

НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
ІМЕНІ ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»

Інженерно-хімічний факультет

(повна назва інституту/факультету)

Кафедра автоматизації хімічних виробництв

(повна назва кафедри)

«На правах рукопису»

УДК _____

«До захисту допущено»

Завідувач кафедри

_____ А.І. Жученко
(підпис) (ініціали, прізвище)

“18” _____ грудня _____ 2018 р.

Магістерська дисертація

на здобуття ступеня магістра

зі спеціальності 151 – Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології
(код і назва)

на тему: Система керування процесом гідроочищення дистилятних продуктів _

Виконала: студентка _____ курсу, групи ЛА-371мп
(шифр групи)

_____ Чорновол Валерія Борисівна _____
(прізвище, ім'я, по батькові) (підпис)

Керівник _____ к.т.н., доц. Ладієва Л.Р. _____
(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали) (підпис)

Консультант _____ (назва розділу) _____ (науковий ступінь, вчене звання, прізвище, ініціали) _____ (підпис)

Рецензент _____ (посада, науковий ступінь, вчене звання, науковий ступінь, прізвище та ініціали) _____ (підпис)

Засвідчую, що у цій магістерській
дисертації немає запозичень з праць
інших авторів без відповідних посилань.

Студент _____
(підпис)

Київ – 2018 року

**Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»**

Інженерно-хімічний факультет

(повна назва)

Кафедра автоматизації хімічних виробництв

(повна назва)

Рівень вищої освіти – другий (магістерський) за освітньо-професійною програмою

Спеціальність 151- Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології

(код і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

_____ А.І.Жученко
(підпис) (ініціали, прізвище)

«30» жовтня 2018 р.

**ЗАВДАННЯ
на магістерську дисертацію студенту**

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема дисертації _____

_____ ,

науковий керівник дисертації _____ ,
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом по університету від «12» 11 2018 р. № 4140-с

2. Термін подання студентом дисертації _____

3. Об'єкт дослідження _____

4. Вихідні дані _____

5. Перелік завдань, які потрібно розробити _____

6. Орієнтовний перелік графічного (ілюстративного) матеріалу _____

7. Орієнтовний перелік публікацій _____

8. Консультанти розділів дисертації*

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв

9. Дата видачі завдання _____ 6 листопада 2018 р _____

Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання магістерської дисертації	Термін виконання етапів магістерської дисертації	Примітка

Студент

(підпис)

В. Б. Чорновол
(ініціали, прізвище)

Науковий керівник дисертації

(підпис)

Л. Р. Ладієва
(ініціали, прізвище)

* Консультантом не може бути зазначено наукового керівника магістерської дисертації.

Реферат

Магістерська дисертація на тему "Система керування процесом гідроочищення дистилятних продуктів" містить пояснювальну записку об'ємом 86 сторінок, 1 лист креслень формату А1.

Пояснювальна записка містить 30 рисунки, 17 таблиць, 6 літературних джерел.

У розділах пояснювальної записки виконаний аналіз технологічного стану виробництва, розроблено схему автоматизації, розроблена математична модель абсорбера з розподіленими параметрами, оптимальне керування процесом гідроочищення дистилятних продуктів, розробка стартап-проекту.

Ключові слова: гідроочищення, дистилятні продукти, схема автоматизації, абсорбер, математична модель, оптимальне керування.

Abstract

The master's dissertation on "The system of control of the process of water treatment of distillate products" contains an explanatory note of 79 pages, 1 sheet of drawings of A1 format.

Explanatory note contains 30 drawings, 17 tables, 6 literary sources.

In the sections of the explanatory note the analysis of the technological state of production was made, the scheme of automation was developed, the mathematical model of the absorber with the distributed parameters was developed, the optimal control of the process of water purification of distillate products, the development of the start-up project.

Keywords: hydro purification, distillate products, automation scheme, absorber, mathematical model, optimal control

ВСТУП

Наростання розвитку технологічних потужностей цивілізації може привести до глобальної екологічної кризи. Найбільше негативний вплив на навколишнє середовище роблять відходи підприємств паливно-енергетичного комплексу, нафтопереробних заводів, а також викиди, які утворюються при спалюванні нафтового палива транспортом і тепловими електростанціями. Зокрема, в великих містах понад 80% забруднень атмосфери припадає на автотранспорт.

Серед забруднювачів повітря, які мають істотний вплив на здоров'я населення і навколишнє середовище, перш за все, необхідно відзначити озон, оксиди вуглецю, азоту, сірки, свинець і інші важкі метали, а також тверді частинки.

В магістерській дисертації розглянуто систему керування одного із етапів переробки нафти, а саме систему керування технологічним процесом гідроочищення дистилятних продуктів, його значення. Розроблена математична модель основного апарату, розглянуто оптимальне керування процесом.

ЗМІСТ

ВСТУП.....	6
Перелік скорочень.....	9
1. ПРОЦЕС ГІДРООЧИЩЕННЯ ДИСТИЛЯТНИХ ПРОДУКТІВ.....	11
1.1. Опис основних етапів переробки нафти.....	11
1.2. Технологія і значення процесу гідроочищення.....	16
1.3. Аналіз існуючих способів очищення газу від сірководню.....	18
1.4. Існуючі системи керування процесом очищення газу від сірководню.....	22
1.5. Опис технологічної схеми процесу гідроочищення дистилятних продуктів.....	39
1.6. Аналіз процесу як об'єкта автоматизації та обґрунтування задач автоматизації.....	41
1.7. Розроблена схема автоматизації	43
2. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ	48
2.1. Аналіз існуючих математичних моделей	48
2.2. Постановка задачі моделювання.....	51
2.3. Математична модель абсорбера з розподіленими параметрами.....	52
3. ОПТИМАЛЬНЕ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ГІДРООЧИЩЕННЯ ДИСТИЛЯТНИХ ПРОДУКТІВ.....	58
3.1. Вибір критерію оптимальності для мінімізації квадрату відхилення концентрації сірководню.....	58
3.2. Вибір критерію оптимальності для мінімізації витрати абсорбенту	60
4. РОЗРАХУНОК ОПТИМАЛЬНОГО КЕРУВАННЯ ЗІ ЗВОРОТНІМ ЗВ'ЯЗКОМ.....	65
4.1. Проектування оптимального лінійно-квадратичного регулятора.....	65

4.2.Проектування оптимального лінійно-квадратичного регулятора з інтегральною складовою.....	68
5. РОЗРОБКА СТАРТАП-ПРОЕКТУ «СИСТЕМА АНАЛІЗУ ЕФЕКТИВНОСТІ ПРОЦЕСУ ГІДРООЧИЩЕННЯ ДИСТИЛЯТНИХ ПРОДУКТІВ	77
6. Висновки.....	85
7. Список використаної літератури.....	86

Перелік умовних позначень

- Абревіатури та скорочення:

рис. – рисунок

табл. – таблиця

- Умовні позначення:

G_g – витрата газової суміші; G_r – витрата розчину метаноламіну

y_0 – початкова концентрація сірководню (H_2S) у газовій суміші, %;

x_0 – початкова концентрація сірководню (H_2S) у розчині, %;

y_1 – кінцева концентрація сірководню (H_2S) у циркулюючому газі, %;

x_1 – кінцева концентрація сірководню (H_2S) у розчині, %;

$y_p(x)$, $x_p(y)$ – рівноважні концентрації H_2S у газорідинній суміші та H_2S у розчині;

K_g , K_r – коефіцієнти масообміну, подані через мольні частки компонента в газовій та рідкій фазах;

S – поверхня масообміну;

V_g , V_r – об'єм колони, зайнятий газом та відповідно рідиною;

ρ_g , ρ_r – густини газової суміші та

$T_{нов}$ – температура повітря

t – момент часу

τ – запізнювання

$K_{об}$ – коефіцієнт об'єкта

k – коефіцієнт тепловіддачі

Kr – коефіцієнт підсилення регулятора

M – показник коливності

- Одиниці вимірювання:

$^{\circ}C$ – градус Цельсія

кг – кілограм

мм – міліметр

г – грам

год – година

кДж – кілоджоуль

кПа – кілопаскаль

МПа – мегапаскаль

сек – секунда

мг – міліграм

см – сантиметр

хв – хвилина

Лк – люкс

Лм – люмен

м² – метр квадратний

м³ – метр кубічний

мА – міліампер

1. ПРОЦЕС ГІДРООЧИЩЕННЯ ДИСТИЛЯТНИХ ПРОДУКТІВ

1.1 Опис основних етапів переробки нафти

Безперечно, на сьогоднішній день, серед найважливіших корисних копалин для людини є нафта. Життя сучасної людини майже неможлива без цієї сировини.

Практично кожен крок людини супроводжує використання нафти або нафтопродуктів. Коли ми чуємо слово «нафта», то як правило виникають асоціації з бензином або іншим паливом, мастильними матеріалами. Але, хоч деякі не замислюються над цим, для кожної людини нафта значить набагато більше.

Це будівельні матеріали, лаки, фарба, підлогові покриття містять нафтові олії. Похідні нафти входять до складу одягу. Нафтопродукти так само є складовою частиною пластмас, з яких виготовляються вимикачі, телефони та інші предмети побуту.

Якщо уявити собі, що нафта раптом перестала існувати, то практично всі так улюблені нами предмети, до складу яких входить пластмаса і гума, стануть для більшості жителів Землі просто непомірно дорогими. Без нафти, а точніше без продуктів її переробки, не може не тільки розвиватися жодна галузь народного господарства, а й існувати. З нафти одержують всі можливі види палива - котельне, бензин, гас, дизельне, газотурбінне палива, мастильні та спеціальні масла, технічний вуглець, пластичні мастила, парафін, бітуми, нафтового коксу. Крім того, нафта є сировиною для отримання ряду продуктів органічного синтезу.

Також енергетика, оборона країни, транспорт, сільське господарство, побутові потреби населення, економіка країни знаходяться в прямій залежності від нафти. І останнім часом її роль все зростає - нафта і продукти її переробки використовують для виробництва штучної шкіри, їстівного

жиру, парфумерії, сурогату столового масла і технічного, миючих засобів та інших продуктів, число яких перевищує 700 найменувань [1].

Тому дуже важко уявити своє життя без продуктів нафти.

Розглянемо основні продукти нафтопереробки. Добута нафта, що надходить на завод, направляється в резервуарний парк зберігання нафти. Після попереднього відстоювання від певної кількості води і механічних домішок нафту піддають зневодненню і знесоленню, і направляють на первинну переробку.

Блок первинної переробки нафти складається з двох атмосферних (АТ-6 і АТ- 1) і двох атмосферно-вакуумних (АВТ-6 і АВТ-2) установок. Продукцією блоку є: сухий газ, який використовується як технологічне паливо для заводських печей, жирні гази і рефлюкс, з якого пізніше отримуємо пропан-бутанові фракції і індивідуальні вуглеводні; фракція н.к. -62°C , яка використовується як низькооктановий компонент автобензинів або сировина установки ізоселектоформінга; фракція $62 - 105^{\circ}\text{C}$ – сировина установки риформінга (виробництво бензолу і толуолу); фракція $85-105^{\circ}\text{C}$ – сировина установки отримання сумарних ксилолів і сировина установок каталітичного риформінгу; дизельні дистиляти – компоненти дизельних палив марок ДЛ і ДЗ, причому частина дистиляту ДЛ використовують як компонент котельних палив, а іншу частину направляють на гідроочищення з метою отримання дизельних палив з вмістом сірки не більше 0,2 і 0,05%; прямогонну газову фракцію змішують з її гідрогенізатом для отримання авіагасу; мазут всіх установок блоку є основним компонентом котельних палив, а гудрон – сировиною бітумних установок.

Блок каталітичного риформінгу складається з декількох установок і служить для отримання високооктанових компонентів автобензинів і виробництва ароматичних вуглеводнів. В результаті селективної ізомеризації

н-алканів, отримуємо компоненту автомобільних бензинів з октановим числом 76-78 (м.м.) в залежності від співвідношення компонентів сировини цієї установки, якими є: прямогонна фракція н.к. - 62°C з установок АТ і АВТ, рафінат з блоку установки екстракції бензолу і толуолу після риформінгу, а також н-пентан і н-гексан.

Сировиною для отримання високооктанового компонента (ОЧ=84-84 по м.м.) автобензинів є бензинова фракція 85-180°C, отримана з блоку вторинної ректифікації бензинових фракцій установки сумарних ксилолів, а цільовими продуктами – каталізати з зазначеними вище октановими числами, в залежності від ситуації на заводі працює для виробництва високоароматизованого каталізата, який поділяється надалі на другому блоці поділу установки сумарних ксилолів на доксилільну фракцію, яка є одним з компонентів при виготовленні товарних бензинів, або вона може бути використана в якості сировини бензольного риформінгу при його нестачі; другою фракцією є сумарні ксилоли – сировина установки виробництва пара- і орто-ксилолів. У цьому випадку в якості сировини однією з вищевказаних установок каталітичного риформінгу використовується фракція 105-127°C, отримана на блоці вторинної ректифікації бензинів установки сумарних ксилолів.

Для виробництва індивідуальних бензолу і толуолу призначений комплекс каталітичного риформінга з блоками рідинної екстракції ароматики з риформату і чіткої ректифікації ароматики. Сировиною комплексу є прямогонні фракції 62-85°C та 62-105 (110)°C і, при їх нестачі, – доксилільна фракція з установки виробництва сумарних ксилолів. Продукція комплексу – індивідуальний бензол і толуол високої чистоти (частина толуолу як високооктанового компонента може направлятися на станцію компаундування автобензинів), сирі сумарні ксилоли, що

направляються на установку отримання орто- і пара-ксилолів, а також рафінат екстракції ароматики, що частково є сировиною ізоселектоформінгу, а частково – товарним бензином-розчинником

З усіх установок каталітичного риформінгу і каталітичної ізомеризації (ізоселектоформінга) сухий газ (C_1 - C_2) надходить в заводську мережу паливного газу, рефлюкс - на ГОУ, водневовмісний газ (ВВГ) – в загальну мережу ВВГ для подальшого розподілу і використання.

Установка отримання сумарних ксилолів складається з блоків вторинної ректифікації і виділення сумарних ксилолів. Сировиною блоку вторинної ректифікації є прямогонна бензинова фракція **85-180°C**, яку поділяють на три погона: **85-105°C**, **105-127°C**, **127-180°C**. Об'єднана фракція **85-105°C** і **127-180°C** направляється на каталітичний риформінг для виробництва високооктанового компонента автомобільного бензину, а фракція **105-127°C** – на іншу установку. Каталізатор цієї фракції надходить в якості сировини на блок виділення сумарних ксилолів. Тут чіткою ректифікацією відділяють легку доксілольну фракцію, яку використовують як переробку «бензольного» риформінгу або в якості високооктанового компонента автобензинів. Вища ароматика (C_9) також направляється в парк компаундування бензинів. Цільовий продукт блоку – суміш орто-, пара-, метаксілолов і етилбензолу – є сировиною установки отримання орто- і параксілолів.

Гасовий дистилят з установок АТ-6, АВТ-6 і АВТ-2 використовують для виробництва реактивного палива ТС-1 для внутрішнього використання або для виробництва палива для літаків. Частина прямогонного гасу надходить на гідроочищення, отриманий гідрогенизат компаундують з прямогонним компонентом таким чином, щоб зміст меркаптанової сірки в товарному авіагасі не перевищувало 0,005% мас.

Прямогонні дизельні дистиляти використовують для виробництва дизельних палив річного (Л) і зимового (З) сортів з вмістом сірки до 0,2% мас., а також екологічно чистого дизпалива з вмістом сірки до 0,05% мас. У зв'язку з жорсткими вимогами стандартів по вмісту сірки в дизельних паливах значну частину прямогонних дистилятів піддають гідроочищенню. Гідрогенізатор компаундують з прямогонними дистилятами, отримуючи відповідні сорти товарних дизельних палив. Для отримання дизельного палива (З) в якості застигаючого компонента при $t = -50^{\circ}\text{C}$ використовують денормалізатор з установок «Парекс-І,ІІ»

На установках гідроочищення використовують водневовмісний газ (ВВГ) каталітичного риформінгу, надлишок якого після гідроочищення повертається в мережу ВВГ. Відгони всіх установок гідроочищення – низькооктанові бензини – закачують в нафту, що надходить на первинну переробку. Вуглеводневий газ гідроочищення піддають моноетаноламіновою абсорбції (очищення від сірководню) і направляють в паливну мережу заводу, а сірководень, що десорбують з моноетаноламіна, – в процес Клауса для отримання з нього елементарної сірки або для виробництва H_2SO_4 і олеума.

Сировиною виробництва нормальних парафінів є фракції $180-280^{\circ}\text{C}$ з АТ-1 і АВТ-2 і $220-280^{\circ}\text{C}$ з АВТ-6, що надходять на гідроочищення. Основним продуктом гідроочищення є гідрогенізатор $180-305^{\circ}\text{C}$, з якого потім здійснюється витяг н-парафінів адсорбційним способом. Як адсорбент використовують цеоліт, який поглинає тільки н-алкани. Адсорбція н-алканів протікає в трьох адсорберах зі стаціонарним шаром цеоліту, що працюють по змінно-циклічному графіку, при температурі $360-380^{\circ}\text{C}$, тиску 0-1, 1 МПа в присутності циркулюючого водневовмісного газу. Неадсорбована частина гідрогенізатору – денормалізатор – виводиться з установок і

направляється на станцію компаундування дизельних палив як компонент палива (3). Десорбцію сумарних н-алканів (рідкі парафіни) здійснюють аміаком і піддають їх глибокому очищенню олеумом від ароматичних і ненасичених вуглеводнів. Широка фракція неочищених н-парафінів з вмістом основної речовини 99,0-99,5% є сировиною комплексу, з якого в подальшому виробляють основну сировину для отримання миючих засобів [2].

1.2 Технологія і значення процесу гідроочищення

Процеси гідроочищення нафтових фракцій займають одне з ведучих місць в переробці нафти, що обумовлено високими вимогами до якості продукції – дизельних палив. Основна мета процесу гідроочищення дизельного палива – зниження вмісту сірки в продукті-гідрогенізаті[1].

У дизельній фракції сірчисті з'єднання(C3) представлені сульфідами, гомологами і бензологами тиофена, в меншій мірі меркаптанами і дисульфідами. У порівнянні з бензиною фракцією дизельна фракція містить сульфідів на порядок більше. Якщо у фракції 40 ... 200°C вміст їх може бути до 0,34 мас. %, То у фракції 200 ... 360°C - до 7,33 мас. % в дистилятах . Вміст дисульфідної сірки в дизельних фракціях становить менше 0,006 мас. %.

Великим кроком вперед в справі вирішення сформованої екологічної проблеми було опублікування в 1998 р «Всесвітня паливна хартія»,

розроблена виробниками автомобілів провідних промислово розвинених країн світу і представляє собою рекомендації за якістю автомобільних бензинів і дизельних топлив. Найбільш жорстко регламентуються такі показники

якості як вміст у дизельному паливі сіркоорганічних з'єднань, а також ароматичних вуглеводнів.

За змістом сірки вимоги європейських країн для основних сортів дизельного палива перебували до 1996 р в межах 0.2-0.3% мас. (EN 590). З 1996 р європейські країни перейшли на випуск палива з вмістом сірки до 0.05% мас., з 2000 р - до 0.035% мас. з 2005р – вміст сірки в європейському дизельному паливі не перевищував 0.005% мас. А починаючи з 2011 р, Європейський Союз користується дизельним паливом з вмістом сірки не більше 0,001%.

Отже вміст сірки в дизельному паливі – один з ключових екологічних показників. Масова частка сірки знижується з 500 мг/кг для класу-2 до 10 мг/кг для класу-5. Сірка в дизельному паливі міститься у вигляді сіркоорганічних з'єднань, таких як меркаптани, сульфіді і дисульфіді, похідні тіофену. При згорянні сірчистого палива відбувається окислення сірки з утворенням SO_2 , який є первинним сірчистим з'єднанням, що викидається у вихлопних газах. Деяка частина SO_2 утворює сульфати, які беруть участь в утворенні дрібного пилу, що викидається з відпрацьованими газами. При переході з палива з вмістом сірки 400 мг/кг на паливо з вмістом сірки 2 мг/кг відбувається більш ніж дворазове зниження маси викиду пилу. Також встановлено негативний вплив сірки в дизельному паливі на систему очищення відпрацьованих газів від оксидів азоту. Ці пристрої можуть бути до 90% ефективніше при роботі на паливі, що піддавалося знесірченню.

Незважаючи на явні плюси повного видалення сірки з дизельного палива, подібне очищення має ряд негативних результатів. Встановлено, що дизельні палива з ультранизьким вмістом сірки мають невисоку хімічну стабільність і змащувальні властивості.

Але все ж таки в країнах пострадянського простору найбільшу складність представляє приведення якості виробленого дизельного палива до необхідного вмісту сірки. Основним способом зменшення вмісту сіркоорганічних з'єднань, а також ненасичених і ароматичних з нафтових дистилятів є процес гідроочищення. Всі вітчизняні установки гідроочищення дизельного палива з самого початку були спроектовані на виробництво дизельного палива з вмістом сірки 0.2% і більше.

Тип установок	Потужність тис. т сировини за рік	Період спорудження	Число	Доля в загальній потужності, %
ЛЧ-24-5, ЛЧ-24-6, ЛЧ-24-7, ЛЧ-24-8	1200	1963 - 1975	35	50
ЛЧ-24-9	2000	1975 - 1986	8	25
ЛЧ-24-2000	2000	1980 - 1995	8	25

Табл. 1.2.1 Типи діючих установок гідроочистки

На даний момент найважливішим завданням установок гідроочищення є масовий перехід на виробництво екологічно чистого

дизельного палива. У зв'язку з цим виникає необхідність проведення їх реконструкції. Основними складовими, якої є: перехід на більш ефективні каталізатори, зменшення питомої об'ємної швидкості подачі сировини в реактор, збільшення парціального тиску водню. Позитивний ефект може дати також модернізація внутрішніх пристроїв реактора, полегшення фракційного складу сировини, використання нафти з меншим вмістом сірки, полегшення фракційного складу сировини гідроочищення. Зменшення об'ємної швидкості подачі сировини призведе до збільшення часу перебування сировини в реакторі, а значить і до збільшення глибини гідрознесірчення. Ця мета може бути досягнута двома способами. Перший, найбільш простий, однак економічно не вигідний, – зниження продуктивності установки, що дозволяє при незмінному обсязі каталізатора збільшити час перебування сировини в каталітичному шарі. Крім економічних подібний підхід має ряд технологічних обмежень, обумовлених мінімально можливою продуктивністю установок гідроочищення дизельного палива. Другий спосіб найбільш прогресивний і часто вживаний – збільшення обсягу каталізатора. Тим самим при збереженні продуктивності установки час перебування газової суміші в шарі каталізатора збільшується. Даний підхід вимагає проведення реконструкції установки: заміну існуючих реакторів на реактори більшого розміру, або установку додаткового (паралельно або послідовно до існуючого) реактора. Обмеження даного підходу до вирішення проблеми пов'язані з необхідністю модернізації використовуваного на установках компресорного устаткування.

На величину парціального тиску водню впливають такі чинники: загальний тиск в системі, співвідношення водень / сировина, чистота циркулюючого водневовмісного газу. У зв'язку з особливістю обладнання, будь-яке значне посилення тиску на діючих установках гідроочищення

дизельних палив не представляється можливим. Збільшенням концентрації водню в циркулюючому водневовмісному газі можна досягти, впроваджуючи процеси очищення водню, бензинів, що виробляються на установках риформінгу. Значну роль при збільшенні ступеня очищення дизельного палива грає використання ефективних каталізаторів процесу. Визначено, що перехід з вітчизняних каталізаторів, які традиційно використовувалися донедавна часу на сучасні зарубіжні Ni-Mo каталізатори дозволяє знизити вміст сірки з 0.1% до 0.035-0.050%, тобто в 2-3 рази, при цьому без зниження об'ємної швидкості подачі сировини, збільшення температури процесу, полегшення сировини. Сировина, яка використовується також суттєво впливає на якість палива, що виробляється. Досвід вітчизняних нафтопереробних заводів показує необхідність полегшення фракційного складу, що використовуються в процесі гідроочищення, сировини в разі виробництва дизельного палива з вмістом сірки менше 10 ppm. Подібна необхідність пояснюється складністю гідрування сіркоорганічних сполук, що містяться в нафтових фракціях з температурою кипіння понад 340°C. Низька глибина гідрування просторово ускладнених сіркоорганічних з'єднань також виключає можливість втягування в сировину гідроочищення легкого газойля установки каталітичного крекінгу. Це також знижує цетанове число товарного дизельного палива і підвищує вміст поліциклічних ароматичних вуглеводнів.

Підсумувавши все вищевказане, можна зробити висновки про можливість виробництва дизельного палива, що відповідає сучасним європейським екологічним стандартам на вітчизняних нафтопереробних заводах, після реконструкції діючих на даний момент установок гідроочищення дизельного палива.

Реконструкція установки буде включати:

- 1) завантаження і використання сучасного вискоєфективного каталізатора;
- 2) встановлення додаткового реактора (реакторів);
- 3) поліпшення якості водневовмісного газу (збільшення концентрації водню і зниження концентрації сірководню);

Також необхідно:

- 1) полегшення фракційного складу сировини;
- 2) виключення зі складу сировини легкого газойля каталітичного крекінгу та інших дизельних фракцій вторинного походження.

Установка, яку було реконструйовано, показала можливість виробництва дизельного палива з вмістом сірки до 50 ppm при використанні в якості сировини прямогонної фракції дизельного палива. У табл. 3 представлені розроблені режими роботи установки

Витрата сировини, м ³ /Год	Температура на вході в реактор	Вміст сірки, %		Відповідність стандарту	Продуктивність установки, млн т/рік	Міжрегенерацийний період роботи каталізатора, місяці
		в сировині	в гідрогенізі			
Об'єм каталізатора 65м ³						
240-250	348	0.9-1.0	0.003-0.0038	Евро-4	1.7	15
280	357	0.8-0	0.004-0.005	Евро-4	2.0	12
280-300	320-324	0.8-0.9	0.03-0.035	Евро-3	2.1	27

300	322- 324	0.9 -1.0	0.04- 0.05	Евро-2	2.2	27
Об'єм каталізатора 146 м ³						
330- 50	330- 340	0.8 -1.0	0.003- 0.0045	Евро-4	2.5	24

Таким чином, виробництво дизельного палива, що відповідає класу Євро-4, без зміни обсягу каталізатора, можливе тільки при значному зменшенні продуктивності установки, або збільшенні температури на вході в реактор до 357 С. Дане збільшення температури, як і зменшення продуктивності установки, вкрай небажано, оскільки призводить до значного зменшення регенераційного періоду роботи каталізатора. У той же час, збільшення обсягу каталізатора з 65 м³ до 146 м³ дозволить здійснювати випуск дизельного палива з вмістом сірки на рівні 30-45 ppm в м'яких температурних умовах і з високою продуктивністю. Виробництво ж дизельного палива, що відповідає стандартам екологічному класу-5 в повному обсязі, нормального фракційного складу і з залученням усіх наявних на підприємстві дизельних фракцій можливе за умови будівництва нової установки глибокого гідроочищення дизельного палива. На даний момент існує кілька різних процесів глибокої гідроочищення дизельного палива. Їх особливістю є багатостадійне гідроочищення (з більш високим тиском, 6-8 мПа).

Отримання високоякісних малосірчистих дизельних палив досягається шляхом комбінування процесів гідрування з іншими процесами, такими як гідрокрекінг, каталітична депарафінізації, гідрування ароматичних вуглеводнів і гідроізомеризації. Однак будівництво нової установки вимагає значних фінансових витрат, в залежності від ліцензіара вона становитиме від

60 до 150 млн. доларів. для заводу з потужністю по гідроочищенню дизельного палива 4800-6400 м³ /добу. Незважаючи на явні екологічні переваги сучасних дизельних палив з вмістом сірки менше 10 ppm, подібні палива мають ряд істотних експлуатаційних недоліків. Визначено, що видалення гетероатомних органічних сполук зі складу дизельного палива в процесі гідроочищення знижує його змащувальні властивості і погіршує хімічну стабільність. З метою збільшення терміну використання паливного насоса, який змащується дизельним паливом в процесі перекачування, в дизельне паливо з ультранизьким вмістом сіркоорганічних з'єднань необхідно вводити протизносні присадки. Також важливою проблемою є і зниження стабільності гідроочищеного палива. Причиною, якого є видалення в процесі гідроочищення з'єднань – природних інгібіторів окислення. Зниження термоокислювальної стабільності палив призводить до зменшення термінів їх зберігання. Зокрема, при зберіганні в паливах спостерігається накопичення кисневмісних сполук, подальше ущільнення яких призводить до утворення смол і осадів.

1.3 Аналіз існуючих способів очищення газу від сірководню

Сірководень (сірчистий водень, сульфід водню) – безбарвний газ із відчутним запахом тухлих яєць. Хімічна формула – H₂S. Щільність при нормальних умовах (0°C, 760 мм рт. ст.) $\rho_{\text{H}_2\text{S}}^{\text{н.у.}} = 1,5392 \text{ г/см}^3$. Молярна маса M_{H₂S} = 34,082 г/моль. Температура кипіння T_{кип} = -60,4°C. Температура плавлення T_{пл.} = -85,60°C. Температура критична T_{кр.} = 100°C. Критичний тиск – 8,82 МПа. Обсяг критичний – 98,5 см³ / моль. Критичний коефіцієнт стиснення – 0,284. Теплота пароутворення при нормальній температурі

кипіння – 18,66 кДж / моль. Суміші сірководню з повітрям вибухонебезпечні в межах концентрацій H_2S (% об.) – 4 ÷ 45.

Сірководень сильна нервово-паралітична отрута: гостре отруєння настає при концентрації 0,2-0,3 мг/м³, концентрація вище 1 мг/м³ вже смертельна. Гранично-допустима максимально-разова концентрація сірководню в повітрі населених місць 0,008 мг/м³.

Сірководень – кислота, що викликає хімічну і електрохімічну (в присутності води) корозію металів. При певних умовах може відбуватися сульфідні розтріскування металів.

Помічено корозійну дію газу з вмістом 0,025% H_2S і вище, цей відсоток вважається «порогом» корозійної концентрації сірководню. Однак наявність інших чинників (високий тиск, присутність H_2O , O_2) можуть привести до корозії і при меншому вмісті сірководню.

Таким чином, очищення вуглеводневого газу від сірководню не тільки має відповідати вимогами санітарно-гігієнічного порядку, але і диктується виробничою необхідністю:

- захищати труби, апаратуру і обладнання від корозії при транспортуванні, переробці і використанні газу;
- мати газ, який придатний для побутового, енергетичного та промислового використання
- отримати шляхом переробки очищених газів продукти належної конденсації без домішок сірчистих сполук .

Вміст сірководню в очищеному вуглеводневому газі не повинно перевищувати 0,02 г/м³

Існує велика кількість методів очистки вуглеводневого газу, які умовно поділяють на три групи – абсорбційні, адсорбційні та каталітичні методи . Найбільш широко поширені перші методи, які допускають будь-

який початковий вміст домішок в газі, а адсорбційні процеси використовують при низькому початковому вмісту домішок (3-5% об.), але при цьому вони дозволяють глибоко очистити газ.

Абсорбційні методи за характером абсорбенту, що використовується ділять на методи хімічної абсорбції (хемосорбції), фізичної абсорбції, комбіновані та окислювальні.

Хемосорбційні процеси – це хімічна взаємодія сірководню з активним компонентом абсорбенту, в якості якого в цих процесах застосовують аміни (процеси: Амін-гард (хемосорбент – алканоламін + вода), Адіп (хемосорбент – діізопропаноламін + вода), Економін (хемосорбент - діглікольамін + вода) і лужні розчини (процеси: Бенфільд (хемосорбент – карбонат калію + вода + добавки бенфільд), Катакарб (хемосорбент – розчин поташу + інгібітор корозії + каталізатор). Процеси хімічної абсорбції характеризуються високою вибірковістю відносно до кислих компонентів і дозволяють досягати високого ступеня очищення від сірководню.

В основу процесів фізичної абсорбції покладено: абсорбція на фізичному розчиненні видобутих компонентів в різних абсорбентів (процеси: Ректізол (абсорбент – холодний метанол), Пурізол (абсорбент – N-метилпіролідон), Флюор (абсорбент – пропіленкарбонат), Селексол (абсорбент – діметіловий ефір політиленгліколю), Сепасолв – МПЕ (абсорбент – діалкіловий ефір політиленгліколя), Естасольван (абсорбент – трібутилфосфат).

На відміну від хемосорбційних способів методом фізичної адсорбції можна поряд з сірководнем і діоксидом вуглецю витягувати сірководень, сірководень, меркаптанів. Тому в деяких випадках (при високих парціальних тисках кислих компонентів і коли не потрібно тонке очищення

газу) економічніше використовувати фізичні абсорбенти, які в порівнянні з хімічними відрізняються істотно нижчими витратами на регенерацію.

У комбінованих процесах використовують зазвичай змішані поглиначі – хемосорбенти та абсорбенти (процеси: Сульфінол (поглинач – діізопропаноламін (Метилдіетаноламін) 30-40% + сульфолан (діоксид тетрагідротіофена) 40-60% + вода 5-15%, Оптізол (поглинач -амін + фізичний розчинник + вода), Флексорб (поглинач-просторово затруднений амін + фізичний розчинник + вода), Укарсол (поглинач -вторинний або третинний амін + фізичний розчинник + вода). Комбінований метод дозволяє досягати тонкого очищення вуглеводневого газу не тільки від сірководню і діоксиду вуглецю, а й від сіркоорганічних з'єднань.

Окислювальні процеси відбуваються на незворотному перетворенні сірководню, що поглинається сорбентом, в елементну сірку. Сорбент в цьому випадку містить каталізатор окислення і являє собою водно-лужний розчин каталізатора, в якості якого, наприклад, використовують комплексне з'єднання хлориду заліза з динатрієвою сіллю етилендіамінтетраоцтової кислоти або гарячий розчин миш'якових солей лужних металів.

Адсорбційні методи очищення газу засновані на селективному витягуванні сірководню твердими поглиначами – адсорбентами. При цьому сірководень може вступати в хімічну взаємодію з адсорбентом (хімічна адсорбція) або утримуватися фізичними силами взаємодії (фізична адсорбція). Хімічна адсорбція не знайшла широкого промислового застосування через складнощі, що виникають на стадії регенерації відпрацьованого адсорбенту. Фізична адсорбція відрізняється легкістю регенерації адсорбенту і широко використовується в промислових процесах для тонкого очищення газів від сірководню, діоксиду вуглецю і

сіркоорганічних з'єднань. Серед адсорбентів найбільшого поширення знайшли активні вугілля і синтетичні цеоліти.

Недоліками процесів адсорбційного очищення газу є відносно високі експлуатаційні витрати і напівперіодичність процесу, в зв'язку з чим ці процеси частіше використовують для тонкого очищення газу від залишків сірководню та інших кислих компонентів після попереднього очищення методом абсорбції.

Каталітичні методи очищення газу від кислих компонентів використовують в тих випадках, коли в газі присутні сірчисті з'єднання, які можуть повністю видалитися за допомогою рідких поглиначів або адсорбентів. В промисловості знайшли застосування методи каталітичного гідрування, які засновані на взаємодії сірчистих сполук з воднем (гідрування) або з водяною парою (гідроліз). В якості каталізаторів в цих процесах використовують оксиди кобальту, нікелю і молібдену, нанесені на оксид алюмінія.

Провідне місце в світовій практиці в області очищення вуглеводневого газу від кислих компонентів займають амінові процеси.

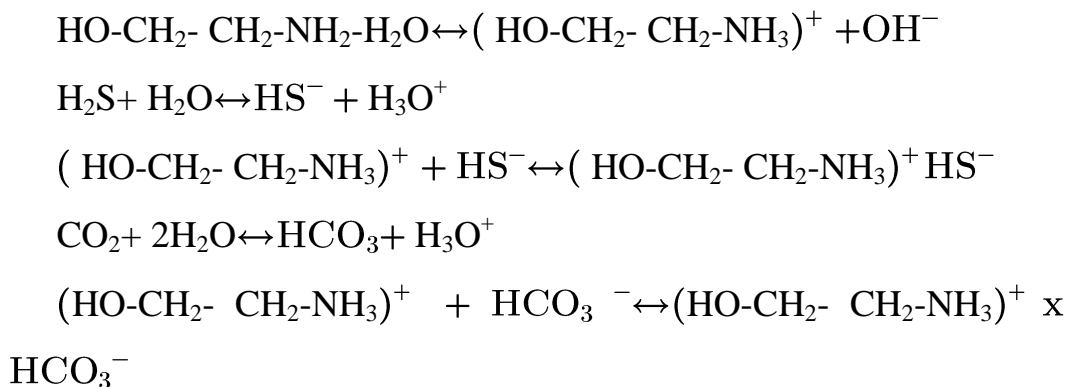
Абсорбційні методи очищення газу

Хемосорбційні способи, серед яких амінові є найвідомішими, знайшли широке застосування для очищення вуглеводневих газів від сірководню та інших кислих компонентів. У кожного з них є як переваги, так і відомі недоліки. У промисловості для вибору методу значну роль відіграє комерційна і технічна доступність аміну, при цьому фізико-хімічні характеристики поглинаючого розчину також мають велике значення.

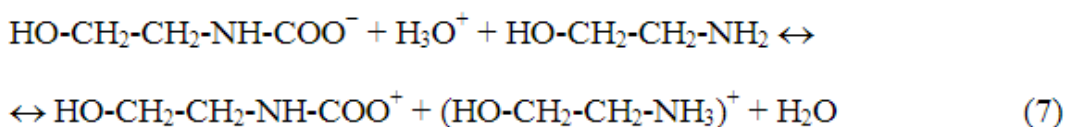
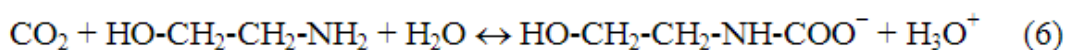
Процеси очищення газу амінами

Для МЕА-способу хемосорбентом є водний розчин моноетаноламіну з вмістом 15-30% мас. Більш високий вміст МЕА застосовують тільки при

використанні високоефективних інгібіторів корозії. Реакція MEA з сірководнем і діоксидом вуглецю протікає за схемою:



Первинні і вторинні аміни (MEA і DEA), на відміну від теоретичних, здатні вступати в безпосередню взаємодію з CO₂ з утворенням карбамату за схемою:

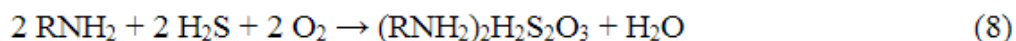


Константи дисоціації MEA, H₂S та H₂CO₃ у воді рівні відповідно 3,2·10⁻⁵; 6,1 · 10⁻⁸; 4,5 · 10⁻⁷. З цих даних випливає оборотність реакцій, тобто проходження їх не до кінця, що лімітується ступенем дисоціації.

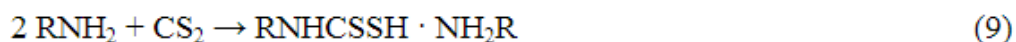
Розчини MEA забезпечують тонку очистку газу від H₂S та CO₂ у широкому діапазоні концентрацій. MEA легко регенерується, хімічно стабільний і в порівнянні з іншими амінами мало поглинає вуглеводні.

Суттєвими недоліками MEA є його відносно висока реакційна здатність по відношенню до органічних сполук сірки, що містяться в газі, і висока корозійна активність його розчинів. Крім цього, відзначено, що реакція MEA з H₂S може протікати в присутності слідів кисню з утворенням з'єднання тиосульфата етаноламіну, що не

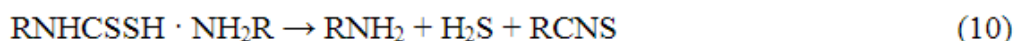
регенерується:



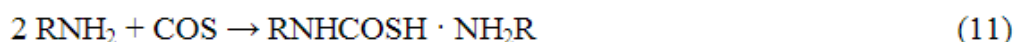
Кроме этого, если в очищаемом газе присутствует CS_2 , то реакция с сероуглеродом идет с образованием труднорегенерируемого соединения:



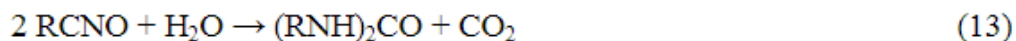
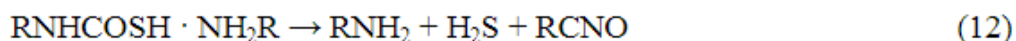
Образовавшийся сульфид разлагается при кипячении на 45–50 % с образованием горчичного масла и МЭА:



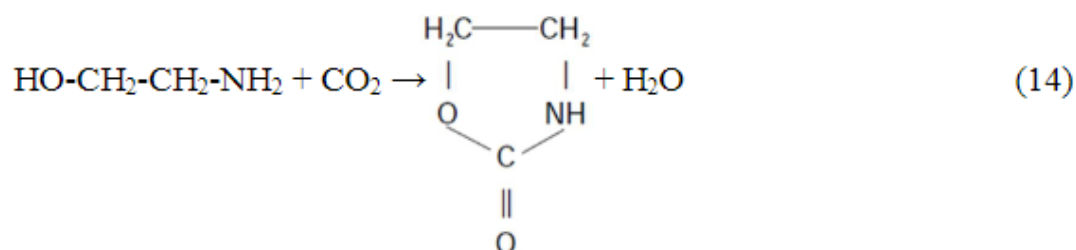
Реакция МЭА с карбонилсульфидом также идет с образованием трудно-разлагаемого соединения:



При кипячении такое соединение разлагается с образованием лишь 40 % МЭА, участвовавшего в его образовании:

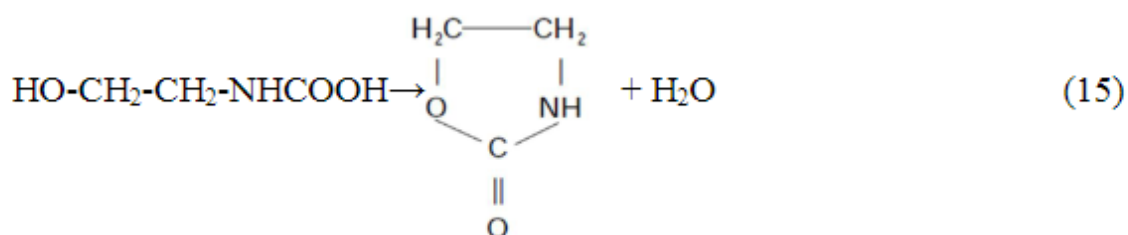


При підвищених температурах МЕА реагує з CO_2 з утворенням з'єднань, що не розкладаються. Спочатку утворюється оксазолідон-2:

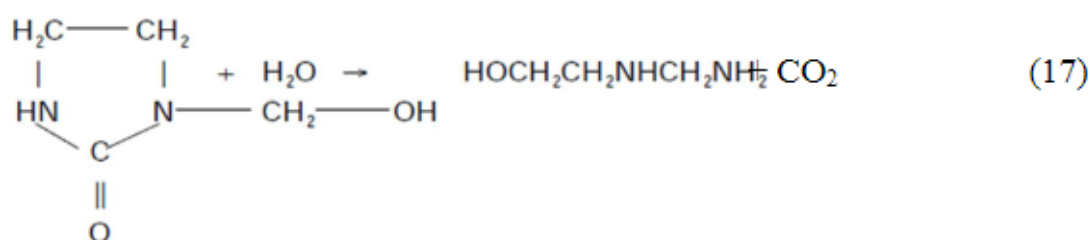
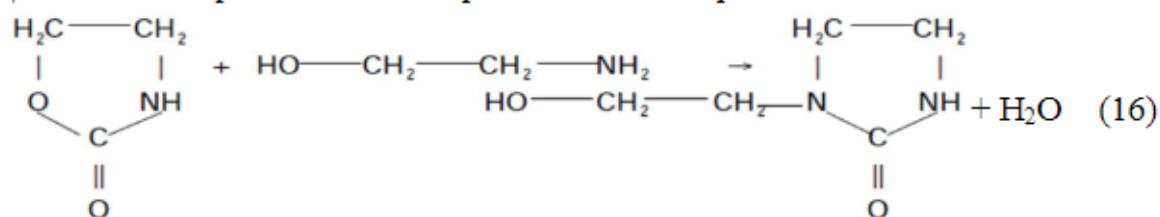


Він утворюється також при повільних перетвореннях N-оксіетілкарбамінової

КИСЛОТИ:



Далее может протекать целый ряд химических реакций:

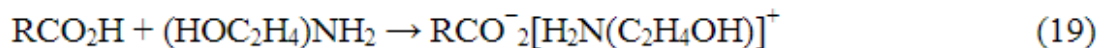
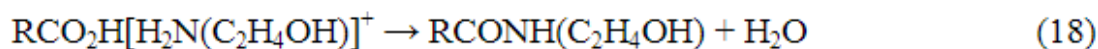


Продукт реакції (16) -висококипляча, погано розчинна у воді кристалічна речовина. Тому вона здатна забивати апаратуру. Продукт реакції (17) – добре розчинна у воді рідина, що володіє лужною реакцією і викликає посилену реакцію обладнання.

МЕА порівняно легко окислюється спочатку з утворенням α-аміноальдегіда, потім гліцину, гліколевої, щавлевої і, нарешті, мурашиної кислот. Ці кислоти також призводять до корозії з утворенням з'єднань заліза, що не розчиняються.

Крім цього, при потраплянні в аміновий розчин органічних кислот в абсорбери на першій стадії утворюються амінові мила за реакцією (18) та викликають сильне піноутворення. На другій стадії по реакції (19)

утворюються малорозчинні аміді карбонових кислот:



Аміді карбонових кислот практично не піддаються регенерації і випадають з розчинів насиченого і регенованого амінів в зонах охолодження, тобто утворюють тверді опади на внутрішніх поверхнях тепло-обмінників. Крім того, розчини амідів також є однією з причин спінування в абсорбері. Відносно перетворень (18) і (19) розчини МЕА більш реакційноздатні, ніж розчини інших амінів. Це є одним з недоліків МЕА як абсорбентів H_2S та CO_2 .

Температурні умови регенерації розчинів МЕА обмежені, з однієї сторони, досить високим тиском насичених парів, прискоренням побічних реакцій і, з іншого боку, важкою для регенерації через низьку константу дисоціації сульфиду МЕА і інших з'єднань при відносно низьких температурах. Цим, в свою чергу, обумовлена відносно висока залишкова концентрація H_2S та CO_2 в регенованому розчині МЕА.

Таким чином, при всіх перевагах – досить глибого очищення, малої абсорбції вуглеводнів – процес МЕА має ряд істотних недоліків:

- утворення необоротних хімічних сполук МЕА з COS , CS_2 і O_2 ;
- великі втрати від випаровування; низька ефективність по меркаптанами; неселективність до H_2S в присутності CO_2 ;
- піноутворюваність в присутності рідких вуглеводнів, інгібіторів кор-корозії і механічних домішок.

ДЕА- спосіб. ДЕА -процес очищення газів позбавлений ряду недоліків, присутніх в МЕА-способі. Зокрема, цей процес використовується для очищення газів, що містять COS та CS₂, так як утворює з ними з'єднання, що легко гідролізуються при підвищених температурах з виділенням H₂S та CO₂. Існує два різновиди ДЕА-процесу – це звичайний ДЕА-процес (концентрація ДЕА в розчині 20 -25%, поглинальна здатність 0,6-0,8 моль/моль) і ДЕА-SNPA-процес (концентрація ДЕА в розчині 25-35%, поглинальна здатність 1-1,3 моль / моль). Перший зазвичай використовують при парціальному тиску кислого газу в сирому вуглеводневому газі 0,2 МПа і вище, другий – при парціальному тиску вище 0,4 МПа.

Реакції ДЕА з H₂S та CO₂ аналогічні приведенним вище рівнянням (1) - (19). Швидкість реакцій ДЕА нижче, ніж МЕА, крім того, продукти реакції ДЕА з COS та CS₂ практично повністю гідролізуються. Тому розчини ДЕА на відміну від МЕА забезпечують тонку очистку газу в присутності COS та CS₂. ДЕА хімічно стабільний в умовах очищення газу, порівняно легко регенерується і має низький тиск насичених парів. Розчин ДЕА менше спінюється, ніж розчин МЕА.

Недоліками ДЕА-способу є більш низька поглинальна спроможність розчину і висока питома витрата абсорбенту.

Таким чином, найбільш важливими перевагами ДЕА-способу в порівнянні з МЕА-способом є:

- забезпечення тонкого очищення газів в присутності COS, CS₂ і важких вуглеводнів;
- легке регенерування насиченого абсорбенту внаслідок меншої міцності хімічних зв'язків з'єднань, що утворюються;
- діетаноламін має більш низький тиск насичених парів, що забезпе-безпечує менші втрати з кислим газом в десорбері;

- абсорбція проводиться на 10-20С вище, ніж в МЕА-процесі, що дозволяє запобігти вспіненню розчину при очищенні газу з підвищеним вмістом важких вуглеводнів.

МДЕА / ДЕА-спосіб. Цілями поліпшення техніко-економічних показників процесу очищення газу від кислих компонентів за рахунок, головним чином, скорочення експлуатаційних витрат служить модифікація ДЕА-способу з використанням водного розчину суміші метилдіетаноламін і діетаноламіну. Встановлено, що оптимальний вміст ДЕА в суміші становить 30-50%. Використання змішаного поглинача зазначеного в складі дозволяє в 2 рази знизити питоме орошення в порівнянні з чистим розчином ДЕА, а також варіювати співвідношення ДЕА / МДЕА в поглинальному розчині в залежності від поставленого завдання за ступенем очищення газу. Використання в суміші абсорбентів до 50-70% значно менше корозійно-активно Третинний амін (МДЕА) володіє високим поглинанням по відношенню до кислих газів CO_2 та H_2S . Завдяки квазіфізичному характеру абсорбції, на регенерацію абсорбенту потрібні лише вельми незначні витрати енергії. У розчинник підмішується невелика кількість активатора, що викликає різке зростання кінетики абсорбції CO_2 .

Адаптація параметрів і характеристик розчинника до різних випадків застосування досягається шляхом зміни рівня концентрації активатора.

Переваги МДЕА / ДЕА-процесу:

- низьке енергоспоживання;
- малі інвестиційні витрати;
- висока ступінь вилучення CO_2 при використанні спеціальних методів;
- коррозійно-пасивний розчинник;

- низькі втрати розчинника;
- розчинник володіє хімічною і термічною стійкістю;
- малі втрати вуглеводнів та інших інертних компонентів.

Спосіб ДПА. У зазначеному способі в якості хемосорбентом використовується діізопропіл-ноламін у водному розчині з вмістом до 40% забезпечує тонку очистку газу від H_2S (до $1,5 \text{ мг / м}^3$) і CO_2 (до 0,01%) при низькій розчинності в ньому вуглеводнів. При цьому витягується до 50% COS і RSR.

ДПА з CO_2 , COS і RSR утворює з'єднання, що легко регенеруються. Втрати ДПА при регенерації приблизно вдвічі менше, ніж МЕА. При використанні в якості абсорбенту розчинів ДПА практично відсутня корозія апаратури. Тепловий ефект реакції ДПА з сірководнем і діоксидом вуглецю нижче, ніж для МЕА, і тому витрата пара при регенерації значно нижче.

Розчинність вуглеводнів в процесі ДПА невелика, тому вміст їх в кислих газах не перевищує 0,5% об. У разі застосування ДПА обладнання установок очистки газу може бути виготовлено з вуглецевої сталі. Технологічні схеми МЕА-очищення і процесу ДПА практично не відрізняються один від одного, тому установки моноетаноламінового очищення можуть бути перенесені на роботу з діізопропаноламіном.

ТЭА-спосіб. Триетаноламін, на відміну від первинних і вторинних амінів, фізично абсорбує CO_2 , що дозволяє різко знизити парціальний тиск CO_2 в газі при контакті з розчином ТЕА. Процес регенерації здійснюється ступінчатим випаровуванням. Розчини теоретичних амінів (45-53% мас.) характеризуються низькою абсорбційної здатністю по відношенню до вуглеводнів. У цьому полягає головна перевага розчинів ТЕА як абсорбентів CO_2 при низькому вмісті H_2S в газі.

Спосіб Еконамін. В цьому процесі в якості поглинача використовують 60-75% водні розчини дігліколяміна (ДГА). ДГА це фірмова назва 2-етоксі (2-аміно) етанолу: $\text{HO}-\text{CH}_2-\text{CH}_2-\text{O}-\text{CH}_2-\text{CH}_2-\text{NH}_2$.

Процес забезпечує глибоке очищення від H_2S (нижче 5,7 мг/м³) і CO_2 (нижче 0,01% об.). При взаємодії ДГА з CO_2 , COS, CS_2 і меркаптанами утворюються з'єднання, що легко регенеруються. У порівнянні з МЕА і ДЕА ДГА має істотно більш високу здатність витягувати меркаптани. Ступінь насичення розчину кислими компонентами досягає до 0,5 моль / моль ДГА, що приблизно на 20% вище, ніж МЕА. Розчин ДГА в дуже малому ступені розчиняє вуглеводні. Регенерацію насиченими добавками розчину ДГА проводять зазвичай під вакуумом (10-20 кПа), для того, щоб забезпечити температуру регенерації не вище 170С.

Недоліком даного процесу є його висока вартість і порівняно великі втрати при експлуатації.

Спосіб Амізол. Цей спосіб заснований на застосуванні в якості хемосорбентом розчину МЕА або ДЕА в метанолі. Такий абсорбент поглинає H_2S , CO_2 , меркаптани. Абсорбція ведеться при 35С, а регенерація при 80С. Це обумовлює низкі витрати теплоти на регенерацію в порівнянні з водними розчинами амінів. Процес вивчений при тиску 3 МПа, при цьому досягнута висока ступінь очищення H_2S (0,3 ppm), COS (0,1 ppm), CO_2 (10 ppm). Побічні реакції амінів з CO_2 і COS в метанольному розчині йдуть в 10 разів повільніше, ніж у водному розчині МЕА, і в 100 разів повільніше, ніж в ДЕА. Корозія обладнання в даному випадку практично відсутня.

Недостатком даного процесу є велике винесення парів метанолу. Однак очищення водою після абсорбера дозволяє практично повністю вловлювати метанол.

1.4 Існуючі системи керування процесом очищення газу від сірководню

Розглянемо декілька варіантів систем керування процесом очищення газу від сірководню.

Перший варіант, представлено просочувальний безперервно діючий абсорбер з киплячим шаром абсорбенту на тарілках. Концентрація компонента, що вилучається з газової суміші, є показником ефективності процесу. Контур регулювання стабілізацією концентрації компонента, що вилучається з газової суміші на виході з адсорбера є основним. При цьому регулюючий вплив відбувається зміною витрати адсорбенту. Для усунення збурення по каналу витрати газової суміші остання стабілізується.

Перепад тиску за висотою колони є одним із важливих параметрів процесу абсорбції в киплячому шарі. У разі постійної витрати газової суміші цей параметр визначається масою абсорбенту на тарілках, тому керуючий вплив доцільно виконувати зміною витрати адсорбенту, наприклад, за каскадним принципом (див. рис. 1.4.2).

Витрата F_{co} , концентрація основного компонента Q_c , температура T_c газової суміші; температура абсорбенту; перепад тиску за висотою колони; концентрація Q основного компонента на виході адсорбера в газовій суміші з витратою F_{co} – всі ці показники під контролем.

Концентрація Q в газовій суміші на виході з колони і тиск у ній перебувають під сигналізацією. Якщо тиск у колоні різко підвищується, система захисту має перекривати витрату абсорбенту F_a

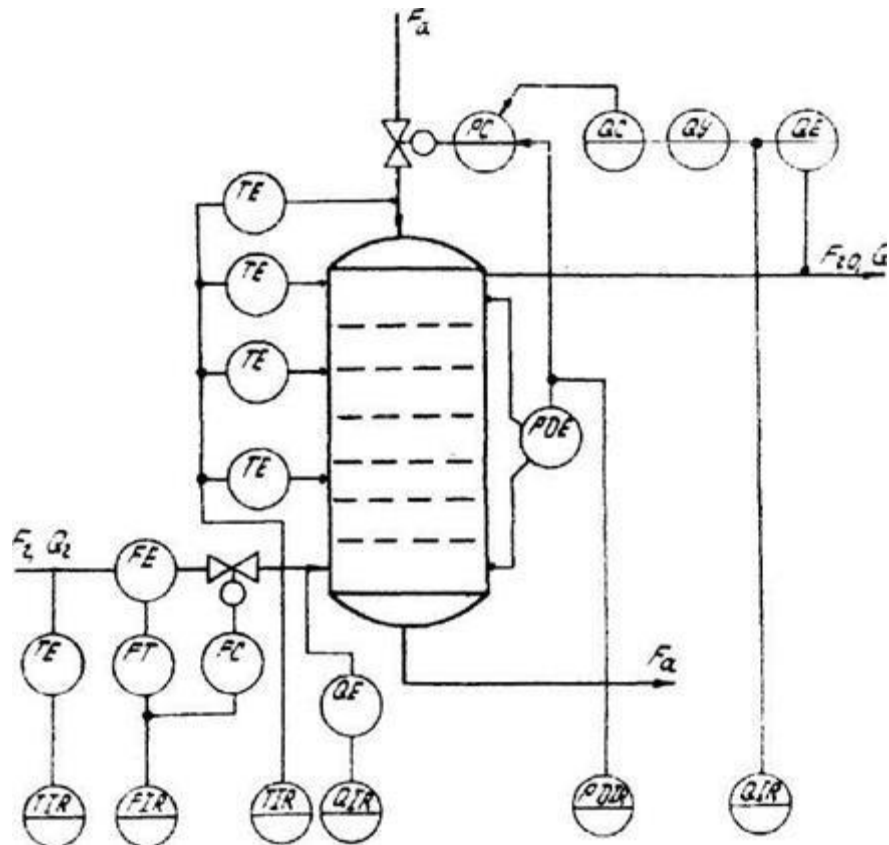


Рис. 1.4.1. Схема регулювання параметрів абсорбера

Другим варіантом розглянемо систему керування, де регулювання здійснюється за рахунок співвідношення концентрації газової суміші на виході з абсорбера та насиченого розчину метаноламіна. За допомогою вимірювача якості (2-1) сигнал значення якості передається на реєструвальний прилад (2-3). Далі дані передаються на прилад співвідношення витрат (3-3), який отримує сигнал про якість газової суміші після очистки, коли в абсорбер подали певну витрату абсорбента. Таким чином постійно слідкуючи за якістю кінцевого продукту, а саме за концентрацією сірководню в газі на виході регулюється витрата розчину метаноламіну, що подається в абсорбер.

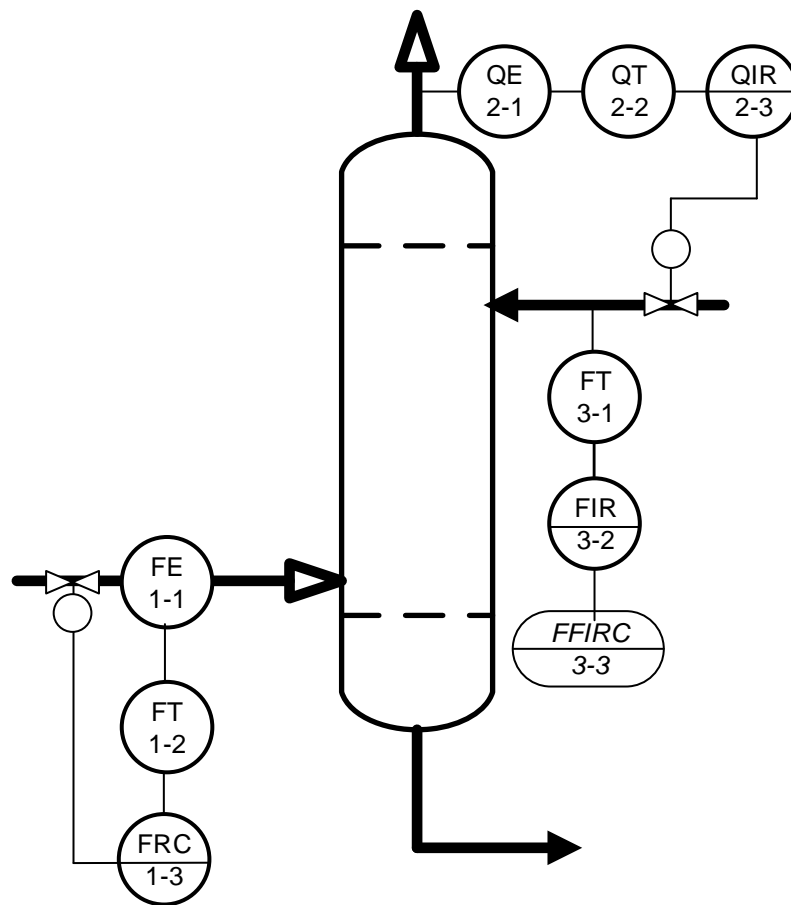


Рис. 1.4.2. Схема регулювання параметрів абсорбера

Третім варіантом є система керування, де регулювання витрати здійснюється за рахунок співвідношення подачі газової суміші та насиченого розчину метаноламіна. За допомогою вимірювача якості (3-1) ми передаємо значення якості на реєструвальний прилад (3-3). Далі дані передаються на прилад співвідношення витрат (2-3), який отримує сигнали про витрату природного газу (1-1) та лужного розчину (2-1). Він діє на клапан (2-4), таким чином регулюючи співвідношення суміші газів і розчину метаноламіну для необхідного результату якості продукту.

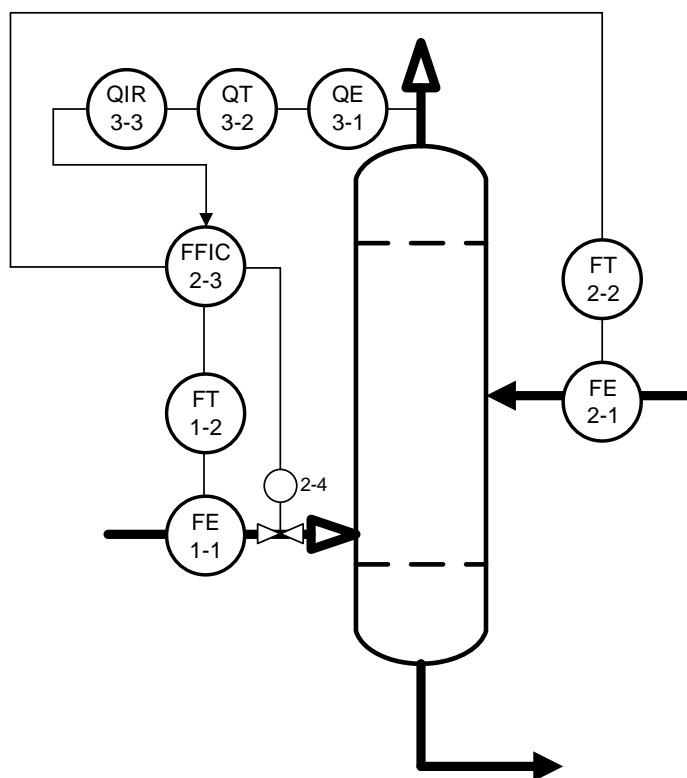


Рис. 1.4.1. Схема регулювання параметрів абсорбера

1.5 Опис технологічної схеми процесу гідроочищення дистилятних продуктів

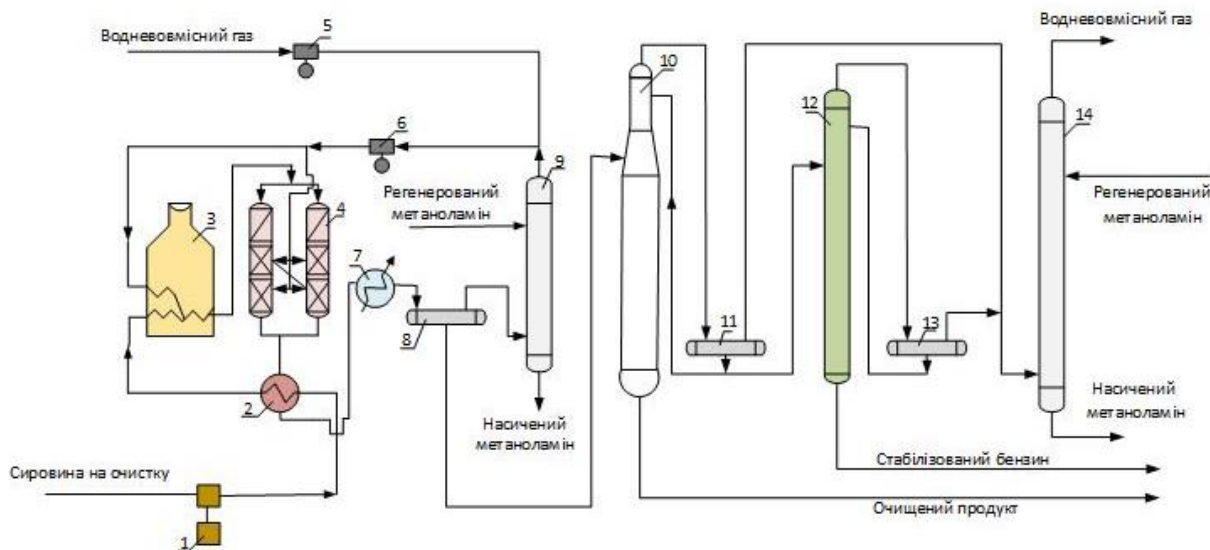


Рис. 1.2.1. Технологічна схема процесу гідроочищення дистилятних продуктів.

Сировина на очистку насосом 1 прокачується через теплообмінник 2, що обігрівается каталізатором, який виходить, і потрапляє в трубчасту піч 3, далі надходить в реактор 4, завантажений алюмокобальтмолібденовим каталізатором. У реактор компресорами 5 і 6 одночасно подається рециркулюючий і свіжий водневмісний газ. Каталізатор і газ, пройшовши через теплообмінник 2 і холодильник 7, направляються в гарячий газосепаратор високого тиску 8, де суміш розділяється на рідку і парову фази.

Парова фаза являє собою суміш водню (80 об'ємно.%), сірководню і сухого газу, головним чином C1 - C2. Газ з газосепаратора 8 надходить в абсорбер 9, в якому відмивається від сірководню водним розчином метаноламіна. Відмитий газ компресором 5 направляють на циркуляцію. Насичений розчин метаноламіна подається в десорбер, де відбувається відпарювання сірководню. Метаноламін продовжує циркулювати в системі

сіркоочищення. Сірководень надходить на установку отримання сірки. За кордоном часто метаноламін замінюють діетаноламіном.

Рідка фаза з газосепаратора 8 направляється в колону 10, в якій відбувається відділення бензину і газу, що утворилися в результаті каталітичної деструкції, від основного продукту, який піддавався гідроочищенню.

Так як при гідроочищенню висококиплячі фракції в продукті не утворюються, залишок з колони 10 направляється після лужного промивання в ємність очищеного продукту. Бензин і рідкий газ надходять в стабілізатор 12, де розділяються. Бензин промивається лугом для видалення слідів сірководню, а рідкий газ направляється на очистку від сірки в абсорбер 14.

Так як процес гідроочищення екзотермічний, то для створення рівномірного температурного режиму по висоті шару каталізатора здійснюються піддув холодного газу в реактор.

Каталізатор регенерують продуванням інертним газом при температурі, що не перевищує 580 градусів. Інертний газ, який надходить з комунікацій для рециркулюючого водневовмісного газу, не повинен містити більше 2% кисню.

1.6 Аналіз процесу як об'єкта автоматизації та обґрунтування задач автоматизації

У процесі гідроочищення дистилятних продуктів необхідно забезпечувати автоматичний контроль та керування технологічних параметрів таких як температура в різних точках процесу, витрата сировини, сумішей газів, тиску а також концентрації газів після очистки.

На виробництві ми забезпечуємо контроль для того, щоб отримати продукт необхідної якості, параметри, які контролюються, повинні обов'язково бути в межах заданих технологічним регламентом процесу.

Системи автоматичного регулювання полягає в тому, щоб при заданій продуктивності і отриманні продукції високої якості, зменшити витрати вихідних реагентів. Іншими словами, ця система призначена для підтримки параметрів в різних апаратах процесу.

Враховуючи особливості технологічного процесу гідроочищення дистилятних продуктів слід забезпечити автоматичний контроль та керування таких параметрів:

- 1) Контроль та регулювання витрати сировини, що подається на очищення;
- 2) Контроль та сигналізація температури сировини у теплообмінниках;
- 3) Контроль та сигналізація температури сировини у трубчастій печі ;
- 4) і 5) Контроль та регулювання співвідношення витрат сировини, що надходить в реактор, та водневовмісного газу, що складається з свіжого та циркулюючого водневовмісного газу;
- 6) Контроль витрати каталізатору та газу, що наповнюють холодильник;
- 7) Контроль та сигналізація температури суміші в холодильнику;
- 8) Контроль та сигналізація тиску в газосепараторі високого тиску ;
- 9) Контроль та регулювання витрати суміші газів, що надходять з газосепаратора 8 в абсорбер 9;
- 10) і 11) Контроль та регулювання співвідношення якості газу після очистки та витрати абсорбента (розчина метаноламіна)
- 12) Контроль витрати рідкої фази, що виходить з газосепаратора 8, і направляється в колону 10;
- 13) Контроль якості очищеного продукту, який виходить з колони 10;
- 14) Контроль та сигналізація тиску в газосепараторі низького тиску 11;

15)Контроль та сигналізація тиску в газосепараторі 13;

16)Контроль та регулювання витрати насиченого метаноламіну, що входить в абсорбер 14.

Результати аналізу подані у таблиці 1.5.1.

Таблиця 1.5.1. Параметри регулювання та контролю виробництва

№ п/п	Найменування стадії процесу (технологічний об'єкт), місце заміру параметра	Найменування параметра, що контролюється чи регулюється	Норми технологічного режиму та допустимі відхилення	Вимоги до схеми автоматизації (контроль, регулювання, сигналізація)
1	2	3	4	5
1	Сировина, трубопровід	Витрата	0,2 кг/с...0,27 кг/с	Контроль, регулювання
2	Сировина, теплообмінник	Температура	60...80 °С	Контроль, сигналізація
3	Сировина, трубчаста піч	Температура	200...250 °С	Контроль, сигналізація
4 і 5	Сировина, трубопровід та суміш свіжого і циркулюючий водневовмісних	Витрата	-	Контроль, регулювання

	газів, трубопровід			
6	Каталізат і газ, трубопровід	Витрата	-	Контроль
7	Каталізат і газ, холодильник	Температура	20 °C	Контроль, сигналізація
8	Суміш рідкої і парової фаз, газосепаратор	Тиск	3,2...3,6 МПа	Контроль, сигналізація
10 і 11	Суміш газів на виході з абсорбера, трубопровід Розчину метаноламіну, трубопровід	Концентрація Витрата	-	Контроль, регулювання
12	Рідка фаза бензину і газу, трубопровід	Витрата	-	Контроль
13	Регенерований метаноламін, трубопровід	Якість продукту	-	Контроль
13	Суміш, газосепаратор	Тиск	0,1...1,25 МПа	Контроль, сигналізація
14	Рідкий газ,	Тиск	-	Контроль

	газосепаратор			
15	Регенований метаноламін	Витрата	-	Контроль, регулювання

1.7 Розроблена схеми автоматизації

Схема автоматизації технологічного процесу гідроочищення дистилятних продуктів включає в себе ряд контурів: регулювання, контролю, керування, сигналізації.

До контурів контролю входять контури контролю витрати, тиску, густини та температури.

Контур 1 забезпечує контроль витрати сировини у трубопроводі 28, включає: витратомір – діафрагма камерна (1-1); дифманометр безшкальний з квадратичною функцією перетворення (1-2); автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад (1-3).

Контур 2 забезпечує контроль температури у трубопроводі, включає: термоперетворювач опору типу ТСМУ з уніфікованим вихідним сигналом (2-1); автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад.(2-2).

Контур 3 забезпечує контроль температури у трубопроводі, включає: термоперетворювач опору типу ТСМУ з уніфікованим вихідним сигналом (3-1); автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад (3-2).

Контур 4 забезпечує контроль витрати циркулюючого газу у трубопроводі 16 та включає: витратомір – діафрагма камерна (4-1); дифманометр безшкальний з квадратичною функцією перетворення

(4-2); автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад (4-3).

Контур 5 забезпечує контроль витрати свіжого газу у трубопроводі 16 та включає: витратомір – діафрагма камерна (5-1); дифманометр безшкальний з квадратичною функцією перетворення (5-2); автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад (5-3).

Контур 6 забезпечує контроль витрати сировини у трубопроводі та включає: витратомір – діафрагма камерна (6-1); дифманометр безшкальний з квадратичною функцією перетворення (6-2); автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад (6-3).

Контур 7 контролює температуру суміші продукту в трубопроводі, оснащений технологічною сигналізацією, включає: термоперетворювач типу ТСМУ (7-1); вторинний прилад автоматичний показувальний і реєструвальний з вмонтованою сигналізацією (7-2).

Контур 8 забезпечує контроль тиску у газосепараторі 8, оснащений технологічною сигналізацією, включає: газосепаратор сітчастий вертикальний циліндричний (8-1); вторинний прилад автоматичний показувальний і реєструвальний з вмонтованою сигналізацією (8-2)

Контур 9 забезпечує контроль густини газу на виході з газосепаратора 8, включає: густиномір (9-1); перетворювач густини вібраційний (9-2); прилад вторинний пневматичний показувальний і реєструвальний (9-2).

Контур 10 забезпечує контроль температури у трубопроводі, а також має бути оснащений технологічною сигналізацією та включає: термоперетворювач опору типу ТСМУ з уніфікованим вихідним сигналом (10-1); автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад з вмонтованим пристроєм, що має функцію сигналізації (10-2).

Контур 11 забезпечує контроль витрати регенованого метаноломіну у трубопроводі 29 та включає: витратомір – діафрагма камерна (11-1); дифманометр безшкальний з квадратичною функцією перетворення (11-2); автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад (11-3).

Контур 12 забезпечує контроль якості очищеного продукту та включає: термоанемометр ТА-1100 (12-1); автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад (12-2).

Контур 13 забезпечує контроль тиску у газосепараторі 11, оснащений технологічною сигналізацією, включає: газосепаратор сітчастий вертикальний циліндричний (13-1); вторинний прилад автоматичний показувальний і реєструвальний з вмонтованою сигналізацією (13-2).

Контур 14 забезпечує контроль тиску у газосепараторі 13, включає: газосепаратор сітчастий вертикальний циліндричний (13-1); автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад (13-2)

Контур 15 забезпечує контроль витрати регенованого метаноломіну у трубопроводі 29 та включає: витратомір – діафрагма камерна (15-1); дифманометр безшкальний з квадратичною функцією перетворення (15-2); автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад (15-3).

2. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ

2.1. Аналіз існуючих математичних моделей

Розглянемо першу математичну модель «Математична модель абсорбції багатокомпонентної газової суміші на прикладі вуглеводнів»

Розглянуто процес абсорбції багатокомпонентної газової суміші. Розроблено алгоритм і математична модель процесу абсорбції. Проведена перевірка адекватності моделі, яка показала можливість проведення розрахунків з її використанням.

Багато методів розрахунку абсорбції не враховують кінетики процесу. При цьому неможливо врахувати відмінність в швидкостях абсорбції окремих компонентів: в результаті розрахунку ступінь вилучення менш розчинна і повільно поглинає компоненти виявляється завищеною.

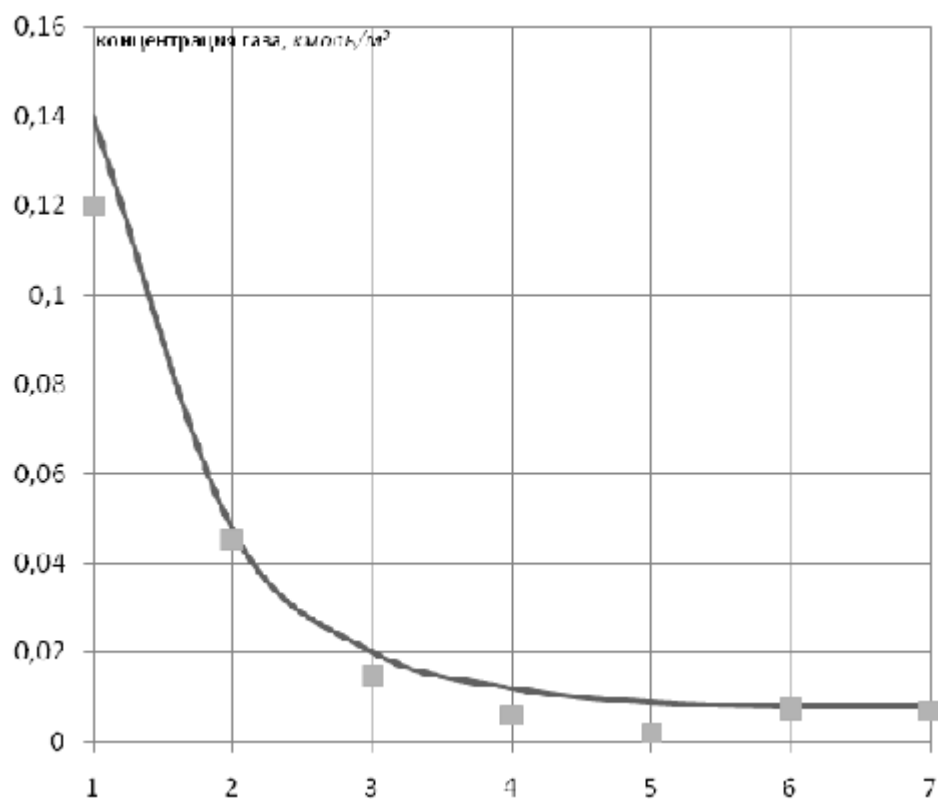
Розглянемо метод розрахунку, заснований на чисельному рішенні рівнянь масопередачі. Розрахуємо абсорбер для поглинання вуглеводнів з суміші (пропан, бутан, ізопектан) з інертним газом, не станемо враховувати зміну температури в абсорбері і будемо вважати, що рідина повністю перемішується в межах одного ступеня. для ключового компонента задамо ступінь вилучення $\varphi = 0,92$.

При розрахунку один з компонентів, в даному випадку бутан (для нього константа фазового рівноваги m близька до питомій витраті поглинача l), виберемо в як ключовий. Питома витрата поглинача приймемо $l = 1,2$. Змінюючи питома витрату поглинача, можна зробити ключовим той чи інший компонент.

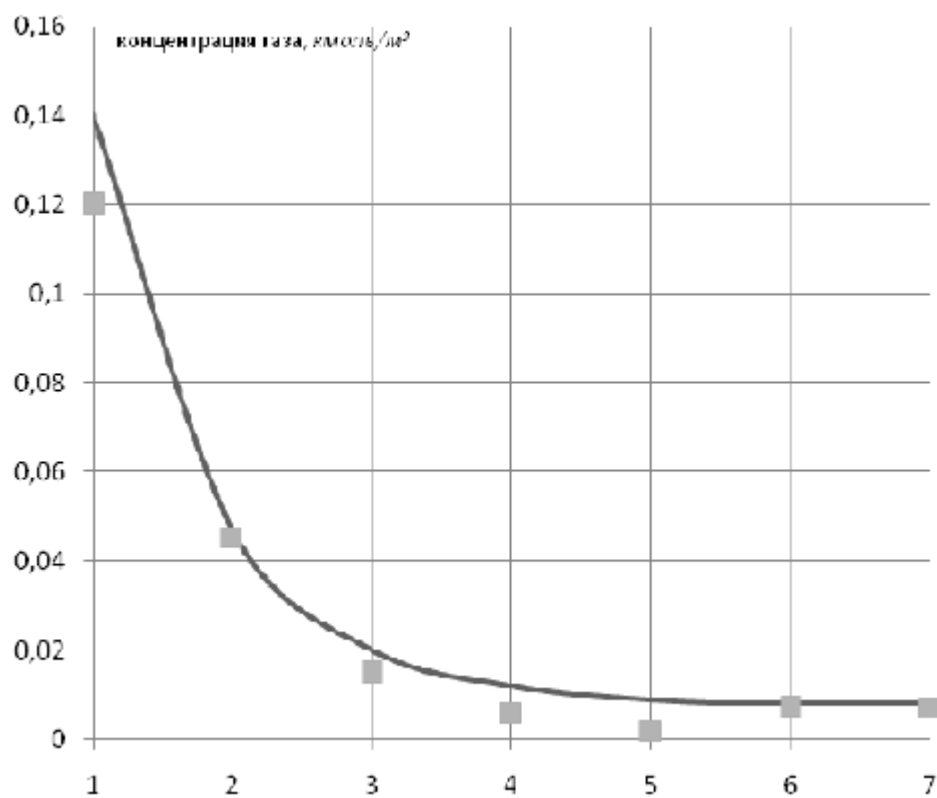
Компоненти легші, ніж ключовий, вилучаються з газу в меншій мірі, а рідина, що надходить буде близька до насичення цими компонентами.

І навпаки, компоненти важчі, ніж ключові (з меншим значенням m), витягуються в більшій степені, і їх зміст в році, що минає газі близько до рівноважного з рідиною, що надходить

Провівши розрахунки автор вказує, що дана модель може бути застосована для визначення кількостей і складів фаз при відомому числі одиниць переносу – яке визначається попередньо по заданому ступеню вилучення ключового компоненту.



Рим. 2.1.1. Залежність зміни концентрації пропану від ступені, де ■ - експериментальні значення; лінія - данні, отримані при розрахунку по моделі



Рим.2.1.2 Залежність зміни концентрації бутану від ступені, де ■ - експериментальні значення; лінія - дані,отримані при розрахунку по моделі

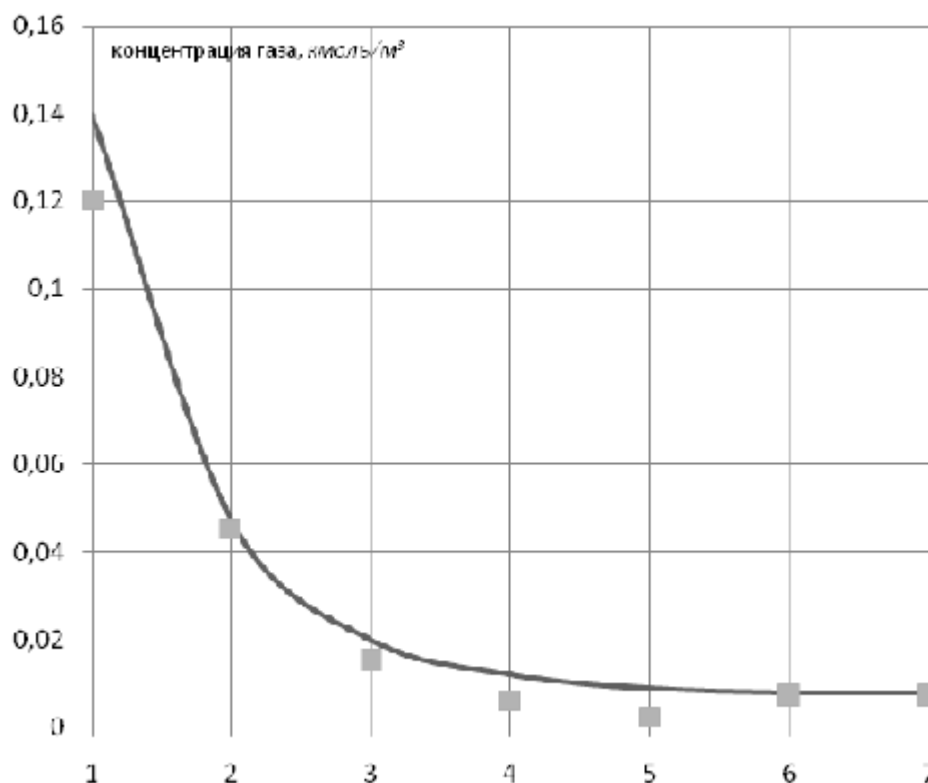


Рис.2.1.3. Залежність зміни концентрації ізопектана відступені, де ■ - експериментальні значення; лінія - данні, отримані при розрахунку по моделі

2.2. Постановка задачі моделювання

Установка гідроочищення дистиляту включає в себе реакторний блок, що складається з печі і одного реактора, системи стабілізації гідроочищених продуктів, видалення сірководню з циркуляційного газу, а також промивання від сірководню дистиляту. Процес проводиться в стаціонарному шарі алюмокобальтмолібденового каталізатора.

Так як видалення або зниження вмісту сірчистих сполук є основною метою процесу гідроочищення дистилятних продуктів, а в водневовмісному газі, що циркулює, присутня велика к-ть сірководню, яка знажує ефективність гідроочищення, тому його видаляють з газу. Основним апаратом обрано абсорбер, так як один із методів видалення сірководню із газу базується на промиванні його метаноламіном. Газ з газосепаратора

надходить в абсорбер, в якому відмивається від сірководню водним розчином метаноламіна. Відмитий газ компресором направляють на циркуляцію. Насичений розчин метаноламіна подається в десорбер, де відбувається відпарювання сірководню. Метаноламін продовжує циркулювати в системі сіркоочищення. Сірководень надходить на установку отримання сірки. За кордоном часто метаноламін замінюють діетаноламіном [1].

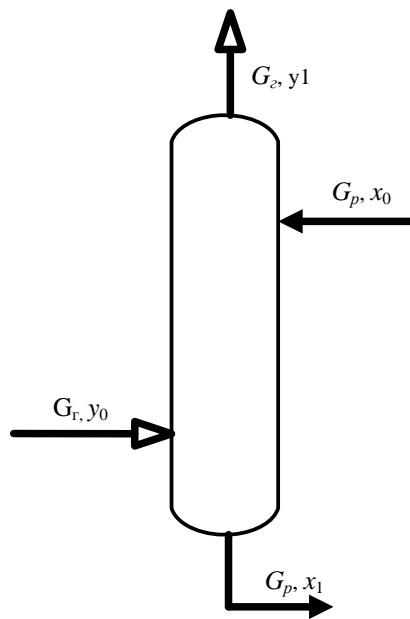


Рис. 2.2.1 Структурно-параметрична схема абсорбера

де $G_{\text{г}}$ – витрата газової суміші; $G_{\text{р}}$ – витрата розчину метаноламіну

$C_{\text{H}_2\text{S}_{\text{г}}}^{\text{вх}}$ (y_0) – початкова концентрація сірководню (H_2S) у газовій суміші, %;

$C_{\text{H}_2\text{S}_{\text{р}}}^{\text{вх}}$ (x_0) – початкова концентрація сірководню (H_2S) у розчині, %;

$C_{\text{H}_2\text{S}_{\text{г}}}^{\text{вих}}$ (y_1) – кінцева концентрація сірководню (H_2S) у циркулюючому газі, %;

$C_{\text{H}_2\text{S}_{\text{р}}}^{\text{вих}}$ (x_1) – кінцева концентрація сірководню (H_2S) у розчині, %;

2.3. Математична модель абсорбера з розподіленими параметрами

Під час розробки математичної моделі керованих масообмінних процесів в насадковому абсорбері бралися до уваги наступні основні допущення: рідка фаза в насадках відповідає моделі ідеального перемішування; режимом повздовжнього перемішування фаз можна знехтувати; масообмінні процеси між газоподібною та рідкою фазами відповідають гідродинамічній моделі повного витіснення; швидкість рідкої фази трохи змінюється за постійного тиску; концентрація газоподібної та рідкої фаз однакова по перетину апарату; масопередача на насадці еквімолярна; утворення зон простою та зависання рідкої фази виключається. [2]

З урахуванням прийнятих припущень нелінійна динамічна математична модель керованого масообмінного процесу в абсорбері представляється системою диференціальних рівнянь в частинних похідних (ДРЧП)[2]:

$$\begin{aligned} \frac{\partial C_{H_2Sg}}{\partial t} &= -v_{zg}(G_g, \theta_g, p_g) \frac{\partial C_{H_2Sg}}{\partial z} - \beta_g(v_{zg}) [C_{H_2Sg} - C_{H_2Sg}^p(C_{H_2Sp})]; \\ \frac{\partial C_{H_2Sp}}{\partial t} &= v_{zp} \frac{\partial C_{H_2Sp}}{\partial z} + \beta_p [C_{H_2Sg} - C_{H_2Sg}^p(C_{H_2Sp})], \\ 0 < z < l_a, t > 0, \end{aligned} \quad (2.3.1)$$

де C_{H_2Sg} , C_{H_2Sp} – концентрації H_2S в газі та в рідині (абсорбенті); $C_{H_2Sg}^p$ – рівноважна концентрації H_2S в газі; $v_{zg}(G_g, \theta_g, p_g)$ – швидкість газу уздовж осі z , яка залежить від зовнішніх чинників (витрати, температури і тиску газу); l_a – висота абсорбера. Коефіцієнти $\beta_g(v_{zg})$ і β_p визначаються фізичними властивостями фаз і геометричними особливостями апарату.

Для газової фази [3]:

$$\beta_r(v_{zr}) = \frac{Nu'_r D_r}{d} \quad (2.3.2)$$

де $Nu'_r = 0,407 Re_r^{0,655} (Pr'_r)^{0,33}$; $Re_r = \frac{4\omega\rho_r}{\sigma\mu_r}$; $Pr'_r = \frac{\mu_r}{\rho_r D_r}$; D_r – коефіцієнт дифузії компонента, що поглинається в газі. Рівняння справедливе при Re від 10 до 10000.

Для рідкої фази [3]:

$$\beta_p = \frac{Nu'_p D_p}{\delta_{пр}} \quad (2.3.3)$$

де $Nu'_p = 0,0021 Re_p^{0,75} (Pr'_p)^{0,5}$; $Re_p = \frac{4L}{S\sigma\varphi\mu_p}$; $Pr'_p = \frac{\mu_p}{\rho_p D_p}$; $\delta_{пр} = \left(\frac{\mu_p^2}{\rho_p^2 g}\right)^{\frac{1}{3}}$ – приведена товщина рідкої плівки; D_p – коефіцієнт дифузії компонента, що поглинається в рідині, L – масова витрата рідини.

Керування процесом абсорбції здійснюється зміною подачі рідкого компонента в абсорбер, що відображено введенням керувального впливу v_{zp} , що надходить від регулятора.

Залежність швидкості газоподібної фази від зміни зовнішніх чинників визначається співвідношенням:

$$v_r(G_r, \theta_r, p_r) = \frac{V_m G_r (\theta_0 + \theta_r) p_0}{(\pi/4) \theta_0 p_r D^2} \quad (2.3.4)$$

де $V_m = 22,4$ – об'єм моля ідеального газу за нормальних умов; G_r – витрата газоподібної фази; $\theta_0 = 273 \text{ K}$ – нормальна температура; θ_r – робоча температура газоподібної фази; $p_0 = 0,1 \text{ МПа}$ – нормальний тиск; p_r – робочий тиск газоподібної фази, МПа; D – діаметр колони.

Для систем ДРЧП, що характеризують зміну концентрацій H_2S в газі та в рідині, граничні умови прийнято такими:

$$C_{H_2S_r}(z, t)|_{z=0} = C_{H_2S_r}^{BX}(t); \quad C_{H_2S_p}(z, t)|_{z=l_a} = C_{H_2S_p}^{BX}(t).$$

Початкові умови визначені вихідними концентраціями H_2S [2]:

$$C_{H_2S_r}(z, t)|_{t=0} = C_{H_2S_r}(z); \quad C_{H_2S_p}(z, t)|_{t=0} = C_{H_2S_p}(z).$$

Отримаємо наступну систему рівнянь:

$$\frac{C_{rv+1,s} - C_{rv,s}}{\tau} = -v_r \frac{C_{rv,s} - C_{rv,s-1}}{h} - \beta_r(C_{r,s,v} - C_{r,s,v}^p)$$

$$\frac{C_{pv+1,s} - C_{pv,s}}{\tau} = v_p \frac{C_{pv,s} - C_{pv,s-1}}{h} + \beta_p(C_{r,s,v} - C_{r,s,v}^p)$$

$$C_{rv+1,s} = C_{rv,s} + \tau(-v_r \frac{C_{rv,s} - C_{rv,s-1}}{h} - \beta_r(C_{r,s,v} - C_{r,s,v}^p))$$

$$C_{pv+1,s} = C_{pv,s} + \tau(v_p \frac{C_{pv,s} - C_{pv,s-1}}{h} + \beta_p(C_{r,s,v} - C_{r,s,v}^p))$$

№ п/п	Назва параметру	Одиниця і вимір.	Числ ове знач.
1	Витрата газової суміші	кг /с	0,028
2	Витрата абсорбенту (розчину метаноламіну)	кг /с	872
3	Початкова концентрація H_2S у газовій суміші	кг H_2S / кг суміші	0,03
4	Кінцева концентрація H_2S у газовій суміші	кг H_2S / кг суміші	0,01
5	Початкова концентрація H_2S у розчині метаноламіну	кг H_2S / кг суміші	0,0005
6	Кінцева концентрація H_2S у розчині метаноламіну	кг H_2S / кг суміші	0,0027 94
7	Об'єм, який займає газ в абсорбері	м ³	3,92
8	Об'єм, який займає рідина в абсорбері	м ³	2
9	Густина газової суміші	кг/ м ³	1100

1 0	Густина рідкої фази	кг/ м ³	2130
1 1	Кількість H ₂ S, яка абсорбувалася у розчині з газової суміші на одиницю рушійної сили в газовій фазі	кг /с	0,099
1 2	Кількість H ₂ S, яка прийшла з газової суміші у розчин на одиницю рушійної сили в рідині	кг /с	0,94
1 2	Постійна Генрі	кг розчину/кг суміші	8,73
1 2	Рівноважна концентрація H ₂ S у розчині на вході	кг H ₂ S / кг розчину	0,0034
1 3	Рівноважна концентрація H ₂ S у газовій суміші на вході	кг H ₂ S / кг суміші	0,0043 6
1 4	Рівноважна концентрація H ₂ S в розчині на виході	кг H ₂ S / кг розчину	0,0873
1 5	Рівноважна концентрація H ₂ S у циркулюючому газі на виході	кг H ₂ S / кг суміші	0,0245

Таблиця 2.3.1. Числові значення параметрів процесу

Застосувавши різнецеву схему розв'язку отримано графік перехідної характеристики по концентрації H₂S в газі на виході. Результати розрахунків наведенні на рисунку 2.3.1

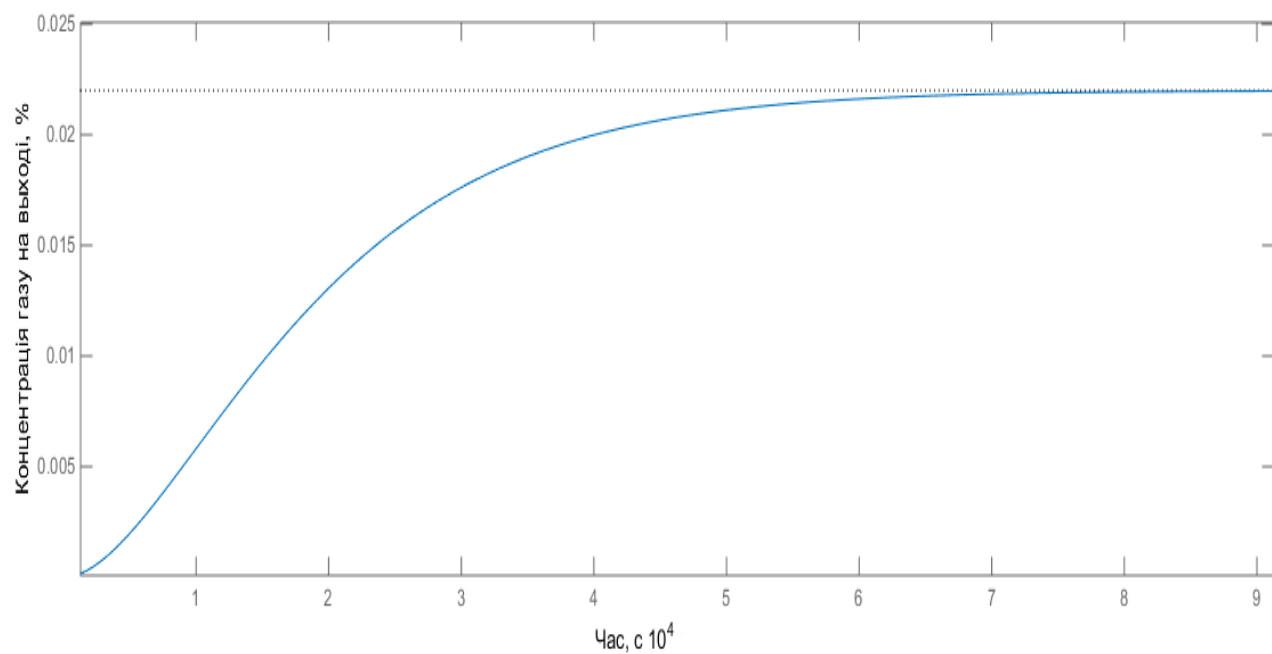


Рис. 2.3.1 Графік перехідної характеристики по концентрації H₂S в газі на виході

3. ОПТИМАЛЬНОЕ УПРАВЛЕНИЕ ПРОЦЕССОМ ГИДРООЧИЩЕНИЯ ДИСТИЛЯТНЫХ ПРОДУКТОВ

3.1. Выбор критерия оптимальности для минимизации квадрата отклонения концентрации сероводню

Необходимо минимизировать квадрат отклонения концентрации сероводню на выходе из абсорбера от заданной концентрации.

Для решения задачи такого типа необходимо обрати интегральный критерий качества. В данном случае будем поддерживать на певном уровне концентрацию сероводню в циркулирующем газе на выходе из абсорбера. Тобто в критерий оптимальности включаем концентрацию сероводню в циркулирующем газе на выходе из аппарата:

$$I = \frac{1}{2} \int_0^{t_f} [C_{H_2S_r}(l_a, t) - C_{H_2S_r}^{зд}(l_a, t)]^2 dt \rightarrow \min \quad (3.1.1)$$

де $C_{H_2S_r}$ – концентрация сероводню в газе, $C_{H_2S_r}^{зд}$ – концентрация сероводню в газе на заданном уровне

Визначимо Гамільтоніан:

$$H = \lambda_1 [(-v_{zr}) \frac{\partial C_{H_2S_r}}{\partial z} - R_r [C_{H_2S_r} - C_{H_2S_r}^p(C_{H_2Sp})]] + \lambda_2 [v_{zp} \frac{\partial C_{H_2Sp}}{\partial z} - R_p [C_{H_2S_r} - C_{H_2S_r}^p(C_{H_2Sp})]] \quad (3.1.2)$$

де $\lambda_1(z, t), \lambda_2(z, t)$ р – множники Лагранжа.

З необхідних умов оптимальності отримана спряжена система.

Спряжена система має вигляд:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \lambda_1}{\partial t} &= R_r \lambda_1 - v_{zr} \frac{\partial \lambda_1}{\partial z} - R_p \lambda_2 \\ \frac{\partial \lambda_2}{\partial t} &= -R_r \lambda_1 + v_{zp} \frac{\partial \lambda_2}{\partial z} + R_p \lambda_2 \end{aligned} \quad (3.1.3)$$

Крайові умови мають такий вигляд:

Граничні:

$$\begin{aligned}\lambda_1(l_a, t) &= \frac{1}{v_{z\Gamma}} \left[C_{H_2S\Gamma} - C_{H_2S\Gamma}^p(C_{H_2Sp}) \right] \\ \lambda_1(l_a, t) &= \frac{1}{v_{z\Gamma}} \left[C_{H_2S\Gamma} - C_{H_2S\Gamma}^p(C_{H_2Sp}) \right]\end{aligned}\tag{3.1.4}$$

Кінцеві:

$$\begin{aligned}\lambda_1(z, t_f) &= 0 \\ \lambda_2(z, t_f) &= 0\end{aligned}\tag{3.1.5}$$

Похідна Гамільтоніана по керуючому впливу:

$$\frac{\partial H}{\partial v_{zp}} = \lambda_2(l_a, t) \frac{C_{H_2Sp}}{\partial z}\tag{3.1.6}$$

Для зміни керування реалізується градієнтна процедура.

Градієнтна процедура має вигляд:

$$v_{zp}^{N+1}(t) = v_{zp}^N - k \int_0^{l_a} \lambda_2(l_a, t) \frac{\partial C_{H_2Sp}}{\partial z} dz\tag{3.1.7}$$

де k – крок градієнтної процедури

Алгоритм розрахунку оптимального програмного керування

1. Розраховується математична модель процесу при заданому постійному значенні керуючого впливу – швидкості подачі абсорбенту (метаноламіну). Обчислюється значення критерію.
2. В зворотному часі розраховується спряжена система з крайовими умовами.
3. Знаходиться похідна гамільтоніана по керуванню і реалізується градієнтна процедура.
4. В математичну модель підставляється нова функція керування.

Критерієм збіжності алгоритму є:

$$|I^{N+1} - I^N| \leq \varepsilon, \text{ де } \varepsilon - \text{точність.}$$

3.2 Вибір критерію оптимальності для мінімізації витрати абсорбенту

Необхідно мінімізувати витрату абсорбенту та вивести значення концентрації сірководню в газі на заданий рівень.

Для вирішення задачі такого типу обираємо інтегральний критерій якості. В даному випадку будемо підтримувати на певному рівні концентрацію сірководню в циркулюючому газі на виході з абсорбера, так як концентрація сірководню в газі в подальшому буде впливати на якість вихідної продукції, при мінімізації витрати абсорбенту (метаноламіну).

$$I = \frac{1}{2} \int_0^{t_f} [q(C_{H_2S_r}(l_a, t) - C_{H_2S_r}^{зд}(l_a, t))^2 + rG_p^2] dt \rightarrow \min \quad (3.2.1)$$

де $C_{H_2S_r}$ – концентрація сірководню в газі, $C_{H_2S_r}^{зд}$ – концентрація сірководню в газі на заданому рівні, G_p – витрата абсорбенту (метаноламіну).

Визначимо Гамільтоніан:

$$\begin{aligned}
H = \frac{1}{2} [q(C_{H_2Sr}(l_a, t) - C_{H_2Sr}^{3D}(l_a, t))^2 + rG_p^2] \\
+ \lambda_1(a_{11}C_{H_2Sr}(l_a, t) + a_{12}C_{r1} + bG_p) \\
+ \lambda_2(a_{21}C_{H_2Sr}(l_a, t) + a_{22}C_{r1})
\end{aligned} \tag{3.2.2}$$

Запишемо умови оптимальності:

$$\lambda'_1 = -\frac{\partial H}{\partial C_{H_2Sr}(l_a, t)} = -q(C_{H_2Sr}(l_a, t) - C_{H_2Sr}^{3D}(l_a, t)) - \lambda_1 a_{11} - \lambda_2 a_{21} \tag{3.2.3}$$

$$\lambda'_2 = -\frac{\partial H}{\partial C_{r1}} = -\lambda_1 a_{12} - \lambda_2 a_{22} \tag{3.2.4}$$

$$\frac{\partial H}{\partial G_p} = rG_p + \lambda_1 b = 0 \tag{3.2.5}$$

$$\lambda'_1 \lambda_1(t_f) = 0$$

$$\lambda_2(t_f) = 0$$

Розрахунок оптимального програмного керування виконано у програмному пакеті MatLab.

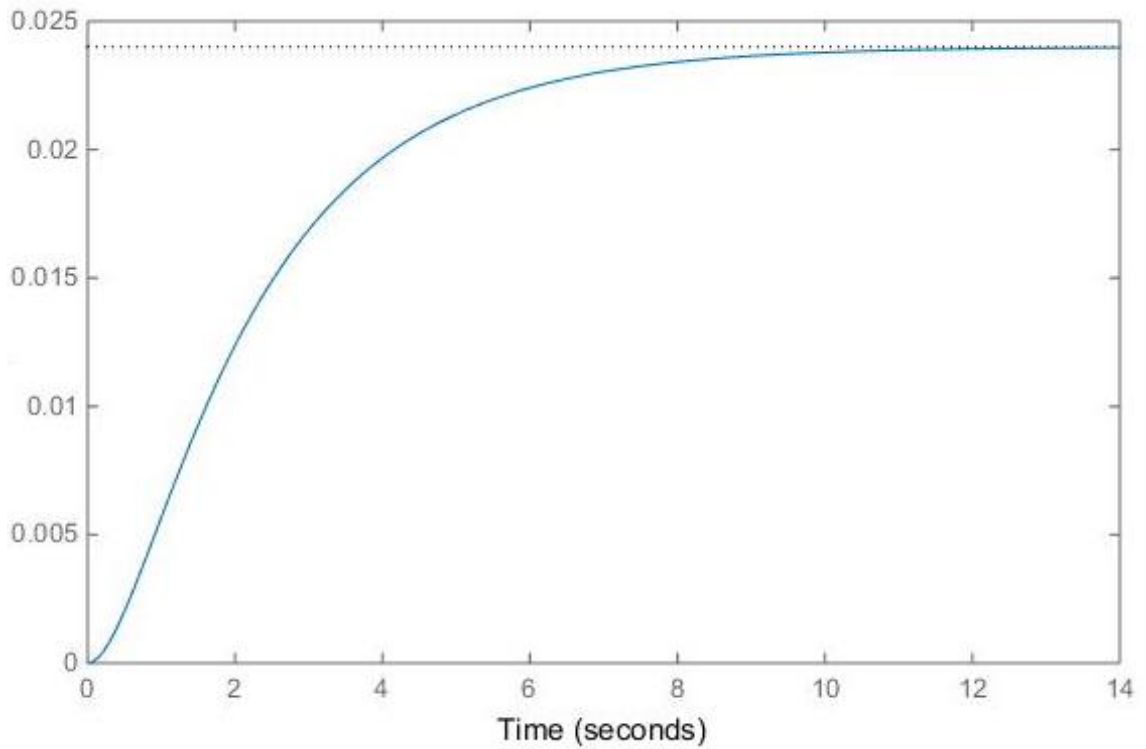


Рис.3.2.1. Графік перехідного процесу по концентрації на виході з абсорбера при $G_p = \text{const}$

Час виходу на усталений рівень 9с.

Розрахунок спряженої системи у зворотному часі представлено на рис.

3.2.2.

$$A = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} \\ a_{21} & a_{22} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0,13 & 0,259 \\ 0,571 & 0,4 \end{bmatrix}$$

$$B = \begin{bmatrix} 0 \\ b \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0,037 \end{bmatrix}$$

$$q = 1; r = 1$$

$$TAU = 0,001$$

$$Lam1_{s-1} = Lam1_s - TAU[-q(X_0)_s - a_{11}Lam1_s - a_{21}Lam2_s]$$

$$Lam2_{s-1} = Lam2_s - TAU[-a_{21}Lam1_s - a_{22}Lam2_s]$$

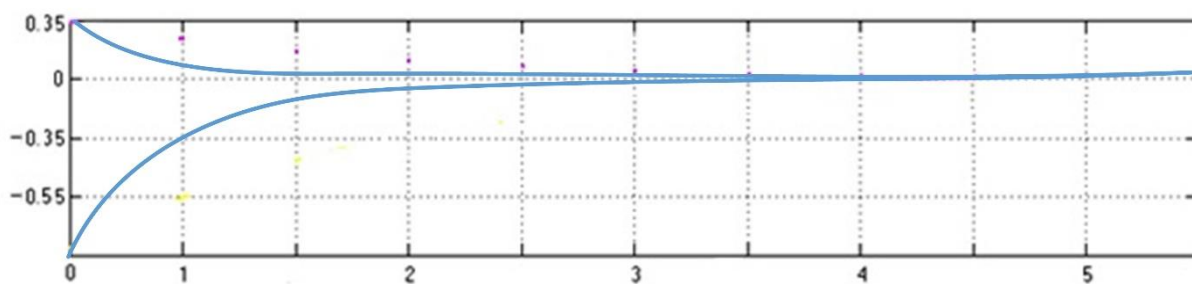


Рис.3.2.2. Спряжена система в зворотному часі

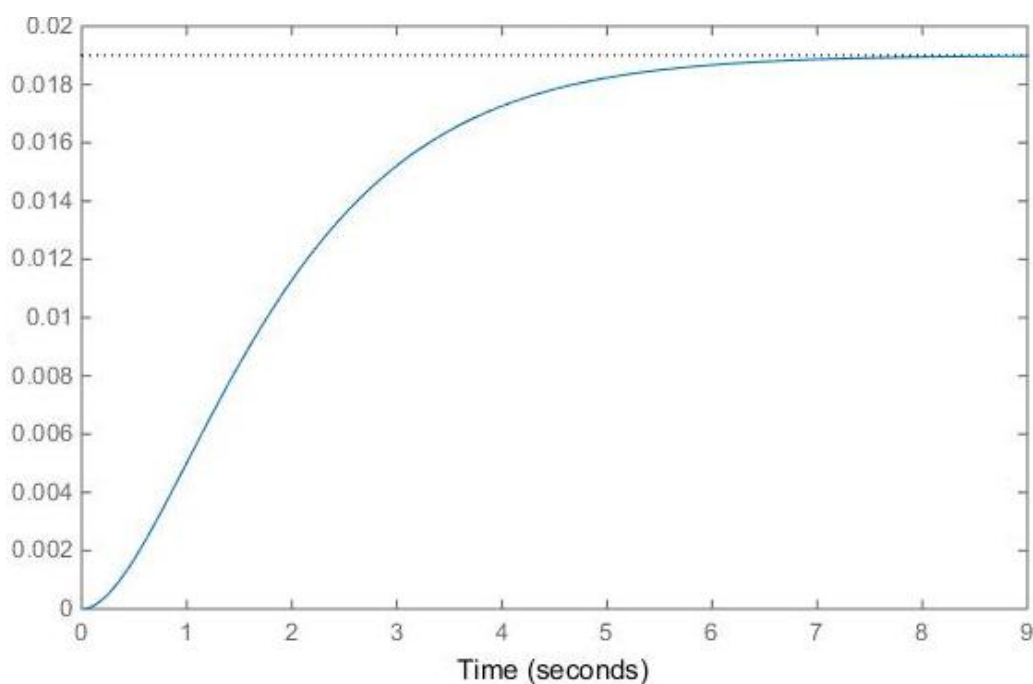


Рис. 3.2.3 Графік перехідного процесу по концентрації H_2S на виході з абсорбера після мінімізації G_p

Час виходу на усталений рівень 5с

Розрахунок вектора оптимального керування представлено на рисунку 3.6.

$$U_s = -r^{-1} \cdot b(Lam_1)_s$$

З рисунку 3.6 можна спостерігати залежність витрати абсорбенту від часу.

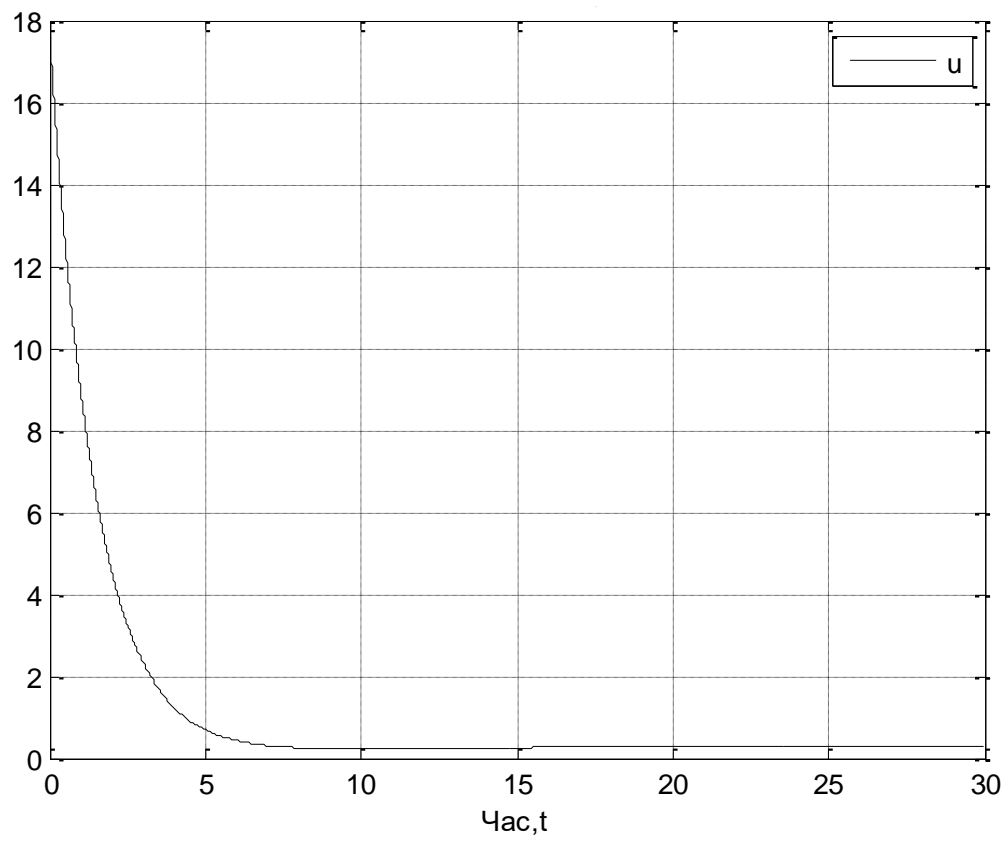


Рис.3.2.4. Вектор оптимального керування

4. РОЗРАХУНОК ОПТИМАЛЬНОГО КЕРУВАННЯ ЗІ ЗВОРОТНІМ ЗВ'ЯЗКОМ

4.1. Проектування оптимального лінійно-квадратичного регулятора

На рис. 4.1.1. можна побачити структурну схему контуру керування температурою метану на виході з реактора.

Розрахунок оптимального керування зі зворотнім зв'язком з квадратичним критерієм якості виконано у *MatLab*.

Оптимальний лінійний регулятор:

$$U(t) = -K(t)X(t)$$

де

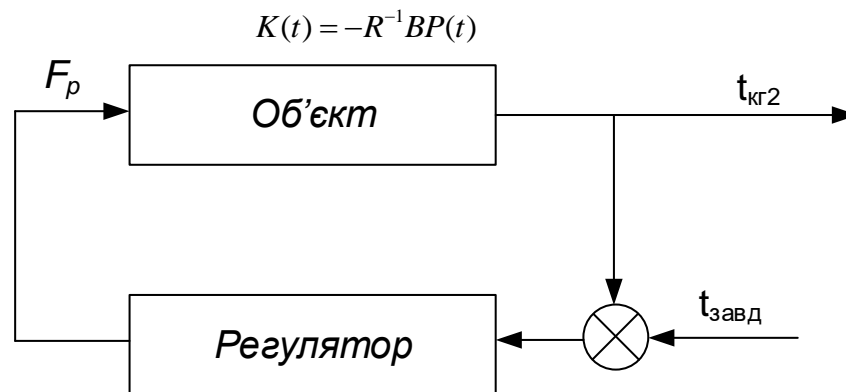


Рис.4.1.1. – Структурна схема контуру керування

Отримані залежності, розраховують лінійний оптимальний регулятор з матричним коефіцієнтом підсилення K . Цей регулятор мінімізує критерій на траєкторіях системи при цьому:

1. Матричний коефіцієнт підсилення K може бути визначеним поза контуром керування, так як він не залежить ні від X , ні від U ; для визначення K необхідно розв'язати рівняння Ріккати в зворотному часі.

2. При постійних матрицях A , B , R , Q і при $t \rightarrow \infty$, P прямує до усталеного значення, яке можна знайти розв'язавши алгебраїчне нелінійне матричне рівняння:

$$A^T P + P A - P B R^{-1} B^T P + Q = 0$$

Це в свою чергу забезпечує сталість матричного коефіцієнту підсилення регулятора K .

3. Суть критерію якості. Зрозуміло, що квадратичне зваження кінцевого стану дозволяє досягнути бажаної якості керування, але квадратичне зваження керування не так обґрунтовано, особливо якщо вартість ресурсів не велика. В деяких випадках квадратичне зваження замінює собою явні обмеження на величину керуючих дій, та дозволяє отримати оптимальний закон зворотного зв'язку в аналітичному вигляді. Крім того, завдання занадто великих вагових матриць R викликає відхилення фактичного кінцевого стану від заданого, а занадто малих – призводить до дуже великих значень U . Основним обмеженням являються вимоги додатної визначеності R і неможливість завдання явних обмежень на X , U .

4. Вводячи більш загальний критерій якості

$$J = 1/2 X(t_f)^T S_f X(t_f) + 1/2 \int_0^{t_f} (X^T Q X + U^T R U + 2 X^T N U) dt$$

в якому враховуються взаємозв'язки між керуваннями та станом, можна показати, що оптимальний регулятор визначається, як і раніше, виразом з коефіцієнтом підсилення:

$$K = R^{-1} (B^T P - N^T).$$

Вимоги, щодо існування оптимального лінійно квадратичного регулятора:

1. пара матриць $[A, B]$ має бути повністю керована;
2. мають виконуватися нерівності $R > 0, Q - N R^{-1} N^T \geq 0$;
3. пара матриць $[Q - N R^{-1} N^T, A - B R^{-1} N^T]$ не може мати спостережувані моди з власними значеннями на дійсній осі.

Слід відмітити, що при практичній реалізації алгоритмів оптимального керування часто не представляється можливим отримати оптимальні точні характеристики оптимізації. Це, найчастіше, обумовлене тим, що при побудові вихідної математичної моделі процесу керування звичайно використовують наближені чи апроксимуючі моделі, що враховують основні домінуючі зв'язки і в той же час відрізняються від реальних. В реальних умовах похибка алгоритмів оптимізації може зростати (особливо на великих інтервалах часу), що приведе до нестійкості алгоритмів оптимізації. Явище нестійкості алгоритмів оптимізації пов'язане з умовами реалізації рівняння Ріккати, розв'язок якого губить властивість симетричності.

Нижче наведений код *MatLab* для розрахунку оптимального лінійно-квадратичного регулятора:

```
function Lin_Reg
disp('Матриця A:')
A = [0 1; -0.026 -1.064] % Введення матриці A
disp('Матриця B:')
B = [0.037 0]' % Введення матриці B
% Параметри критерія якості:
disp('Матриця Q:')
Q = eye(2) % Формування одиничної матриці
disp('Матриця R:')
R = 1 % Введення матриці R
disp('Матриця N:')
N = [] % Введення матриці N
disp('Вектор початкових умов X0:')
x0 = [200 185]' % Завдання вектора початкових умов
disp('Вектор заданих значень відхилень Xd:')
xd = [40 44]' % Завдання вектора заданих значень
відхилень
```

```

disp('Вектор заданих значень відхилень керування Ud:')
ud = 0.7 % Завдання відхилень значень керування
disp('Час спостереження tf:')
tf = 10 % Завдання часу спостереження
disp('Довжина кроку dt:')
dt = 0.01 % Завдання довжини кроку
disp('Кількість кроків n:')
n = tf/dt
[K P E] = lqr(A,B,Q,R,N); % Синтез регулятора
disp('Матриця зворотнього зв'язку K:'); K
disp('Розв'язок рівняння Ріккати P:'); P
disp('Власні значення замкненої системи E:'); E
% Визначення розмірності задачі
SA = size(A); SA = SA(1); SB = size(B); SB = SB(2);
% Формування векторів x u
x = zeros(SA,n); u = zeros(SB,n-1);
% Формування початкового стану
x(:,1) = x0;
% Знаходження оптимального керування u та змінних стану x
for i=1:n-1,
u(:,i) = ud-K*(x(:,i)-xd);
x(:,i+1) = (A*(x(:,i)-xd)+B*(u(:,i)- ud))*dt+x(:,i);
end
% Подова динаміки змінних стану
plot(0:dt:tf-dt,x), grid
title('Динаміка руху змінних стану');
xlabel('Час, t');
ylabel('Змінні стану, X(t)');
% Побудова вектора керування
figure(2)

```

```

plot(dt:dt:tf-dt,u), grid
    title('Динаміка зміни керування'); xlabel('Час,t');
    ylabel('Керування, U(t)'); legend('u')

```

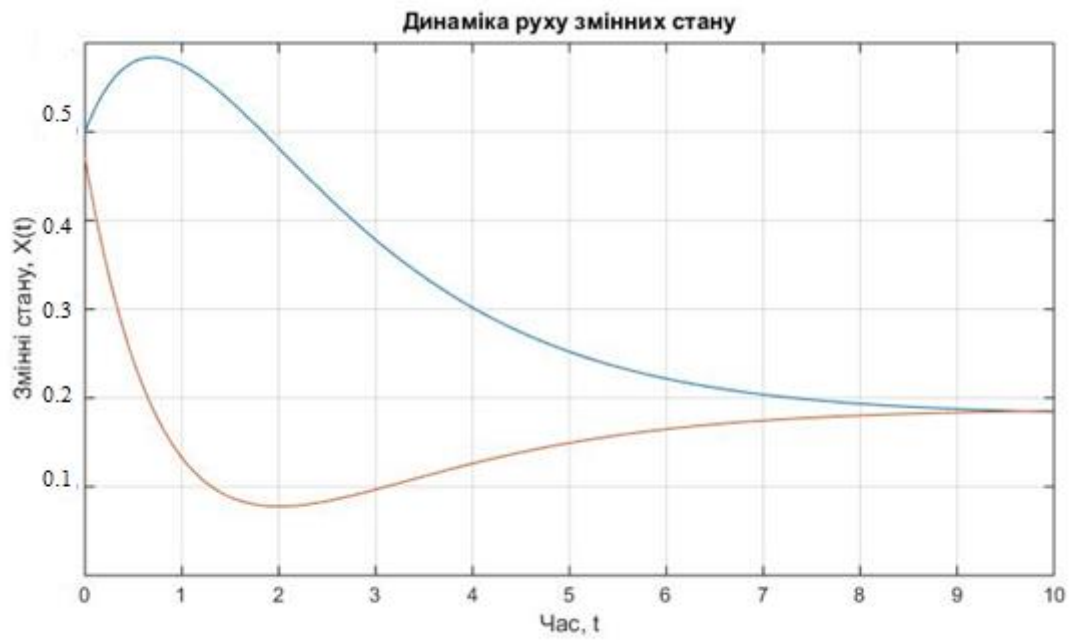


Рис.4.1.2. – Динаміка руху змінних стану з лінійно-квадратичним регулятором

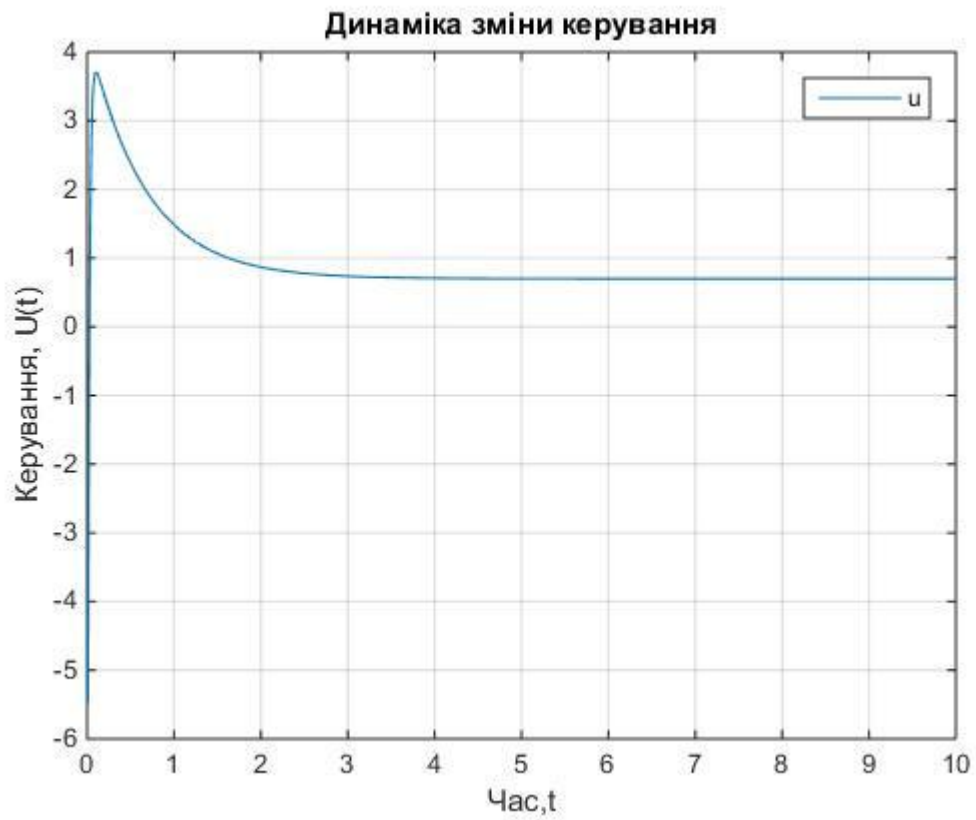
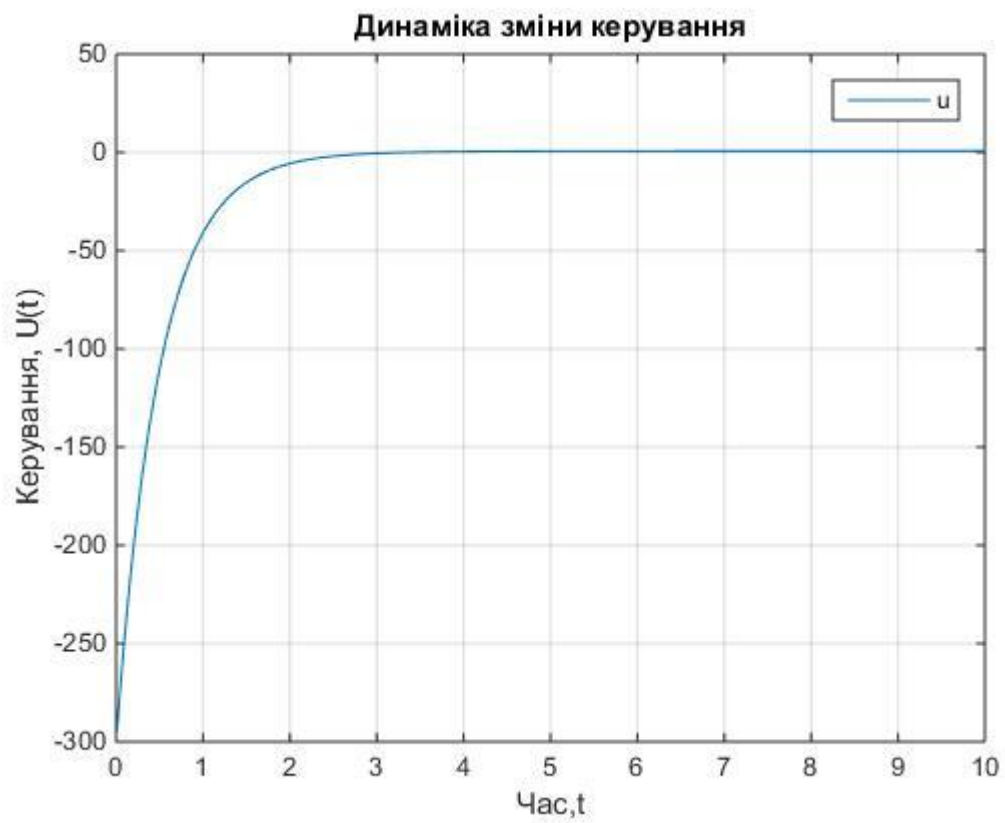


Рис.4.1.3 – Динаміка руху змінних керування з лінійно-квадратичним регулятором



4.2. Проектування оптимального лінійно-квадратичного регулятора з інтегральною складовою.

Відомо, що задачі синтезу оптимального в квадратичному значенні закону керування для лінійної системи, мають розв'язки в вигляді лінійних регуляторів. Такі регулятори дозволяють звести до нуля з плином часу вплив на вихід об'єкту, при ненульових початкових умов, чи короткострокових імпульсних впливів. Але у випадку постійних чи повільно змінюючих вхідних впливів, такі регулятори не можуть забезпечити вимоги рівності нулю відхилень регулюючих величин від заданих значень. Для того, щоб вони задовольняли такій вимозі, закон керування повинен мати не одну, а дві складові, одна з котрих залежить від вектора стану, а друга – від інтеграла вектора стану.

Тому, бажано переформулювати постанову задачі синтезу таким чином, щоб у керуванні з'явилась інтегральна складова, яка знижує похибки керування.

Одним способом є безпосереднє введення похідної сигналу керування в критерій якості:

$$J = \frac{1}{2} X(t_f)^T S X(t_f) + \frac{1}{2} \int_0^{t_f} [X^T Q X + \left(\frac{dU}{dt}\right)^T R \frac{dU}{dt} + 2X^T N \frac{dU}{dt}] dt \quad (4.2.1)$$

При цьому необхідно продиференціювати рівняння динаміки:

$$\frac{d^2 X}{dt^2} = A \frac{dX}{dt} + B \frac{dU}{dt} \quad (4.2.2)$$

Після заміни змінних

$$V = \frac{dU}{dt}; \quad W_1 = X; \quad W_2 = \frac{dX}{dt}; \quad W = [W_1 \quad W_2]^T \quad (4.2.3)$$

Перейдемо до рівняння

$$\frac{dW}{dt} = A_1 W + B_1 V \quad (4.2.4)$$

$$\text{Де } A_1 = \begin{bmatrix} 0 & \vdots & I \\ \dots & \vdots & \dots \\ 0 & \vdots & A \end{bmatrix}; \quad B_1 = \begin{bmatrix} 0 \\ \dots \\ B \end{bmatrix}$$

та критерію якості

$$J = \frac{1}{2} [W^T S_1 W]_{t=t_f} + \frac{1}{2} \int_0^{t_f} [W^T Q_1 W + V^T R V + 2W^T N V] dt, \quad (4.2.5)$$

$$\text{де } Q_1 = \begin{bmatrix} Q & \vdots & 0 \\ \dots & \vdots & \dots \\ 0 & \vdots & 0 \end{bmatrix}; \quad S_1 = \begin{bmatrix} S & \vdots & 0 \\ \dots & \vdots & \dots \\ 0 & \vdots & 0 \end{bmatrix}.$$

Вираз для оптимального закону керування набуде вигляду:

$$V = -KW = -[K_1 \quad K_2] \begin{bmatrix} W_1 \\ \dots \\ W_2 \end{bmatrix} \quad (4.2.6)$$

або через вихідні змінні

$$U = -K_2 X - \int_0^\infty \left(K_1 - \frac{dK_2}{dt} \right) X dt, \quad (4.2.7)$$

що складає лінійний регулятор з інтегральною складовою.

В усталеному стані K_1 та K_2 не залежить від часу і оптимальний регулятор прийме вигляд:

$$U = -K_2 X - K_1 \int_0^{\infty} X dt, \quad (4.2.8)$$

тобто лінійний регулятор з інтегральною складовою.

Нижче наведений код *MatLab* для розрахунку оптимального лінійно-квадратичного регулятора з інтегральною складовою:

```
function Lin_reg_Int
disp('Матриця A:')
A = [0 1; -0.026 -1.064] % Введення матриці A
disp('Матриця B:')
B = [0.037; 0] % Введення матриці B
% Параметри критерія якості:
disp('Матриця Q:')
Q = 1/20000*eye(2) % Формування одиничної матриці
disp('Матриця R:')
R = 1 % Введення матриці R
disp('Матриця N:')
N = [] % Введення матриці N
disp('Вектор початкових умов X0:')
x0 = [200 187]' % Завдання вектора початкових умов
disp('Вектор заданих значень відхилень Xd:')
xd = [40 48]' % Завдання вектора заданих значень
відхилень
disp('Вектор заданих значень відхилень керування Ud:')
ud = 0.7 % Завдання відхилень значень керування
disp('Час спостереження tf:')
tf = 10 % Завдання часу спостереження
disp('Довжина кроку dt:')
dt = 0.01 % Завдання довжини кроку
disp('Кількість кроків n:')
n = tf/dt
disp('Матриця A1:')
```

```

A1 = [zeros(2) eye(2); zeros(2) A] % Формування матриці
A1
disp('Матриця B1:')
B1 = [zeros(2,1); B] % Формування матриці B1
disp('Матриця Q1:')
Q1 = [Q zeros(2); zeros(2) zeros(2)] % Формування матриці
Q1
[K P E] = lqr(A1,B1,Q1,R,N); % Синтез регулятора
disp('Матриця зворотнього з'язку:'); K
disp('Розв'язок рівняння Ріккати:'); P
disp('Власні значення замкненої системи:'); E
% Визначення розмірності задачі
SA = size(A); SA = SA(1); SB = size(B); SB = SB(2); SK =
size(K); SK = SK(2);
% Формування векторів x, u та v
x = zeros(SA,n); u = zeros(SB,n-1); v = zeros(SA,n);
% Формування початкового стану
x(:,1) = x0;
% Відокремлення пропорційної та інтегральної частин
матриці K
for i=SK/2:SK,
K2(i) = K(i);
end
for i=1:SK/2,
K1(i) = K(i);
K2(1) = [];
end
% Знаходження оптимального керування u та змінних стану x
for i=1:n-1,
v(:,i) = v(:,i)+K1*x(:,i)*dt;
u(:,i) = ud-K2*(x(:,i)-xd)+v(i);
x(:,i+1) = (A*(x(:,i)-xd)+B*(u(:,i)-ud))*dt+x(:,i);
end
% Побудова динаміки змінних стану
plot(0:dt:tf-dt,x), grid
title('Динаміка руху змінних стану');
xlabel('Час, t');
ylabel('Змінні стану, X(t)');
% Побудова вектора керування
figure(2)
plot(dt:dt:tf-dt,u), grid

```

```
title('Динаміка зміни керування'); xlabel('Час,t');  
ylabel('Керування, U(t)'); legend('u')
```

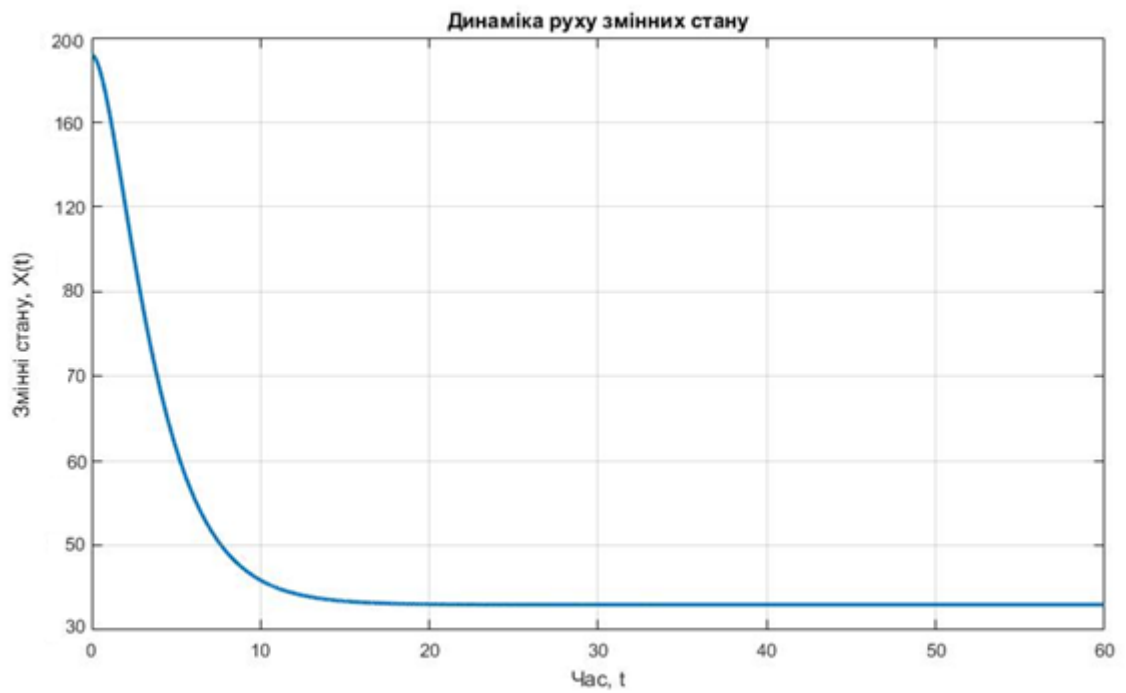


Рис.4.2.1 – Динаміка руху змінних стану з лінійно-квадратичним регулятором з інтегральною складовою

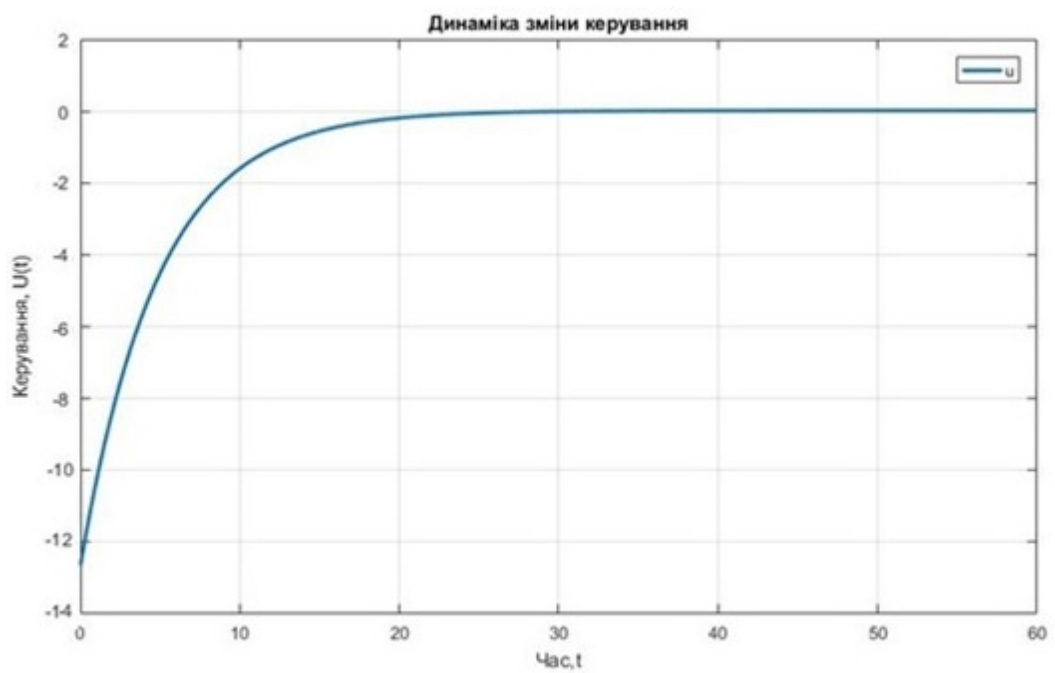


Рис.4.2.2 – Динаміка руху змінних керування з лінійно-квадратичним регулятором з інтегральною складовою

5. РОЗРОБКА СТАРТАП-ПРОЕКТУ «СИСТЕМА АНАЛІЗУ ЕФЕКТИВНОСТІ ПРОЦЕСУ ГІДРООЧИЩЕННЯ ДИСТИЛЯТНИХ ПРОДУКТІВ»

Опис ідеї проекту

Хочу запропонувати ідею створення системи аналізу ефективності процесу, так як незначні зміни (наприклад, такі як зміна режиму апаратів) зможуть значно підвищити ефективність процесу.

<i>Зміст ідеї</i>	<i>Напрямки застосування</i>	<i>Вигоди для користувача</i>
Система аналізу ефективності процесу гідроочищення дистилятних продуктів	1. Застосовується на виробництвах з новітнім обладнанням для ефективного керування процесом і випуску продукції гарної якості	Вигодою буде те, що при високій якості продукції, завдяки системі аналізу ефективності собівартість продукції буде менша
	2. Застосовується на виробництва з застарілим обладнанням, але при використанні системи аналізу ефективності процесів можна збільшити енергоефективність	Збільшивши енергоефективність та зекономивши, придбати нове обладнання
	...	

Таблиця 5.1.Опис ідеї стартап-проекту

**Визначення сильних, слабких та нейтральних характеристик
ідеї проекту**

№ п/ п	Техніко- економічні характерис- тики ідеї	(потенційні) товари/концепції конкурентів				W (слабка сторон а)	N (нейтр альна сторон а)	S (сильна сторон а)
		Мій проект	Конкур ент1	Конкур ент2	Конку- рент3			
1.	Експерти	+	+	+	-			+
2.	Навчання/т ренінги	+	+	—	+			+
3.	Масштабні сть проектів	—	+	—	—	+		
4.	Рівень сервісу	+	+	+				+
5.	Досвід на ринку	+	+	—	—	+		
6.	Вартість послуг	+	—	+	+			+
7.	Просуванн я своїх послуг	—	+	+	—		+	

Таблиця 5.2.Визначення сильних, слабких та нейтральних характеристик
ідеї проекту

Технологічний аудит ідеї проекту

Будуть надаватися такі послуги з технічного консалтингу щодо створення системи аналізу ресурсо- та енергоефективності.

Основні види діяльності проекту:

- Оцінювання підприємств з метою визначення їх екологічної та енергетичної ефективності. Розробка технічних рекомендацій, спрямованих на підвищення ефективнішого використання ресурсів з урахуванням екологічних, економічних та соціальних аспектів
- Технічна консультація та експертна підтримка у здійсненні заходів щодо зниження рівнів споживання енергії та ресурсів
- Незалежне технічне оцінювання роботи обладнання, виробничих технологій та виконання вимірювань
- Розробка рекомендацій щодо передачі технології; співпраця з національними та міжнародними фінансовими установами для отримання фінансування
- Розбудова потенціалу національних експертів у питаннях навколишнього середовища та енергоефективності

Так як консалтинг – це перш за все люди, спеціалісти, експерти, то проект має всі необхідні ресурси для реалізації проекту.

Послуги надаються за існуючою практикою РЕЧВ. Що потрібно доробити? Це адаптувати методика аналізу ресурсо- та енергоефективності під реалії українського виробництва. Автори проекту повністю ознайомлені з методикою проекту

<i>№ п/п</i>	<i>Ідея проекту</i>	<i>Технології її реалізації</i>	<i>Наявність технологій</i>	<i>Доступність технологій</i>
	Створення	Технологія	Необхідно	Так, доступні

	системи аналізу ефективності процесів на виробництві	надання послуги: спочатку пропонувати свої послуги по собівартості для напрацювання контактів та досвід реалізації проекту	додати методичку ресурсо- та енергоефективного виробництва, а саме адаптувати для умов українських виробництв.	
		...		

Таблиця 5.3.1 Технологічна здійсненність ідеї проекту

<i>№ n/ n</i>	<i>Показники стану ринку (найменування)</i>	<i>Характеристика</i>
1	Кількість головних гравців, од	3
2	Загальний обсяг продаж, грн/ум.од	30 тис грн
3	Динаміка ринку (якісна оцінка)	Зростає
4	Наявність обмежень для входу (вказати характер обмежень)	Для надання послуг потрібно отримати довіру клієнта
5	Специфічні вимоги до стандартизації та сертифікації	ні
6	Середня норма рентабельності в галузі (або по	77 %

	ринку), %	
--	-----------	--

Таблиця 5.3.2. Попередня характеристика потенційного ринку стартап-проекту

За результатами аналізу таблиці можна зробити висновок що ринок є привабливим

Характеристика потенційних клієнтів

На цьому етапі проводиться маркетингове дослідження для виявлення характеристик і потреб потенційних клієнтів. Інформація, отримана в результаті проведення дослідження, дозволяє визначити такі ознаки, за якими можна розділити ринок на сегменти.

<i>№ п/ п</i>	<i>Потреба, що формує ринок</i>	<i>Цільова аудиторія (цільові сегменти ринку)</i>	<i>Відмінності у поведінці різних потенційних цільових груп клієнтів</i>	<i>Вимоги споживачів до товару</i>
	Підвищення енергетичної ресурсоефективності підприємства при цьому не роблячи інвестицій в дороге новітнє обладнання	Українські виробники	Фактори, що формують поведінку клієнта: Стандарти Вартість послуг Сроки	до компанії-постачальника конфіденційність по мінімуму переривати існуючий процес і відволікати

			реалізації Сроки рентабельност і	працівників
--	--	--	---	-------------

Таблиця 4.4.1 Характеристика потенційних клієнтів стартап-проекту

Розроблення ринкової стратегії

Першим кроком передбачає визначення стратегії охоплення ринку завдяки опису та аналізу цільових груп потенційних споживачів (табл. 5.5.1)

<i>№ п/ п</i>	<i>Опис профілю цільової групи потенційни х клієнтів</i>	<i>Готовність споживачів сприйняти продукт</i>	<i>Орієнтовни й попит в межах цільової групи (сегменту)</i>	<i>Інтенсивніст ь конкуренції в сегменті</i>	<i>Простот а входу у сегмент</i>
	Цільова група – українські виробництва	Готові сприймати, адже це необхідно, щоб бути конкурентно-спроможними	Великий попит	Інтенсивність конкуренції в сегменті залежить в масштабі наданих послуг	-
Які цільові групи обрано: українські виробництва					

Таблиця 5.5.1. Вибір цільових груп потенційних споживачів

За результатами аналізу потенційних груп споживачів так як проект реалізується в одному сегменті – обирається стратегія концентрованого маркетингу;

Вибір стратегії конкурентної поведінки

<i>№ n/n</i>	<i>Чи є проект «першопрохідц ем» на ринку?</i>	<i>Чи буде компанія шукати нових споживачів, або забирати існуючих у конкурентів?</i>	<i>Чи буде компанія копіювати основні характеристики товару конкурента, і які?</i>	<i>Стратегія конкурентно ї поведінки*</i>
	Даний проект є новим на просторах України	Проект буде напружений перш за все на українські підприємства, буде проведено аналіз цих підприємств. Проект націлено на нових споживачів, але частина людей буде налагоджувати зв'язок з клієнтами з	Компанія не буде копіювати характеристику наданої послуги	Стратегія спеціалізації

		досвідом у наших конкурентів		
--	--	------------------------------	--	--

Таблиця 5.1 Визначення базової стратегії конкурентної поведінки

Фінальним етапом ринкового аналізу можливостей впровадження проекту є складання SWOT-аналізу (матриці аналізу сильних та слабких сторін, загроз та можливостей (табл. 5.11) ^[24].

<p><i>Сильні сторони:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> • збільшення енергоефективності процесу, підприємства; • зниження затрат на ресурси; • вартість послуг; • врахування потреб споживачів. 	<p><i>Слабкі сторони:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> • термін реалізації;
<p><i>Можливості:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> • підвищення репутації • стійкий дохід; 	<p><i>Загрози:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> • інфляційні процеси; • високий рівень безробіття

Таблиця 5.6.2 – SWOT- аналіз стартап-проекту

Підсумовуючи проведений аналіз у проекта однозначно є можливість ринкової комерціалізації, адже є високий попит і потреба в такій системі, динаміка ринку – стрімко зростає .

І не дивлячись на стан конкуренції, конкурентоспрожність проекту висока, адже є доволі вагомні переваги такі ціна/якість наданих послуг.

Висновки

Магістерська дисертація на тему «Система керування процесом гідроочищення дистилятних продуктів».

Перший розділ магістерської дисертації містить аналіз процесу гідроочищення дистилятних продуктів і опис технологічної схеми процесу.

Другий розділ – математичне моделювання основного апарату – абсорбера.

У третьому та четвертому розділі розглянуто оптимальне програмне керування процесом.

Завершальним розділом магістерської дисертації є розробка стартап проекту на тему «Система аналізу ефективності процесу гідроочищення дистилятних продуктів».

Список використаної літератури

- 1) <https://okzrusholding.ru/neft/znachenie-nefti-v-zhizni-cheloveka.html>
- 2) Баннов П.Г. Процессы переработки нефти. – М.: ЦНИИТЭ? нефтехим, 2000. – 224 с
- 3) РАЗРАБОТКА КИНЕТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА ГИДРООЧИСТКИ ДИЗЕЛЬНОГО ТОПЛИВА Ю.И. Афанасьева, Н.И. Кривцова, Э.Д. Иванчина, И.К. Занин, А.А. Татаурщиков
<https://cyberleninka.ru/article/v/razrabotka-kineticheskoy-modeli-protssessa-gidroochistki-dizelnogo-topliva>
- 4) <https://cyberleninka.ru/article/v/perspektivy-proizvodstva-ekologicheskichistyh-dizelnyh-topliv-na-otchestvennyh-neftepererabatyvayuschih-zavodah-na-primere-oao>
- 5) Мазгаров А.М. Технологии очистки попутного нефтяного газа от сероводорода /А.М. Мазгаров, О.М. Корнетова. –Казань: Казан. ун-т, 2015. –70с
https://dspace.kpfu.ru/xmlui/bitstream/handle/net/27449/03-IGNG_001162.pdf?sequence=1
- 6) Схема автоматизації технологічного процесу хімічного виробництва
методичні вказівки по виконанню контрольної роботи курсу “Технічні засоби авто-матизації – 1” кредитного модуля: «Електричні елементи систем автоматизації» до напрямку підготовки “Автоматизація та комп’ютерно-інтегровані технології” [Текст] / Уклад. В.М. Ковалевський, // – К.: НТУУ «КПІ», 2012. – 87 с.