$Y'_{cp} = \frac{53,46 + 82}{2} = 67,7 \text{ \% моль.} = 0,677;$$

$$Y''_{cp} = \frac{53,46 + 47,5}{2} = 50,5 \text{ \% моль.} = 0,505.$$

Середні молярний маси парів відповідно у верхній і нижній частинах колони:

$$M_{y_{cp}} = M_{cn} \cdot Y_{cp} + M_g \cdot (1 - Y_{cp}), \quad (2.25)$$

де M_{cn} ; M_g – молярна маса спирту і води відповідно.

$$M_{y'_{cp}} = 46,07 \cdot 0,677 + 18 \cdot (1 - 0,677) = 37 \text{ кг / кмоль};$$

$$M_{y'_{cp}} = 46,07 \cdot 0,505 + 18 \cdot (1 - 0,505) = 32,18 \text{ кг / кмоль}.$$

Середня густина парової фази відповідно для верхньої та нижньої частини:

$$\rho_{cp_n} = \frac{M_{cp}}{22,4} \cdot \frac{T_o}{t_{cp} + T_o}, \quad (2.26)$$

де t_{cp} – середня температура верхньої і нижньої частини колони.

$$\rho'_{cp_n} = \frac{37}{22,4} \cdot \frac{273}{79,7 + 273} = 1,28 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho'_{cp_n} = \frac{32,18}{22,4} \cdot \frac{273}{83,5 + 273} = 1,1 \text{ кг/м}^3.$$

$$\rho_p = \rho_{cn} \cdot X_{cp} + \rho_e \cdot (1 - X_{cp}), \quad (2.27)$$

де ρ_{cn} ; ρ_e – відповідно густина спирту і води, кг/м³;

X_{cp} – середній склад спирту у верхній і нижній частині колони.

$$t_{\text{кун.сн}} = 78,3 \text{ }^\circ\text{C}; \quad t_{\text{кун.в}} = 100 \text{ }^\circ\text{C}$$

Тоді середня температура:

$$t_{\text{ср.кун}} = \frac{78,3 + 100}{2} = 89,15 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Беремо густини компонентів при цій температурі:

$$\rho_{cn,t=89,15\text{ }^{\circ}\text{C}} = 725 \text{ кг/м}^3; \rho_{в,t=89,15\text{ }^{\circ}\text{C}} = 966 \text{ кг/м}^3.$$

$$\rho'_p = 725 \cdot 0,5 + 966 \cdot (1 - 0,5) = 845,5 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho''_p = 725 \cdot 0,17 + 966 \cdot (1 - 0,17) = 925,03 \text{ кг/м}^3.$$

В'язкість рідини у верхній і нижній частині колони:

$$\lg \mu_{см} = X_{cp} \cdot \lg \mu_{cn} + (1 - X_{cp}) \cdot \lg \mu_{в}, \quad (2.28)$$

де μ_{cn} – в'язкість спирту при $t = 89,15\text{ }^{\circ}\text{C}$; $\mu_{cn} = 0,3805 \cdot 10^{-3}$ Па·с;

$\mu_{в}$ – в'язкість води при $t = 89,15\text{ }^{\circ}\text{C}$; $\mu_{в} = 0,3202 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

В'язкість парів у верхній і нижній частині колони:

$$\frac{M_{см}}{\mu_{см}} = \frac{Y \cdot M_{cn}}{\mu_{cn}} + \frac{(1 - Y) \cdot M_{в}}{\mu_{в}}, \quad (2.29)$$

де $M_{см}$; M_{cn} ; $M_{в}$ – відповідно молекулярні маси суміші, спирту і води, кг/кмоль;

$\mu_{см}$; μ_{cn} ; $\mu_{в}$ – відповідно в'язкість парів суміші, спирту і води, Па·с.

В'язкість парів у верхній частині:

$$\mu'_{см} = 0,01064 \cdot 10^{-3} \text{ Па·с.}$$

В'язкість парів в нижній частині:

$$\mu''_{см} = 0,01158 \cdot 10^{-3} \text{ Па·с.}$$

За продуктивності колонного апарату за умовним спиртом $2,5 \text{ м}^3/\text{год.}$, його секундна продуктивність складе $G = 0,54 \text{ кг/с}$, а мольна:

$$G = 0,07 \cdot 0,54 = 0,038 \text{ кмоль/с.}$$

Маса потоку пари у верхній частині колони:

$$G_d = G'_y = G \cdot M'_{x_{cp}}, \quad (2.30)$$

де G – молярна продуктивність по умовному спирту, кмоль/с;
 $M'_{x_{cp}}$ – середньомолекулярна маса спиртоводної суміші.

$$M'_{x_{cp}} = \frac{100}{\frac{X_{cn}}{M_{cn}} + \frac{X_{\epsilon}}{M_{\epsilon}}}; \quad (2.31)$$

$$M'_{x_{cp}} = \frac{100}{\frac{91,2}{46,07} + \frac{8,8}{18}} = 40,45 \text{ кг/кмоль};$$

$$G_d = G'_y = 0,038 \cdot 40,45 = 1,55 \text{ кг/с.}$$

Маса потоку пари у нижній частині колони:

$$G''_y = G \cdot M''_{x_{cp}}, \quad (2.32)$$

де $M''_{x_{cp}}$ – середньомолекулярна маса спиртоводної суміші.

$$M''_{xp.} = \frac{100}{\frac{45,7}{46,07} + \frac{54,3}{18}} = 24,95 \text{ кг/кмоль};$$

$$G_y'' = 0,038 \cdot 24,95 = 0,95 \text{ кг/с.}$$

Приймаємо $L/G = 2,6$, тоді потік рідини у верхній частині колони складе:

$$L' = 2,6 \cdot G_d; \quad (2.33)$$

$$L' = 2,6 \cdot 1,55 = 4 \text{ кг/с.}$$

Потік рідини у нижній частині колони:

$$L'' = 2,6 \cdot G_y''$$

$$L'' = 2,6 \cdot 0,95 = 2,47 \text{ кг/с.}$$

Кількість стікаючої флегми (виходячи з матеріального балансу епюраційної колони) дорівнює кількості парів готової фракції G_d : $G_L = 1,55 \text{ кг/с}$.

Запишемо тепловий баланс колони:

$$Q_f + Q_p + Q_L - Q_n = Q_d + Q_w; \quad (2.34)$$

$$Q_f = G_f \cdot i'_f, \quad (2.35)$$

де G_f – продуктивність по бражному дистиляту, кг/с;

i'_f – ентальпія бражного дистиляту, Дж/кг.

$$Q_f = 1,38 \cdot 397 \cdot 10^3 = 547860 \text{ Bm} .$$

Теплота гострої пари:

$$Q_p = G_p \cdot i''' \cdot \phi , \quad (2.36)$$

де G_p – питома витрата пари, кг/с;

i''' – ентальпія гострої пари, Дж/кг;

ϕ – ступінь сухості пари.

$$Q_p = 0.69 \cdot 2676 \cdot 10^3 \cdot 0.55 = 1015542 \text{ Bm} .$$

Тепло, що відходить з епюратором, включаючи конденсат гострої пари:

$$Q_w = G_w \cdot i'_s , \quad (2.37)$$

де G_w – продуктивність за епюратором, кг/с;

i'_s – ентальпія епюрату, Дж/кг.

$$Q_w = 2,07 \cdot 420 \cdot 10^3 = 869400 \text{ Bm} .$$

Теплота, що виходить з парюю головної фракції (навантаження на дефлегматор):

$$Q_d = G_d \cdot i''_d , \quad (2.38)$$

де G_d – продуктивність за $\Gamma\Phi$, кг/с;

i''_d – ентальпія пари $\Gamma\Phi$, Дж/кг.

$$Q_d = 1,55 \cdot 1200 \cdot 10^3 = 1860000 \text{ Bm}.$$

Теплота, що приходить з флегмою:

$$Q_L = G_L \cdot i_L'', \quad (2.39)$$

де G_L – продуктивність за флегмою, кг/с;

i_L'' – ентальпія флегми, Дж/кг.

Із матеріального балансу при $G_d = G_L$:

$$Q_L = 1,55 \cdot 1035 \cdot 10^3 = 1604250 \text{ Bm}.$$

Перевіряємо надходження та витрачання тепла:

$$547860 + 1015542 + 1604250 - 438252 = 1860000 + 869400;$$

$$2729400 \text{ Вт} = 2729400 \text{ Вт},$$

де $Q_{\text{пот}} = 0,05 \cdot Q = 438252 \text{ Вт}$.

2.5 Конструктивні розрахунки

Орієнтовний діаметр колони визначаємо за рівнянням витрати:

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\pi \cdot \omega \cdot \rho_n}}, \quad (2.40)$$

де ω – швидкість пари в колоні, м/с;

ρ_n – середня густина парів, кг/м³.

Гранично-допустиму швидкість пари в колоні визначаємо за залежністю:

$$\omega = c \cdot \sqrt{\frac{\rho_p - \rho_n}{\rho_n}}, \quad (2.41)$$

де c – коефіцієнт, що залежать від відстані між тарілками і типу тарілок; $c = 0,04$.

Тоді у верхній частині:

$$\omega^e = 0,04 \cdot \sqrt{\frac{845,5 - 1,28}{1,28}} = 1,03 \text{ м/с.}$$

У нижній частині:

$$\omega^h = 0,04 \cdot \sqrt{\frac{925,03 - 1,1}{1,1}} = 1,16 \text{ м/с.}$$

ρ_p ; ρ_n – відповідно середні густини рідини і пари, кг/м^3 .

$$\rho_n^e = 1,28 \text{ кг/м}^3; \rho_n^h = 1,1 \text{ кг/м}^3; \rho_p^e = 845,5 \text{ кг/м}^3; \rho_p^h = 925,03 \text{ кг/м}^3.$$

Робочу швидкість пари приймаємо:

$$\omega_p = 0,8 \cdot \omega; \quad (2.42)$$

- для верхньої частини колони:

$$\omega_p^e = 0,8 \cdot 1,03 = 0,824 \text{ м/с;}$$

- для нижньої частини колони:

$$\omega_p^h = 0,8 \cdot 1,16 = 0,928 \text{ м/с.}$$

Тоді діаметр колони за формулою (2.40):

- для верхньої частини колони:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,55}{3,14 \cdot 0,824}} = 1,37 \text{ м;}$$

- для нижньої частини колони:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,55}{3,14 \cdot 0,928 \cdot 1,1}} = 1,39 \text{ м.}$$

Приймаємо діаметр колони $D = 1600$ мм.

При цьому дійсна робоча швидкість пари в колоні:

$$\omega = \frac{G_y}{\rho_y \cdot 0,785 \cdot D^2}; \quad (2.43)$$

- для верхньої частини колони:

$$\omega_\phi^s = \frac{1,55}{1,28 \cdot 0,785 \cdot 1,6^2} = 0,6 \text{ м/с;}$$

- для нижньої частини колони:

$$\omega_\phi^s = \frac{0,9}{1,1 \cdot 0,785 \cdot 1,6^2} = 0,4 \text{ м/с.}$$

Середня швидкість в колоні:

$$\omega_{cp} = \frac{\omega_{\phi}^e + \omega_{\phi}^h}{2}; \quad (2.44)$$

$$\omega_{cp} = \frac{0,6 + 0,4}{2} = 0,5 \text{ м/с.}$$

Висота тарілчастої частини колони:

$$H_m = (N_m - 1) \cdot h_{mm}, \quad (2.45)$$

де $h_{mm} = 170 \text{ мм}$ – відстань між тарілками.

Попередньо було розраховано теоретичну кількість тарілок, виходячи з припущення, що концентраційна частина колони має ККД тарілок рівний 0,5. Зважаючи на цей попередній розрахунок, можемо зазначити, що загальна кількість тарілок, яка нам потрібна, буде становити:

$$N_{\kappa}^e = 6/0,5 = 12 \text{ шт.}$$

Для відгінної частини колони необхідно встановити реальних тарілок:

$$N_o^h = 15/0,5 = 30 \text{ шт.}$$

Загальна кількість тарілок в колоні:

$$N_m = N_{\kappa}^e + N_o^h; \quad (2.46)$$

$$N_m = 12 + 30 = 42 \text{ шт.};$$

$$H_m = (42 - 1) \cdot 0,17 = 6,97 \text{ м.}$$

Загальна висота колони без опори:

$$H = H_m + H_{cp} + H_{cen} + H_{куб}, \quad (2.47)$$

де H_{cp} – висота між тарілкою живлення і першої тарілкою концентраційної частини, мм;

H_{cen} – висота сепараційного простору над верхньою тарілкою, мм;

$H_{куб}$ – висота кубової частини, мм.

Приймаємо: $H_{cp} = 0,35 \cdot D$; $H_{cen} = 1,75 \cdot D$; $H_{куб} = 1,0 \cdot D$.

Тоді загальна висота колони:

$$H = 6970 + 630 + 3155 + 1600 = 12355 \text{ мм.}$$

Діаметри патрубків визначаємо на основі використання рівняння об'ємної витрати:

$$d_n = \sqrt{\frac{V_c}{0,785 \cdot \omega_c}}, \quad (2.48)$$

де V_c – об'ємна витрата середовища, м³/с;

ω_c – швидкість потоку середовища в патрубок, м/с; для парів

$\omega_c = 10 - 15 \text{ м/с}$; для рідини $\omega_c = 0,5 - 1,0 \text{ м/с}$.

Патрубок введення флегми ($\omega_c = 0,5 \text{ м/с}$). Масова витрата флегми (згідно матеріального балансу) дорівнює масовій витраті пари головної фракції, тобто $G_d = G_L = 1,55 \text{ кг/с}$.

$$V = \frac{G_L}{\rho_\phi} = \frac{1,55}{789} = 0,0019 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Тоді діаметр патрубкa введення флегми за формулою (2.48) буде дорівнювати:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0019}{3,14 \cdot 0,5}} = 0,07 \text{ м},$$

приймаємо $d = 100 \text{ мм}$.

Патрубок виходу пара з колони ($\omega_c = 10 \text{ м/с}$). Об'ємна витрата пари:

$$V_d = \frac{G_d}{\rho_d}; \quad (2.49)$$

$$V_d = \frac{1,55}{1,1} = 1,4 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Тоді діаметр патрубкa виведення пари:

$$d = \sqrt{\frac{1,4}{0,785 \cdot 10}} = 0,422 \text{ м},$$

приймаємо $d = 450 \text{ мм}$.

Патрубок введення бражного дистилляту ($\omega_c = 0,5 \text{ м/с}$). Об'ємна витрата бражного дистилляту:

$$V_f = \frac{G_f}{\rho_f} = \frac{0,92}{923} = 0,00099 \text{ м}^3/\text{с}. \quad (2.50)$$

де ρ_f – густина бражного дистиляту:

$$\rho_f = \rho_{cn} \cdot x_f + \rho_w \cdot (1 - x_f), \quad (2.51)$$

де ρ_{cn}, ρ_w – відповідна густини спирту і води;

x_f – молярна концентрація спирту в розчині.

$$\rho_f = 735 \cdot 0,2068 + 972 \cdot (1 - 0,2068) = 923 \text{ кг} / \text{м}^3;$$

$$d = \sqrt{\frac{0,00099}{0,785 \cdot 0,5}} = 0,051 \text{ м},$$

приймаємо $d = 100 \text{ мм}$.

Патрубок виходу елюату ($\omega_c = 0,5 \text{ м} / \text{с}$). Об'ємна витрата бражного дистиляту:

$$V_w = \frac{G_w}{\rho_w}, \quad (2.52)$$

де ρ_w – густина елюату $\rho_w = 925,03 \text{ кг} / \text{м}^3$.

$$V_w = \frac{1,61}{925,03} = 0,0017 \text{ м}^3 / \text{с}.$$

Тоді діаметр патрубку виходу елюату буде дорівнювати:

$$d = \sqrt{\frac{0,0017}{0,785 \cdot 0,5}} = 0,066 \text{ м}.$$

приймаємо $d = 75 \text{ мм}$.

Патрубок введення грійючої пари ($\omega_c = 15 \text{ м/с}$). Об'ємна витрата котельної пари:

$$V_p = \frac{P_{\varrho}}{\rho_{\text{кп}}}, \quad (2.53)$$

де $\rho_{\text{кп}}$ – густина котельної пари; $\rho_{\text{кп}} = 0,597 \text{ кг/м}^3$.

$$V_p = \frac{0,69}{0,597} = 1,15 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Тоді діаметр патрубка введення грійючої котельної пари буде дорівнювати:

$$d = \sqrt{\frac{1,15}{0,785 \cdot 15}} = 0,312 \text{ м},$$

приймаємо $d = 350 \text{ мм}$.

2.6 Гідравлічний опір колони

Гідравлічний опір тарілок колони:

$$\Delta P_{\kappa} = \Delta P_{\varrho} \cdot N_{\varrho} + \Delta P_{\text{н}} \cdot N_{\text{н}}, \quad (2.54)$$

Повний гідравлічний опір тарілки складається із трьох складових:

$$\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_n + \Delta P_{\sigma}, \quad (2.55)$$

де ΔP_c – гідравлічний опір сухої (незрошуваної) тарілки;

ΔP_n – гідравлічний опір газорідинного шару (піни) на тарілці;

ΔP_σ – гідравлічний опір, обумовлений силами поверхневого натягу.

Гідравлічний опір сухої тарілки:

$$\Delta P_c = \zeta \frac{\omega^2 \cdot \rho_y}{2F_c^2}, \quad (2.56)$$

де ζ – коефіцієнт опору сухої тарілки; для тарілок із S-образних елементів $\zeta = 4,1$;

ω – середня швидкість пари в колоні, м/с;

ρ_y – середня густина пари, кг/м³;

F_c – вільний перетин тарілки, м².

Для верхньої частини колони:

$$\Delta P_c^s = 4,1 \cdot \frac{0,6^2 \cdot 1,28}{2 \cdot 0,187^2} = 27 \text{ Па}. \quad (2.57)$$

Для нижньої частини колони:

$$\Delta P_c^n = 4,1 \cdot \frac{0,4^2 \cdot 1,1}{2 \cdot 0,187^2} = 10,3 \text{ Па}. \quad (2.58)$$

Гідравлічний опір піни:

$$\Delta P_n = g \cdot \rho_{cm} \cdot h_0, \quad (2.59)$$

де $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння;

ρ_{cm} – середня густина рідини; $\rho_{cm} = 885 \text{ кг/м}^3$;

h_0 – висота світлого шару рідини, м.

Для тарілок із S-образних елементів висота світлого шару рідини на тарілці:

$$h_0 = 0,0419 + 0,19h_{nep} - 0,0135\omega\sqrt{\rho_n} + 2,46q. \quad (2.60)$$

Лінійна густина зрошення:

$$q = \frac{V_p}{L_c}. \quad (2.61)$$

де V_p – об'ємна витрата рідини, м³/с;

L_c – периметр зливу.

Об'ємна витрата рідини:

$$V_p = \frac{L}{\rho_{cm}}. \quad (2.62)$$

- для верхньої частини колони:

$$V_p^e = \frac{2,42}{885} = 2,7 \cdot 10^3 \text{ м}^3/\text{с};$$

- для нижньої частини колони:

$$V_p^h = \frac{1,43}{885} = 1,6 \cdot 10^3 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Тоді лінійна густина зрошення за формулою (2.61):

- для верхньої частини колони:

$$q_{\epsilon} = \frac{2,7 \cdot 10^{-3}}{1,16} = 2,33 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}\cdot\text{с};$$

- для нижньої частини колони:

$$q_n = \frac{1,6 \cdot 10^{-3}}{1,16} = 1,38 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}\cdot\text{с}.$$

Висота світлого шару рідини на тарілці за формулою (2.60):

- для верхньої частини колони:

$$h_{\text{ог}} = 0,0419 + 0,19 \cdot 0,055 - 0,0135 \cdot 0,47 \cdot \sqrt{1,2} + 2,46 \cdot 2,33 \cdot 10^{-3} = 0,0511 \text{ м};$$

- для нижньої частини колони:

$$h_{\text{он}} = 0,0419 + 0,19 \cdot 0,055 - 0,0135 \cdot 0,47 \cdot \sqrt{1,1} + 2,46 \cdot 1,38 \cdot 10^{-3} = 0,049 \text{ м}.$$

Тоді опір шару піни:

- для верхньої частини колони:

$$\Delta P_{\text{не}} = 9,81 \cdot 885 \cdot 0,0511 = 443,6 \text{ Па};$$

- для нижньої частини колони:

$$\Delta P_{\text{ни}} = 9,81 \cdot 885 \cdot 0,049 = 425,4 \text{ Па}.$$

Гідравлічний опір обумовлений силами поверхневого натягу:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_3}, \quad (2.63)$$

де σ – поверхневий натяг рідини;

d_3 – еквівалентний діаметр, м.

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4 \cdot 20 \cdot 10^{-3}}{0,234} = 0,34 \text{ Па.}$$

Тоді повний опір однієї тарілки:

- для верхньої частини колони:

$$\Delta P_{\sigma} = 27 + 443,6 + 0,34 = 471 \text{ Па;}$$

- для нижньої частини колони:

$$\Delta P_{\sigma} = 10,3 + 425,4 + 0,34 = 436 \text{ Па.}$$

Повний гідравлічний опір еспураційної колони:

$$\Delta P_{\kappa} = 471 \cdot 12 + 436 \cdot 30 = 18,7 \text{ кПа.}$$

2.7 Вибір допоміжного обладнання

Ділянка еспураційного відділення включає в себе еспураційну колону, дефлегматор, конденсатор, насоси подачі середовищ тощо.

Розрахунок конденсатора і дефлегматора [13]. Визначаємо поверхні теплообміну апаратів:

$$F = Q/K \cdot \Delta t_{cp}, \quad (2.64)$$

де Q – теплове навантаження на апарат, Вт;

K – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²·К);

Δt_{cp} середня різниця температур, °С.

$$\Delta t_m = 78,3 - 40 = 38,3^\circ \text{C};$$

$$\Delta t_o = 78,3 - 20 = 58,3^\circ \text{C}.$$

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_o - \Delta t_m) / 2,31g \frac{\Delta t_o}{\Delta t_m}; \quad (2.65)$$

$$\Delta t_{cp} = (58,3 - 38,3) / 2,31g \frac{58,3}{38,3} = 47,62^\circ \text{C}.$$

Кількість тепла, яке відводиться з дефлегматора і конденсатора, з теплового балансу дорівнюватиме: $Q_d = 1116000$ Вт.

Із урахуванням того, що конденсатор буде забирати 10 % тепла від теплового потоку, який передається дефлегматором, можна стверджувати, що конденсатор буде відігравати важливу роль у процесі регулювання теплового режиму системи. Це означає, що ми повинні враховувати його вплив при розрахунках і забезпечити відповідний баланс тепла для досягнення бажаних результатів:

$$Q_k = 0,9 \cdot Q_d = 0,9 \cdot 1116000 = 1004400 \text{ Вт}. \quad (2.66)$$

Необхідна поверхня теплообміну дефлегматора при прийнятому коефіцієнті $K = 400 \text{ Вт} / \text{м}^2 \cdot \text{К}$ становить:

$$F = 1004400 / 400 \cdot 47,67 = 52,6 \text{ м.}$$

Приймаємо 4-х ходовий дефлегматор: діаметр 600 мм; поверхня теплопередачі $F = 84 \text{ м}^2$; кількість труб 172 шт.; довжина труб 4 м.

Поверхня теплообміну конденсатора $F = 26 \text{ м}^2$; діаметр кожуха $D_k = 400 \text{ мм}$; кількість труб 111 шт.; довжина труб 3 м; діаметр труби 25×2 мм.

Розрахунок об'єму ємності бражного дистиляту [13]. Об'єм ємності вихідного розчину:

$$V_f = \frac{G_f \cdot \tau}{\rho \cdot \phi}, \quad (2.67)$$

де G_f – кількість вихідного розчину;

τ – тривалість робочої зміни;

ρ – густина розчину;

ϕ – коефіцієнт заповнення ємності.

$$V_f = \frac{0,566 \cdot 21600}{903 \cdot 0,9} = 15 \text{ м}^3.$$

Приймаємо дві ємності загальним обсягом 18 м^3 (діаметр 2 м, висота 3 м).

Розділ 3

Проектно-конструкторська частина

3.1 Вибір конструкційних матеріалів [11, 12]

При виборі матеріалів для ключових компонентів проектного обладнання розглядаються наступні критичні характеристики, які мають визначальне значення для його функціональності та довговічності:

1. **Міцність.** Забезпечення достатньої міцності матеріалу важливо для запобігання можливим поломкам та пошкодженням обладнання під час експлуатації.
2. **Жаростійкість і жароміцність.** Матеріал повинен витримувати високі температури та зберігати свої властивості при екстремальних умовах операцій.
3. **Корозійна стійкість.** Матеріал повинен бути стійким до корозії при контакті з агресивними середовищами або хімічними реакціями.
4. **Фізичні властивості.** Властивості, такі як теплопровідність, теплова розширюваність та електрична провідність, також мають важливе значення для правильної роботи обладнання.
5. **Технологічні характеристики.** Здатність матеріалу до обробки та формування відповідно до необхідної конструкції.
6. **Стійкість до старіння.** Здатність матеріалу зберігати свої властивості та якість протягом тривалого періоду експлуатації.
7. **Склад і структура матеріалу.** Композиція і будова матеріалу повинні бути збалансованими для досягнення бажаних властивостей.
8. **Вартість і доступність.** Врахування економічних аспектів та можливості отримання матеріалу.
9. **Наявність стандартів та сертифікатів.** Перевірка відповідності матеріалу стандартам та технічним вимогам, а також наявність відповідних сертифікатів від заводу-виробника.

При проектуванні обладнання, яке буде встановлено на відкритому повітрі, додатково важливо переконатися, що обрані матеріали відповідають спеціальним вимогам, які специфікують вимоги щодо якості матеріалів у зовнішніх умовах. Ретельний підбір та перевірка матеріалів є важливим етапом в проектуванні обладнання для забезпечення безпеки та надійності його експлуатації.

В хімічному машинобудуванні дуже поширеними є корозійностійкі сталі аустенітного класу, такі як 12X18H9T, 04X18H10, 08X18H10T, 12X18H10T та інші. Вони славляться своєю майже універсальною стійкістю до більшості окислювальних та агресивних середовищ. Окрім цього, ці сталі дуже добре піддаються деформації як при високих, так і при низьких температурах і легко піддаються зварюванню. Однак через їхню велику в'язкість, їхню механічну обробку виявляється складнішою порівняно з іншими сталями, наприклад, тими, які мають мартенситну структуру.

Також на ринку використовуються корозійностійкі сталі феритного класу, такі як 12X17, 08X17T, 15X25T та інші. Вони володіють високою стійкістю до впливу фосфорної та оцтової кислот при різних концентраціях та температурах, зокрема азотної кислоти при концентраціях до 65% при температурі до +40°C. Проте, недоліком цього типу сталей є низька ударна в'язкість у зоні зварних швів.

Сталі аустенітно-феритного класу, такі як 08X22H6T, 12X21H5T та інші, також відзначаються високою корозійною стійкістю, схожою до аустенітних сталей. Проте, вони мають свої переваги, такі як економне легування дефіцитним нікелем, меншу схильність до міжкристалічної корозії та корозійного розтріскування під навантаженням. Крім того, вони мають підвищені механічні властивості при поставці.

При виборі матеріалів для хімічного машинобудування необхідно бути обережним і враховувати специфічні вимоги і умови роботи обладнання для забезпечення надійності та ефективності всього процесу.

У контексті нашого проекту, основні компоненти епіюраційної колони виготовлені з високоякісної сталі 12Х18Н10Т, що відзначається високою корозійною стійкістю та властивостями, які забезпечують ефективну роботу процесу. Опорна структура апарату виготовлена зі сталі Ст3, яка забезпечує необхідну міцність і стабільність обладнання. Для ущільнення фланцевих з'єднань використовуються прокладки із фторопласта, які володіють відмінною герметичністю та хімічною стійкістю.

Цей підбір матеріалів є результатом ретельного розгляду вимог до обладнання та умов його експлуатації. Використання відповідних матеріалів для кожної частини апарату допомагає забезпечити надійність та продуктивність епіюраційної колони під час її роботи.

3.2 Розрахунки апарата на міцність, стійкість та герметичність

Товщина стінки апарату для циліндричної обичайки визначається за формулою:

$$S_p = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{p_p \cdot D_e}{2\phi[\sigma] - p_p} \\ \frac{p_n \cdot D_e}{2\phi[\sigma]_n - p_n} \end{array} \right. \quad (3.1)$$

де P_p – розрахунковий тиск, МПа;

P_n – пробний тиск, МПа;

D_B – зовнішній діаметр, мм;

$[\sigma]$ – нормативне допустиме напруження, МПа;

ϕ – коефіцієнт міцності зварних з'єднань.

Знаходимо величину нормативного допустимого напруження для сталі 12Х18Н10Т при розрахунковій температурі:

$$[\sigma] = 145 \text{ МПа.}$$

Допустиме напруження при гідравлічних випробуваннях:

$$[\sigma]_n = \frac{\sigma_{T20}}{1,1}, \quad (3.2)$$

де σ_{T20} – межа плинності матеріалу при температурі $t = 20^\circ C$.

$$[\sigma]_n = \frac{240}{1,1} = 218 \text{ МПа.}$$

Пробний тиск при гідравлічних випробуваннях:

$$p_n = \max \left\{ \begin{array}{l} 1,25 \cdot p \cdot \frac{[\sigma]^{20}}{[\sigma]} \\ p + 0,3 \end{array} \right\}; \quad (3.3)$$

$$p_n = \max \left\{ \begin{array}{l} 1,25 \cdot 0,12 \cdot \frac{240}{145} \\ 0,12 + 0,3 \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} 0,25 \\ 0,42 \end{array} \right\} = 0,42 \text{ МПа.}$$

Тоді розрахункова товщина стінки циліндричної обичайки дорівнює:

$$S_p = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{0,12 \cdot 1600}{2 \cdot 1 \cdot 145 - 0,12} \\ \frac{0,42 \cdot 1600}{2 \cdot 1 \cdot 218 - 0,42} \end{array} \right\} = \max \left\{ \begin{array}{l} 0,66 \\ 1,54 \end{array} \right\} = 1,54 \text{ мм.}$$

Виконавча товщина стінки циліндричної обичайки:

$$S = S^p + C_1 + C_2 + C_3 \quad (3.4)$$

де $C_1 = \Pi \cdot \tau$ – корозійна прибавка (Π – проникність матеріалу, мм на рік;
 τ – термін служби апарату);
 C_2 – прибавка на ерозію;
 C_3 – технологічна прибавка.

Згідно рекомендацій: $C_2=0$, $C_3=0$, $\Pi=0,145$ мм/рік, $\tau=15$ років.

$$C_1 = 0,145 \cdot 15 = 2,175.$$

Тоді:

$$S = 1,54 + 2,175 = 3,715 \text{ мм.}$$

Приймаємо стандартну товщину листа для виготовлення обичайки $S = 6,0$ мм.

Визначимо товщину днища апарату:

$$S_p^u = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{p_p \cdot D_s}{2\phi[\sigma] - 0,5 \cdot p_p} \\ \frac{p_n \cdot D_s}{2\phi[\sigma]_n - 0,5 \cdot p_n} \end{array} \right\}; \quad (3.5)$$

$$S_p^u = \max \left\{ \begin{array}{l} \frac{0,12 \cdot 1600}{2 \cdot 1 \cdot 145 - 0,5 \cdot 0,12} \\ \frac{0,42 \cdot 1600}{2 \cdot 1 \cdot 218 - 0,5 \cdot 0,42} \end{array} \right\} = \max \left\{ \begin{array}{l} 0,66 \\ 1,54 \end{array} \right\} = 1,54 \text{ мм.}$$

Також приймаємо стандартну товщину листа для виготовлення днища $S^u = 6,0$ мм.

Розділ 4

Будівельно-монтажна частина

4.1 Обґрунтування компоновання обладнання установки [14]

Установки для брагоректифікації та обладнання для спиртоприймальних відділень можуть розташовуватися в окремих будівлях або у відокремлених частинах будівель, які мають якісно відокремлені стіни від інших об'єктів капітального будівництва. Важливо зауважити, що ці приміщення повинні відповідати всім вимогам, які встановлені нормами СНіП для приміщень, призначених для виробництва продукції категорії А.

Це відокремлення і відповідність нормативам мають на меті забезпечити безпеку та відокремлення процесів брагоректифікації та спиртоприймання від інших виробничих або адміністративних зон для запобігання можливим ризикам та нещасним випадкам. Такий підхід допомагає забезпечити ефективну та безпечну роботу спиртовиробничого підприємства.

Монтаж апаратури та обладнання брагоректифікаційних установок вимагає точного виконання технологічної схеми, і цей процес повинен бути відображений відповідно до задуманої технології. У встановках, де передбачений переміщення спиртних продуктів з одного апарату до іншого, це зазвичай здійснюється двома способами: самопливом та за допомогою насосної системи. При цьому розташування обладнання важливо виконувати з урахуванням відповідних висотних відміток, і починаючи з монтажного (умовного) нуля.

Планування розташування обладнання може варіюватися в залежності від вимог і може бути реалізоване в різних варіантах. Зокрема, колони можуть розміщуватися в один або два ряди, а також у формі "Г" або "П". У міжповерхових перекриттях слід залишати спеціальні монтажні отвори, площа яких становить від 1/5 до 1/10 загальної площі приміщень на плані. Важливо враховувати, що розміри проєктів мають бути достатньо великими для транспортування (підняття або опускання) найбільших об'єктів, таких як теплообмінники і сегменти колони, що перевищують за розміром звичайні.

При плануванні розташування обладнання на плані та в просторі, важливо також передбачити забезпечення можливості обслуговування, спостереження, регулювання, очищення та ремонту обладнання та трубопроводів. Це допоможе забезпечити безперебійну та ефективну роботу БРУ та зменшити можливість виникнення непередбачених проблем.

Необхідно ретельно переглянути компоновку, надаючи перевагу розташуванню обладнання на найбільш навантажених ділянках. Важливо, щоб в компоновках був чітко визначений порядок обслуговування колон, контрольних спиртовимірювальних апаратів, дефлегматорів, конденсаторів, ротаметрів та іншого обладнання та приладів.

Основна лінія розміщення колони повинна бути віддаленою від стінок не менше, ніж на 1,5 діаметра колони, що має найбільший діаметр серед усіх колон в ряду. Потрібно забезпечити вільний доступ між дефлегматорами, які встановлені паралельно, забезпечуючи прохід не менше 1 метра для можливості здійснення огляду та обслуговування.

Якщо колони розташовуються в лінію, де передбачено вільний фронт принаймні 2,5 метра, то між теплоізованими колонами повинно бути забезпечено відстань не менше 1 метра. У випадку, коли колони розташовуються у дві лінії, важливо забезпечити відстань між основними лініями колон, яка не менше 2,5 діаметра колони, яка має найбільший діаметр серед усіх колон в рядах.

Компонування основного технологічного обладнання має бути спроектоване таким чином, щоб обслуговування всієї технологічної схеми було максимально зручним, швидким та відповідало принципам ергономіки. Рациональне розташування обладнання забезпечує ефективну та безпечну роботу спиртовиробничого обладнання і сприяє уникненню непередбачених проблем.

Для розташування дефлегматорів, слід обирати місце з урахуванням декількох важливих факторів. Спершу, необхідно дотримуватися мінімальної відстані між дефлегматорами та колонами, забезпечуючи при цьому оптимальні умови для ефективного очищення та можливості заміни теплообмінних труб.

Для дефлегматорів, що розташовані перпендикулярно до стіни, важливо, щоб відстань від кришок дефлегматора до стін становила не менше 1 метра. З іншого боку дефлегматора повинен залишатися вільний простір, довжина якого не менше, ніж довжина теплообмінної труби дефлегматора.

Коли мова йде про розташування конденсаторів і спиртоуловлювачів, їх краще розміщувати поруч з дефлегматорами. Для полегшення обслуговування і забезпечення логічної організації комунікацій, рекомендується групувати конденсатори, наприклад, у дві групи: перша група включає конденсатори БК і ЕК, а друга група – конденсатори РК і спиртоуловлювачі, які встановлені після колонні остаточного очищення.

Важливо зауважити, що всі засоби управління роботою брагоректифікаційної установки слід концентрувати на майданчику обслуговування, зазвичай це другий поверх установки. Такий підхід забезпечує зручний доступ до контрольних панелей та засобів управління для ефективного керування та моніторингу роботи установки.

При виконанні монтажу трубопроводів необхідно дотримуватися низки важливих правил, що забезпечують надійну та ефективну роботу системи:

1. Важливо забезпечити точну відповідність діаметрів комунікацій та штуцерів в апаратах, до яких вони приєднуються. Недотримання цього правила може призвести до ускладнень в управлінні та автоматизації системи, що в свою чергу може вплинути на її ефективність.
2. При установці регулюючих клапанів на прямих ділянках трубопроводу, до і після клапану повинно залишатися не менше 8 діаметрів труби. Це гарантує правильне функціонування клапану та забезпечує можливість зручного регулювання потоків.
3. Дотримуйтесь необхідних ухилів у трубопроводах, уникаючи будь-яких П-подібних ділянок і прогинів на горизонтальних ділянках. Це допомагає запобігти накопиченню рідини та гарантує стабільний рух спиртних продуктів.

4. На П-подібних ділянках переточних водяних комунікацій, які з'єднують дефлегматори і конденсатори, слід встановлювати дренажні повітряники. Вони мають висоту 1,5–2 метри і обладнані відповідною арматурою для забезпечення нормальної роботи системи.
5. Глибина затворів на флегмових комунікаціях повинна бути не менше 1,5 метра для брагоректифікаційної установки з непрямим дією пари.
6. Ділянки трубопроводів, що подають котельну пару в колони, повинні бути виконані у формі "П" з висотою від 1,2 до 1,5 метрів вище рівнів введення пари в колони.
7. Паропроводи повинні мати ухили на всій довжині, що забезпечують сток конденсату. Це допомагає уникнути накопичення води в трубах та забезпечити безперебійний рух пари в системі.

Дотримання цих правил гарантує правильний та ефективний монтаж трубопроводів, що є критично важливим для безперебійної роботи брагоректифікаційної установки.

4.2 Монтаж та ремонт тарілчастої ректифікаційної колони [15]

Під час монтажу брагоректифікаційної установки (БРУ), особливу увагу необхідно приділяти процесу збірки колони. Важливо, щоб колони були точно та вертикально встановлені, а тарілки знаходилися в горизонтальному положенні. Не менш важливо ретельно складати царги колони так, щоб вони стикувалися одна з одною без будь-якого зазору і встановлювалися безперешкодно одна на іншу. Під час збірки царги слід забезпечувати їх вільне і щільне поєднання, а також слід ретельно перевіряти кріпильні стійки між тарілками. У випадку, якщо необхідно, їх висоту можна змінювати для забезпечення точного підгону.

При монтажі повністю зібраного апарата спочатку збирають апарат із блоків, а потім виконують приварювання опори. Частина апарата, які мають стикуватися, підтягуються один до одного за допомогою трубоукладачів або

тракторів. Для досягнення точності стиків, по всьому периметру однієї зі стикуючих частин, приварюють вісім або більше напрямних планок. Після зачеплення стику короткими звареними швами, займаються відрізанням зайвого матеріалу газокисневим різанням.

Зварювання проводять відповідно до заводських контрольних риск, які нанесені на корпусах. Розмірні відхилення стиків повинні знаходитися в межах допустимих норм. Зокрема, зміщення кромки в кільцевих швах не повинно перевищувати 10 % товщини листа апарата. У випадку двошарової сталі розміри кромки не повинні перевищувати товщини шару.

Під час зварювання слід ретельно контролювати зазори, які мають залишатися в межах 2–4 мм, незалежно від товщини листів обох частин. Кромки зварювальних частин обов'язково очищаються металевими щітками. Прихватку, а також повне зварювання, виконують електродами, які передбачені проектом.

Загалом, монтаж еспураційної колони є важливою складовою будівництва та налаштування обладнання для дистиляції або ректифікації рідини, який включає в себе декілька ключових етапів та вимагає досвіду та фаховості. Розглянемо загальну інструкція щодо монтажу еспураційної колони:

1. Підготовчий етап:

- Визначення місця для монтажу колони та підготовка фундаменту, який повинен бути стійким та рівним.
- Перевірка комплектації обладнання та наявності всіх необхідних деталей.
- Перевірка дотримання всіх безпекових вимог та норм при монтажі.

2. Монтаж колони:

- Встановлення основного корпусу колони на фундаменті та його забезпечення стійким закріпленням.
- Поступове додавання секцій (тарілок) колони у відповідному порядку. Зв'язки між секціями мають бути надійними та герметичними.

- Підключення всіх необхідних комунікаційних та трубопровідних систем, які забезпечують подачу сировини та відводять фракції продукту.

3. Налаштування та перевірка:

- Після монтажу важливо перевірити всі з'єднання та стики на герметичність.
- Проведення ініціального тестування для перевірки роботи колони, а саме її тисків, температур та регулюючих пристроїв.
- Налаштування контрольних систем та засобів вимірювання.

4. Документація та документування:

- Ведення документації щодо монтажу та налаштування, включаючи всі діаграми, схеми та дані про настройку.
- Оформлення актів та протоколів з перевірки роботи колони та її безпечного функціонування.

5. Основні рекомендації:

- Монтаж епюраційної колони повинен виконуватися професіоналами, які мають досвід у сфері хімічних технологій та обладнання.
- Дотримання всіх безпекових норм та правил під час монтажу та налаштування.
- Ретельна перевірка та регулювання всіх параметрів колони з метою досягнення необхідної продуктивності та якості.

Завершуючи монтаж епюраційної колони, важливо запевнити її надійну роботу та дотримання всіх стандартів безпеки та якості продукту. Для цього рекомендується залучати фахівців з відповідним досвідом та знаннями.

Ремонт епюраційної колони – це важливий процес, спрямований на відновлення її працездатності та безпечності експлуатації. Тут наведено загальну інструкцію для технології ремонту епюраційної колони:

1. Підготовчий етап:

- Перш ніж розпочати ремонт, слід ретельно вивчити документацію на колону, включаючи плани та схеми.

- Підготуйте робоче місце та забезпечте необхідні інструменти та обладнання для ремонту.
 - Забезпечте безпеку робочого процесу, включаючи захист від потенційних небезпек, таких як хімічні речовини, токсичні гази, високий тиск і т. д.
2. Демонтаж та діагностика:
- Почніть з розбирання колони, знімаючи всі деталі та компоненти.
 - Проведіть діагностику стану всіх деталей та компонентів, виявляючи пошкодження, корозію, зношеність, витікання тощо.
3. Очищення та підготовка:
- Всі деталі та компоненти слід ретельно очистити від бруду, пилу, корозії і старого покриття.
 - Провести обробку корозійних пошкоджень, заміни пошкоджених частин або компонентів.
4. Заміна та відновлення:
- Замініть всі пошкоджені або зношені деталі, включаючи тарілки, ущільнювачі, теплообмінники тощо.
 - Відновіть або замініть ізношені герметичні ущільнювачі та фланці.
 - Перевірте стан ущільнень і манжет на всіх з'єднаннях та, за необхідності, замініть їх.
5. Збірка та встановлення:
- Поставте всі відремонтовані компоненти та деталі на свої місця відповідно до схеми та плану.
 - Забезпечте правильну герметичність і затяжку всіх з'єднань та кріпильних елементів.
6. Налаштування та тестування:
- Після збірки відновлену колону налаштовують на роботу з урахуванням вимог технологічного процесу.
 - Проводять тестування та перевірку роботи всіх систем, включаючи контроль тиску, температури, рівнів і якості виробленої продукції.

7. Документація та звітність:

- Ведення документації про виконані роботи, зокрема, щодо замінених деталей, налаштувань, тестування і т. д.
- Завершення всіх необхідних форм та звітів, зокрема, стосовно безпеки робіт та відповідності стандартам.
- Пусконаладжувальні роботи. Після успішного ремонту та тестування провести пусконаладження обладнання та налаштування для нормальної роботи виробничого процесу.
- Запуск в експлуатацію. Після завершення всіх робіт та підтвердження безпеки та ефективності, епюраційну колону можна вводити в експлуатацію.

Слід пам'ятати, що ремонт епюраційної колони – це важливий процес, який вимагає точності, досвіду та відповідності всім нормативам і стандартам безпеки. У разі відсутності необхідних навичок та знань, ремонт слід доручити кваліфікованим фахівцям.

Розділ 5

Інформаційне та апаратурне забезпечення автоматизованого керування

5.1 Вибір і обґрунтування параметрів контролю і регулювання

Система управління виробництвом спирту є складною та високоефективною, і вона складається з різних взаємопов'язаних контурів регулювання, кожен з яких відповідає за певний аспект та функцію у процесі виробництва спирту. Ось розширена інформація щодо цих контурів:

1. Контур регулювання подачі флегми:

Цей контур відповідає за регулювання подачі флегми (суміші води та спирту) до дистиляційної колони. Він забезпечує контроль та налагодження показника ефективності процесу дистиляції.

2. Контур регулювання подачі холодоагенту:

Цей контур важливий для забезпечення матеріального балансу по паровій фазі. Він контролює подачу холодоагенту, який використовується для конденсації парів і отримання рідкого спирту.

3. Контур регулювання відбору флегми:

Цей контур відповідає за матеріальний баланс по рідкій фазі у верхній частині дистиляційної колони. Він контролює відбір флегми з колони, забезпечуючи ефективну дистиляцію.

4. Контур регулювання відбору кубового продукту:

Цей контур важливий для матеріального балансу у нижній частині колони. Він контролює відбір кубового продукту, тобто чистого спирту, забезпечуючи якість та кількість продукту.

5. Контур стабілізації витрати живлення:

Цей контур відповідає за забезпечення матеріального балансу по всій речовині в системі. Він допомагає у видаленні найбільш істотних збурень та

підтримує задане положення робочої області колони, стабілізуючи продуктивність установки.

6. Контур стабілізації витрати граючої пари:

Цей контур важливий для забезпечення теплового балансу установки.

Він дозволяє контролювати витрату граючої пари, що використовується для нагріву та дистиляції рідини у колоні.

Ці контури регулювання разом забезпечують ефективну та стабільну роботу системи виробництва спирту, дозволяючи досягати заданих характеристик та якості продукту. Вони виконують ключову роль у керуванні та оптимізації процесу дистиляції і забезпечують надійність та безпеку виробництва.

Управління процесом ректифікації виробництва спирту базується на дотриманні та регулюванні різних параметрів і факторів, щоб забезпечити ефективний та стабільний вихід цільового продукту – дистиляту. Одним із ключових показників ефективності цього процесу є склад цільового продукту. Мета управління полягає в підтримці сталого складу дистиляту, незважаючи на можливі зміни в складі вихідної суміші.

Розглянемо деякі важливі аспекти цього процесу:

1. Температура вихідної суміші. Температура важлива, оскільки вона впливає на те, як суміш надходить в дистиляційну колону. Якщо суміш надходить при нижчій температурі, ніж температура кипіння, вона повинна бути нагріта до температури кипіння парою з нижньої частини колони. Це дозволяє уникнути конденсації парів, що може порушити режим процесу.

2. Склад дистиляту (концентрація Y). Склад дистиляту визначається кількома параметрами, такими як концентрація X , температура кипіння t рідини та тиск пари P над рідиною. Для досягнення певної концентрації в дистиляті потрібно стабілізувати лише два з цих параметрів, наприклад, тиск P і концентрацію X .

3. Стабілізація тиску та температури. Для стабілізації тиску можна використовувати зміну витрати пари, і виконавчий пристрій розташовують на шлемовій трубі, що з'єднує верхню частину колони з дефлегматором. Стабілі-

зація тиску важлива для підтримання нормального гідродинамічного режиму колони.

4. Регулювання витрати флегми. Концентрація дистилляту може бути регульована зміною витрати флегми. Збільшення витрати флегми сприяє збільшенню кількості низькокиплячого компонента в дистилляті і навпаки.

Для досягнення мети управління ректифікацією, необхідно враховувати і регулювати кілька параметрів, таких як тиск, температура та витрати флегми, щоб забезпечити стабільну та ефективну роботу процесу. Це допомагає досягти високої якості та кількості цільового продукту – дистилляту, і забезпечує надійність та безпеку виробництва.

5.2 Вибір і обґрунтування технічних засобів автоматизації

При виборі приладів для автоматизації важливо враховувати деякі ключові критерії, які сприятимуть ефективній та безпечній роботі системи контролю та регулювання виробництва. Переконаймося, що обраний інструментарій відповідає потребам та вимогам виробництва:

Серійність та надійність. Важливо вибрати прилади, які вже пройшли серійне виробництво і мають добру репутацію на ринку. Це гарантує, що вони перевірені часом і надійні в експлуатації.

Локальне виробництво. Де можливо, рекомендується віддавати перевагу приладам, які виготовляються на місці, наприклад, в Україні. Це сприяє підтримці внутрішнього ринку та може забезпечити більш швидкий доступ до сервісу та запасних частин.

Діапазон вимірювань. Прилади повинні відповідати необхідному діапазону вимірювань для ефективного контролю процесу. Забезпечення вимірювань в межах потрібного діапазону допоможе точно визначати параметри виробництва.

Пожежонебезпека. Враховуючи особливості спиртового виробництва, де пожежонебезпека може бути підвищеною, розумно використовувати пнев-

матичні прилади. Вони можуть бути менш вразливими до пожежі та ефективно працювати в умовах високої температури та вологості.

Проведення, контроль і регулювання процесу. Обирайте прилади, які дозволяють проводити, контролювати і регулювати процес виробництва. Це дозволить забезпечити стабільність та якість виробництва.

Отже, вибір приладів для автоматизації повинен бути обґрунтованим і враховувати специфіку вашого виробництва. Надійність, вимірювальний діапазон, безпека та можливість контролю – це ключові фактори, які слід враховувати при прийнятті рішення щодо обрання приладів.

Автоматичний контроль температури виробничих процесів є критично важливою функцією для забезпечення якості та ефективності виробництва. Фірма SIEMENS пропонує різноманітні вимірювальні перетворювачі температури, представлені в сімействі SITRANS T. Ці термоперетворювачі, включаючи опорні та термопарні датчики, призначені для надійного та точного вимірювання температури в різноманітних умовах, включаючи надзвичайно вимогливі.

Датчики SIEMENS SITRANS T знайшли широке застосування у різних галузях промисловості, включаючи хімічну, фармацевтичну, харчову, енергетичну та інші. Це свідчить про їхню універсальність і надійність в умовах, де вимагається точне і надійне вимірювання температури.

Завдяки своїм високим технічним характеристикам, ці перетворювачі здатні працювати в екстремальних умовах, де температурні коливання можуть бути значними. Вони забезпечують стабільну та точну інформацію про температуру, що допомагає підтримувати оптимальні умови виробництва і досягати високої якості продукції.

Такий рівень автоматизації та контролю температури дозволяє підприємствам підтримувати високий стандарт якості своєї продукції та знижувати ризики виробничих неполадок. SIEMENS SITRANS T є надійними партнерами для будь-якої промислової галузі, де керуються температурними параметрами для досягнення оптимальних результатів виробництва.

Сімейство витратомірів SITRANS F від компанії SIEMENS володіє універсальними можливостями і є ідеальним рішенням для точного та надійного вимірювання витрати різних середовищ. Ці витратоміри використовують сучасні і випробувані часом методи вимірювання витрати, що робить їх важливим компонентом в численних галузях промисловості.

Однією з серій витратомірів від SIEMENS є перетворювач SITRANS F серії M Magflo, який базується на принципі магнітоіндукційного вимірювання витрати. Ці витратоміри відомі своєю здатністю точно вимірювати витрату електропровідних рідин і суспензій у різних умовах.

Цей тип витратомірів є надійним та ефективним засобом контролю витрати рідин, і вони широко використовуються у промисловості для вимірювання витрати рідин та суспензій з високою точністю. Їхні перевірені часом технології дозволяють забезпечувати стабільний та точний контроль за витратою середовища, що є критичним для багатьох виробничих процесів.

Завдяки можливостям SITRANS F серії M Magflo, підприємства можуть забезпечувати якість та ефективність своєї продукції, моніторити та контролювати витрату рідин з високою точністю та надійністю в різних галузях промисловості.

Сімейство приладів SIEMENS для контролю рівня рідких і сипких середовищ представлено в серії SITRANS L і надає можливість вирішувати різноманітні завдання, пов'язані з вимірюванням і контролем рівня рідин та сипких речовин. Серія SITRANS L включає в себе різноманітні прилади із високою функціональністю, які можуть використовуватися для вирішення широкого спектру завдань.

Один із таких приладів – сигналізатор граничного рівня Pointek CLS 200. Цей сигналізатор відзначається універсальністю та високою хімічною стійкістю, що дозволяє йому працювати в різних умовах та в різних середовищах. Він призначений для виявлення граничного рівня рідин у ємностях і здатний надійно контролювати рівень різноманітних рідин навіть в умовах, де хімічна агресивність середовища може бути високою.

Використання приладів з серії SITRANS L, таких як сигналізатор граничного рівня Pointek CLS 200, дозволяє підприємствам забезпечувати безпеку та ефективність своїх процесів контролю рівня рідин та сипких речовин, забезпечуючи надійне виявлення рівня та вчасне сповіщення про можливі відхилення.

Сімейство вимірювальних перетворювачів SITRANS P від компанії SIEMENS призначене для різноманітних завдань вимірювання тиску та рівня рідин, газів і пароподібних середовищ. Воно включає в себе різні типи перетворювачів, які забезпечують вимірювання надлишкового, вакууметричного, абсолютного і диференціального тиску, а також гідростатичного рівня рідини у ємностях.

Один із представників цієї серії - перетворювач SITRANS P серії ZD. Цей перетворювач призначений для вимірювання надлишкового та абсолютного тиску і оснащений цифровим індикатором, що спрощує процес вимірювання та спостереження за тиском.

Застосування перетворювачів SITRANS P в різних галузях промисловості дозволяє вирішувати завдання контролю тиску і рівня рідин та газів з точністю і надійністю, що є важливим для забезпечення ефективності та безпеки виробничих процесів.

Розділ 6

Охорона праці та довкілля.

Аналіз небезпечних та шкідливих факторів виробництва [16, 17]

Аналіз небезпечних та шкідливих факторів у виробництві етанолу включає в себе вивчення різних аспектів, пов'язаних з безпекою та охороною здоров'я працівників у процесі виробництва. Основними небезпечними та шкідливими факторами у виробництві етанолу можуть бути:

Хімічні речовини. Етанол є основним продуктом виробництва, і під час його виробництва та обробки можуть використовуватися інші хімічні речовини, такі як кислоти, лужні речовини, каталізатори і т. д. Вони можуть бути небезпечними при некоректному використанні.

Пожежа та вибух. Етанол – легкозаймиста речовина, і під час його виробництва, зберігання та транспортування існує ризик пожежі та вибуху, особливо в присутності відкритого вогню або нагрітих обладнання.

Токсичні гази і пари. Під час виробництва етанолу можуть утворюватися токсичні гази та пари, такі як ацетальдегід або ацетон, які можуть бути шкідливими для здоров'я працівників при інгаляції.

Електричний струм. Електрообладнання, яке використовується у виробництві, може становити загрозу через можливість короткого замикання або інших електричних аварій.

Ергономічні ризики. Робота з важким обладнанням та вантажами, а також незручна позиція під час процесу може призводити до м'язових та скелетних захворювань.

Шум та вібрація. Деякі етапи виробництва можуть супроводжуватися високими рівнями шуму та вібрації, що може впливати на слух та загальний стан працівників.

Термічний комфорт. Робоче середовище у виробництві етанолу може бути підвищеної температури або холоду, що може впливати на комфорт працівників та їх здоров'я.

Для зменшення ризиків та забезпечення безпеки працівників у виробництві етанолу необхідно виконувати наступні заходи:

- впровадження правильних процедур обробки та зберігання хімічних речовин;
- забезпечення належної вентиляції та контролю рівнів токсичних газів та парів;
- використання вибухозахищеного обладнання та встановлення системи аварійного газового сповіщення;
- навчання працівників правилам безпеки та надання необхідного захисту (захисний одяг, респіратори, окуляри тощо);
- проведення періодичних оглядів та аудитів щодо безпеки працівників і виробництва в цілому;
- виконання стандартів охорони навколишнього середовища та дотримання вимог щодо видалення відходів та реагентів.

Актуальні ризики можуть варіюватися в залежності від конкретного процесу та умов виробництва, тому важливо провести детальний аналіз та розробити план дій для їхньої мінімізації.

Охорона праці на брагоректифікаційній установці виробництва етилового спирту – це також дуже важлива частина виробничого процесу, оскільки виробництво спирту може бути пов'язане з численними небезпеками для здоров'я працівників та безпеки виробничого процесу загалом.

Ось кілька ключових аспектів охорони праці, які слід враховувати на брагоректифікаційній установці:

1. Навчання та підготовка працівників. Усі працівники, які працюють на брагоректифікаційній установці, повинні бути наділені необхідними знаннями щодо безпеки та правил роботи. Вони повинні знати, як взаємодіяти з обладнанням, розпізнавати небезпечні ситуації та діяти відповідно.
2. Використання засобів індивідуального захисту (ЗІЗ). Протягом робочого дня працівники повинні використовувати необхідний ЗІЗ для за-

хисту від потенційних небезпек, таких як захист очей, респіратори, виробничий одяг і т. д.

3. Перевірка та обслуговування обладнання. Регулярна перевірка та обслуговування брагоректифікаційної установки є важливою частиною охорони праці. Брак обладнання може призвести до аварій та травм працівників.
4. Управління небезпечними речовинами. Застосовуються спеціальні процедури для взаємодії з небезпечними речовинами, які можуть використовуватися під час виробництва спирту.
5. Аварійний план і навчання. Процедури для дій у випадку аварій повинні бути розроблені та регулярно навчати працівників, щоб вони знали, як діяти у випадку небезпечних ситуацій.
6. Забезпечення провітрювання і видалення парів. Важливо забезпечити належну вентиляцію та видалення парів, оскільки виробництво спирту може супроводжуватися викидами шкідливих речовин.
7. Електробезпека. Установки повинні відповідати електробезпеці, і працівники повинні використовувати безпечні методи роботи з електрообладнанням.
8. Контроль за пожежою і рятувальні заходи. Повинні бути встановлені системи контролю за пожежою та доступні засоби для рятування та пожежогасіння.
9. Санітарні умови. Виробничі приміщення повинні відповідати санітарним стандартам, і працівники повинні дотримуватися правил особистої гігієни.
10. Моніторинг і контроль. Системи моніторингу можуть використовуватися для виявлення небезпек та відстеження параметрів виробничого процесу.

Також важливо звертатися до місцевих нормативів та спеціалістів з охорони праці для розробки детального плану охорони праці для конкретного підприємства.

Висновки

У ході проведення дослідження було проведено аналіз доступних літературних джерел, який був спрямований на вивчення різних аспектів тематики даної роботи. Основною метою цього літературного огляду було дослідження технологічних схем брагоректифікаційних установок, а також виявлення можливостей їх модернізації та вдосконалення. Під час аналізу розглянуто варіанти різних технологічних схем брагоректифікаційних установок. Це дозволило отримати більше інформації про різні підходи та практичні досвіди в галузі ректифікації браги. Основним результатом літературного огляду стало запропоноване покращення (модернізація) епіюраційної колони. Ця модернізація передбачає використання нової конструкції контактних пристроїв. Зокрема, рекомендується замінити існуючі клапанні тарілки на більш ефективні тарілки, що мають форму S-подібних елементів. Це покращення позитивно впливає на продуктивність та якість ректифікаційного процесу у брагоректифікаційній установці, що дозволяє підвищити ефективність розділення компонентів, забезпечити кращу роботу контактних пристроїв та знизити можливу втрату продукту.

Також у даній кваліфікаційній роботі було виконано технологічні та конструктивні розрахунки для проєктованого апарату та проведено розрахунки на міцність і герметичність, які підтвердили працездатність та надійність роботи колони. Крім того, була розроблена схема автоматизації технологічного процесу, з використанням сучасних контрольно-вимірювальних приладів і засобів автоматизації. Приведений аналіз потенційних небезпек і шкідливостей, які можуть виникнути під час експлуатації обладнання в епіюраційному відділенні брагоректифікаційної установки, та були запропоновані заходи для їх усунення.

Список літератури

1. Спиртова промисловість: традиції та інновації. Вітчизняний та світовий досвід [Електронний ресурс] : наук.-допом. бібліогр. покажч. – Нац. ун-т харч. технол., Наук.-техн. б-ка. – Київ, 2019. – 123 с.
2. Осипенко О.П., Таран В.М., Доломакін Ю.Ю. Технологічне обладнання галузі. Виробництво етилового спирту шляхом зброджування: Конспект лекцій. – Київ : НУХТ, 2012. – 48 с.
3. Методичні вказівки до виконання магістерської кваліфікаційної роботи / укладачі: В.І. Склабінський, Я.Е. Михайловський, Р.О. Острога, М.С. Скиданенко. – Суми : Сумський державний університет, 2019. – 53 с.
4. Сухенко Ю.Г., Серьогін О.О., Сухенко В.Ю., Рябоконе Н.В. Ресурсозберігаючі технології в харчових і переробних виробництвах: [Підручник] / За ред. проф. О.О. Серьогіна. – Київ : ЦП «КОМПРИНТ», 2016. – 338 с.
5. Біоенергетика: Курс лекцій. Частина 1 [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студ. / КПІ ім. Ігоря Сікорського ; уклад.: М. О. Будько. – Електронні текстові дані. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2021. – 109 с.
6. Стабников В.Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. – Москва : Техника, 1970. – 208 с.
7. Кафаров В.В. Основы массопередачи : Учебник для студентов вузов. – 3-е изд., перераб. и доп. – Москва : Высшая школа, 1979. – 439 с.
8. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты (Методы расчета и основы конструирования). – Москва : Химия, 1978. – 280 с.
9. Цыганков П.С. Ректификационные установки спиртовой промышленности». – Москва : Легкая и пищевая промышленность, 1984. – 336 с.
10. Стабников В.Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. – Москва : Техника, 1970. – 208 с.
11. Лацинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. – Ленинград : Машиностроение, 1970. – 762 с.

- 12.Лацинский А.А. Конструирование сварных химических аппаратов : Справочник / Под ред. канд. техн. наук А.Р. Толчинского. – Ленинград : Машиностроение, 1981 – 382 с.
- 13.Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : Учебное пособие для вузов / Под ред. П.Г. Романкова. – 10-е изд. перераб. и доп. – Ленинград : Химия, 1987. – 560 с.
- 14.Методичні вказівки до вивчення дисципліни «Проектування хімічних підприємств та основи САПР» / Укл.: О. О. Ляпощенко, В. М. Маренок. – Суми : Вид-во СумДУ, 2008. – 81 с.
- 15.Обладнання заготівельних та котельно-зварювальних ділянок ремонтно-механічних цехів хімічних виробництв : навч. посіб. / С. М. Яхненко, М. С. Скиданенко, Є. М. Піддубний. – Суми : СумДУ, 2022. – 170 с.
- 16.Основи охорони праці : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл. / Р. М. Івах, Я. І. Бедрій, Б. О. Білінський, М. М. Козяр. – Київ : Кондор, 2011. – 462 с.
- 17.Шудренко І. В. Основи охорони праці : навч. посіб. / І. В. Шудренко. – Житомир : Видавець, О. О. Євенок, 2016. – 214 с.