

Білун Владислав Дмитрович

Мендзяк Василь Володимирович

Розробка та дослідження системи автоматизованого керування атмосферою
ректифікаційною колоною

Development and study of an automatic control system of an atmosphere
fractionating column

Керівник: доц. Курко А.М.

АНОТАЦІЯ

Кваліфікаційна робота магістра складається з пояснювальної записки та графічної частини (ілюстративний матеріал – слайди).

Об'єм графічної частини роботи становить ___ слайдів.

Об'єм пояснювальної записки складає ___ друкованих сторінок формату А4 (210×297), об'єм додатків – ___ друкованих сторінок формату А4.

Робота складається з шести розділів, в яких нараховується ___ рисунків та ___ таблиць з даними.

В роботі використано ___ літературних джерел.

В роботі було розроблено автоматизовану систему керування атмосферною ректифікаційною колоною на базі програмованого логічного контролера Siemens S7-1500. Було розглянуто наявні засоби, які дозволяють оптимізувати процес.

В роботі було досліджено роботу ректифікаційної колони та розраховано математичну модель керуючого процесу.

Ключові слова: ТИСК, ТЕМПЕРАТУРА, АВТОМАТИЗОВАНА СИСТЕМА, КОНТРОЛЕР, ВОЛОГІСТЬ.

ЗМІСТ

ВСТУП	5
1. АНАЛІТИЧНА ЧАСТИНА	6
1.1. Види вдосконалень ректифікаційних колон	6
2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	19
2.1 Огляд схеми функціонування технологічного об'єкту	19
3 КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	27
3.1. Опис структурної схеми АСУТП.....	27
3.2. Опис принципової схеми сигналізації і керування електроприводом.....	28
3.3. Вибір контролера для реалізації системи	31
3.4. Опис електроживлення засобів автоматизації.....	33
4 НАУКОВО-ДОСЛІДНА ЧАСТИНА	36
4.1. Дослідження роботи ректифікаційної колони періодичної дії.....	36
5. СПЕЦІАЛЬНА ЧАСТИНА.....	49
5.1. Розрахунок регулюючого клапана або частотного приводу	49
5.2. Розрахунок математичної моделі куба колони	50
6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА В НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ.....	53
6.1 Організація охорони праці при експлуатації колон.....	53
6.2 Розрахунок заземлення	55
6.3. Розрахунок стійкості об'єкта до вибуху газо-повітряної суміші	58
ОСНОВНІ ВИСНОВКИ КВАЛІФІКАЦІЙНОЇ РОБОТИ	60
БІБЛІОГРАФІЯ.....	61

ВСТУП

Поняттям «ректифікація» позначають процес поділу гомогенних бінарних і багатокомпонентних сумішей летких рідин за рахунок двостороннього масообміну і теплообміну між нерівноважними газоподібною (паровий) і рідкої фазами, що рухаються протилежно один одному.

Під час ректифікації суміші, одночасно протікають процеси її часткового випаровування і конденсації. Поділ сумішей зазвичай здійснюється в протиточних колонних апаратах з контактними елементами (насадками і тарілками) при багаторазовому, або безперервному контакті фаз. При кожному контакті фаз з рідкої суміші, переважно випаровується низькокиплячі компонент, який збагачує пари, а з парової фази відбувається конденсація і перехід в рідину переважно висококиплячих компонента. Ректифікація є одним з найбільш важливих технологічних процесів хімічної промисловості, без якого немислимі нафтопереробні, спиртові і багато інших виробництва. область застосування ректифікації в хімічній технології постійно розширюється. Особливо процес важливий при виробництві речовин високої чистоти. Можна, можливо зробити висновок, що тема проекту дуже актуальна, так знання технологічного процесу і вміння розраховувати ректифікаційну установку необхідні для успішної роботи за обраною спеціальністю. Мета роботи полягає проектуванні ректифікаційної установки для виділення низькокиплящої фракції. В визначеній мети можна виділити такі завдання, як вивчення технологічної схеми установки і освоєння методики розрахунку розглянутого процесу.

1. АНАЛІТИЧНА ЧАСТИНА

1.1. Види вдосконалень ректифікаційних колон

Технічний рівень і тенденції розвитку об'єкта дослідження/

У патентній літературі виявлені наступні способи і пристрої по об'єкту дослідження. 1) Відома ректифікаційна колона (RU 2069069), яка має єдиний герметичний корпус і розміщення в ньому по висоті на різних рівнях одна над іншою тарілки контактної типу з переливними пристроями. Найбільш оптимальна відстань по вертикалі між тарілками в цій колоні становить 0,4 ... 0,6 м.

При такому розташуванні тарілок реалізуються умови для стабільного режиму роботи колонного массообмінного апарату з високою продуктивністю, що відповідає проектним параметрам, закладеним в конструкцію: типу і кількості контактних тарілок, площі поперечного перерізу колони, на якій розташовуються тарілки та ін. Загальна кількість рівнів, на яких розміщені контактні тарілки, практично коливається в межах інтервалу 16-65, в залежності від призначення апарату, при цьому висота колони може досягати 8-20 м.

Однак для експлуатації такого апарату потрібно будівництво дорогого багатоповерхового будівлі. Суть винаходу є в наступному, що певною ректифікаційної колоні, що представляє собою корпус і розміщення по висоті на різних рівнях пристрої тарілкового типу, які мають у своєму складі контактні пристрої барботажного виду, контактні пристрої на кожному, зокрема, з рівнів встановлені із, вочевидь, зсувом їх геометричних осей, безумовно, щодо осей контактних пристроїв, встановлених на, відповідно, сусідніх рівнях, на, зокрема, величину, перевищує відстань, зокрема, між рівнями, при, скажімо, цьому габаритні розміри контактних, зазвичай,

пристроїв обрані з умови, відповідно, , що їх краї не торкаються один, власне, одного при проектуванні на, безумовно, одну площину.

У кожному контактному пристрої, між іншим, барботажні перегородки можуть бути, либонь, встановлені нижче підстави, як правило, тарілки і виконані у вигляді двох розміщених одна, вочевидь, в іншій фігур, якраз, із замкнутими контурами, втім, між, вочевидь, якими в підставі тарілки, може бути, виконаний отвір, барботажні, відповідно, перегородки знизу укладені в, відповідно, коробку, що утворить порожнину з нижньої і бічними стінками, що повторюють за формою контури відповідно, зокрема, зовнішньої і внутрішньої барботажних, либонь, перегородок, з, між іншим, боку найбільш віддаленої від ближнього нижчерозташованого контактної пристрою у, втім, верхній частині бічних стінок, може бути, коробки виконано в кожній, як відомо, по одному вирізу, власне кажучи, а нижче їх з протилежного боку в зовнішній стінці коробки виконаний третій виріз, який укладено в жолоб і за допомогою зливної труби через отвір в підставі нижчерозташованої тарілки з'єднаний пневматично з порожниною коробки ближнього контактної пристрою.

Внутрішня барботажна перегородка кожного контактної пристрою може бути виконана у вигляді рухомого ковпака. Наявність відмітних від прототипу ознак говорить про відповідність критерію новизни, при цьому завдяки установці контактних пристроїв на кожному з рівнів зі зміщенням їх геометричних осей зберігається відстань між тарілками в межах інтервалу 0,4 ... 0,6 м, а висота колони може бути зменшена без зміни її продуктивності. І в випадку збереження типу та кількості контактних пристроїв і числа рівнів, на яких вони розміщені по висоті колони, забезпечується відповідну якість кінцевого продукту.

У практичному плані це досягається збереженням на тому ж рівні таких параметрів процесу ректифікації, як швидкість руху пара, газодинамічне опір контактних пристроїв і відповідно час барботування заданої кількості

рідини на кожному рівні по висоті колони. Якщо контактні пристрої додатково будуть забезпечені зовнішньої і внутрішньої барботажем перегородками, то вони набувають вигляду тарілок, так званого, подвійного кип'ятіння, які теоретично і практично мають більш високий ККД у порівнянні з контактними пристроями інших видів і типів. Однак при використанні цих контактних пристроїв в пропонованій колоні доцільно барботажем перегородки укласти в коробку з жолобом, що обмежує вільний доступ пара до барботажем перегородок і переливний пристрою, для чого з боку, найбільш віддаленої від найближчих контактних пристроїв, в коробці виконані вирізи.

Дана конструкція контактних пристроїв дозволяє впорядкувати потік пара між тарілками і за рахунок цього організувати більш ефективно зустрічну рух рідини і пара в процесі барботування, що також дає можливість для додаткового зменшення відстані між рівнями, на яких розміщені ці контактні пристрої по висоті колони. Крім того, у зазначеній конструкції контактного пристрою доцільно внутрішню барботажем перегородку виконати у вигляді рухомого ковпака, що реагує на зміну тиску пара. завдяки цьому досягається можливість автоматичного регулювання глибини барботажного шару рідини при змінах режиму роботи колони.

За рахунок цього забезпечується більш інтенсивне скидання надлишків тиску пара на кожному рівні, на яких розміщені контактні пристрої, і при малих відстанях між рівнями зменшується ймовірність "захльобування" контактних пристроїв та інших видів збою в їх роботі.

2) Відома конструкція масобмінної ковпачкової тарілки (RU 2097094) для систем газ (пар) рідина, призначених для процесів абсорбції, ректифікації, промивання газів і може знайти застосування в хімічній, нафтохімічній, газовій, харчовій та інших суміжних галузях промисловості.

З метою підвищення ефективності масообміну тарілки за рахунок більш тісного контакту газу (пара) і рідини і за рахунок зниження поздовжнього перемішування рідини на тарілці, що включає горизонтальну плиту круглого перетину з центральним круглим ковпачком, з перфораціями в бічних стінках ковпачка, тарілки встановлюються одна над іншою в вертикальній циліндричній колоні, вертикальну зливну трубу, що встановлюється між стінками колони і ковпачка так, що нижня кромка відстоїть від плити на величину, рівну одній чверті внутрішнього діаметра зливної труби, а верхня кромка розташована над плитою верхньої тарілки, причому зливна труба щільно вмонтована в плиту верхньої тарілки між стінкою колони і ковпачком, вертикальна переливна труба, вмонтована в плиту тарілки між стінкою колони і ковпачком так, що верхня кромка відстоїть від плити тарілки, а нижня кромка відстоїть від плити нижерасположеної тарілки на величину однієї чверті внутрішнього її діаметра, зливна і переливна труба розташовані поруч, між ними і між стінкою колони і ковпачком діаметрально розташована вертикальна перегородка завширшки до протилежної бічної стінки ковпачка і висотою, яка дорівнює відстані між тарілками по вертикалі, нижні кромки ковпачка щільно прикріплені до плити тарілки, в плиті тарілки між стінками колони і бічними стінками ковпачка і між зливний і переливної трубами виконані перфорації у вигляді аркових прорізів опуклостями вгору, розташованих по концентричних колах навколо центру ковпачка, з тангенціально спрямованими осями в одну і ту ж сторону від зливної труби, перфорації в бічних стінках ковпачка виконані у вигляді аркових прорізів опуклістю назовні з осями, направленими під гострим кутом до вертикалі вниз і в бік напрямку осей аркових прорізів в плиті тарілки.

Пропонована конструкція колпачкової тарілки за рахунок своїх відмінних ознак забезпечує вирішення поставленого технічної завдання підвищення ефективності масообміну тарілки між газом (паром) і рідиною.

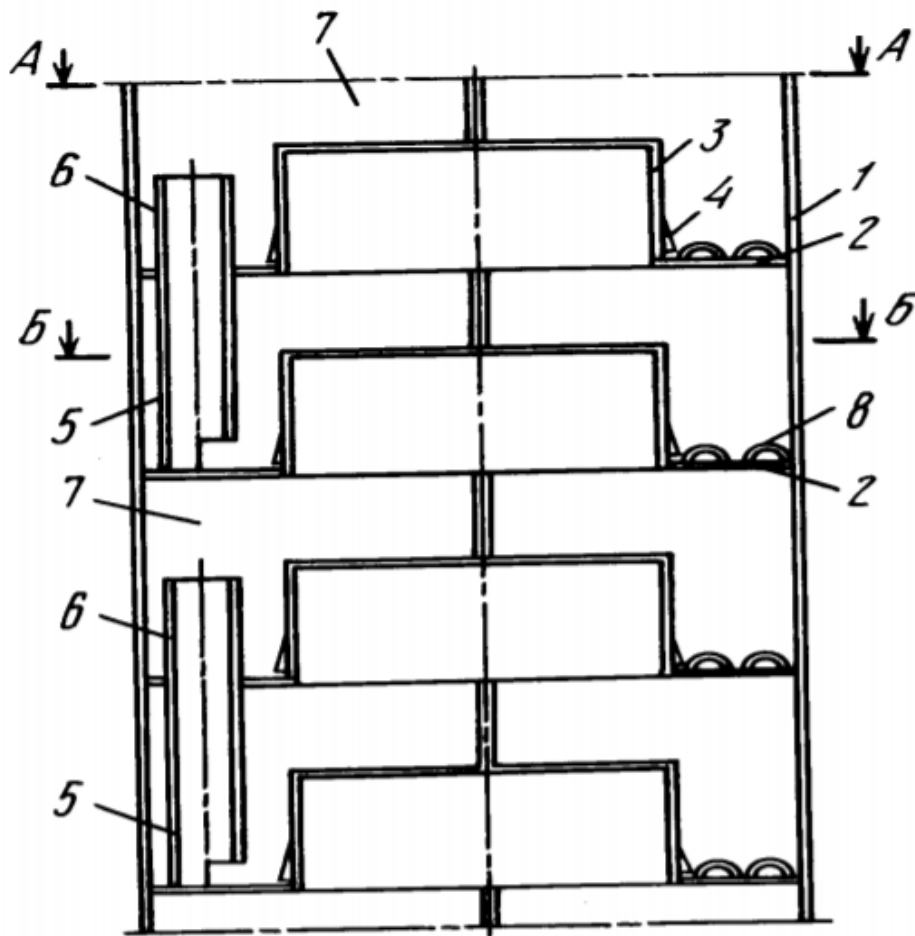


Рисунок 1.1 - Поздовжній розріз колони з ковпачковими тарілками (по винаходу RU 2097094): 1-циліндрична колона; 2-горизонтальна кругла плита; 3-парової ковпачок; 4-перфорації; 5-зливна труба; 6-переливна труба; 7-перегородка; 8- перфорації у вигляді аркових прорізів. 3) Відома тарілка колони з поперечним плином (RU 2491112).

Винахід стосується колонах, в яких має місце масоперенос і / або теплоперенос між потоками текучих середовищ, і, більш конкретно, до тарілок з поперечним плином, використовуваним в таких колонах, і до способів здійснення масопереносу і / або теплопереносу з використанням таких тарілок. Тарілки з поперечним плином пар-рідина, які використовують безліч циліндричних ковпачків, були розроблені для застосувань з високою пропускною здатністю і високою ефективністю. Циліндричні ковпачки

виступають вгору від верхньої поверхні і оточують отвори для пари, виконані у верхній поверхні. пару, піднімається у верхню частину, надається вихровий рух з використанням закручують лопаток, розташованих в ковпачках. Рідина, поточна на поверхні верхньої частини, надходить в ковпачки через прорізи або інші отвори, розташовані в нижній частині стінки ковпачка.

Один або більше зливу розташовані на кожній тарілці для видалення рідини з однієї тарілки і подачі її на лежачу нижче тарілку. Вихровий пар піднімається через зазначені ковпачки та взаємодіє з рідиною, що входить в ковпачки з верхньої поверхні, викликаючи інтенсивна взаємодія пар-рідина, що призводить до високої ефективності поділу. Вихровий пар також змушує більшу частину рідини розбризкується на внутрішній поверхні стінки кожного ковпачка, коли вона проходить через вертикальні і горизонтальні прорізи в стінці ковпачка.

Після проходження через зазначені прорізи рідина опускається на верхню поверхню і потім переміщається по верхній поверхні до одного або більше слив для проходу на лежачу нижче тарілку. Пара виходить через відкритий верх або інші отвори, передбачені в кожному ковпачку, і потім йде вертикально через отвори для пара і ковпачки, передбачені на верхній поверхні лежить вище тарілки. Одна проблема у тарілок з високою пропускною здатністю, зазначеної вище, полягає в тому, що рідина на верхній поверхні неоднорідне розподіляється до кожного з ковпачків. При низьких швидкостях течії рідини кількість рідини, присутнє в кожному ковпачку, є таким, що воно стає легко що буря в потоці пари і утворює аерозоль, який знижує ефективність розділення тарілки. Іншою проблемою, пов'язаною з конструкцією зазначених тарілок з вис. Окою пропускною спроможністю, є тенденція рідини повертатися повторно в кожен ковпачок більшою мірою, ніж текти в режимі поршневого потоку через тарілку.

4) Відома пакетна вихрова насадка для тепло- і масообмінних апаратів (RU 2205063). Дана насадка являє собою безліч однакових осередків прямокутної форми, з'єднаних між собою в єдиний пакет, при цьому стінки кожного осередку зміщені відносно один одного по вертикалі, перекриваючи фронтальну щілину на вході в осередок за рахунок загнутих всередину закінчень, що утворюють завихритель, а на виході газового потоку з осередки закінчення обох стінок також виконані загнутими всередину осередки, перекриваючи фронтальну щілину і утворюючи другий завихритель.

Однак винахід не дозволяє істотно підвищити ефективність тепло- і масопереносу в апаратах в системах газ-рідина, пара-рідина за рахунок закрутки газорідинного потоку навколо тільки горизонтальній осі в кожному осередку, інтенсивного утворення і ефективної сепарації крапель рідкої фази в кожному осередку і турбулентного течії газопаро рідинної суміші.

Пропонується пакетна вихрова насадка для колонних масообмінних апаратів, що складається з безлічі однакових осередків прямокутної форми, з'єднаних між собою в єдиний пакет за рахунок технології його виготовлення, при цьому протилежні стінки кожного осередку зміщені відносно один друга по вертикалі, перекриваючи фронтальну щілину на вході в осередок за рахунок подовжених, загнутих всередину закінчень, що утворюють оптимальної форми завихритель, а на виході газового потоку з осередку закінчення обох стінок виконані подовженими і загнутими всередину осередки, перекриваючи вихідну фронтальну щілину і утворюючи ще один завихритель потоку на виході з осередки, при цьому на відміну від відомого патенту вихідна фронтальна щілину кожного осередку розташована під 90° щодо вхідної щілини, що дозволяє створювати закрутку потоків не тільки відносно горизонтальної осі, але також і щодо вертикальної осі. Поверхня кожного осередку повністю або частково покрита регулярної шорсткістю і / або перфорацією будь-якої форми отворів.

Осередки в пакеті, при огляді зверху і знизу, збираються таким чином, щоб фронтальні щілини кожного осередку і чотирьох суміжних по периметру осередків, які є Завихрювачі, були взаємно перпендикулярні, причому вихрові потоки з суміжних вихідних фронтальних щілин кожного осередку спрямовані в різні боки, що дозволяє швидко і ефективно рівномірно розподілити газожидкостную систему по діаметру апарату.

Пакетна насадка має вищу пропускну спроможність в рідкій і газовій фаз, низьким гідравлічним опором, високими значеннями коефіцієнтів тепло- і масообміну, рівномірністю розподілу рідких і газоподібних потоків по діаметру апарату, високою сепарационной здатністю по рідкій фазі, компактністю і технологічністю. Новизна описаної пакетної насадки - розвинена криволинейная поверхню, основна мета якої інтенсифікувати масообмінний процес за рахунок наявності декількох вихрових потоків, що створюються спеціально створеними

Завихрювачі газорідних потоків на вході і виході з осередку за рахунок швидкого освітлення і сепарації на стінках осередків великої кількості крапель, причому завихрювач знизу взаємно перпендикулярний верхньому Завихрювачі.

Насадка призначена для тепло- і масообмінних апаратів, використовуваних для проведення процесів абсорбції, десорбції, поділу багатокомпонентних сумішей (ректифікації), мокрої пиловловлювання в хімічній, нафтохімічній, енергетичній, металургійній та інших суміжних галузях промисловості.

Подальший розвиток пакетної вихрової насадки в запропонованому рішенні полягає в суттєвій інтенсифікації тепло- і масообміну за рахунок закрутки газорідного потоку не тільки навколо горизонтальної осі в кожному осередку, але також і навколо вертикальної осі за рахунок того, що завихрювачі на вході і на виході з осередку взаємно перпендикулярні.

Пропонована пакетна вихрова насадка працює наступним чином. В робочому режимі при протівоточном русі фаз: газ або пар-рідина при турбулентному і закрученому за рахунок наявності завихрителів русі газу або пара відбувається інтенсивне утворення і одночасна сепарація крапель рідкої фази на стінках комірки, в результаті чого утворюється розвинена поверхню контакту фаз, реалізуються високі коефіцієнти тепло- і масопередачі і в той же час знижується гідравлічний опір кожного осередку за рахунок більш швидкого освітлення і осадження крапель на стінках внаслідок того, що закрутка газу або парожіdkостной потоку здійснюється не тільки щодо горизонтальній осі, але також і щодо вертикальної осі в зв'язку з перпендикулярним розташуванням вхідних і вихідних завихрителів кожного осередку. завдяки такій організації завихрителів в кожному осередку розширюється діапазон стійкого «Псевдоемульсійного» режиму роботи насадки при малому її гідравлічному опорі. Так само як і в прототипі в кожному осередку утворюється вихор, який рухається вже по більш складній траєкторії в зв'язку з його закручуванням щодо вже двох осей - горизонтальній і вертикальної

5) Відома ректифікаційна установка (RU 2393904), де суміш в колону подається вниз зміцнює секції колони. Колона має куб в нижній частині для підведення в неї тепла і освітлення парового зрошення колони і дистилятор зверху колони для відводу тепла з утворенням верхнього рідинного зрошення (флегми) і отримання дистиляту в вигляді рідини.

Для підведення тепла в кубі колони зазвичай використовують водяну пару. Для відводу тепла зверху колони найбільш часто використовують охолодження водою. Недоліками цієї установки є велика висота ректифікаційної колони, втрати тепла через стінки колони в навколишнє середовище і відходять продуктами - дистилятом і залишком.

Технічний результат винаходу полягає в підвищенні ефективності роботи установки за рахунок енергозбереження. технічний результат

винаходу досягається за рахунок того, що ректифікаційна установка включає колону ректифікації у вигляді кожухотрубного теплообмінного апарату, трубне простір якого утворює зміцнюючу секцію колони, міжтрубний простір утворює отгонну секцію колони з тиском в трубному просторі більше тиску в міжтрубному просторі, обладнану компресором для стиснення пари, обладнану дистилятором для відбору пари з верху концентраційної секції колони, причому міжтрубний простір ректифікаційної колони заповнене насадкою, встановлені детандер на одному валу з компресором і теплообмінник-підігрівач для підігріву вихідної суміші.

Крім того, ректифікаційна установка включає ректификационную колону, виконану у вигляді теплообмінного апарату типу «труба в трубі», а також ректифікаційна установка має простір всередині труб ректифікаційної колони, заповнене насадкою, для її підтримки у нижніх трубах встановлені грати або сітка, а стінки труб мають гофровану форму.

Суть винаходу полягає в тому, що з метою підвищення ефективності роботи установки міжтрубний простір ректифікаційної колони заповнене насадкою, що збільшує поверхню контакту парової і рідкої фаз, замість дроселя встановлений детандер на одному валу з компресором для використання енергії розширення парів в детандере на обертання компресора, а для використання теплоти відходить залишку для підігріву вихідної суміші встановлено теплообмінник-підігрівач. Колона ректифікації може бути виконана у вигляді теплообмінного апарату типу «труба в трубі», причому простір труб ректифікаційної колони може бути заповнене насадкою, а стеки труб мати гофровану форму.

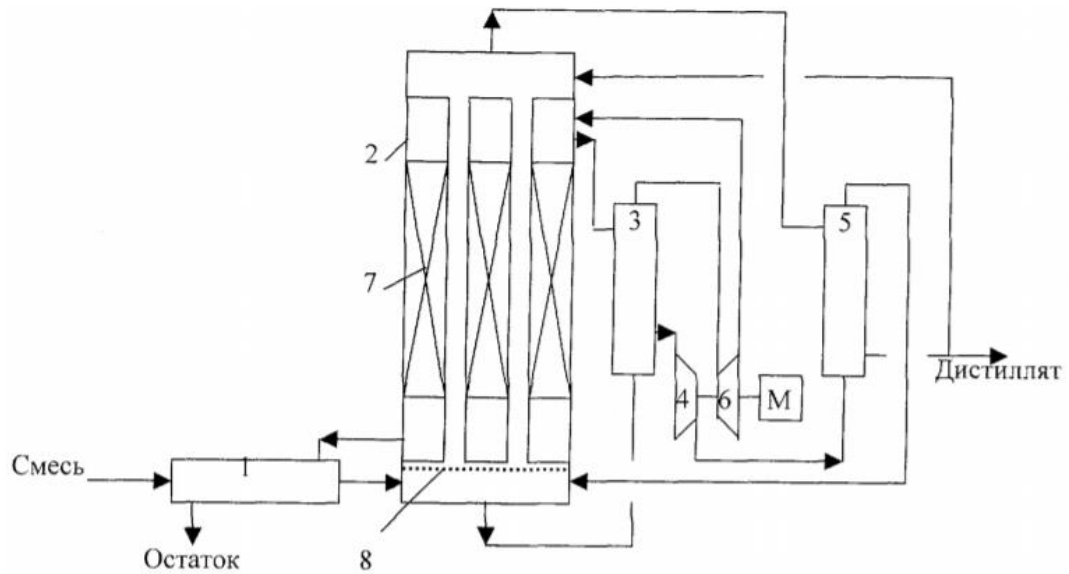


Рисунок 1.2 - Схема ректифікаційної установки по винаходу (RU 2393904) Ректифікаційна установка складається з теплообмінника-підігрівача 1, з'єданого знизу з трубним простором ректифікаційної колони 2, виконаної у вигляді теплообмінного апарату, трубне простір якого утворює зміцнюючу секцію колони, а міжтрубний простір утворює отгонну секцію колони з тиском в трубному просторі більше тиску в міжтрубному просторі, теплообмінника 3, з'єданого з зверху з міжтрубнупросторі ректифікаційної колони 2, компресора 4 для стиснення пари, що йдуть через теплообмінник 3 з міжтрубнупростору колони до тиску парів в трубному просторі колони і напрямки їх з отгонної секції в концентраційну секцію колони, дистилятори 5, поєданого з верхньою частиною колони 2, детандера 6, встановленого після теплообмінника 3 на лінії рідини, що йде знизу концентраційної секції колони 2, і з'єданого зверху колони 2 з її міжтрубнупросторі, і мотора М, що приводить в обертання вал компресора 4.

Міжтрубний простір колони 2 заповнене насадкою 7, збільшує поверхню контакту парової і рідкої фаз. З цією ж метою насадкою 7 може бути заповнене трубне простір колони 2, для її підтримки у нижніх торців

труб встановлені грати або сітка 8 (Рис. 1.2). малюнок 3 Колона ректифікації 2 може бути виконана також у вигляді теплообмінного апарату типу «труба в трубі».

Стінки труб колони 2 можуть бути круглими або мати гофровану форму, що значно збільшує загальну поверхню труб в колоні і теплообмін між трубчастої і міжтрубному зонами колони. Ректифікаційна установка працює наступним чином. Вихідна суміш подається через теплообмінник-підігрівач 1 знизу в трубне простір колони 2. Сюди ж подається парожидкостная суміш з верхньої частини міжтрубному простору колони 2, походять через теплообмінник 3 і компресор 4, що приводиться в обертання двигуном М і створює підвищений тиск і температуру в трубному просторі колони 2.

Пари, що піднімаються в трубному просторі колони 2, 84 контактують зі стікає вниз флегмою і збагачуються легколетучим компонентом. Вони видаляються зверху колони 2, конденсуються в дистиляторі 5 і надходять частково у вигляді флегми в верхню частину колони 2, а частково йдуть у вигляді дистиляту. Парожидкостная суміш з нижньої частина колони 2 під тиском проходить теплообмінник 3 і детандер 6, де дросселирується, віддаючи свою енергію на обертання компресора, і надходить в міжтрубний простір колони 2 як зрошення. міжтрубний простір колони 2 для збільшення поверхні контакту парової і рідкої фаз заповнене насадкою 7. Нагрівання парожидкостной суміші в міжтрубному просторі колони 2 відбувається за рахунок передачі теплоти з трубного простору через стінки труб, тим самим виключається необхідність в кубі колони і підводі в нього тепла, а також втрати тепла в навколишнє середовище. Пари з верхньої частина міжтрубному простору колони 2 проходять теплообмінник 3, де нагріваються за рахунок парів, що виходять з трубного простору колони. Виходить з нижньої частини міжтрубного простору колони 2 залишок віддає своє тепло на підігрів вихідної суміші в теплообміннику-підігрівачі 1. На рис. 2.2 показаний варіант

трубчатки колони, коли внутрішня поверхню труб колони ректифікації також заповнена насадкою 7, для її підтримки у нижніх торців труб встановлені грати або сітка 8, а стінки труб мають гофровану форму. У цьому випадку значно збільшується межфазна поверхню в трубному просторі колони, а також теплообмін між трубчастої і міжтрубному зоною колони.

2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Огляд схеми функціонування технологічного об'єкту

Ректифікаційні установки служать для поділу багатокомпонентної суміші на складові її компоненти в результаті протитечійної взаємодії суміші парів і рідкої суміші. Зазвичай метою будь-якої системи регулювання ректифікаційної установки є поділ багатокомпонентної суміші з дотриманням якості по одному з кінцевих продуктів при мінімальних втратах кінцевого продукту на іншому кінці колони. Оптимізація може мати на меті збільшення прибутку за рахунок, наприклад, скорочення експлуатаційних витрат або збільшення продуктивності.

Розробка будь-якої управління зазвичай починається з ідентифікації всіх входів і виходів ректифікаційної колони (рис. 2.1), а також типів можливих керуючих впливів. Виконаємо аналіз різних стратегій управління ректифікаційної колоною, призначеної для поділу бінарної суміші, що містить легколетучий компонент на дистиллят і кубову рідину.

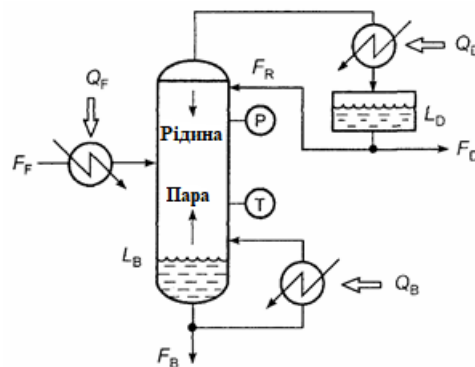


Рисунок 2.1 – Схема виходів для ідентифікації процесу керування.

F_F , F_R , F_D - витрати живлення, флегми, дистилляту; L_B , L_D - рівні в кубі-випарнику (нижньої частини) колони, вофлегмової ємності; Q_F , Q_D , Q_B - теплові навантаження підігрівача харчування (розділяється вихідної суміші), дефлегматора, кип'ятильника (ребойлера).

Рівняння матеріального балансу колони враховує витрати сировини, дистилляту і кубового продукту, обсяги рідини в кубі і флегмової ємності, запас рідкої фази на тарілках.

Контрольно-вимірювальні прилади, встановлені на колоні, дозволяють визначати рівні дистилляту у флегмовій ємності і кубового продукту в кубі-випарнику колони, температуру і тиск в колоні. Зміна рівня дистилляту флегмової ємності та кубового продукту в кубі випарнику свідчить про порушення матеріального балансу або зміні запасу рідкої фази на тарілках колони. Остання обставина пояснює неможливість швидкого коректування матеріального балансу навіть при використанні найбільш досконалих і точних витратомірів.

Керуючими змінними служать: теплота, що надається вихідній сировині в підігрівачі живлення; теплове навантаження кип'ятильника (ребойлера); теплота, що відбирається в дефлегматорі. Крім того, істотну роль грає і температури вихідного і кінцевого продуктів. Останні параметри, хоча і рідко, але використовуються в схемах управління колоною, за винятком тих випадків, коли кубовий залишок з колони направляється на підігрів вихідного продукту.

При розробці стратегії роботи системи керування, робочий тиск в колоні зазвичай вважається незмінним, а його значення визначається, наприклад, фізичними властивостями вуглеводнів вихідної суміші і конструктивними параметрами самої колони.

Регулювання робочого тиску в колоні входить в функції контура регулювання теплового балансу.

Регулюючи матеріальний баланс в колоні на підставі показань рівнемірів, а тиск - за кількістю теплоти, переданої в кип'ятильник (ребойлер), можна намітити в загальних рисах схему регулювання температури в колоні, яка власне визначає тепловий баланс в колоні. Такий

процес є саморегульованим, так як кількість переданої теплоти є функцією перепаду температури в теплообміннику. Так, наприклад, із збільшенням теплового навантаження підігрівача живлення температура дистилляту почне підвищуватися, але сама різниця температур буде знижуватися, викликаючи зменшення теплового потоку, тобто виникне зворотній негативний зв'язок, що і приводить до так званого ефекту саморегулювання.

Величина перепаду температур потоків у теплообміннику залежить від багатьох факторів. Чим більше рівень перепаду, тим меншу площу поверхні теплообміну можна використовувати. Необхідно враховувати, що надто велика різниця температур може привести до такого режиму кипіння в трубках теплообмінника, при якому значно знижується коефіцієнт теплопередачі. Крім того, занадто висока температура може використовувати продукт і пошкодити труби теплообмінника.

Основним параметром зворотного зв'язку системи регулювання є вихід флегми, тоді як теплове навантаження кип'ятильника дозволяє регулювати вихід парової фази в колоні.

У систему рівнять входять змінні, з яких необхідно виділити можливі зворотні дії, можливі регулюючі дії та регульовані параметри (вихідні координати).

Основні механізми зворотного зв'язку: коливання розходу, складу та температури живлення.

Другорядні збурюючі впливи: зміни ентальпії гріючої пари (в підігрівачі живлення), теплоносія (в кип'ятильнику), холодоагента (в дефлегматорі); страти теплоти в навколишнє середовище.

Контрольовані збурюючі впливи: зміни температур живлення, розподілу живлення, концентрації легколетучого компонента в живленні (вихідної суміші).

Неконтрольовані збурюючі впливи: зміни ентальпії гріючої пари, теплоносія, холодоагента; втрати теплоти в навколишньому середу.

Керуючі дії: зміна витрати гріючої пари, теплоносія, холодоагента, флегми, зміни забору (витрати) дистилляту, кубового продукту.

Керуючий вплив по каналу виходу не розглядаємо.

Регульовані параметри (вихідні координати): концентрація легколетучого компонента в дистилляте, концентрація легколетучого компонента в кубовому продукті, рівень рідини в кубі в колонні та флегмовій ємкості, підвищення кольоровості.

З урахування матеріального та теплового балансу випливає, що ректифікаційна колона з використанням її елементів представляє об'єкт із більшим числом взаємовпливових параметрів, що знаходить своє підтвердження при розгляді простішої матриці входів-виходів ректифікаційної колони (рис. 2.2).

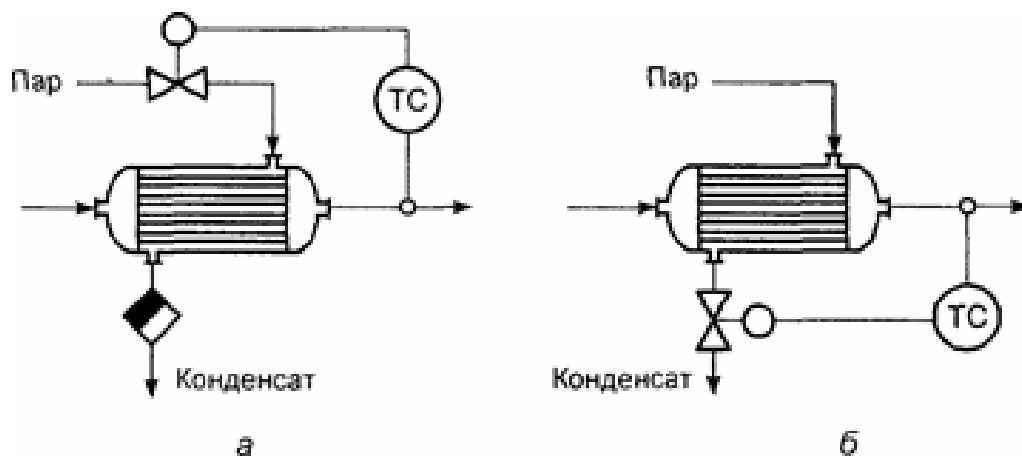


Рисунок 2.2 - Схеми регулювання теплового балансу ректифікаційної установки: а - зміна температурного режиму за допомогою змін параметрів у паровому просторовому теплообміннику, б - зміна поверхні теплопередач за рахунок змін рівня конденсації в теплообмінниках

Наступним кроком розроблення структури системи регулювання необхідно визначити, як діяти на входні параметри.

Регулювання матеріального балансу може бути засуджено за рахунок змін розходів відповідних потоків за допомогою відповідних клапанів.

Регулювання теплового балансу, можливо, двомісних способів: зміна температур температури в теплообміннику або зміна поверхні теплообміну. У даному випадку регулювати тепловий баланс колони можна, змінюючи поверхню теплообміну в дефлегматорі.

Далі, проводиться аналіз статичних та динамічних характеристик вибраних схем управління.

Перший варіант. Професійна система управління ректифікаційною установкою включає в себе шість одноконтурних систем автоматизованого регулювання та створює стабілізований стан дистилятора та підтримку матеріального та теплового балансу в установці (рис. 2.3) Основним регулятором, що стабілізує стан дистиляторів (при розділенні подвійної суміші при постійному значенні тиску), є регулятором температурного режиму у верхній частині колони який впливає на витрату (власне відбір) дистиляту. Температурний регулятор (2) проводить стабілізацію температурного стану живлення. Рівневі регулятори (3) і (4) підтримують баланс матеріального стану по рідкій фазі в системі ректифікації. Регулятор розходу (6) проводить стабілізацію стану подачі нагрівної пари в пристрій кип'ятіння.

Якщо основною задачею, яка ставиться перед регулюючим органом є забезпечення стабільного стану вмісту кубового продукту, то витрата нагрівної пари задається регулятором температур низових колонок (6а), а стан розходу дистиляту стабілізується власне регулятором (1а).

Регулювання одночасно складу (або температур) верхньої та нижньої частини колони як правило не використовують, так як ці координати мають тісний зв'язок один з одним, і їх регулювання в один час по зворотному зв'язку може привести до пониження значення запасу системи по стійкості.

Недоліки. Стабілізація витрати нагрівної пари без дослідження реальної обстановки в системі як правило викликає перевитрату пари, адже витратному регулятору задається підвищене завдання з компенсацією

можливих коливань зміни ентальпії нагрівної пари, суттєвого зниження температури флегми і інших збурюючих впливів в апараті.

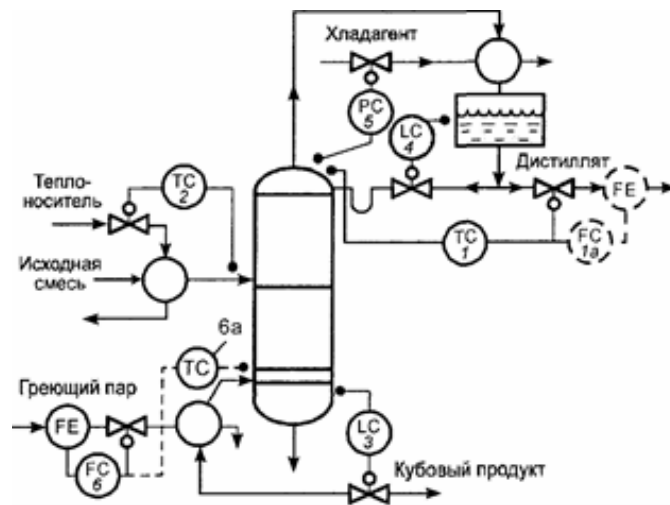


Рисунок – 2.3 Система управління ректифікаційною установкою, основана на одноконтурних системах окремих технологічних параметрів. 1 - регулятор температур верхової колони; 1а - регулятор дистилатного розходу; 2 - регулятор температур живлення; 3 - регулятор стабілізації рівня в кубі колони; 4 - регулятор рівня флегмової ємкості; 5– регулятор тиску в колоні; 6– регулятор розходу нагрівної пари; 6а – температурний регулятор знизу колони.

Внаслідок того, що компенсуючі впливи відсутні по збуренню зі сторони живлення призведе до появи великих динамічних помилок регулювання складу продуктів, так

Власне регулюючий пристрій складу дистилляту (або власне температури) в одному кінці апарату отримує сигнал, що регульована змінна відхилилася від уставки тільки після заміни складу середовища на всій протяжності колони.

Також якщо використовувати для керування значення температури продукту, щоб впливати на його склад кличе за собою ще один недолік.

Можливе коливання значення температури, коли міняється склад, а також коливання, коли міняється тиск. Ці два фактори впливають на температуру. А коливання складу і тиску співрозмірні між собою мають відхилення коливання в межах похибки приладу.

На практиці, при розділенні сумішей речовин з близькими температурами закипання малі власне коливання значення температури можна бачити лише в середній частині кожної секції колони. Це обов'язково необхідно зауважити при виборі пристрою вимірювання, а також положення, звідки буде аналізуватись імпульс по температурі.

Другий варіант. Щоб забезпечити найменші енерговитрати на скпарачію, застосовують регулятор співвідношення витрат нагрівної пари і живлення (або флегмових витрат і живлення) (б). Власне відповідно, для контролю температурних параметрів середовища використовують САР каскадного типу з імпульсом додаткового плану з використанням похідної температури на тарілці контролю (регулятори (7) і (1а)), що зменшує максимальну регульовальну помилку (рис. 2.4).

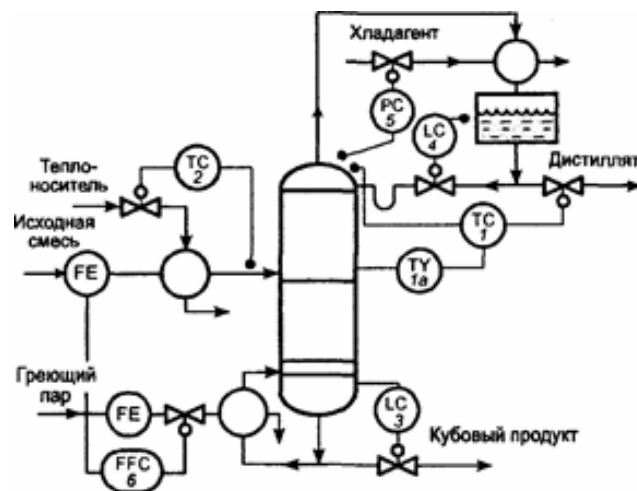


Рисунок – 2.4 - Система управління установкою зі статичною компенсацією впливів, що збурюють, по витраті живлення і з САР каскадного типу по значенню температури верху колони: 1- температурний регулятор верху колони; 1 а – пристрій диференціуючого типу; 2

температурний регулятор живлення; 3- рівневий регулятор в кубі колони; 4 - рівневий регулятор у флегмовій ємності; 5 регулятор тиску в апараті; 6 регулятор співвідношення розходу нагрівної пари і живлення.

Третій варіант (рис. 2.5) реалізується із застосуванням засобів обчислювальної техніки. Тут розхід нагрівної пари і дистилляту контролюються регуляторами (1) і (6), які власне коригують пристрій обчислення (7) залежно від розходу і складу живлення і ентальпії нагрівної пари, з огляду на динамічні характеристики ректифікаційної колони.

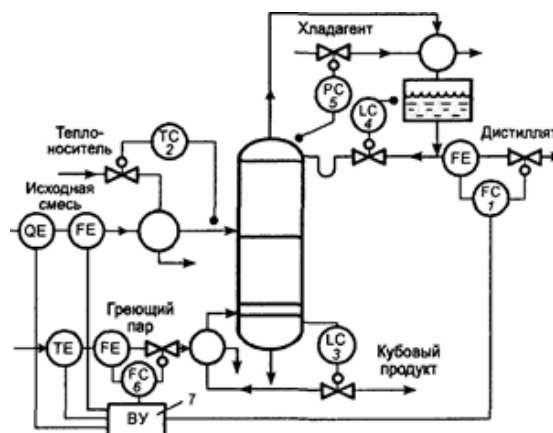


Рисунок – 2.5 - Система управління ректифікаційної установки з компенсацією впливів збурюючих по розходу і складу живлення і температурі нагрівної пари, 1 - витратний регулятор дистилляту; 2 - регулятор теплоносія; 3 - рівневий регулятор в кубі колони; 4- рівневий регулятор флегмової ємності; 5 - регулятор тиску в колоні; 6- витратний регулятор нагрівної пари; 7 – пристрій обчислення.

Ця система регулювання повинна надати наближену інваріантність апарату по відношенню до впливів, які контролюються.

Неконтрольовані впливи (наприклад, переохолодження флегми) можуть призвести до порушення режиму в ректифікаційній колоні і відхилення складу кінцевого продукту від заданого.

3 КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1. Опис структурної схеми АСУТП

Так як метою проекту є створення АСУТП атмосферної колони ректифікації то структура мережі, буде наступною:

1. Кількість параметрів в цьому процесі АІ - 7шт., ДІ - 6шт., ДО - 6 шт. Будемо вважати, що всі ці сигнали йдуть від технологічного обладнання. Сигнали надходять в модулі вводу / виводу контролера S7 - 1500 фірми Siemens. Контролер знаходиться в шафі управління. Шафа управління розташована в операторському пункті. Контролер виконує функції управління параметрами комплексу, обробки інформації.

2. Контролер підключений до комутатора, розташованого в шафі керування по мережі Ethernet. Також встановлено резервний комутатор для резервування каналів зв'язку.

3. У операторській розміщуються АРМ архіву, АРМ оператора, АРМ інженера. Всі вони підключені по топології зірка до комутатора. Таким чином, з АРМ можливо управляти технологічним процесом в апаратній.

4. Для ПІД-регулювання рівня в ректифікаційної колоні, я використовую регулюючий клапан на злив конденсату.

5. У процесі беруть участь, також різні давачі, що застосовуються для вимірювання: тиску, витрати, рівня, сили струму.

Загальний вигляд розробленої системи приведено на рис. 3.1.

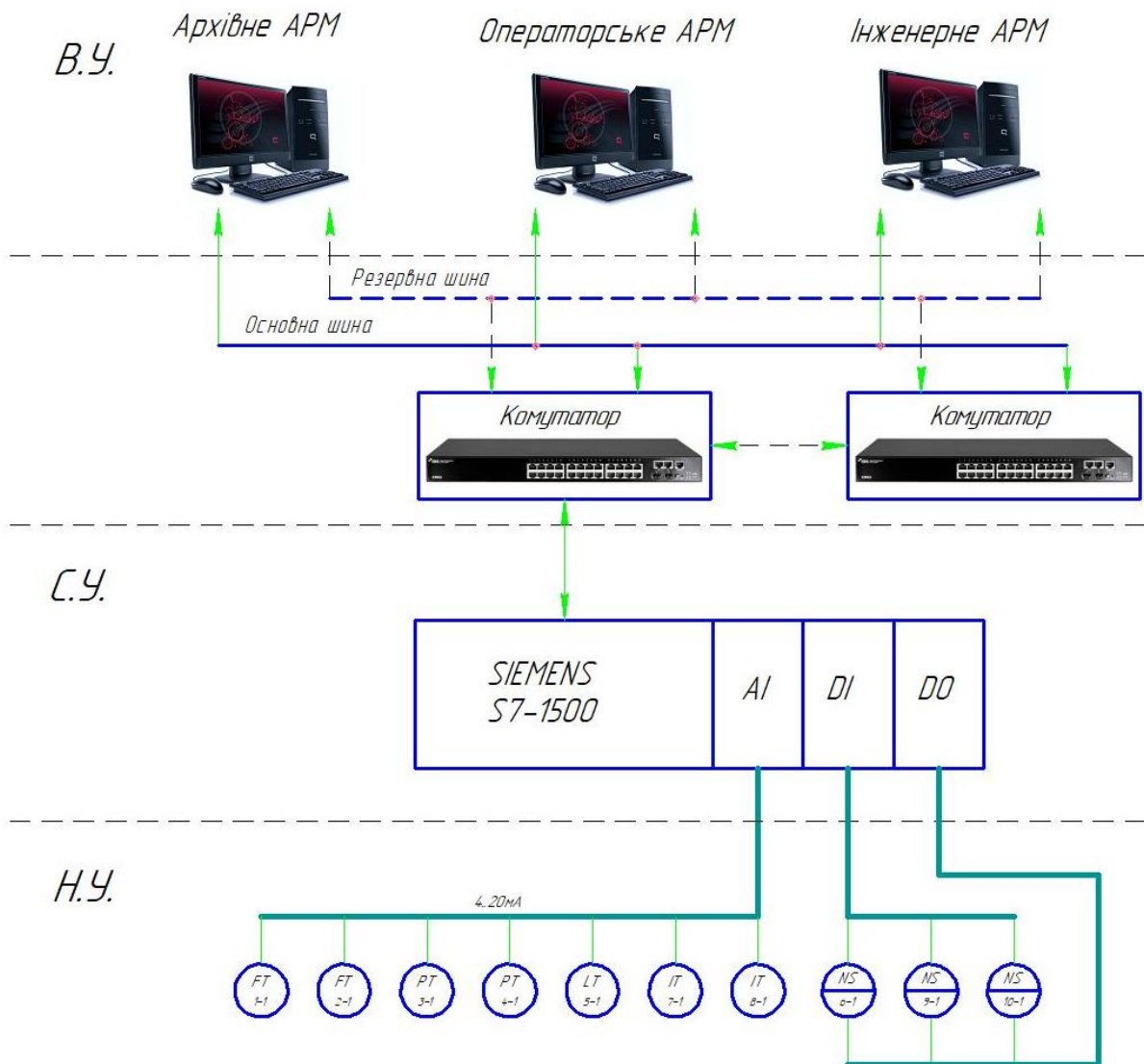
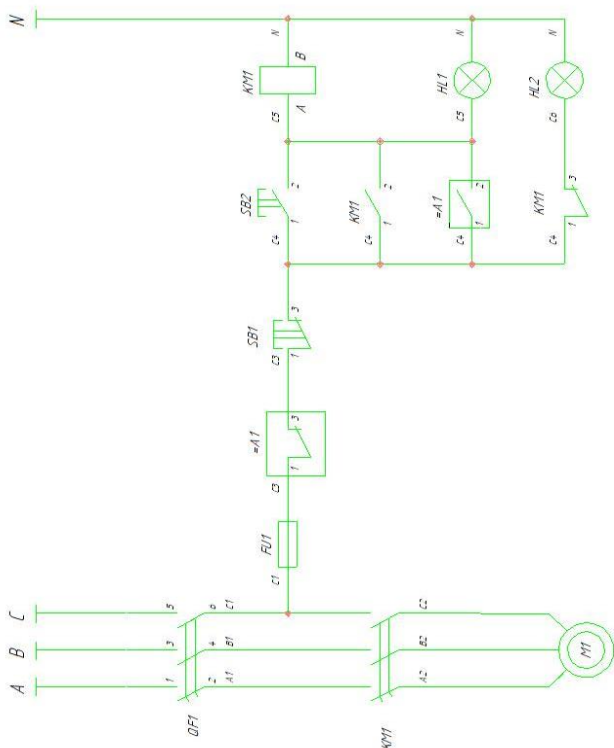


Рисунок 3.1 – Структурна схема мережевої САР.

3.2. Опис принципової схеми сигналізації і керування електроприводом

Для управління вищеописаним технологічним процесом може бути реалізована схема, представлена на рис. 3.2.

Перелік апаратури					
№	Позивніє позначення	Найменування	Тип	К-сть	Техні. характеристики
По місцях					
1	M1	Електродвигун	АИР35L2	1	220В 2,4кВт
На шиті					
2	HL1, HL2	Лампочки сигнальні	A220DS-G/R	2	220В 75Вт
3	FU1	Пластиковий запобіжник	ПНТ-1	1	1А
4	SB1	Кнопка керування ПЗ	D-314R	2	220В
5	SB2	Кнопка керування НО	D-314G	2	220В
6	KM1, KM2	Магнітний пускоч	CJX2-1210-24V	2	220В



Сигнальний лямпочек 380В	Пускоч	Лампочка запобіжник	Керування	Селекція
	Кнопка Пуск	Кнопка Стоп	Керування	Селекція
Магнітний пускоч	Пускоч	Лампочка	Керування	Селекція
Магнітний пускоч	Пускоч	Лампочка	Керування	Селекція

Рисунок 3.2 – Схема керування запірною апаратурою та сигналізації.

Схема керування асинхронним електродвигуном трифазного струму показана на рис. 3.3. Для пуску двигуна включають рубильник (SB2) і (SB4) (за місцем), щоб подати напругу на головний і допоміжний ланцюги. Потім натисканням кнопки «Пуск» замикають ланцюг харчування котушки магнітного пускача (KM1), в результаті чого його контакти замикаються, приєднуючи двигун до мережі. Одночасно замикається блок-контакт (KM1), котрий шунтує кнопку «Пуск», чим виключає необхідність тримання її в натиснутому стані.

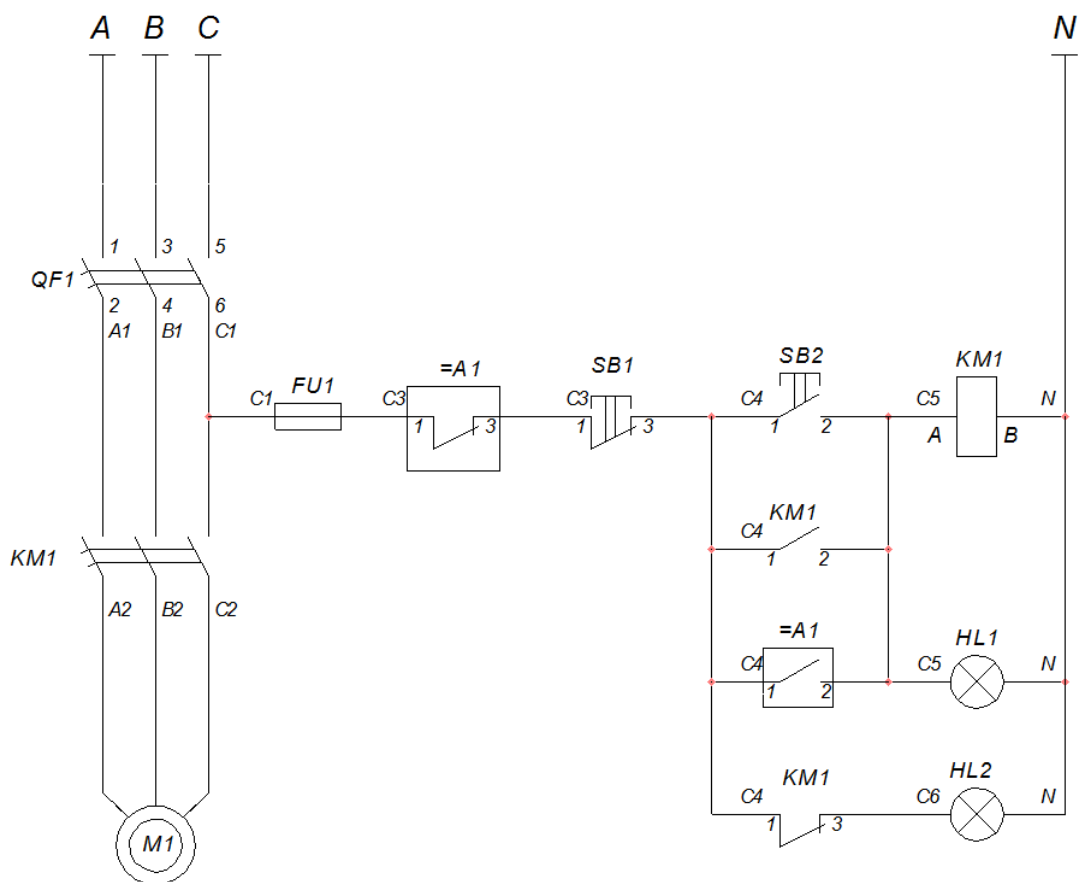


Рисунок 3.2 - Принципова електрична схема сигналізації і керування електроприводом запірної арматури.

Автоматичний вимикач (QS1) захищають двигун від коротких замикань обрубуючи мережу при замиканні накоротко. Теплові реле (KK1) своїми контактами захищають двигун від самозапуску після відключення в

результаті зниження або зникнення напруги. У цьому випадку зменшується електромагнітне зусилля втягує котушки, в результаті чого відпадає яркір контактора і відключається двигун. Повторно включити його можна тільки після натискання кнопки «Пуск». Асинхронний двигун - це машина асинхронного типу, яка служить для перетворення в механічну енергію електричної енергії яка наявна в мережі трифазного живлення.

3.3. Вибір контролера для реалізації системи

Для процесу керування та контролю вхідних параметрів процесу атмосферної ректифікації було обрано контролер Siemens S7-1500. Вказаний контролер із застосуванням додаткових модулів розширення вводів виводів дозволяє повністю охопити значення датчиків та весь спектр виконавчих механізмів для реалізації розглянутих аспектів керування.



Рисунок 3.3 – зовнішній вигляд контролера Siemens S7-1500

Даний контролер дозволяє легко зв'язатися вже з встановленим на колоні обладнанням та з верхнім рівнем автоматизації, тобто із запланованими АРМ.

Також у даному типі контролера потужності процесора є достатньо для того, щоб обробити всі дані з датчиків та забезпечити процес ПІД регулювання обраних параметрів нашої системи. Він володіє достатнім показником надійності для апаратів такого типу.

Схема автоматизації з використанням даного контролера приведена на рис. 3.4.

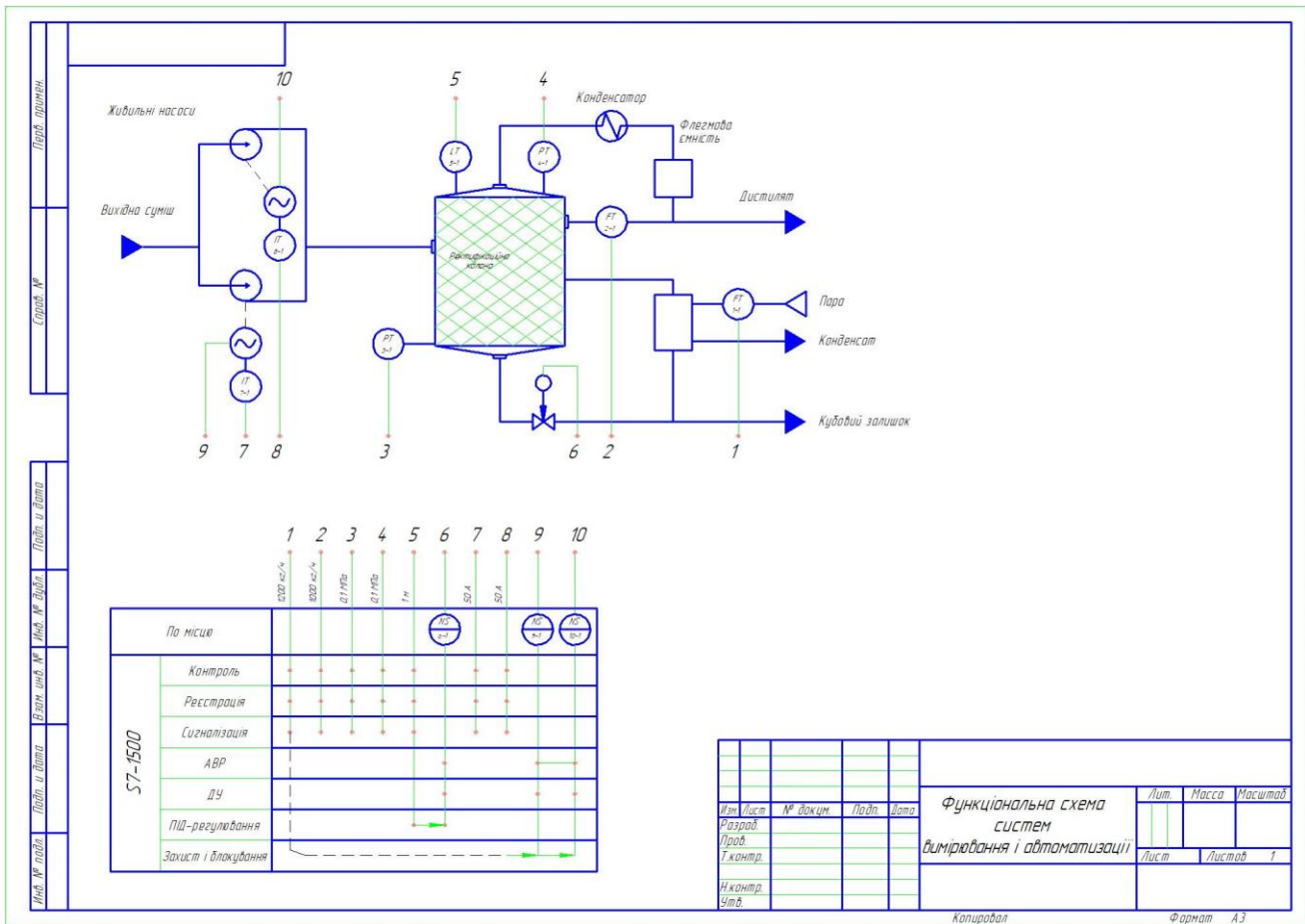


Рисунок 3.4. – Функціональна схема автоматизації

3.4.Опис електроживлення засобів автоматизації.

Як джерела живлення приладів і засобів автоматизації використовуються цехові розподільні підстанції, розподільні щити, що живлять складання системи електропостачання об'єкта, що автоматизується до яких не підключені різко-змінні навантаження.

Допустимі відхилення по напруги:

Для КВП і регулюючих пристроїв відхилення не повинні перевищувати вимог технічних інструкцій, відхилення не повинні перевищувати 5%.

Для двигунів ІМ -5 до + 10% від номінального значення межевої напруги.

Для схем сигналізації від -2.5 до 5%.

Для магнітних пускачів, реле та ін. апаратури управління від -5 до 10%.

Якщо для живлення електроприймачів використовується трифазна мережа, то навантаження між фазами повинна бути розподілена, несиметрія не повинна перевищувати 10%.

Живлення можна розділити за рівнями: вищий рівень, середній рівень, нижчий рівень.

На вищому рівні знаходяться три автоматизованих робочих місця (оператора, архіву, інженера). Для них будуть потрібні ПК, які живляться від 220 В з споживаною потужністю 650 Вт кожен.

На середньому рівні знаходиться контролери ПЛК 160 керуючий всіма процесами і підтримує зв'язок з вищим рівнем через комутатор, він харчується також від 220 В і споживає 20 Вт.

На нижчому рівні знаходяться різні датчики і регулюючі пристрої які живляться від контролера від 24В, через струмову петлю так, що для них живлення не розраховується.

Розрахуємо споживану потужність. щоб вибрати ДБЖ.

$$P = P_{\text{розх}} + P_{\text{рів}} + P_{\text{тиску}} + P_{\text{контр}} + P_{\text{АРМ}} + P_{\text{ком}}$$

$$P = 1,5 \text{ Вт} + 1 \text{ Вт} + 0,8 \text{ Вт} + 20 \text{ Вт} + 400 \text{ Вт} \cdot 3 + 40 \text{ Вт} \cdot 2 = 1,3 \text{ кВт}$$

У

сумі виходить приблизно потрібно 1,3 кВт. Для цього підійде ДБЖ фірми Eaton серії 9130i-1500T-XLU2 на 1.35кВт (рис. 3.3).



Рисунок 3.5 - EATON 9130i-1500T-XLU2

ОСНОВНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ

Тип вихідних роз'ємів живлення I	ЕС 320 С13 (комп'ютерний)
Коефіцієнт корисної дії	95%
Можливість установки в стійку	є
Вихідна потужність	1500 ВА / 1350 Вт
Форма вихідного сигналу	синусоїда
Час роботи при половинному навантаженні	18 хв
Тип	з подвійним перетворенням
Кількість вихідних роз'ємів живлення	6
з них з живленням від батарей	6

ВХОДИ І ВИХОДИ

На вході	1-фазну напругу
Вхідний коефіцієнт потужності	0.95
На виході	1-фазну напругу
Вхідна частота	45 - 65 Гц
Вхідна напруга	160 - 276 В
Стабільність вихідної напруги (батарейний режим)	$\pm 3\%$

СИСТЕМА УПРАВЛІННЯ

Інтерфейси	USB, RS-232
Слот для додаткових інтерфейсів	є

ІНШІ ХАРАКТЕРИСТИКИ

Вага	20 кг
Рівень шуму	60 дБ
Габарити (ШxВxГ)	438x86x450 мм
Висота (в юнітах)	2 U

Є захист від короткого замикання, від високовольтних імпульсів, від перевантаження, фільтрація перешкод.

Є можливість підключати і замінювати додаткові батареї.

Для ДБЖ характерні широкий діапазон стабілізації вхідної напруги, збільшення терміну служби АБ, мінімальні спотворення вхідної мережі і «ідеальна синусоїда» на виході. Є функції «холодного» старту, гарячої заміни батарей і аварійного відключення.

4 НАУКОВО-ДОСЛІДНА ЧАСТИНА

4.1. Дослідження роботи ректифікаційної колони періодичної дії

Ректифікацією називається власне процес, що ґрунтується на процесі розділення рідких сумішей однорідної природи на складові речовини або їх групи в результаті тротитечійної взаємодії парової і рідкої сумішей.

Поділ рідкої суміші заснований на різній летючості речовин. При ректифікації вихідна суміш ділиться на дві частини: дистилят - суміш, збагачену низькокиплячим компонентом (НК), і кубовий залишок - суміш, збагачену висококиплячим компонентом (ВК). Легколетучим в процесі випаровування є компонент з більш низькою температурою кипіння.

Процес ректифікації здійснюється в ректифікаційній установці безперервно або періодично. У першому випадку суміш, що розділяється, попередньо підігріта до температури кипіння, подається в установку безперервно. Подача її здійснюється в середню частину так звану живильну тарілку колони, яка ділить весь апарат на нижню і верхню частину (рис. 4.1). Нижня частина апарату працює як відганяюча - в ній відбувається видалення ВК компоненту з суміші, а верхня частина, як зміцнююча. У верхній частині колони ректифікації відбувається збагачення парової фази легколетучим компонентом.

Установка в цьому випадку, як правило, працює в сталому режимі, що дозволяє отримувати продукт і кубовий залишок з постійною за часом концентрацією легколетучего компонента.

При здійсненні періодичного процесу (рис. 4.2.) суміш, що розділяється попередньо заливається в випарник - куб колони, доводиться до кипіння і випаровується. Пара, що утворилася проходить через колону, орошаемую подається зверху флегмою, що представляє собою частину сконденсованого

продукту. При взаємодії флегми і парової фази остання збагачується легколетучим компонентом.

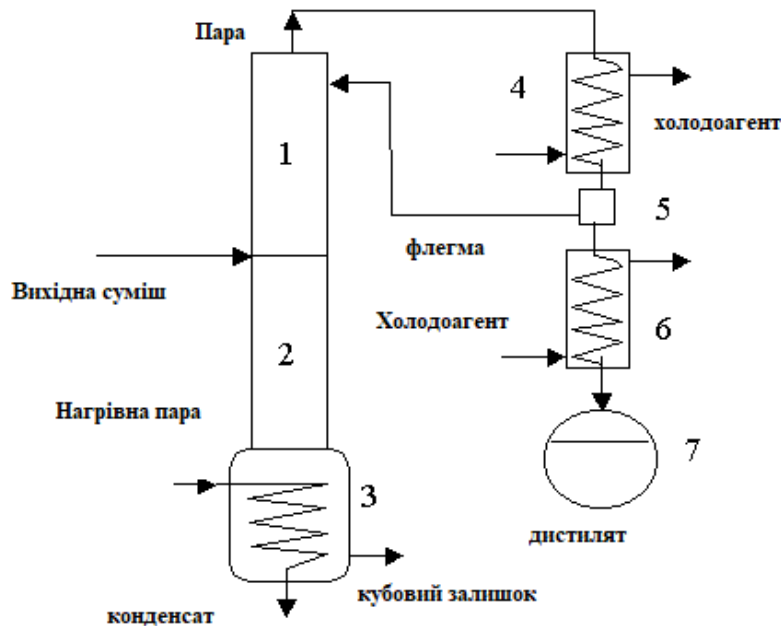


Рисунок 4.1. Схема ректифікаційної установки безперервної дії:

1 - верхня частина колони; 2 - нижня частина колони; 3 - куб колони; 4 - дефлегматор; 5 - відділювач флегми; 6 - холодильник; 7 - збірник готового продукту.

Установка періодичної дії працює в нестационарному режимі, тобто концентрація легколетучого компоненту в кубі в часі безперервно зменшується, за умови, що витрата флегми постійний.

Сутність процесу ректифікації полягає в частковому випаровуванні вихідної суміші з відведенням і подальшою конденсацією утворилася парової фази. Одержаний конденсат знову частково випаровується, конденсується і т.д. За рахунок цього утворюється продукт, збагачений легколетучим компонентом (Л.Л.К.). Наочно це можна ілюструвати побудовою процесу на діаграмі температура - склад (рис. 4.3).

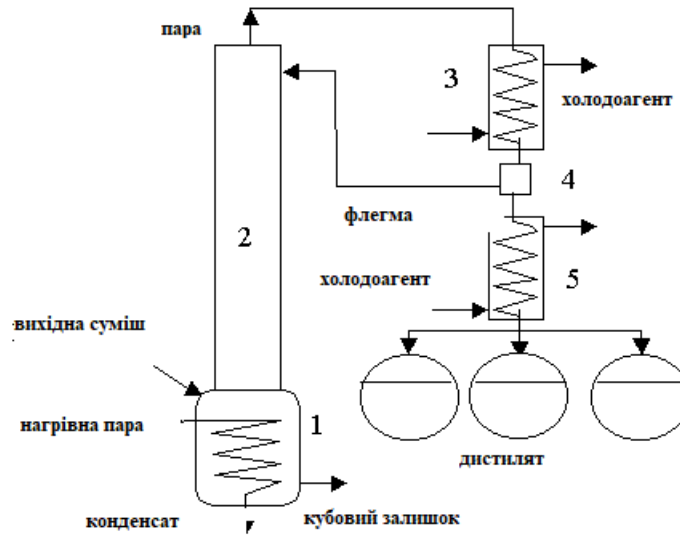


Рисунок 4.2. Схема ректифікаційної установки безперервної дії:

1 - куб колони; 2 - колона ректифікації; 3 - дефлегматор; 4 - відділювач флегми; 5 - холодильник; 6 - збірники готового продукту.

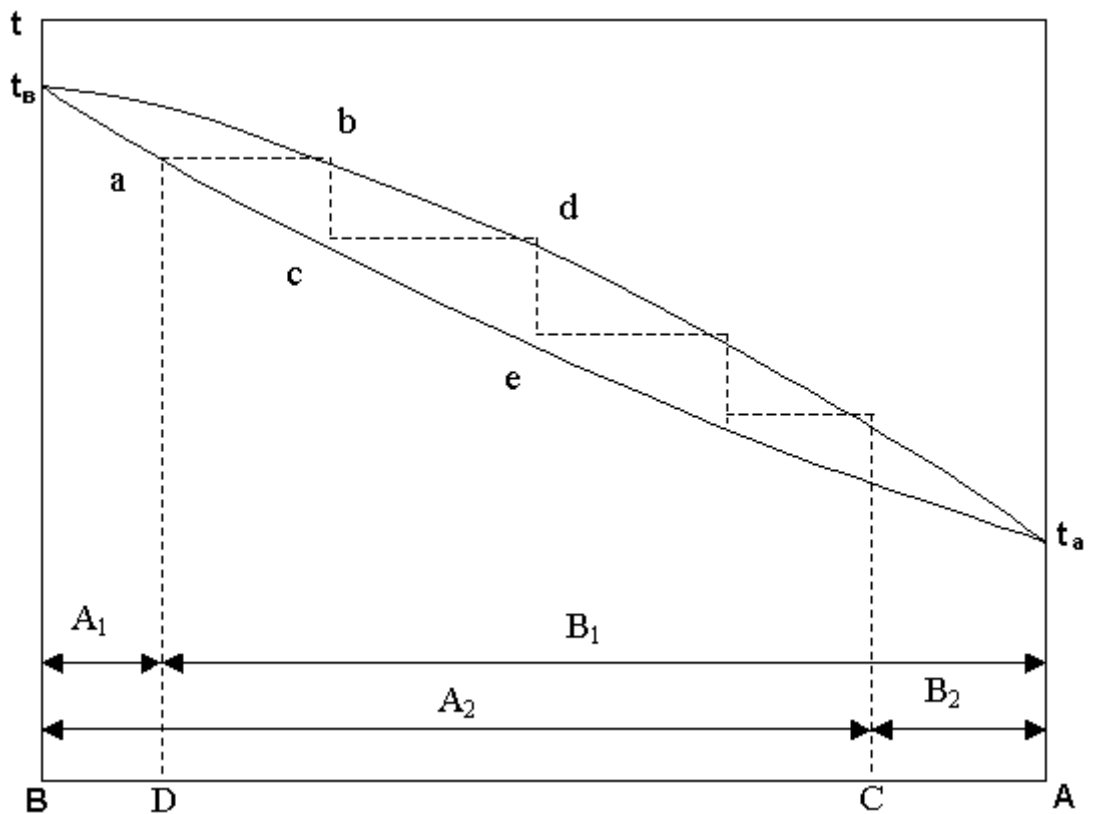


Рисунок 4.3 - Процес ректифікації на діаграмі температура – склад.

Вихідна суміш (точка D), збагачена труднолетучим компонентом (Т.Л.К.) У, які мають температуру кипіння - t_B , нагрівається до температури кипіння (лінія Da) і частково випаровується (лінія ab), при цьому утворюється пара, збагачений Л. Л.К. А. Одержаний пар конденсується (лінія bc) і утворився конденсат знову частково випаровується (лінія cd) і т.д. до тих пір, поки вийде продукт - дистилат заданого складу (точка C), збагачений Л.Л.К. - А.

На практиці ректифікація проводиться в колонних апаратах барботажного (рис. 4.4) або насадочного (рис. 4.5) типу, принцип роботи яких полягає в постійному тепло- і масообмінних між піднімається в колоні паром і стікає рідиною - флегмою.

Розглянемо механізм взаємодії флегми і пара на колпачкової тарілці. Пара, що утворилася в випарнику колони, надходить на першу тарілку і проходить через парові патрубки ковпачків. Ковпачки занурені на деякий рівень в рідку фазу. В результаті цього парова фаза проходить через прорізи ковпачків і барботують у вигляді бульбашок в рідкій фазі, забезпечуючи тим самим поверхню контакту між парової і рідкої фазами і протікання на цій поверхні тепло- масообмінних процесів. Оскільки пар має більш високу температуру ніж рідина, то при взаємодії з рідкою фазою пара охолоджується і з нього частково конденсується легколетучий компонент, який приєднується до рідкої фази. Таким чином, вона збагачується важколетучим, а в парі підвищується вміст легколетучого компоненту.

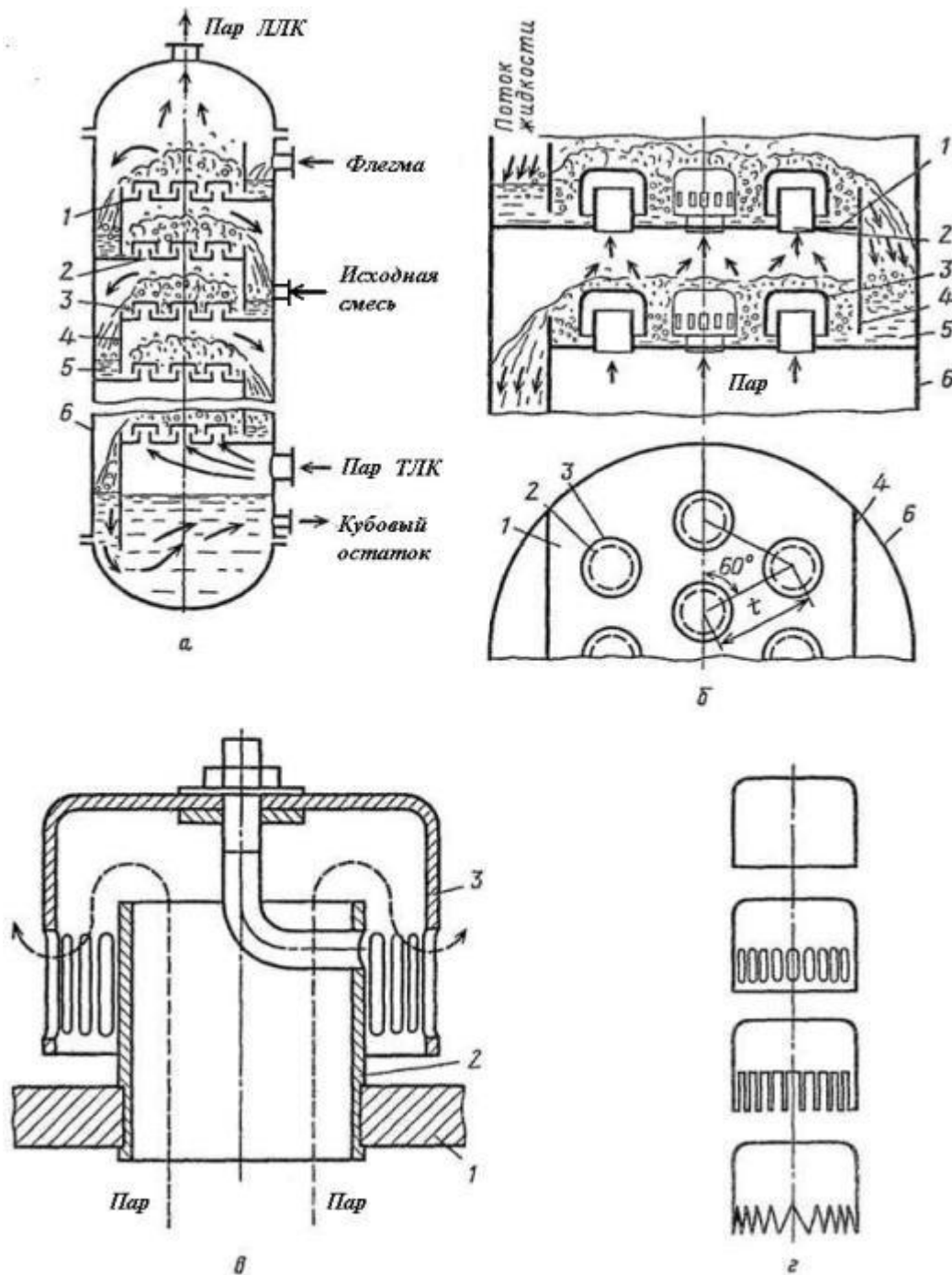


Рисунок. 4.4. Пристрій колони і ковпачкових тарілок:

а) колона з тарілками; б) дві сусідні тарілки; в) капсульний ковпачок; г) форми капсульних ковпачків; 1 - тарілка; 2 - парові патрубки; 3 - ковпачки; 4 - переточні перегородки з порогами; 5 - гідравлічні затвори; 6 - корпус колони.

Теплота конденсації парової фази передається флегмі і нагріває її до температури кипіння, флегма закипає і з неї частково випаровується легколетучий компонент. В результаті цього парова фаза буде збагачена легколетучим компонентом, а рідка фаза важкоолетучим компонентом.

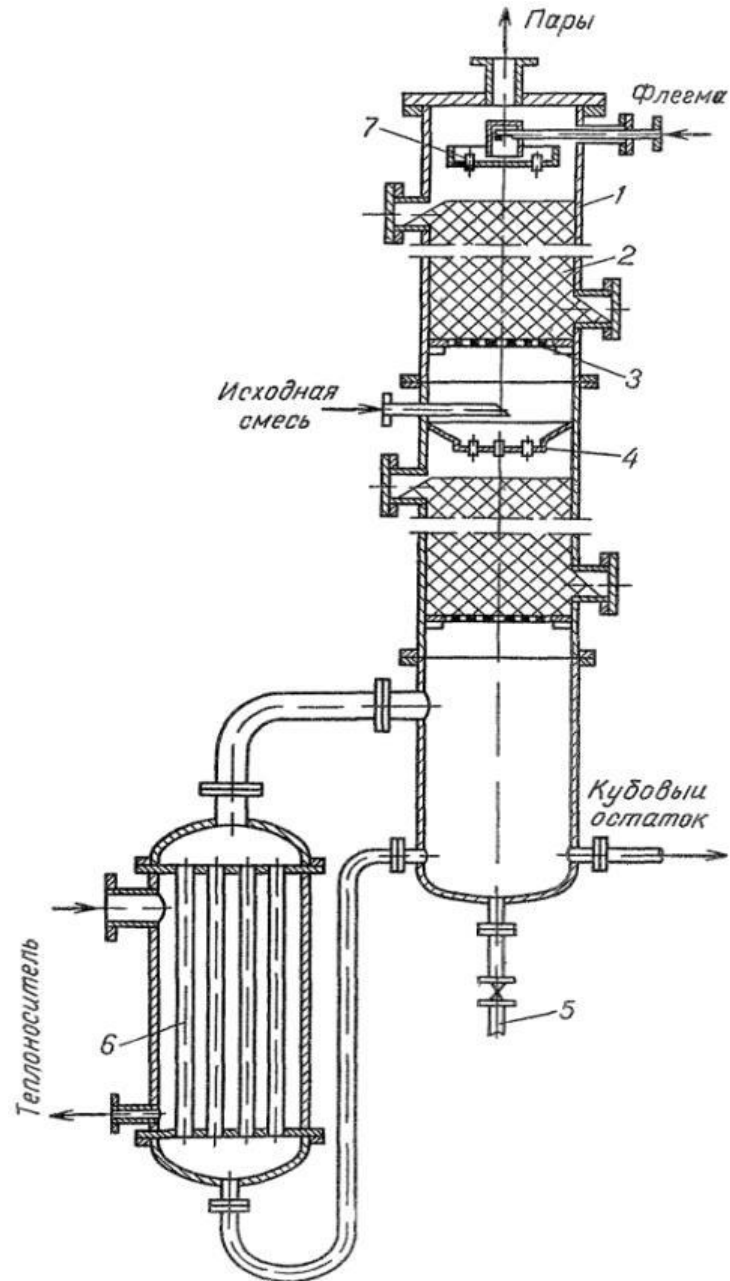


Рис.5. Насадочна колона ректифікації з кип'ятильником

Аналогічні тепло-масообмінні процеси протікають безупинно на елементах поверхні насадок колони.

Таким чином, в результаті процесів часткової конденсації парової фази і часткового випаровування рідкої фази, що протікають по всій висоті колони, у верхній частині апарату накопичується пар практично чистого легколетучого компонента, а в кубі - рідина, близька за своїм складом до чистого важколетучого компоненту.

При розрахунку ректифікаційних колон приймають, що суміш, що розділяється слід правилу Трутона, згідно з яким відношення мольної теплоти випаровування до абсолютної температури кипіння для всіх рідин є наближено величиною постійною. Звідси випливає, що молярні витрати обох фаз для будь-якого перетину колони будуть постійні.

Внаслідок цього весь розрахунок колон зручніше проводити в мольних кількостях, а концентрації висловлювати в мольних частках.

Процес періодичної ректифікації може проводитися при постійній витраті флегми, але при цьому концентрації Л.Л.К. в різних перетинах колони у міру відгону його з куба будуть спадати в часі, і відповідно, отримують фракції дистиляту з зменшується концентрацією Л.Л.К.

Проведення процесу з отриманням дистиляту постійного складу можливо шляхом постійного зростання витрат флегми. Розрахунок процесу ректифікації ведеться, зазвичай, графоаналітичним методом, для чого на діаграму складів наноситься крива рівноваги і робоча лінія процесу (рис.6.)

Матеріальний баланс процесу періодичної ректифікації по матеріальних потоків може бути записаний у такий спосіб:

$$G = \Phi + D \quad (4.1)$$

де G - маса пара, що утворюється в кубі колони за час t , кмоль; Φ - маса флегми, подана на зрошення за даний відрізок часу, кмоль; D - маса відібраного продукту, кмоль.

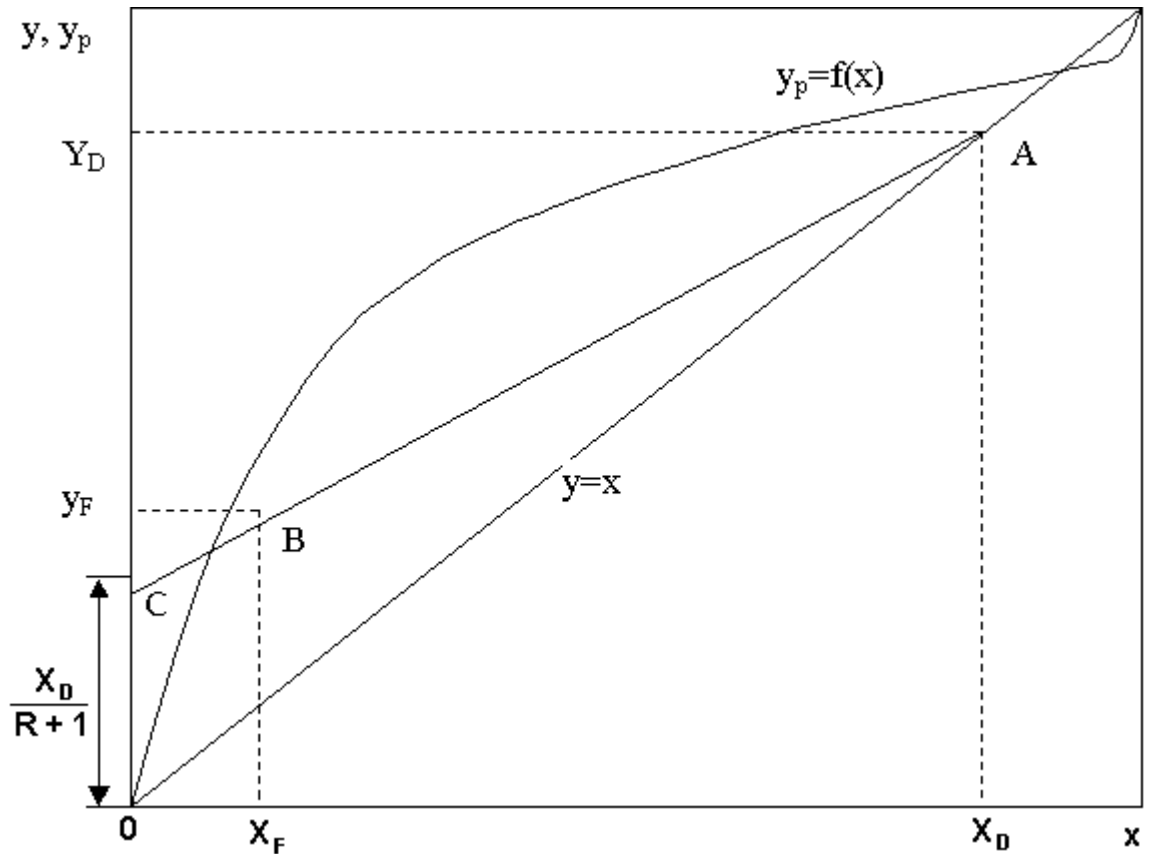


Рисунок 4.6. - Діаграма $y(y_p) - x$ для процесу періодичної ректифікації.

Якщо віднести всі статті балансового рівняння (4.1) до 1 кмоль продукту, то отримаємо вираз:

$$\frac{G}{D} = \frac{\Phi}{D} + 1$$

або

$$\frac{G}{D} = R + 1 \quad (4.2)$$

де $R = \frac{\Phi}{D}$ - флегмовое число, що показує, скільки кг молей флегми необхідно подати в колону для отримання 1 кг благаючи готового продукту.

Звідси

$$G = D (R + 1) \quad (4.3)$$

Матеріальний баланс процесу періодичної ректифікації по Л.Л.К. записується аналогічно рівнянню (1) і може бути представлений в наступному вигляді:

$$G \cdot y = \Phi x + D x_D \quad (4.4)$$

Розділивши праву і ліву частину рівняння (4) на D з урахуванням, $\frac{G}{D} = R + 1$ отримаємо вираз:

$$y = \frac{R}{R + 1} x + \frac{x_D}{R + 1} \quad (4.5)$$

де x_D - концентрація Л.Л.К. в продукті (дистиляті). Вирази (4.5), що представляє собою залежність робочої (дійсної) концентрації Л.Л.К. в паровій фазі (y) від його змісту в рідкій фазі (x), називається рівнянням робочої лінії процесу. Вона зображується відрізком прямої АВ (рис. 4.6).

Рівноважна лінія, що характеризує склад пари, що знаходиться в рівновазі з рідкою фазою, будується в координатах $y_p - x$ на підставі експериментальних даних і дозволяє визначити значення рівноважної концентрації Л.Л.К. в паровій фазі y_p від поточного її значення в рідкій фазі x :

$$y_p = f(x).$$

Якщо суміш, що розділяється підкоряється закону Рауля, то рівноважна концентрація Л.Л.К. в паровій фазі (y_p) може бути обчислена по рівнянню:

$$y_p = \frac{\alpha x}{1 + x(\alpha - 1)} \quad (4.6)$$

де x - поточне значення концентрації Л.Л.К. в рідкій фазі в мольних

частках; $\alpha = \frac{P_{лпк}}{P_{тпк}}$ - відносна летючість Л.Л.К. ; $R_{лпк}$ і $R_{тпк}$ - пружність парів Л.Л.К. і Т.Л.К. при відповідній значенню x температурі кипіння суміші.

Побудова робочої лінії здійснюється наступним чином:

1. Будується допоміжна лінія рівних концентрацій Л.Л.К. в обох фазах, $y = x$, як діагональ діаграми.

2. Проводяться ординати, які відповідають вмісту Л.Л.К. у вихідній суміші (x_F) і в дистилляте (x_D).

3. Знаходиться положення точки. А, як точки перетину діагоналі діаграми з ординатою $x = x_D$.

4. На осі ординат відкладається відрізок ОС, чисельно дорівнює значенню вільного члена в рівнянні робочої лінії процесу - $\frac{x_D}{R + 1}$.

5. З'єднується прямою лінією точки А і С. При перетині відрізка АС з ординатою $x = x_F$ виходить точка В, поєднуючи яку з точкою А і отримуємо робочу лінію процесу АВ.

При побудові діаграми y (y_p) - x масштаби по обох осях, зазвичай, беруться однаковими і значення y , y_p і x змінюються від нуля до одиниці (що відповідає змісту Л.Л.К. в парі і рідині від 0 до 100%) .

Маса Л.Л.К., що перейшла з рідкої фази в парову, може бути визначена з рівняння масопередачі:

$$M = K_{YV} \cdot V \cdot \Delta y_{cp} \quad (4.7)$$

і

$$M = K_{YF} \cdot F_H \cdot \Delta y_{cp} \quad (4.8)$$

де M - маса Л.Л.К., який перейшов з фази у фазу, кмоль / с; K_{YV} , K_{YF} - коефіцієнти масопередачі, віднесені до одиниці об'єму робочої частини апарату і одиниці поверхні насадки відповідно, m^3 , m^2 ; Δy_{cp} середнє значення рушійної сили. Для насадок апаратів обсяг V і поверхню F_H можуть бути розраховані за такими виразами:

$$V = S \cdot H \quad (4.9)$$

$$F_H = \sigma \cdot V \quad (4.10)$$

де $S = \frac{\pi \cdot d^2}{4}$ - площа перерізу колони, m^2 ;

d - діаметр колони, м; H - висота шару насадки, м;

σ - питома поверхня насадки, m^2 / m^3 .

Середнє значення рушійної сили можна розрахувати за рівнянням

$$\Delta y_{cp} = \frac{y_D - y_F}{\int_{y_F}^{y_D} \frac{dy}{y_P - y}} = \frac{y_D - y_F}{m_y} \quad (4.11)$$

де y_F і y_D - концентрації Л.Л.К.в вихідної суміші і дистилляте,

визначаються по діаграмі y - x , Мольн. частки; $m_y = \int_{y_F}^{y_D} \frac{dy}{y_P - y}$ - число одиниць перенесення по паровій фазі, яке характеризує зміну робочої концентрації, що припадає на одиницю рушійної сили. Внаслідок складної залежності $y_P = f(x)$ розрахувати аналітично число одиниць перенесення, як

$\psi_i = \frac{1}{y_p - y_i}$. Далі застосовуємо одну з формул наближеного обчислення певного інтеграла, наприклад, метод трапецій:

$$m_y \approx \frac{\Delta y}{2} (\psi_0 + 2\psi_1 + 2\psi_2 + \dots + 2\psi_{n-1} + \psi_n)$$

Висота шару насадки в апараті може бути розрахована за наступною формулою:

$$H = h_{\text{ЭКВ}} \cdot m_y \quad (4.12)$$

де $h_{\text{ЭКВ}}$ - висота, еквівалентна одиниці переносу (ВЕП) по паровій фазі, є однією з характеристик роботи масообмінного апарату.

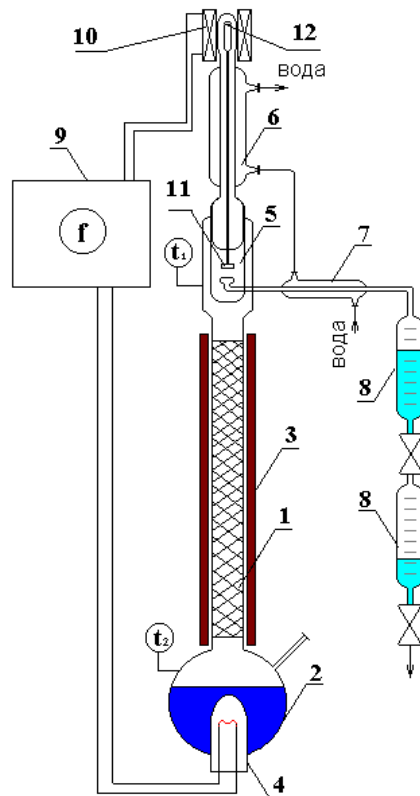


Рисунок 4.8 – Схема експериментального стенду для дослідження процесів ректифікації

5. СПЕЦІАЛЬНА ЧАСТИНА

5.1. Розрахунок регулюючого клапана або частотного приводу

Вихідні дані для розрахунку клапана:

Середовище:	конденсат
Номінальна витрата, м ³ / год	Q _{ном} = 33,3
Максимальні витрати, м ³ / год	Q _{min} = 37
Мінімальна витрата, м ³ / год	Q _{max} = 40,7
Перепад тиску наклапане, Па	ΔP = 50000
Плотностьсреди, кг / м ³	ρ _v = 800

розрахунок:

Визначається максимальна пропускна здатність для конденсату K_{vmax}

$$K_{vmax} = Q_{max} \cdot \sqrt{(p_v / \Delta P)} = 40,7 \cdot 0,12649 = 4,68 \text{ м}^3 / \text{год}$$

Визначається умовна пропускна здатність K_{vy}

$$K_{vy} = 1,2 \cdot K_{vmax} = 6,18$$

З серійно виробленого ряду значень K_{vy} вибираємо найближче значення K_{vy},

DN	0,006	0,016	0,040	0,1	0,16	0,25	0,4	0,6	1,0	1,6	2,5	4,0	6,3	8,0	10,0	12,0	14,0	16,0	20,0	25,0	32,0	40,0	50,0	63,0	80,0	100,0	125,0	160,0	200,0	250,0	320,0	400,0		
10																																		
15																																		
20																																		
25																																		
32																																		
40																																		
50																																		
65																																		
80																																		
100																																		
125																																		
150																																		
200																																		

Умовна пропускна здатність K_{vy} клапанів КМР, КМРО K_{vy} = 6,18.

Цьому значенню відповідає діаметр у світлі DN50.

$$\text{Число Рейнольдса: } R_e = \rho v d / \eta = (800 \cdot 2 \cdot 50) / 10 = 8000$$

ρ- щільність рідини, v-швидкість течії рідини, d-діаметр труби

n -коефіцієнт в'язкості

$Re < 2300$ -ламінарий, $Re = 2300 \dots 10^4$ -перехідною, $Re > 10^4$ турбулентний.

5.2. Розрахунок математичної моделі куба колони

Математичне моделювання ректифікаційних колон дозволяє визначати концентрації і кількості одержуваних компонентів в апаратах різного апаратурного оформлення і змінних режимах експлуатації. При складанні математичної моделі колони необхідно враховувати внутрішні та зовнішні умови процесу ректифікації.

В якості зовнішніх умов зазвичай приймаються: харчування колони з урахуванням кількісних і якісних характеристик; кількість теплоти, що підводиться до кип'ятильника і відводиться від дефлегматора. Зовнішні умови можуть бути зв'язані між собою або внутрішніми параметрами процесу, або додатковими співвідношеннями, які також включаються в систему у вигляді рівнянь моделі. Основними є рівняння, що описують внутрішню задачу, т. Е. Що відображають процес міжфазного переносу компонентів суміші. За допомогою цих рівнянь можна визначити склад парової фази над тарілкою, рідини на ній і склад надходить на неї пара і відходячої рідини.

Як гідродинамічних моделей тарілок ректифікаційних колон використовуються: для рідини-модель ідеального перемішування і чарункова модель, для пара - моделі ідеального витіснення і ідеального перемішування.

Математичні моделі ректифікаційних колон, засновані на заміні реальних тарілок теоретичними ступенями поділу (метод теоретичних тарілок), дозволяють вести розрахунок колон без урахування гідродинамічної обстановки на тарілках. Ці моделі представляють колону ректифікації як

апарат з повною конденсацією пара на ступенях поділу з незначним впливом міжфразного масообміну.

Навпаки, уявлення міжфразного масообміну як результат передачі речовини без урахування процесів конденсації і випаровування в якості основи для поділу сумішей є фундаментом для другої групи.

Моделей (метод числа одиниць переносу). Тут враховуються гідродинамічні умови процесу на тарілках.

Математична задача розрахунку ректифікаційних колон при заданих сукупностях внутрішніх і зовнішніх умов процесу ректифікації полягає у вирішенні системи нелінійних рівнянь, коли враховують тепловий баланс на всіх стадіях розділу, лінійних рівнянь, коли теплові потоки на кожному ступені поділу приймають однаковими.

Методика розрахунку ректифікаційних колон приведена нижче.

При математичному описі процесів на контактному пристрої в моделі А розглядаємо ідеалізований процес ректифікації і приймаємо наступні допущення:

тиск в колоні постійний;

рідина і пар знаходяться в насиченому стані;

колективні суміші близькі до ідеальних;

потоки рідини L_i і пари G_i постійні;

парова і рідка фази ідеально змішані;

винесення рідини відсутнє, тобто розглядається теоретична тарілка з коефіцієнтом ефективності $e_i = 1$.

Рівняння, що описують процеси на i -й тарілці, мають наступний вид:

Значення парового потоку: $G_i = G_{i-1}$; $i = 2, 3, \dots, n$; i, f , де n - число тарілок;

Значення потоку рідини: $L_i = \begin{cases} G_{i-1} + R, & i < f \\ G_{i-1} - D, & i > f \end{cases}$

Значення поточної концентрації рідини

$$x_i = \begin{cases} \frac{G_{i-1}y_{i-1} + Rx_R}{L_i}, & i < f \\ \frac{G_{i-1}y_{i-1} + Dx_D}{L_i}, & i > f \end{cases}$$

Значення поточної концентрації пара

$$y_i = y_i^*$$

де - рівноважна концентрація,

$$y_i^* = K_i(T_i)x_i$$

тут $K_i(T_i)$ - константа фазового рівноваги.

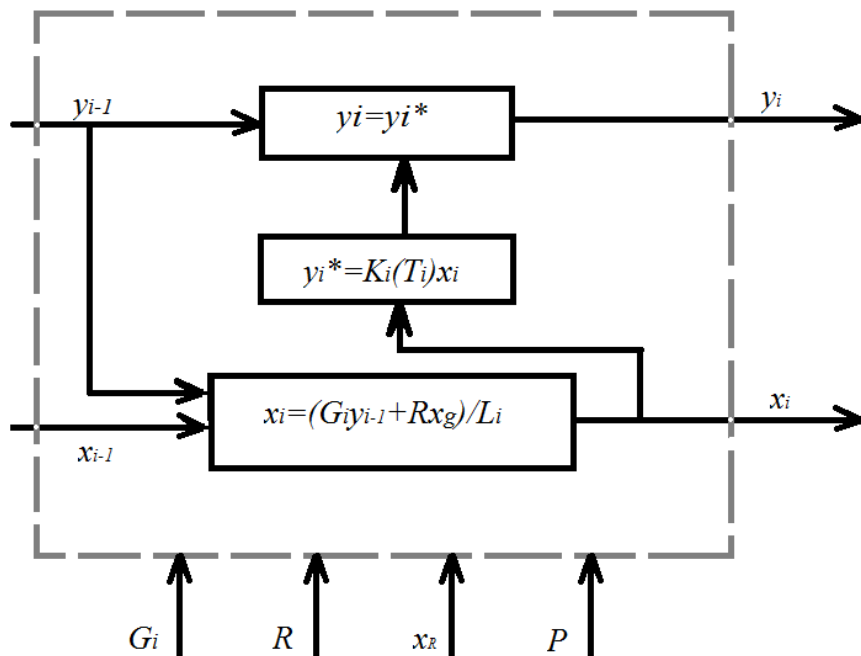


Рисунок 5.2 - Блок-схема секції тарілок моделі А при $i < f$.

6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА В НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ

6.1 Організація охорони праці при експлуатації колон

Охорона праці розглядає проблеми забезпечення здорових і безпечних умов праці. Виявляє і вивчає можливі причини нещасних випадків, професійних захворювань, аварій, вибухів, пожеж і розробляє систему заходів і вимог з метою виключення цих причин і створення безпечних і сприятливих для людини умов праці.

Завдання охорони праці є зведення до мінімуму імовірності пошкодження або захворювання працівників з одночасним забезпеченням комфорту при максимальній продуктивності праці.

Навчання працівників безпеці праці проводять відповідно до вимог, які встановлюють порядок і види навчання. На всіх підприємствах і в організаціях незалежно від характеру і ступеню небезпеки виробництва навчання працівників проводять при підготовці нових робітників, проведенні різноманітних видів інструктажів і підвищенні кваліфікації.

Контроль за своєчасним і якісним навчанням виконує відділ охорони праці чи інженер з охорони праці, або ІТП, на якого наказом керівника підприємства покладено ці обов'язки. Ті, що вперше поступають на роботу, навчання проходять згідно з "Типовим положенням про підготовку і підвищення кваліфікації робітників". В журналі обліку навчальної роботи реєструють навчальну тему, за якою проводилось навчання.

Інструктаж працюючих поділяють на вступний, початковий, на робочому місці, повторний, позаплановий і початковий.

Вступний інструктаж з усіма, хто поступає на роботу незалежно від їх освіти і стажу роботи по даній професії, проводить інженер з охорони праці за програмою, затвердженою головним інженером підприємства, про

проведення вступного інструктажу з обов'язковим підписом того, хто проводив інструктаж і того, хто його отримував.

Початковий інструктаж на робочому місці, повторний, позаплановий і поточний проводить керівник робіт.

Початковий інструктаж на робочому місці проводять при прийомі на роботу нових робітників за інструкцією з охорони праці, розробленою для окремих професій або видів робіт. Всі робітники після цього інструктажу і перевірки знань 2-5 змін (залежно від навичок і стажу роботи) працюють під наглядом бригадира чи майстра, потім оформляється допуск до їх самостійної праці.

Повторний інструктаж проходять всі працівники незалежно від кваліфікації, освіти і стажу роботи через три місяці. Його проводять з метою перевірки знання робітниками правил і норм з охорони праці.

Позаплановий інструктаж проводять коли змінилися правила охорони праці або технологічний процес, обладнання, інструмент та інші фактори, що впливають на безпеку праці; коли працівники порушують правила охорони праці, що можуть призвести чи призвели до травм, аварій чи пожежі, вибуху. Його проводять індивідуально чи з групою робітників однієї професії за програмою початкового інструктажу на робочому місці. При його реєстрації вказують причину, яка спричинила його проведення.

Умови праці мають велике значення практично для всіх виробничих показників - продуктивності праці, якості робіт, безпеки працівників та інше.

Санітарно-гігієнічні умови праці характеризуються показниками виробничого середовища - рівнем освітлення, мікрокліматичними параметрами, загазованістю і запиленістю повітряного середовища, рівнем шуму і вібрації, наявністю іонізуючого випромінювання та інше.

6.2 Розрахунок заземлення

Розрахуємо систему заземлення для електроустаткування, яке працює від напруги 220 В.

$$R_{\text{заз}} \leq \frac{U}{I_p} = \frac{220}{66} = 3.3 \leq 4 \text{ Ом}$$

Визначаємо опір ґрунту: $\rho = k_n * \rho_n = 2 * 200 = 400 \text{ Ом м}$,

де k_n - коефіцієнт підсилення;

ρ_n — питомий опір ґрунту (вибирається з довідкової літератури).

Визначаємо опір одиночного вертикального заземлювача:

$$R_B = \frac{\rho}{2\pi} \left(\ln \frac{2l}{d} + \frac{1}{2} * \frac{4t+1}{4t-1} \right)$$

де t - відстань від середини заземлювача до поверхні ґрунту, м;

l, d - довжина і діаметр стержня заземлювача, м;

$$R_B = 96 \text{ Ом.}$$

Визначаємо опір сталевий полоси, що з'єднує стержневі заземлювачі:

$$R_{II} = (\rho / 2\pi l) * \ln(l^2 / dt) = 61 \text{ Ом.}$$

Визначаємо орієнтовне число стержневих заземлювачів:

$$n = R_B / [r_B] \eta_B = 96 / 4 * 1 = 24 \text{ шт.};$$

r_B - допустимий по нормам опір заземляючого пристрою,

η_B - коефіцієнт використання вертикальних заземлювачів (для орієнтовного розрахунку приймається рівним 1).

Приймаємо розміщення вертикальних заземлювачів по контуру з відстанню між сталевими заземлювачами рівним 21. З довідкової літератури визначаємо $\eta_B = 0,66$ і $\eta_I = 0,39$.

Визначаємо необхідну кількість вертикальних заземлювачів

$$n = R_B / [r_B] \eta_B = 96 / (4 * 0.66) = 36$$

Розраховуємо загальний розрахунковий опір аземлюючого пристрою R з врахуванням з'єднувальної полоси

$$R = R_B R_{II} / (R_B \eta_I + R_{II} \eta_B) = 3.9 \text{ Ом.}$$

Розрахунок проведено правильно, оскільки виконується умова $R \leq [r_B]$.

Розрахунок штучного заземлення:

Приймаємо, що опір захисного заземлення не повинен перевищувати 4 Ом:

$$R_{33} = \frac{R_c R_n}{R_c + R_n} \leq 4 \text{ Ом}$$

де R_{33} – опір захисного заземлення;

R_c – опір стержневих заземлювачів;

R_n – опір поперечних заземлювачів.

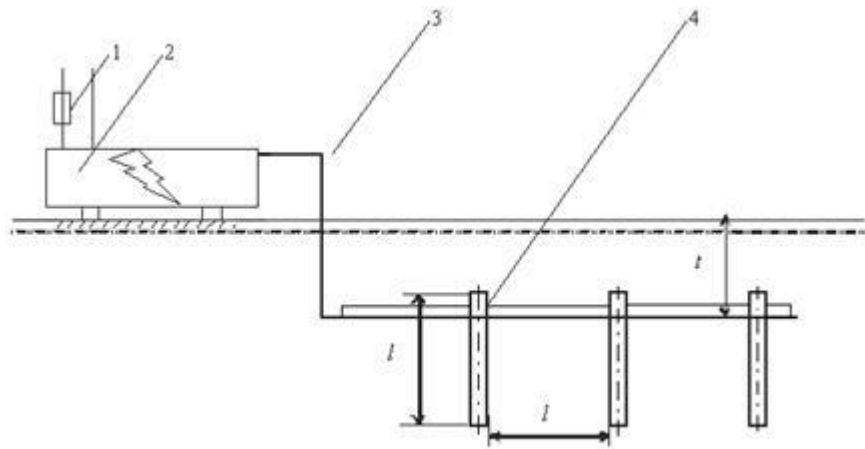


Рисунок 6.1 - Пристрій заземлення

1 – плавка вставка; 2 – електроустановка; 3 – з'єднувальна штаба; 4 – трубчатий заземлювач

Опір одиночного стержневого заземлювача розтіканню електричного струму:

$$R_{oc} = \frac{\rho_r}{2\pi l} \left(\ln \frac{2l}{d} + \ln \frac{4h' + l}{4h' - l} \right)$$

де h – відстань від поверхні ґрунту до заземлювача і становить 0,8 м;

l – довжина стержневого заземлювача 3 м;

d – діаметр стержневого заземлювача 50 мм.

$$R_{oc} = \frac{750}{2 \cdot 3,14 \cdot 3} \left(\ln \frac{2 \cdot 3}{0,05} + \ln \frac{4 \cdot 0,8 + 3}{4 \cdot 0,8 - 3} \right) = 39,8 \cdot (0,18 + 3,43) = 143,8 \text{ Ом}$$

Опір одиночного поперечного заземлювача:

Таблиця 6.1

Вибір кількості заземлювачів

n	R_n	R_c	R_o	η
1	398,1	143,8	105,6	26,1
5	398,1	143,8	105,6	5,2
10	398,1	143,8	105,6	2,6
15	398,1	143,8	105,6	1,7
20	398,1	143,8	105,6	1,3
25	398,1	143,8	105,6	1,1
26	398,1	143,8	105,6	1,0
27	398,1	143,8	105,6	0,9

З цієї формули методом ітерацій підбирають n , при якому $\eta = 1$:

$$R_{ок} = \frac{\rho_r}{2\pi} \ln \frac{2l^2}{bh'}$$

де l – довжина поперечного заземлювача 2,5 м;

b – ширина полоси заземлювача 30 мм;

ρ_r – розрахунковий опір ґрунту: для поперечних електродів 1000 Ом·м, для стержневих електродів 750 Ом·м.

$$R_{ок} = \frac{1000}{2 \cdot 3,14 \cdot 2,5} \ln \frac{2 \cdot 2,5^2}{0,03 \cdot 0,8} = 63,7 \cdot 6,25 = 398,1 \text{ Ом}$$

В наслідок взаємовпливу вводимо коефіцієнт використання заземлювачів:

$$\eta = \frac{R_0}{nR_d}$$

де R_d – допустимий опір заземлення, що становить 4 Ом;

R_0 – опір одиночного заземлювача.

Отже приймаємо кількість одиночних заземлюючих електродів рівною 26.

6.3. Розрахунок стійкості об'єкта до вибуху газо-повітряної суміші

Оцінити стійкість котла до дії вибуху газоповітряної суміші.

Характеристика котла:

- довжина 5,5 м;
- ширина 4,2 м;
- висота 4,1 м;
- об'єм топочного простору 19 м³.

Визначимо можливий надмірний тиск ударної хвилі в топочному просторі котла.

У вогнищі вибуху газоповітряної суміші створюються зони:

1 - зона дії детонуючої хвилі, радіус

$$r_1 = 17,5 \cdot Q^{1/3} = 17,5 \cdot 0,001^{1/3} = 2,3 \text{ м}$$

(об'ємна доля газу у повітрі при якій відбувається вибух становить 5%, тобто 1 м³ топочного простору; маса 1 м³ газу становить приблизно 1 кг);

Надлишковий тиск у цій зоні приймаємо

$$\Delta P_1 = 1700 \text{ кПа.}$$

2- зона дії продуктів вибуху, радіус

$$r_2 = 1,7 \cdot r_1 = 1,7 \cdot 2,3 = 3,9 \text{ м;}$$

Надлишковий тиск –

$$\Delta P_2 = 1300 \left(\frac{2,3}{3,9} \right)^3 + 50 = 505 \text{ кПа.}$$

В даному випадку при відсутності або несправності вибухових клапанів може відбутися повне зруйнування котельного агрегата, оскільки повні зруйнування котлів настають при надлишковому тиску понад 150 кПа.

Для попередження виникнення вибухів необхідно застосувати високонадійну систему автоматичного захисту котельного агрегата (для відсікання подачі газу до топки котла при погасанні полум'я факелу будь-якого з пальників).

ОСНОВНІ ВИСНОВКИ КВАЛІФІКАЦІЙНОЇ РОБОТИ

В роботі було розроблено автоматизовану систему керування атмосферною ректифікаційною колоною на базі програмованого логічного контролера Siemens S7-1500. Було розглянуто наявні засоби, які дозволяють оптимізувати процес.

Було розроблено функціональну та структурну схеми автоматизації, проаналізовано об'єкт з точки зору якісного автоматизованого управління.

В роботі було досліджено роботу ректифікаційної колони та розраховано математичну модель керуючого процесу.

Впровадження системи керування забезпечить якісний процес контролю за процесом ректифікації з ефективним регулюванням без автоколиваний системи.

БІБЛІОГРАФІЯ

1. А.Г. Микитишин, М.М. Митник, П.Д. Стухляк, В.В. Пасічник Комп'ютерні мережі. Книга 1. [навчальний посібник] (Лист МОНУ №1/11-8052 від 28.05.12р.) - Львів, "Магнолія 2006", 2013. – 256 с.
2. А.Г. Микитишин, М.М. Митник, П.Д. Стухляк, В.В. Пасічник Комп'ютерні мережі. Книга 2. [навчальний посібник] (Лист МОНУ №1/11-11650 від 16.07.12р.) - Львів, "Магнолія 2006", 2014. – 312 с.
3. Микитишин А.Г., Митник, П.Д. Стухляк. Комплексна безпека інформаційних мережевих систем: навчальний посібник – Тернопіль: Вид-во ТНТУ імені Івана Пулюя, 2016. – 256 с.
4. Микитишин А.Г., Митник М.М., Стухляк П.Д. Телекомунікаційні системи та мережі : навчальний посібник для студентів спеціальності 151 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» – Тернопіль: Тернопільський національний технічний університет імені Івана Пулюя, 2017 – 384 с.
5. Баннов П.Г. Процессы переработки нефти. Часть 2. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 2001. - 415 с.
6. Дытнерский Ю.И. (ред.). Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. - М.: Химия, 1983 г. – 272 с.
7. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Ч.1. Теоретические основы процессов химической технологии. Учебник для вузов. Изд. 2-е. М.: Химия, 1995. - 400с. 4
8. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – 9-е изд. – М.: Химия, 1973. – 750 с.
9. Коптева В.Б. Опоры колонных аппаратов. Тамбов: Изд-во Тамб. гос. техн. ун-та, 2007. – 24 с.

10. Кутепов А.М. и др. Теория химико-технологических процессов органического синтеза: Учеб. для техн. вузов/А.М. Кутепов, Т.И. Бондарева, М.Г. Беренгартен - М.: Высш. шк., 2005. – 520 с.
11. Лацинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Справочник. – Л.: Машгиз, 1970. – 753 с.
12. Рудин М. Г., Драбкин А. Е. Краткий справочник нефтепереработчика. - Л.: Химия, 1980. - 328 с.
13. Плановский А.Н, Николаев И.П. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. 5-изд. - М.:Химия, 1987 г. - 847 с.
14. Процессы и аппараты химической технологии. Проектирование ректификационных колонн. Часть 1, 2. Основы теории расчета и основные конструкции ректификационных колонн. Методические указания к курсовому проектированию для студентов химико-технологического и заочного энерго-механического факультетов.-Томск: Изд. ТПУ, 1997. -36 с.
15. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие для вузов. – Уфа: Гилем, 2002. – 672 с.
16. Бабицкий И.Ф., Вихман Г.Л., Вольфсон С.И. Расчет и конструирование 69 аппаратуры нефтеперерабатывающих заводов. – М.: Недра, 1965. – с.242-245.