

Москальчук Віталій Сергійович

Розроблення автоматизованої системи управління нафтоперегінною колоною на базі ПАТ «НПК-Галичина».

Керівник: кандидат технічних наук, доцент кафедри АВ Медвідь Володимир Романович.





## АНОТАЦІЯ

У роботі представлена реальна система управління процесом нафтопереробки SCADA, призначена для моніторингу та управління всіма процесами системи замість звичайного керування через DCS.

Процес нафтопереробки складається з чотирьох основних блоків: установка зберігання сирої нафти, установка попередньої обробки сирої нафти, установка дистиляції та установка зберігання/відвантаження продуктів. SIMATIC WinCC flexible 2008 використовується для розробки шести графічних інтерфейсів чотирьох основних блоків, які використовуються як інтерфейс між людиною (оператором) і машиною (нафтопереробне поле).

Ці графічні інтерфейси – це блок зберігання сирої нафти/графічний інтерфейс блоку попередньої обробки сирої нафти, графічний інтерфейс пристрою для перегонки, графічний інтерфейс пристрою зберігання/відправлення, графічний інтерфейс домашньої сторінки, графічний інтерфейс сигналізації та графічний інтерфейс трендів. Графічний інтерфейс перегляду сигналів нагадує нагадування, які з'являються під час роботи.

Було проведено моделювання перегінного процесу та проведено цого оптимізацію. Впровадження прийнятих рішень дозволяє знизити споживання енергії та експлуатаційних витрат понад 25%.

Ключові слова: ПРОГРАМОВАНИЙ ЛОГІЧНИЙ КОНТРОЛЕР, АВТОМАТИЗОВАНА СИСТЕМА, РЕКТИФІКАЦІЯ, ПЕРЕРОБКА НАФТИ.

## ЗМІСТ

<b>ВСТУП</b> .....	<b>6</b>
<b>1. АНАЛІТИЧНА ЧАСТИНА</b> .....	<b>7</b>
<i>1.1. Необхідність вдосконалення засобів автоматизації для підприємств нафтопереробки</i> .....	<i>7</i>
<i>1.2. Методи перегонки нафти в промисловості</i> .....	<i>8</i>
<b>2. ПРОЄКТНА ЧАСТИНА</b> .....	<b>17</b>
<i>2.1 Реалізація системи управління</i> .....	<i>17</i>
<i>2.2 Реалізація СКАДА системи</i> .....	<i>18</i>
<i>2.3. Робота блоків керування</i> .....	<i>29</i>
<b>3 СПЕЦІАЛЬНА ЧАСТИНА</b> .....	<b>35</b>
<i>3.1. Основні аспекти модернізації систем переробки нафти</i> .....	<i>35</i>
<i>3.2 Оптимізаційна модель модернізації нафтопереробних заводів</i> .....	<i>36</i>
<i>3.3. Реалізація підходу</i> .....	<i>42</i>
<b>4 БЕЗПЕКА ЖИТТЄДІЯЛЬНОСТІ, ОСНОВИ ХОРОНИ ПРАЦІ</b> .....	<b>48</b>
<i>4.1 Організація охорони праці при роботі з системою управління</i> .....	<i>48</i>
<i>4.2 Електробезпека</i> .....	<i>50</i>
<i>7.3 Розрахунок заземлення</i> .....	<i>53</i>
<b>ВИСНОВКИ</b> .....	<b>56</b>
<b>БІБЛІОГРАФІЯ</b> .....	<b>57</b>

## ВСТУП

Системи перегонки сирої нафти (СПСН) є одними з найбільших споживачів енергії в хімічній промисловості. СПСН є складними конфігураційними системами, які тісно взаємодіють із відповідними системами рекуперації тепла. При перегонці сирої нафти вона попередньо нагрівається в дві стадії перед надходженням у дистиляційну колону. Перший етап являє собою мережу теплообмінників (HEN), де нафта нагрівається до проміжної температури шляхом охолодження потоків процесу дистиляції та утилізації тепла з конденсаторів. Після цього сира нафта надходить у нагрівник для досягнення необхідної температури обробки. Чим більше палива витрачається в топку, тим більші експлуатаційні витрати.

Будь-яке тепло, отримане в процесі перегонки, зменшує споживання електроенергії в печі. Енергоефективність процесу перегонки можна підвищити, спроектувавши дистиляційну колону так, щоб створити можливості для рекуперації тепла, і проектуючи мережу теплообмінників для використання цих можливостей.

Будь-яка зміна умов роботи ректифікаційної колони змінює кількість тепла, яке можна утилізувати, і, отже, впливає на енергоефективність дистиляційної системи (тобто ректифікаційної колони та пов'язаної з нею мережі теплообмінників). Ці робочі умови включають температуру попереднього підігріву подачі нафти, коефіцієнти зворотного холодильника, перепади температури і потоки рідини, а також потоки пари для відпарювання. Наприклад, коли перепад температури на насосі зменшується, насос-насос буде працювати при вищій температурі, що створює можливості для рекуперації тепла.

## 1. АНАЛІТИЧНА ЧАСТИНА

### 1.1. Необхідність вдосконалення засобів автоматизації для підприємств нафтопереробки

Існуючі системи перегонки нафтопереробних заводів дуже енергоємні та мають складні конфігурації колон, які тісно взаємодіють із відповідною мережею теплообмінників. Розроблено підхід до оптимізації існуючих процесів перегонки нафтопереробних заводів. Платформа оптимізації включає моделі швидкого доступу, розроблені для моделювання існуючої ректифікаційної колони та модернізована модель швидкого доступу для мережі теплообмінників. Існуючий процес перегонки оптимізується шляхом зміни ключових робочих параметрів, одночасно враховуючи гідравлічні обмеження, а також дизайн і продуктивність існуючої мережі теплообмінників. Дослідження показує, що можна досягти зниження споживання енергії та експлуатаційних витрат понад 25%.

Цілі проектів модернізації нафтопереробних заводів включають зниження споживання енергії та збільшення виробничих потужностей з метою збільшення прибутку. Мети модернізації бажано досягати шляхом ефективнішого повторного використання існуючого обладнання, а не встановлення нових блоків і збільшення капіталовкладень.

При досягненні цих цілей модернізації необхідно дотримуватись існуючих обмежень обладнання, таких як гідравлічна потужність. Обидві ці цілі модернізації можуть бути досягнуті шляхом підвищення енергоефективності (і, отже, зменшення парового навантаження) колони для перегонки сирої нафти. Існуючі методи модернізації не враховують наявні дистиляційні колони одночасно з існуючими мережами теплообмінників.

Оскільки вони не враховують гідравлічні обмеження дистиляційних колон, модифіковані модернізації можуть вимагати значних капітальних вкладень. Крім того, розглядаються цілі теплоінтеграції для базового

проектування, а не деталі існуючої теплової мережі. У цій роботі представлено оптимізаційний підхід до проектування перегонних систем нафтопереробного заводу, заснований на коротких моделях для проектування ректифікаційних колон і теплообмінних мереж. Також запропоновано автоматизовану систему для контролю процесу перегонки нафти.

## 1.2. Методи перегонки нафти в промисловості

Основними продуктами фракційної перегонки є (рис. 1.1.):

- Рідкий нафтовий газ (LPG) має від 1 до 5 атомів вуглецю і температуру кипіння до 20 °С. Більшість зріджених газів - це пропан і бутан з числом атомів вуглецю 3 і 4 і температури кипіння -42 °С і -1 °С відповідно. Типове використання – побутовий та кемпінговий газ, транспортні засоби на зрідженому газі та нафтохімічна сировина.

- Нафта, або нафта повного діапазону, — це фракція з температурами кипіння від 30°С до 200°С і молекулами, які зазвичай мають число атомів вуглецю від 5 до 12. Зазвичай ця фракція становить 15–30% сирові нафти за вагою. Використовується в основному як сировина для інших процесів:

- на нафтопереробному заводі для виробництва присадок до високооктанового бензину;
- розріджувач для транспортування дуже важкої нафти;
- сировина до ланцюга нафтохімічних олефінів;
- сировина для багатьох інших хімічних речовин;
- як розчинник при очищенні.

Бензин має кількість вуглецю в основному від 4 до 12 і температури кипіння до 120°С. Його основне використання як паливо для двигунів внутрішнього згоряння. Спочатку цю фракцію можна було продавати безпосередньо як бензин для автомобілів, але сучасні двигуни вимагають більш точного складу палива, тому менше 20% бензину на насосі становить фракція сирого бензину. Щоб задовольнити попит, потрібні додаткові



джерела, а для контролю таких параметрів, як октанове число і летючість, необхідні добавки. Також можуть бути додані інші джерела, такі як біоетанол, приблизно до 5%.

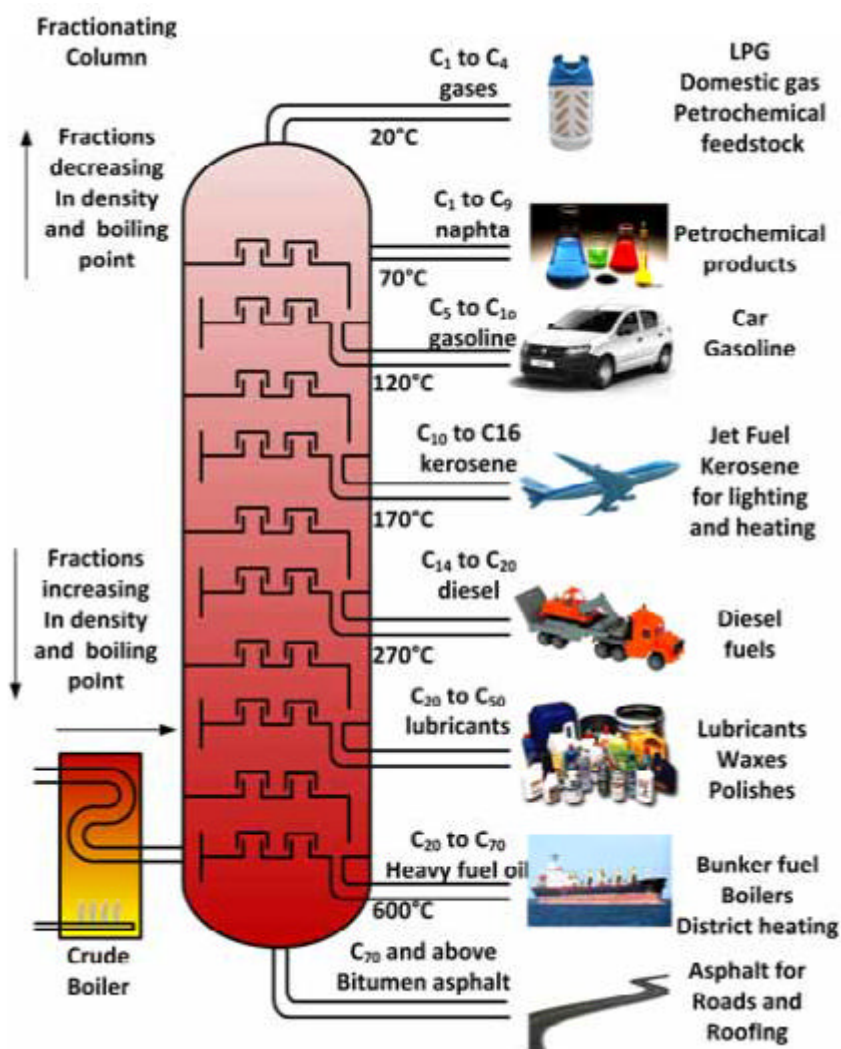


Рисунок 1.1 – Базова схема перегонки нафти.

Гас має основні числа атомів вуглецю від 10 до 16 (діапазон від 6 до 16) при температурі кипіння від 150 °С до 275 °С. Його основне використання в якості авіаційного палива, де найвідоміша суміш — Jet A-1. Також гас використовують для освітлення (парафінові лампи) та опалення.

Дизельне паливо, або нафтодизель, використовується для дизельних двигунів автомобілів, вантажівок, кораблів, поїздів і комунальних машин. Він має діапазон чисел вуглецю від 8 до 21 (в основному 16-20) і є фракцією, яка кипить від 200 °С до 350 °С.

Білі та чорні олії: вищевказані продукти часто називають білими маслами, а фракції, як правило, доступні з атмосферної дистиляційної колони. Фракція, що залишилася нижче, — чорні нафти, які необхідно додатково відокремити шляхом вакуумної перегонки через обмеження температури нагріву сирової сировини до не вище 370-380 °С. Це дозволяє легшим фракціям википати при нижчих температурах, ніж при атмосферній перегонці, уникаючи перегріву.

Мастильні масла або мастило на мінеральній основі (на відміну від синтетичних мастил) утворюють основу для змащування восків і поліролів. Вони зазвичай містять 90% сировини з числом вуглецю від 20 до 50 і а фракції кипіння при 300-600 °С. 10% присадки використовуються для контролю властивостей мастила, таких як в'язкість.

Мазути – це загальний термін, що охоплює широкий спектр палив, який також включає гас і дизельне паливо, а також мазут і бункер, який виробляється в нижньому кінці колони перед залишками бітуму та коксу. Мазут оцінюється за шкалою від 1 до 6, де 1 і 2 класи подібні до гасу та дизельного палива, 3 більше використовуються рідко. 4-6 – важке паливо, яке також називають бункером А, В і С, де В і С мають дуже високу в'язкість при нормальних температурах навколишнього середовища і вимагає попереднього нагріву приблизно до 100 °С і 120 °С відповідно, перш ніж витікає достатньо для використання в двигуні або пальнику.

Мазут 4 класу не потребує попереднього розігріву і іноді змішується з продуктами, що не відповідають вимогам, наприклад, залишками бака та поверхневою рідиною з багатофазних трубопроводів або з мазутом 2 класу для досягнення досить низької в'язкості при температурі навколишнього середовища. Мазут 6 є найнижчим сортом, його специфікація також допускає 2% води і 0,5% мінерального ґрунту і споживається майже виключно великими суднами в міжнародних водах, де забруднювачі, такі як сірка, менше регулюються.

Бітум та інші залишки, такі як кокс і смола, мають число вуглецю вище 70 і температури кипіння вище 525 °С. Кокс з низьким вмістом сірки може бути використаний для анодів у металургійній промисловості (алюміній і сталь) після обробки (випалювання).

Решта є проблемним паливом через високий вміст сірки та навіть більші викиди CO<sub>2</sub>, ніж вугілля (зазвичай на 15% вище). Бітум у вигляді асфальту, що википає вище 525 °С, використовується для покрівлі та вимощення доріг.

Асфальтобетонний тротуарний матеріал зазвичай складається з 5% асфальту/бітуму і 95% каменю, піску та гравію (заповнювачів). 6.3 Модернізація та вдосконалені процеси. Склад НПЗ відрізняється від заводу, що знаходиться вище за течією, тим, що загальна ділянка поділено на типи процесів або «блоки». Процеси нафтопереробного заводу, як правило, ліцензовані, і для будівництва та експлуатації одного з них потрібна ліцензія. Кожна ліцензія буде однаковою, але збільшена для забезпечення переробної потужності в тоннах на день. Повне пояснення цих процесів виходить за рамки цієї книги, але неповний опис наведено нижче.

На рис. 1.2 представлена більш детальна технологічна схема фактичного сучасного НПЗ. Це показує ступінь обробки, яка відбувається після початкової фракційної перегонки, для покращення виходу палива та функціональних властивостей, а також пояснення того, чому сучасний бензин на насосі містить менше 20% сирого бензину прямо з колони. Також можуть бути включені додаткові процеси, наприклад, для попередньої обробки сирової сировини, щоб мати можливість отримати нафту нижчої якості з меншою обробкою на місці виробництва.

Більшість цих реакцій відбуваються при підвищеній температурі та тиску над каталізатором, таким як платина або реній або іноді залізо, і потребують точного контролю для оптимальної пропускну здатності. Було включено кілька технологічних діаграм процесів, щоб показати складність

цих процесів у порівнянні з відносною простотою багатьох процесів на початку.

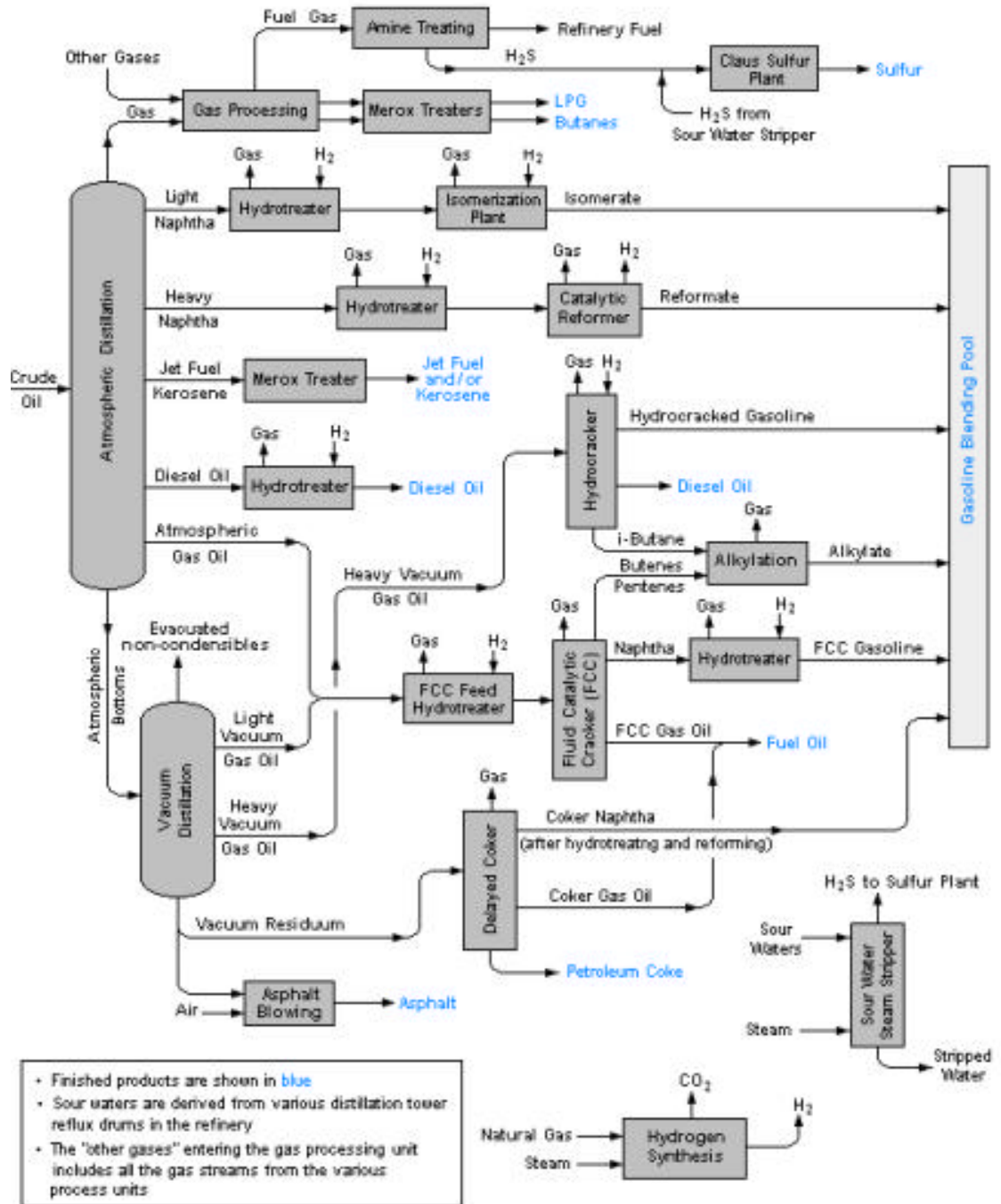


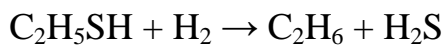
Рисунок 1.2. Блок-схема процесу нафтопереробки

Атмосферна перегонка — це вже описана установка фракційної перегонки. У реальних конструкціях він поєднується з вакуумною

перегонкою. Сиру не можна нагрівати до температури вище 370-380 °С. Його часто називають установкою для перегонки сирої нафти (CDU).

Вакуумна дистиляційна установка (VDU) додатково переганяє мазуту в мазут, залишковий бітум і кокс, щоб уникнути перегріву сирої сировини та отримати додатковий цінний продукт, який можна було б модернізувати.

Гідроочистка нафти: у вуглеводневій суміші присутні різні сполуки сірки, і якщо вони спалюються разом з іншими вуглецю, це спричинить викиди сірки. Гідроочишувач використовує водень для видалення деяких з цих сполук. Як приклад, реакція гідродесульфурації (HDS) для етантіолу може бути виражена як:



Установка каталітичного риформінгу використовується для перетворення молекул нафти (C5-C12) у риформат з вищим октановим числом (продукт риформінгу). Їх змішують із сирим бензином для отримання продукту з більш високим октановим числом. Процес створює більше ароматичних речовин (утворених кільцями вуглеводнів) шляхом дегідроциклізації або більш складних вуглеводнів з подвійними зв'язками або бічними групами шляхом дегідрування.

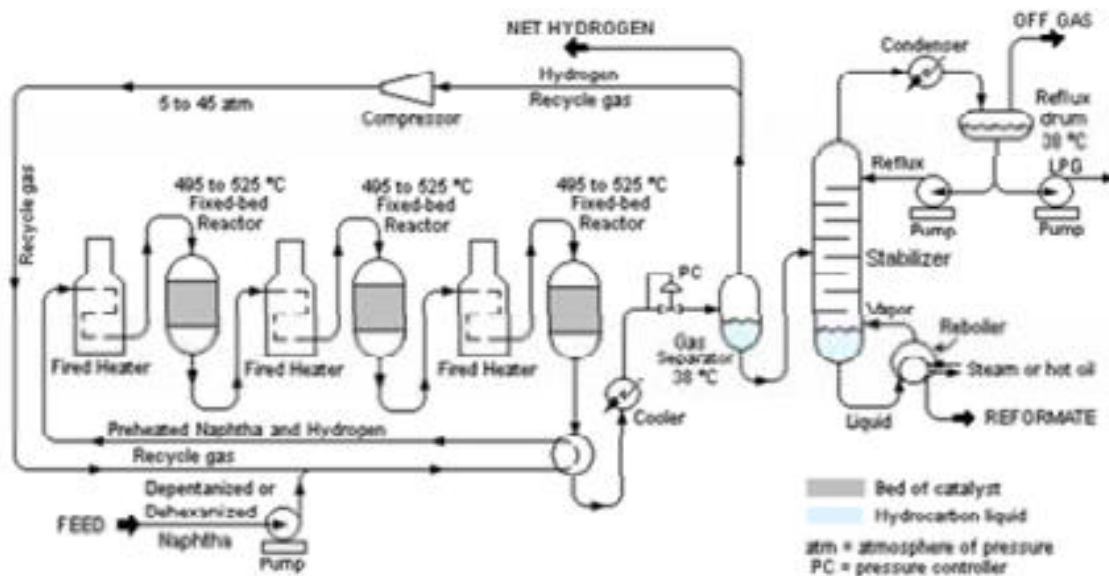


Рисунок 1.3 - Каталітичний реформер

Ці процеси виділяють водень, який відновлюється і може бути повторно використаний в гідроочистках або гідрокрекінгах.

Установки гідроочищення дистиляту десульфурують дистиляти (наприклад, дизельне паливо) після фракційної перегонки так само, як і гідроочистка нафти.

Установки рідинного каталітичного крекеру (FCC) перетворюють важкі фракції на більш легкі та цінніші продукти. Молекули з довгим ланцюгом (велике число вуглецю) розбиваються на більш короткі молекули, щоб отримати більше цінних компонентів палива. Типова конструкція використовує реактор і регенератор. Тонкий порошкоподібний пористий каталізатор із цеолітом (силікат і оксид алюмінію) псевдозріджують у парах вуглеводнів, де реакція відбувається при 535 °C і 0,172 МПа. Каталітична реакція відбувається протягом кількох секунд, після чого риформат і каталізатор відокремлюють у циклоні. Відпрацьований каталізатор потім повертається в регенератор, який нагріває його до 715 °C при 0,241 МПа і виділяє димовий газ. Потім порошок каталізатора можна використовувати повторно. Реформати надходять в ректифікаційну колону для поділу на фракції.

Установка гідрокрекінгу виконує по суті ту ж функцію, що і FCC, коли в продукті бажано більше насичених вуглеводнів. Це означає алканові вуглецеві ланцюги з одинарними зв'язками, а не подвійними або циклічними кільцями, як ароматичні, або більш складними молекулами. Для цього потрібен додатковий водень. Реакція відбувається з воднем під тиском над каталізатором. Відносна потреба ринку в дизельному паливі, гасі та бензині вплине на вибір FCC порівняно з гідрокрекінгом. У США, з більшим відносним обсягом бензину, потрібна більша потужність FCC, тоді як у Європі та Азії, з більшим споживанням дизельного палива, використовується більше гідрокрекінгу.

Установки вісбрекінгу оновлюють важкі залишкові масла шляхом термічного крекінгу в продукт меншої в'язкості, який можна змішувати в

більш легкі та цінні продукти. Вісбрекінг характеризується своєю термічною жорсткістю, яка варіюється від легкого розтріскування при 425 °С до сильного розтріскування при 500 °С. Залежно від залишкової нафти можна отримати до 15-25% легших фракцій, таких як дизельне паливо, гас і бензин. Залишок – дьоготь і кокс.

Установка Мегох обробляє LPG, гас або реактивне паливо шляхом окислення тіолів (меркаптанів) до органічних дисульфідів. Метою є зменшення сильних запахів, викликаних наявністю тіолу.

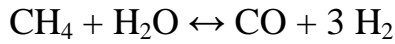
Установки коксування (відкладене коксування, текуче коксування та флексикокер), як і вісбрекер, використовують термічний крекінг дуже важких залишкових масел у бензин і дизельне паливо. Залишок є зеленим коксом, який далі переробляється на паливний кокс або, якщо вміст сірки та забруднювачів занадто низький, на анодний кокс для металургійної промисловості.

Установка алкілування виробляє високооктанові компоненти для змішування бензину. Основне використання - перетворення ізобутану ( $C_4H_{10}$ , але влаштований інакше, ніж n-бутан) до алкілатів, переважно ізооктану або ізогептану, шляхом додавання алкільної групи, такої як пропен або бутен, поверх сильнокислотного каталізатору, такого як сірчана або плавикова кислота.

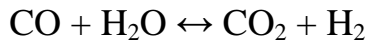
Димеризація подібна до алкілування, але використовує димерну групу замість алкільної групи. Наприклад, бутени можна димеризувати в ізооктен, який можна гідрогенізувати з утворенням ізооктану.

Ізомеризаційні одиниці перетворюють лінійні молекули в розгалужені з вищим октановим числом шляхом перегруповання тих самих атомів, розташованих іншим способом. Наприклад, n-бутан  $C_4H_{10}$  має атоми вуглецю в ланцюжку, тоді як ізобутан має центральний вуглець з одним воднем і трьома групами  $CH_3$ . Потім ізобутан можна подавати в установку алкілування.

Паровий риформінг виробляє водень для гідроочищувачів або гідрокрекінгу. Типовим є паровий риформінг метану (SMR), де пара реагує з метаном при 425 °С з нікелевим каталізатором з утворенням синтез-газу, який є джерелом багатьох різних реакцій:



Якщо потрібно більше водню, з подальшою реакцією зсуву газу з CO:



Амінна установка для очищення газу, установка Клауса та обробка хвостового газу перетворює сірководень від гідродесульфурації в елементарну сірку, яка є цінним продуктом для торгівлі.

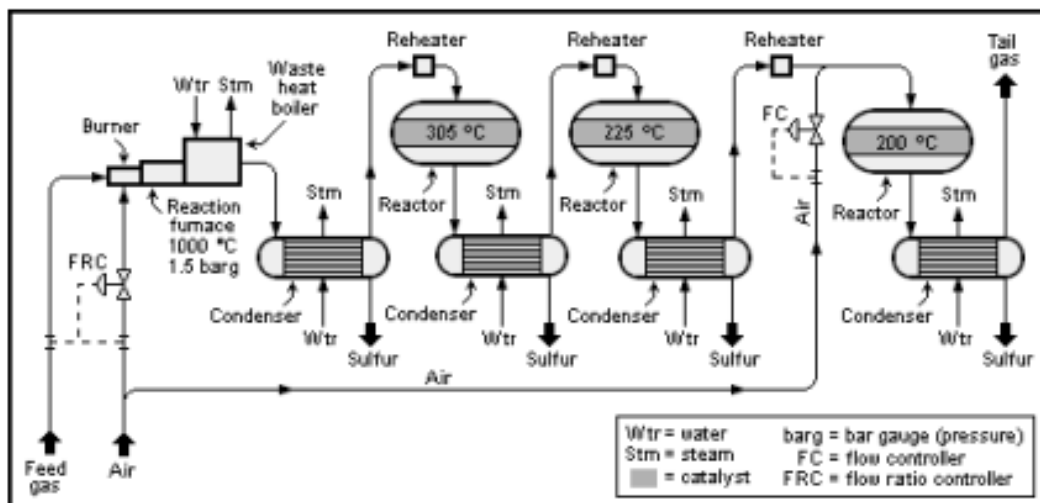
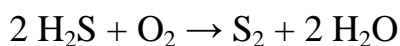


Рисунок 1.4 - Процес Клауса

Процес Клауса є найбільш поширеним із загальною реакцією:



Реактор працює при 1000°C і 0,15 МПа з трьома етапами: одним термічним і двома каталітичним для підвищення виходу.

Використовуючи ці процеси, сучасний нафтопереробний завод може підвищити вихід основного бензину залежно від якості сирової сировини з 10-40% приблизно до 70%.



## 2. ПРОЄКТНА ЧАСТИНА

### 2.1 Реалізація системи управління

Система диспетчерського контролю та збору даних (SCADA)/система програмованого логічного керування (PLC) завжди використовується для управління невеликими промисловими підприємствами, такими як станції очищення води; електростанції та зрошувальні системи. Нафто- та газопереробні заводи зазвичай покладаються на розподілену систему керування (DCS), щоб забезпечити всі функції керування процесами та обладнанням. У цьому розділі приведено реалізацію системи SCADA/PLC для управління всім нафтопереробним заводом замість звичайного керування через DCS. Представлено проектування та конкретний метод реалізації реальної системи SCADA/PLC в процесі нафтопереробки.

Він складається з чотирьох основних блоків:

- блок зберігання сирої нафти;
- блок попередньої обробки сирої нафти;
- установка перегонки;
- блок зберігання/відвантаження продуктів.

Вихідними продуктами процесу переробки сирої нафти є зріджений нафтовий газ (LPG), нафта, бензин, гас та дизельне паливо, які широко використовуються в нашому повсякденному житті. Причина використання підключення багатоточкового інтерфейсу/децентралізованої периферії (MPI/DP) в головному контурі керування замість підключення Ethernet полягає в тому, що швидкість MPI/DP становить 185 кбіт/с, а швидкість підключення Ethernet становить 10/100 кбіт/с, що збільшує швидкість передачі даних. через систему.

Для вимірювання рівнів у процесі переробки сирої нафти використовуються вимірювальні датчики рівня та автоматичні сервоприводи

для вимірювання рівня. Також для вимірювання витрати використовуються датчики диференціального тиску.

Для контролю температури використовуються датчики температури з термопарними елементами. Побудова високостабільної та надійної системи SCADA/PLC замість DCS має реалізувати автоматичне керування та контроль процесу нафтопереробки, щоб уникнути втрати робочої сили, фізичних ресурсів, а також підвищити безпеку працівників.

## **2.2 Реалізація СКАДА системи**

Нафтопереробна промисловість надзвичайно важлива, оскільки продукти, що виробляються на НПЗ, такі як LPG, нафта, бензин, гас і дизельне паливо, мають широке застосування в нашому повсякденному житті. Багато дослідників вивчали використання системи SCADA/PLC в роботі котлів, опріснювальних установок та очисних спорудах. Екрани SCADA, які підключені до програмованого логічного контролера (PLC) за допомогою кабелів зв'язку, використовуються для моніторингу роботи котла, зосереджуючись на температурі, рівні, тиску та контролі потоку

Багатоступінчаста установка для опріснення розсолу (BR). керується SCADA та відповідним інтерфейсом «людина-машина» (HMI). Установка складається з восьми основних циклів з великою кількістю вхідних і вихідних сигналів, підключених до контролера S7-300 PLC Siemens, а також підключених до системи SCADA на основі програмного забезпечення (WINCC) для моніторингу системи [2].

Промислові стічні води мають вирішальне значення для підтримки здоров'я населення, чистого та безпечного навколишнього середовища. Застосування рішень SCADA позитивно впливає на експлуатацію, технічне обслуговування, розвиток процесів та економію на очисних спорудах. Програмне забезпечення SCADA реалізовано на станції очищення стічних вод з інтерфейсом до апаратного забезпечення для створення всеосяжного

середовища керування додатками в режимі реального часу для сучасної експлуатації стічних вод [3].

У роботі використано цифровий контролер ПІД типу (PID) на основі каскадної системи керування та його експериментальне дослідження в режимі емуляції за допомогою трьох різних сценаріїв тестування, а саме:

- керуюча дія через SCADA;
- керуюча дія за допомогою ПЛК;
- взаємодія ПЛК із сервером NI-OPC.

Було використано ПЛК Micrologix-1200 і SCADA RSVIEW-32 з програмним забезпеченням для зв'язку RSLinx. Контур управління SCADA/PLC був реалізований з такими функціональними можливостями, як аналіз даних у реальному часі, модифікація заданих точок, автоматичне формування звітів та інтеграція даних з MS-Excel та MS-Access. Покращення аналізу даних проекту ефективно здійснюється завдяки інтеграції PLC з Lab View. Отримані результати довели, що звичайну систему керування можна значно розширити за допомогою PLC, а також сервера NI-OPC

Для того, щоб автоматизувати нафтопереробний завод і мінімізувати людське втручання, існує потреба в розробці системи SCADA, яка контролює станцію та допомагає зменшити помилки, спричинені людьми. У той час як SCADA відстежує систему, PLC використовується для внутрішнього зберігання інструкцій для реалізації таких функцій, як логіка, послідовність, хронометраж, підрахунок та арифметика, щоб керувати різними типами машинних процесів через цифрові та аналогові модулі введення/виводу.

SCADA відноситься до комбінації телеметрії та збору даних. Вона включає збір інформації через віддалений термінальний блок (RTU), ПЛК та інтелектуальні електронні пристрої (IED) і передачу її назад на центральний сайт для виконання будь-якого необхідного аналізу та контролю, а потім відображення цієї інформації на екранах оператора.

Три найважливіші частини системи SCADA – це головна станція, віддалені термінали (RTU, PLC та IED) та комунікація між ними.

У цій роботі SIMATIC WinCC flexible 2008 використовується для реалізації графічного інтерфейсу нафтопереробних установок. ПЛК SIMATIC S7-200 використовується для зв'язку між приладами вводу виводу.

Інтерфейсом між WinCC flexible і станцією ПЛК є MPI/DP. Швидкість передачі даних пристрою HMI становить 9600 бод, а профіль мережі — інтерфейс «точка-точка» (PPI).

Причина використання з'єднання MPI/DP в головному контурі керування замість з'єднання Ethernet полягає в тому, що швидкість MPI/DP становить 185 кбіт/с, а швидкість з'єднання Ethernet становить 10/100 кбіт/с, що збільшує швидкість передачі даних між компонентами системи. і система SCADA.

Як пояснювалося раніше, процес нафтопереробки складається з чотирьох основних блоків: блок зберігання сирої нафти, блок попередньої обробки сирої нафти, блок дистиляції та блок зберігання/відправлення продуктів. У цій статті три графічні інтерфейси SCADA розроблені для моніторингу та керування процесами нафтопереробного газу.

Блок зберігання сирої нафти/блок попередньої обробки сирої нафти SCADA GUI складається з:

- Живильного насоса (P-01) з повзунком зі змінною швидкістю. Датчики витрати диференціального тиску (FT-01 і 02) з вихідним сигналом 4–20 мА. Його обмежуючим проточним елементом є діафрагма з діапазоном перепаду тиску від 0 до 2500 мм Н<sub>2</sub>О (FT-01 і 02) мають діапазон витрат від 0 до 460 м<sup>3</sup>/год, де 0 м<sup>3</sup>/год - це витрата, коли насос вимкнено, а 460 м<sup>3</sup>/год - це витрата, коли насос працює на максимумі швидкості. Він має вихідне поле, щоб його показання були у відсотках потоку.
- Клапан з двигуном (MOV-01) на вході в бак (ТК-01).
- Резервуар для зберігання сирої нафти (ТК-01) з резервуаром з плаваючим рівнем, вибраним для мінімізації втрат на випаровування та мінімізації ризику пожежі та вибуху зі складу, що зберігається. Його місткість становить 39 750 м<sup>3</sup>.

- Автоматичний датчик рівня сервоприводу (LT-01), який використовується для вимірювання рівня рідини в резервуарах завдяки своїй високій точності. Площа накопичувального бака дуже велика, і дуже мала похибка у вимірюванні рівня рідини призведе до великої похибки у вимірюванні об'єму рідини.
  - Клапан з двигуном (MOV-02) на виході з бака (TK-01).
  - Насос (P-02), який скидає сирю нафту з резервуара (TK-01) і подає її в посудину (V-01) за допомогою повзунка зі змінною швидкістю.
  - Посудина для сепарації нафти/води (V-01).
  - Датчик рівня витискувача (LT-02), який вимірює рівень сирої нафти в посудині (V-01).
  - Вибійний датчик рівня (LDT-03), який вимірює рівень межі води/сирої нафти в відстійнику води (V-01).
  - Насос (P-03) відкачує кислу воду з відстійника води (V-01) і подає її в установку очищення стічних вод.

На рис. 2.1 зображено блок зберігання сирої нафти/графічний інтерфейс блоку попередньої обробки сирої нафти, коли (P-01) знаходиться в робочому режимі. Кнопка (P-01) і зелена індикація показують, що вона знаходиться в режимі роботи, а кнопки (P-02 і 03) і їх червона індикація показують, що вони знаходяться в режимі зупинки. Повзунки змінної швидкості (P-01 і 02) активуються лише тоді, коли насоси знаходяться в режимі роботи. Синя індикація (TK-01) показує, що в ній є рівень сирої нафти. Зелена індикація лінії показує, що рідина потікає, а червона вказує, що її немає. Зелена індикація (MOV-01) показує, що вона повністю відкрита, а червона індикація (MOV-02) показує, що вона повністю закрита. Кнопки «Дистиляція» та «Домашня сторінка» призначені для навігації між екранами. Показання (FT-01) показують, що швидкість потоку сирої нафти до (TK-01) становить 58%, а (FT-02) становить 0%.

На рис. 2.2 показано блок зберігання сирої нафти/графічний інтерфейс блоку попередньої обробки сирої нафти, коли (P-01, 02 і 03) перебувають у режимі роботи, і є спливаюче вікно сигналізації, яке показує, що рівень сирої нафти в (V-01) високий, і синя індикація (V-01) підтверджує тривогу.

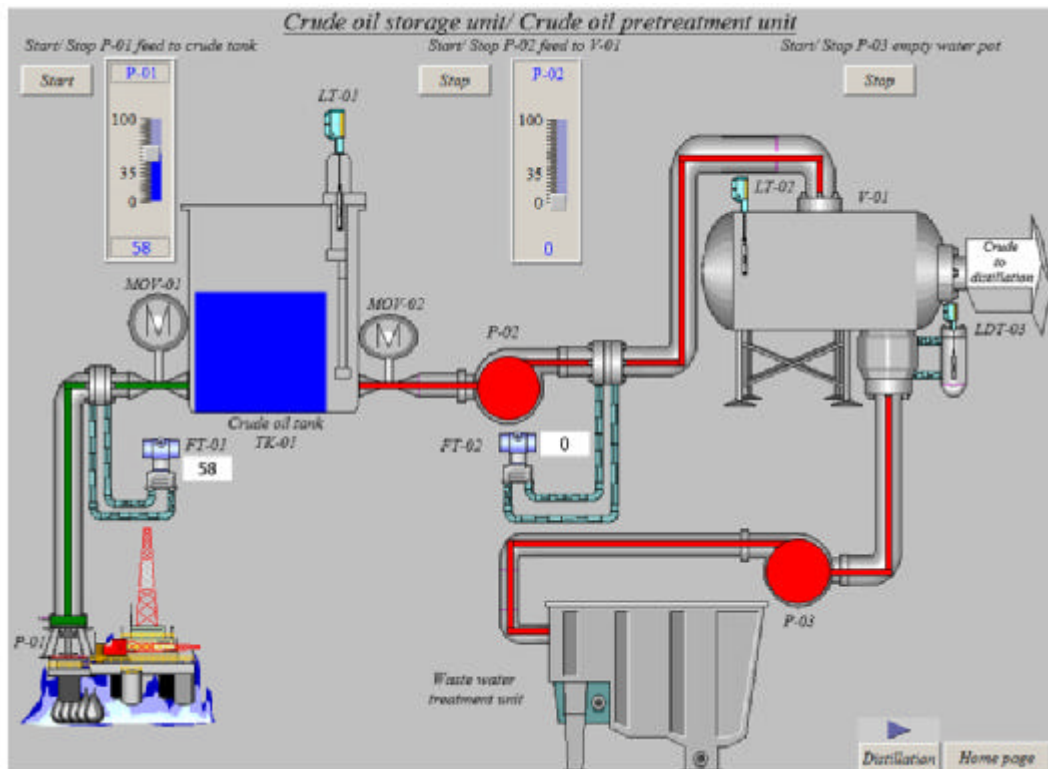


Рисунок 2.1 - Блок зберігання сирої нафти / блок попередньої обробки сирої нафти GUI.

Дистиляційна установка SCADA GUI складається з наступних компонентів:

- Насос (P-04), який відкачує сирі нафту з (V-01) на установці попередньої обробки сирої нафти та подає її до (E-01), (H-01) і (T-01) на установці перегонки з повзунком зі змінною швидкістю.
- Теплообмінник (E-01).
- Датчики витрати диференціального тиску (FT-03A/B), які вимірюють швидкість потоку сирої нафти до та від (H-01). У них є вихідне поле, щоб показати свої показання у відсотковому потоці.

- Клапан регулювання потоку (FV-03), який контролює швидкість потоку сирої нафти в дистиляційній установці. Він має поле виведення, щоб показати його відсоток відкриття.
- Перегінна вежа (T-01).
- Датчики температури з елементами температури термопар (ТТ-01, 02, 03, 04, 05, 06, 07). Термоелемент термопар використовується замість датчика температури опору (RTD), оскільки він здатний вимірювати більш широкий діапазон температур.

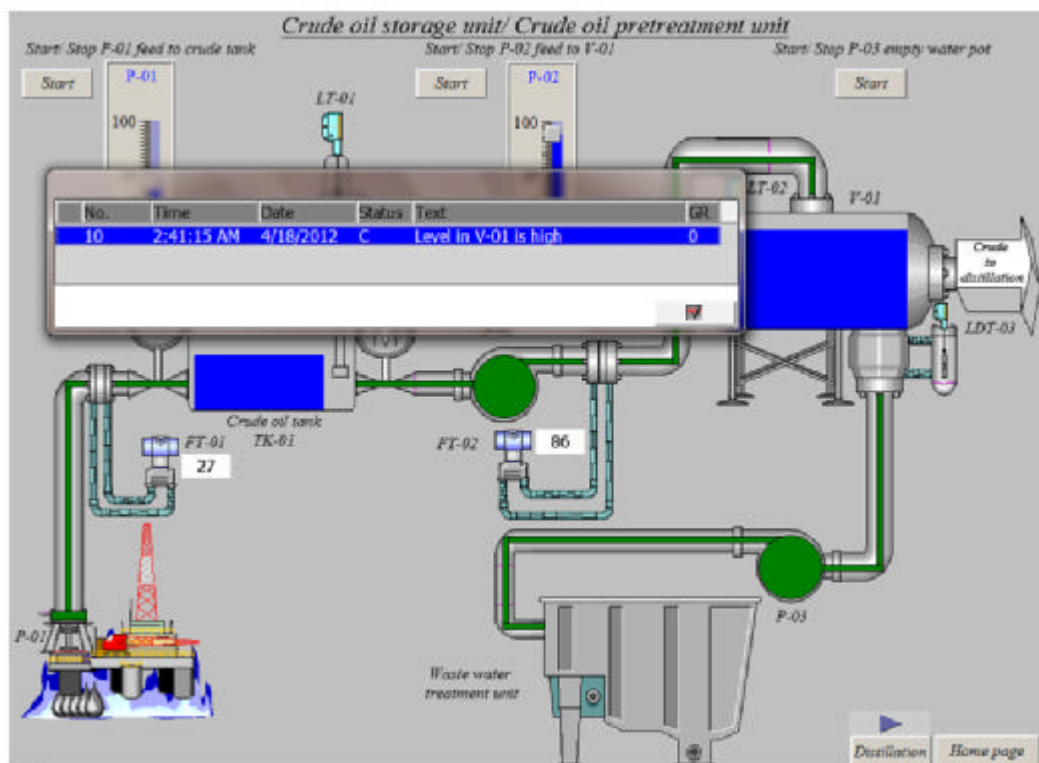


Рисунок 2.2 - Графічний інтерфейс блоку зберігання сирої нафти/блоку попередньої обробки сирої нафти зі спливаючим екраном сигналізації.

На рис. 2.3 показано графічний інтерфейс дистиляційної установки, коли (P-04) знаходиться в режимі зупинки.

Кнопка (P-04) і червона індикація показують, що він знаходиться в режимі зупинки. Червона індикація лінії та показання 0% (FT-03A/B) показують, що в приладі немає потоку.

Показання семи датчиків температури (ТТ-01, 02, 03, 04, 05, 06 і 07) становлять 27 °С, оскільки нафта не протікає.

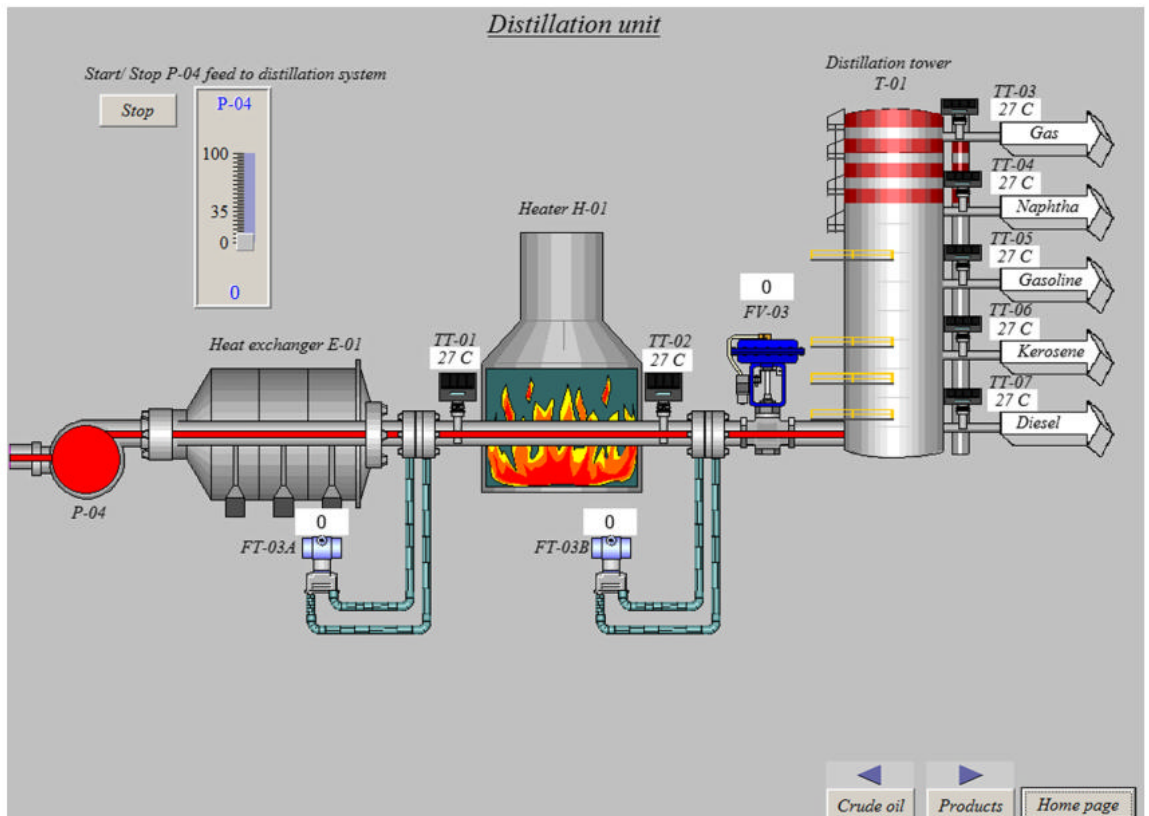


Рисунок 2.3 - Перегінний блок GUI, коли (P-04) знаходиться в режимі зупинки.

На рис. 2.4 показаний графічний інтерфейс дистиляційної установки, коли (P-04) знаходиться в режимі роботи. (P-04) перебуває в режимі роботи, і його повзунок змінної швидкості активний.

Випарений стан сирової нафти показано всередині (T-01).

(FV-03) індикатор показує, що вона відкрита на 75%.

(ТТ-01) вимірює температуру вихідної сирової нафти з (E-01), яка становить 300 °С.

(ТТ-02) вимірює температуру вихідної сирової нафти з (H-01), яка становить 700 °С.

(ТТ-03) вимірює температуру газу на виході з (T-01), яка становить 30 °С.



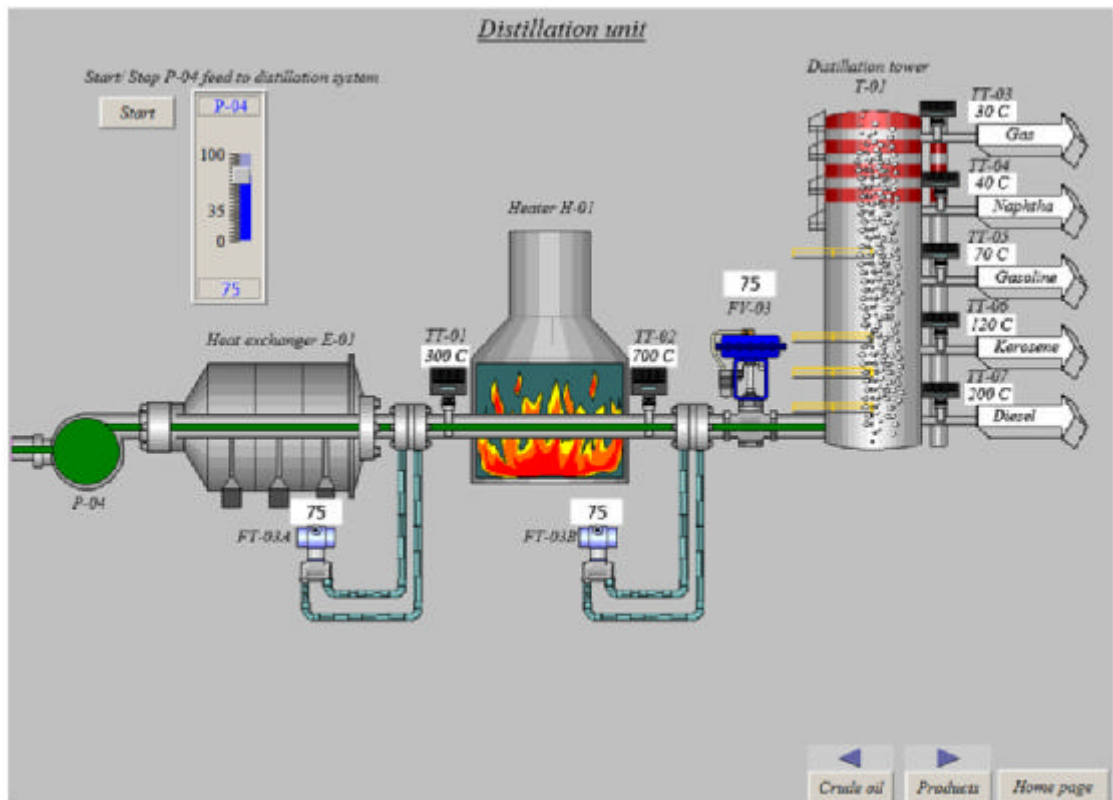


Рисунок 2.4 - Перегінний блок GUI, коли (P-04) знаходиться в режимі роботи.

(ТТ-04) вимірює температуру виходу нафти з (Т-01), яка становить 40 °C.

(ТТ-05) вимірює температуру виходу бензину з (Т-01), який становить 70 °C.

(ТТ-06) вимірює температуру виходу гасу з (Т-01), яка становить 120 °C.

(ТТ-07) вимірює температуру дизельного палива вихід з (Т-01), що становить 200 °C.

Блок зберігання/відправлення продуктів SCADA GUI складається з:

- Насосів (P-05, 06, 07, 08 і 09) для скидання LPG, нафти, бензину, гасу та дизельного палива відповідно з дистиляційної вежі (Т-01) на перегінну установку та подати їх у свої резервуари для зберігання/відправлення продуктів.

- Резервуар для зберігання зрідженого газу (ТК-02), який є сферичним резервуаром. Його ємність становить 2400 м<sup>3</sup>.
- Резервуари для зберігання нафти, бензину, гасу та дизельного палива (ТК-03, 04, 05 та 06), які є резервуарами зі стаціонарним рівнем.
- Ручки завантаження нафти, бензину, гасу та дизельного палива (LA-01, 02, 03 і 04) з полем введення для кожного.

На рис. 2.5 показано графічний інтерфейс пристрою зберігання/відправлення товару, коли він знаходиться в режимі зупинки.

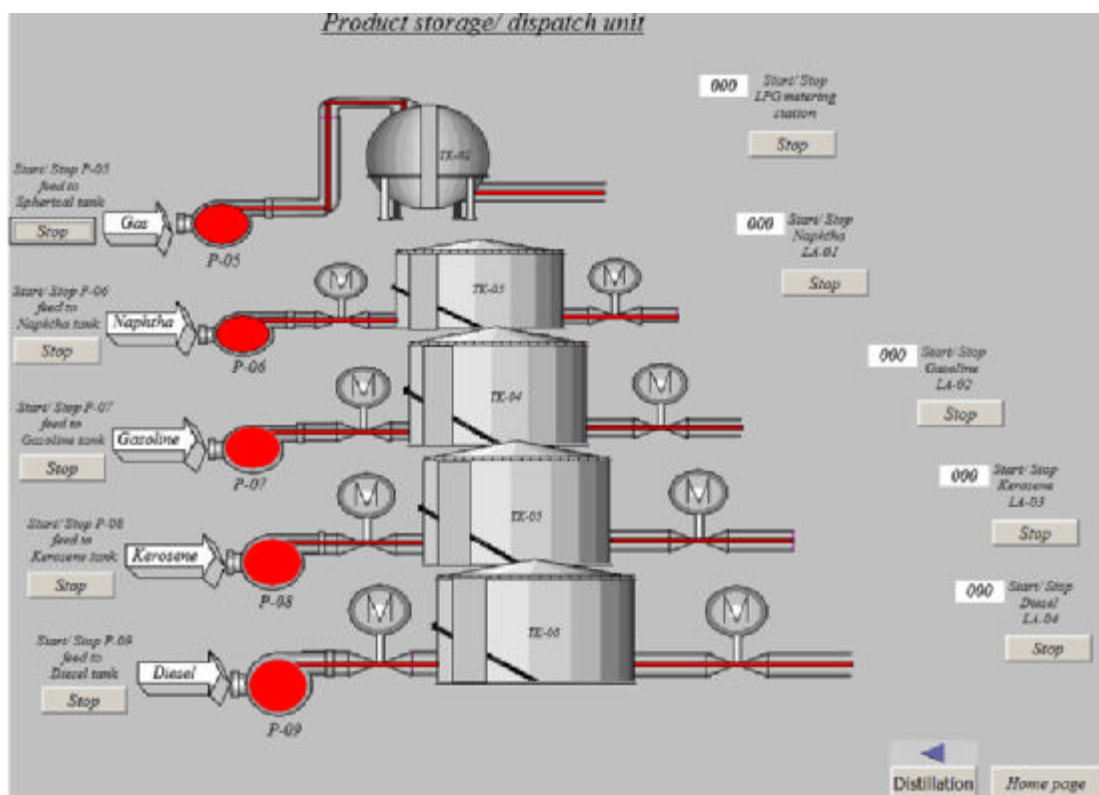


Рисунок 2.5 - Графічний інтерфейс пристрою зберігання/відправлення продуктів виробництва, коли він знаходиться в режимі зупинки.

Кнопки (P-05, 06, 07, 08 і 09) і їх червона індикація показують, що вони знаходяться в режимі зупинки. Кнопка вимірювальної станції LPG і нульове значення поля введення показують, що він знаходиться в режимі зупинки. Кнопки (LA-01, 02, 03 і 04) і нульове значення їх полів введення показують, що вони знаходяться в режимі зупинки.

На рис. 2.6 показано графічний інтерфейс пристрою зберігання/відправлення товару, коли він знаходиться в режимі роботи.

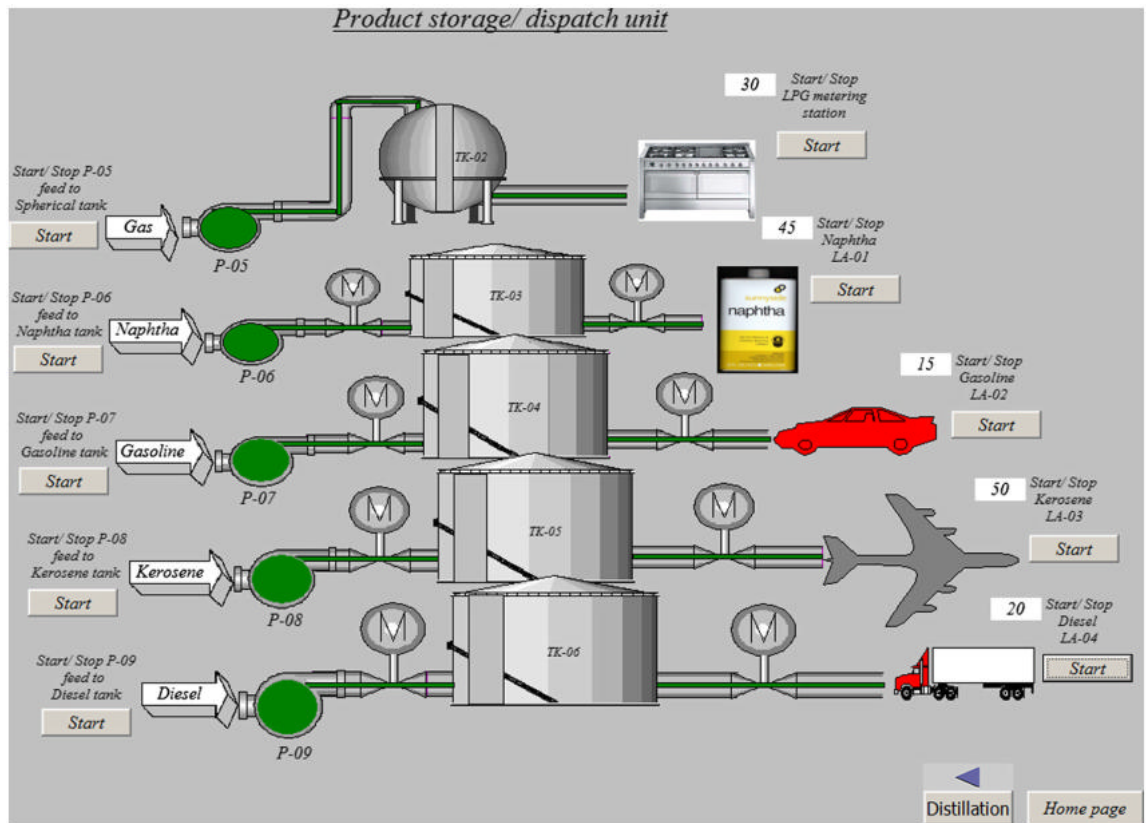


Рисунок 2.6 - Графічний інтерфейс пристрою зберігання/відправлення продукту, коли він знаходиться в режимі роботи.

Кнопки (P-05, 06, 07, 08 і 09) і їх зелена індикація показують, що вони знаходяться в режимі роботи. Кнопка на станції виміру LPG і зовнішній вигляд зображення показують, що він знаходиться в режимі роботи. Кнопки (LA-01, 02, 03 і 04) і зовнішній вигляд їхніх зображень показують, що вони знаходяться в режимі роботи. Пов'язані зображення станції виміру зрідженого газу та завантажувальних рукавів показують, де використовуються ці продукти. Розроблено три додаткові графічні інтерфейси. Це графічний інтерфейс домашньої сторінки; графічний інтерфейс сигналізації та графічний інтерфейс трендів.

На рис. 2.7 показано графічний інтерфейс домашньої сторінки зі схемою послідовності операцій.

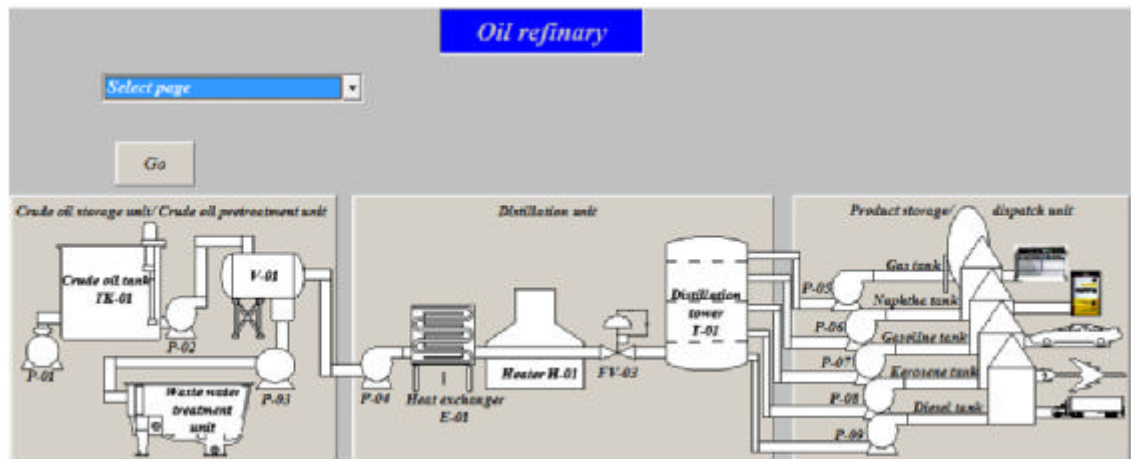


Рисунок 2.7 - Домашня сторінка GUI зі схемою послідовності операцій

Символічне поле введення/виводу «Select Page» використовується для вибору сторінки зі спадного списку. Ця символічна дія поля введення/виводу активується після натискання кнопки «Go». Схема послідовності операцій представлена на домашній сторінці. Для швидкої навігації використовуються кнопки «Блок зберігання сирої нафти/блок попередньої обробки сирої нафти», «Блок перегонки» та «Блок зберігання продуктів/диспетчерський блок».

На рис. 2.8 показано графічний інтерфейс попередження тривоги, який представляє тривоги, які з'являються під час роботи, а на рис. 2.9 показано розроблений графічний інтерфейс для (FT-01) і (FT-02) трендів у відсотковому витраті під час роботи.

No.	Time	Date	Status	Text	GR
10	3:11:50 AM	4/18/2012	CA	Level in V-01 is high	0
6	3:11:36 AM	4/18/2012	CA	Level in crude tank is low	0

Рисунок 2.8 – Вікно аналізу тривог

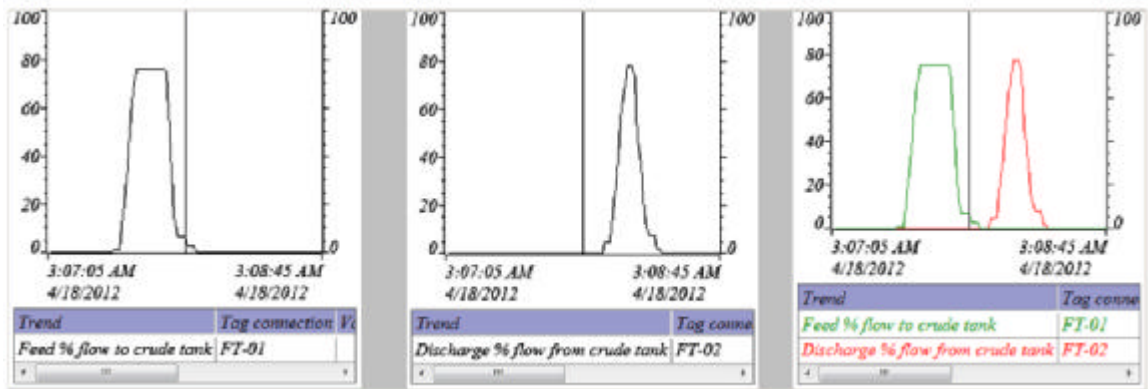


Рисунок 2.9 – Тренди (FT-01) і (FT-02).

На рис. 2.10 показано розроблений графічний інтерфейс для (LT-01) і (LT-02) трендів у відсотковому рівні під час роботи.

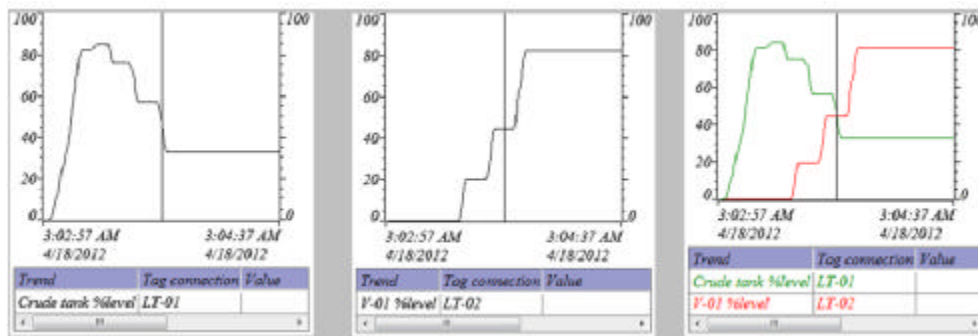


Рисунок 2.10 – тренди (LT-01) і (LT-02).

### 2.3. Робота блоків керування

Блок зберігання сирої нафти.

Клапан з двигуном (MOV-01) відкривається, і насос (P-01) всмоктує сиру нафту та подає її в (ТК-01). Датчик витрати диференціального тиску (FT-01) вимірює витрату сирої нафти до (ТК-01). Автоматичний датчик рівня сервоприводу (LT-01) вимірює рівень сирої нафти в (ТК-01). Логічна сигналізація високого рівня з (LT-01) зчитування (LAN-01) використовується для попередження оператора панелі про високий рівень (ТК-01), щоб вжити необхідних заходів, щоб уникнути переповнення (ТК-01).

Ця дія може зменшити швидкість живильного насоса (P-01) або збільшити швидкість нагнітального насоса (P-02). Логічна сигналізація високого рівня від зчитування (LT-01) (ЛАНН-01) зупиняється (P-01) і закривається (MOV-01) автоматично без втручання оператора панелі. Це дія аварійного відключення. (ЛАН-01) і (ЛАНН-01) – це два логічні сигнали тривоги, що впливають із зчитування (LT-01), але (ЛАН-01) має відсотковий рівень менше, ніж (ЛАНН-01), і вони виникають у різний час. (ЛАН-01) є лише сигналом тривоги для оператора панелі, тоді як (ЛАНН-01) — для дії аварійного вимкнення.

Установка попередньої обробки сирої нафти.

Сиру нафту рідко виробляють окремо, оскільки її зазвичай змішують з водою. Вода створює кілька проблем і зазвичай збільшує собівартість одиниці видобутку нафти. Воду необхідно відокремити від масла, очистити та утилізувати належним чином. Вода з нафтових пластів зазвичай містить багато іонів. Іони натрію та хлориду зазвичай присутні у високих концентраціях, тоді як інші іони присутні в широкому діапазоні кількостей. На межі розділу ці іони можуть хімічно реагувати з гідрофільними групами з утворенням нерозчинних солей, які викликають корозію обладнання. Розділення нафти/води зазвичай базується на гравітаційному розділенні. Оскільки вода має більшу щільність ( $1000 \text{ кг/м}^3$ ), ніж щільність сирої нафти ( $886 \text{ кг/м}^3$ ), краплі води мають тенденцію осідати.

Для цього процесу використовується посудина (V-01), а для збору відстояної води – ємність для води.

Клапан з двигуном (MOV-02) відкривається, і насос (P-02) відсмоктує сиру нафту з (ТК-01) і подає її в резервуар масло-водовідділювача (V-01). Логічна сигналізація низького рівня з (LT-01) зчитування (LAL-01) використовується для попередження оператора панелі про низький рівень в (ТК-01). Логічна сигналізація низького-низького рівня з (LT-01) зчитування (LALL-01) зупиняється (P-02) і замикається (MOV-02) так само, як (ЛАН-01) і (ЛАНН-01).

Датчик витрати диференціального тиску (FT-02) вимірює витрату сирої нафти до (V-01). Вимірник рівня (LT-02) вимірює рівень сирої нафти в (V-01). Логічний сигнал тривоги високого рівня з (LT-02) зчитування (LAN-02) використовується для попередження оператора панелі про високий рівень в (V-01). Логічна сигналізація високого рівня з (LT-02) зчитування (LANH-02) зупиняється (P-02) і замикається (MOV-02).

Вибійний датчик рівня (LDT-03) вимірює рівень межі води/сирої нафти в відстійнику води (V-01). Сигнали логічного рівня (LANH-03 і LALL-03) від (LDT-03) зчитують автоматичний запуск/зупинка (P-03), який відсмоктує воду з відстійника (V-01) і подає її в стічні води лікувальний блок. 11 описує послідовність автоматичного запуску/зупинки (P-03).

Кількість води в сирій нафті дуже низька, тому наповнення відстійника водою займає тривалий час, що робить цикл автоматичного запуску/зупинки (P-03) стабільним.

Дистиляційна установка.

Сира нафта є кінцевим продуктом. Це було б просто низькосортне паливо, яке намагалося б утвердитися проти вугілля. Багато сполук у сирій нафті можна розділити на групи, які мають характеристики, які роблять їх значно ціннішими за всю сирю нафту. Перегонка — це процес поділу, який вимагає розпізнавання та використання відмінностей. Багато продуктів можна розділити, виявивши різницю у фізичній властивості. Перегонка сирої нафти – це процес, у якому теплота використовується для поділу суміші вуглеводнів на два або більше відносно чистих продуктів (або фракцій) за різницею їх відповідних температур кипіння або діапазонів кипіння. Коли суміш вуглеводнів нагрівається, легкими компонентами є спочатку закип'ятити і перейти в пароподібний стан.

Ці пари охолоджуються і конденсуються, утворюючи фракцію. Таким чином, метою перегонки сирої нафти є насамперед поділ нафти на декілька дистилятних фракцій з певним інтервалом кипіння.

Насос (P-04) відсмоктує знесолену сиру нафту з (V-01) і подає її в (E-01), щоб підвищити її температуру приблизно до 300° перед завантаженням в (H-01).

Цей нагрівач підвищує температуру сирої нафти приблизно до 700°, яка необхідна для роботи дистиляційної установки. (FV-03) контрольна подача подається в дистиляційну колону. Більшість легких фракцій негайно випаровуються або спалахують і починають підніматися вгору на вежу. Ці пари охолоджуються і конденсуються, утворюючи фракції. LPG конденсується приблизно при 30°, нафта конденсується приблизно при 40 С, бензин конденсується приблизно при 70 С, а гас конденсується приблизно при 120 С, тоді як дизельне паливо конденсується приблизно при 200°. Логічний сигнал низького рівня від (LT-02) зчитування (LAL - 02) використовується для попередження оператора панелі про низький рівень в (V-01). Логічна сигналізація низького-низького рівня від (LT-02) зчитування (LALL-02) припиняється (P-04).

Блок зберігання/відвантаження продуктів.

Насос (P-05, 06, 07, 08 і 09) відкачує зріджений газ, нафту, бензин, гас та дизельне паливо відповідно з ректифікаційної вежі (Т-01) на дистиляційній установці та подає їх до їх резервуари для зберігання/відправлення продукції. Вимірювальна станція LPG використовується для вимірювання обсягу газу, що передається з регіонів виробництва в регіони споживання. Нафта, бензин, гас і дизельне паливо (ЛА-01, 02, 03 і 04) використовуються для передачі продукції від систем трубопроводів до регіонів споживання. ЗВГ використовується як паливо для приготування їжі.

Нафта використовується в основному для виробництва високооктанового бензину, а також як розчинник для очищення. Бензин в основному використовується як паливо в двигунах автомобілів внутрішнього згорання. Гас широко використовується для живлення реактивних літаків, літаків. Дизельне паливо в основному використовується як паливо для



дизельних двигунів як механічних автомобільних двигунів і двигунів електрогенераторів.

У роботі представлена реальна система управління процесом нафтопереробки SCADA, призначена для моніторингу та управління всіма процесами системи замість звичайного керування через DCS.

Процес нафтопереробки складається з чотирьох основних блоків: установка зберігання сирої нафти, установка попередньої обробки сирої нафти, установка дистиляції та установка зберігання/відвантаження продуктів. SIMATIC WinCC flexible 2008 використовується для розробки шести графічних інтерфейсів чотирьох основних блоків, які використовуються як інтерфейс між людиною (оператором) і машиною (нафтопереробне поле).

Ці графічні інтерфейси – це блок зберігання сирої нафти/графічний інтерфейс блоку попередньої обробки сирої нафти, графічний інтерфейс пристрою для перегонки, графічний інтерфейс пристрою зберігання/відправлення, графічний інтерфейс домашньої сторінки, графічний інтерфейс сигналізації та графічний інтерфейс тенденцій. Графічний інтерфейс перегляду сигналів нагадує нагадування, які з'являються під час роботи.

Графічний інтерфейс графічного інтерфейсу тенденцій показує показання передавачів диференціального тиску (FT-01), які відповідають за вимірювання витрати сирої нафти в резервуар (TK-01), і (FT-02), які вимірюють швидкість потоку сирої нафти в судно (V-01) у відсотковому потоці. Він також показує показання автоматичного передавача рівня сирої нафти (LT-01), який вимірює рівень сирої нафти в резервуарі (TK-01), і датчика рівня витісня (LT-02), який вимірює рівень сирої нафти в посудині (V-01) у відсотковому рівні.

Найважливішими перевагами використання системи SCADA є моніторинг і контроль процесу переробки нафти протягом усього часу, скорочення часу роботи та підвищення безпеки працівників. Перш ніж

використовувати систему SCADA/PLC для управління нафто- і газовими заводами, дотепер для керування нею використовували DCS. Перевага використання системи SCADA/PLC полягає в тому, що час сканування, що означає моніторинг системи, виявлення проблем і виконання дій, набагато швидше, ніж DCS. DCS, як правило, дорожчий і використовує власне обладнання та програмне забезпечення.

Система SCADA може записувати та зберігати дуже великий обсяг даних. Екрани SCADA є більш реалістичними, ніж екрани DCS для користувача, і оператор може контролювати процес заводу з будь-якого місця по всьому світу.

## 3 СПЕЦІАЛЬНА ЧАСТИНА

### 3.1. Основні аспекти модернізації систем переробки нафти

Модернізація дистиляційних систем НПЗ досліджувалася рядом дослідників. Ранні дослідження були зосереджені на пропонуванні модифікацій дистиляційної колони та мережі теплообмінників, щоб зменшити споживання енергії. Зіттіг [1] запропонував для підвищення ефективності дистиляційної системи встановити нові внутрішні пристрої з більшою ефективністю та рекомендував використовувати проміжні ребойлери. Беннон і Марпл [2] запропонували інші модифікації колони, такі як установка насосів. Додавання барабанів попереднього спалаху та колон попереднього фракціонування може заощадити енергію [3], а також додавання насосів і зниження робочого тиску [4].

Принципами пінч-аналізу керувалися багато дослідників [напр. 5-7] для визначення модифікацій ректифікаційних колон для зниження споживання енергії та підвищення продуктивності системи. Лібманн [8] запропонував двоетапний підхід для підвищення продуктивності дистиляційної колони нафтопереробного заводу, заснований на висновках, отриманих з аналізу пінч. Багаєвич [9] запропонував підхід до оптимізації існуючих ректифікаційних колон на НПЗ, заснований на принципах пінч-аналізу та суворого моделювання на основі моделі. Суфаніт [10] розробив комплексний підхід до проектування системи перегонки сирої нафти. Він використовував моделі швидкої дистиляції, аналіз щіпки та систему оптимізації, щоб створити енергоефективні конструкції низових колон. Це був перший метод, який систематично дозволив використовувати ступені свободи в конструкції колони, щоб максимізувати енергоефективність процесу перегонки на нафтопереробному заводі.

Попередні підходи не розглядали існуючу дистиляційну колону з деталями її існуючої мережі теплообмінників одночасно. Більшість методів пропонували модифікації колони, які могли б потребувати капітальних вкладень без ефективного повторного використання існуючого обладнання для перегонки. Практичні обмеження, такі як гідравлічні обмеження існуючої дистиляційної колони, не були враховані.

Це може призвести до нездійснених проєктів. Крім того, хоча цілі інтеграції тепла, отримані в результаті аналізу, були враховані, деталі системи рекуперації тепла не були достатньо вивчені. Багато підходів використовують жорстке моделювання, що призводить до проблем конвергенції, а також вимагає багато часу. Нарешті, методи, розроблені для базового проєктування, не можуть бути застосовані безпосередньо до модернізації дистиляційних колон НПЗ.

На відміну від цього, у цій роботі представлено новий підхід, заснований на оптимізації, до модернізації дистиляційних колон НПЗ з метою зниження споживання енергії та експлуатаційних витрат. Цей підхід розглядає дистиляційну колону та пов'язану з нею мережу теплообмінника одночасно. У цьому підході до модернізації враховано гідравлічні обмеження дистиляційних колон. Можуть застосовуватися й інші практичні обмеження, такі як максимальні навантаження.

### **3.2 Оптимізаційна модель модернізації нафтопереробних заводів**

У новому підході оптимізації наявна ректифікаційна колона НПЗ і відповідна мережа теплообмінників розглядаються одночасно. Існуюча ректифікаційна колона розглядається через короткі моделі, в яких вказується кількість ступенів і розподіл ступенів. Деталі існуючої мережі теплообмінників описані за допомогою моделі модернізації площі, яка пов'язує додаткову площу мережі теплообмінників, необхідну для економії енергії.

Підхід до оптимізації включає модернізовані моделі швидкого доступу для дистиляційної колони та мережі теплообмінників, а також використовує послідовне квадратичне програмування (SQP) для оптимізації існуючих систем дистиляції та теплообмінників, одночасно враховуючи всі змінні конструкції.

Під час оптимізації фіксується наявна ректифікаційна колона (тобто конфігурація, кількість ступенів, розподіл ступенів, розташування конденсатора, ребойлера та насосних колонок), а також деталі існуючої мережі теплообмінників, включаючи підключення, існуючі обмінники. Підхід оптимізації змінює всі змінні конструкції дистиляційної колони, щоб мінімізувати загальну річну вартість споживання енергії та додаткову площу мережі теплообмінників, необхідну для модернізації.

Гідравлічне обмеження існуючої дистиляційної колони включено як обмеження в оптимізацію.

Модель швидкого доступу до дистиляційної колони.

Моделі швидкого доступу для базових конструкцій ректифікаційних колон добре відомі та широко застосовуються [напр. 10-17]. У цих моделях кількість теоретичних ступенів, коефіцієнт дефлегмації, режим кип'ятіння, розташування подачі та бічних витяжок тощо розраховується для заданого набору і специфікацій продукту. На відміну від цього, моделі модернізації конструкції дистиляційних колон не опубліковані. При оптимізації існуючих ректифікаційних колон на НПЗ ці моделі необхідні для розгляду та опису деталей існуючої дистиляційної колони. Ці моделі представляють існуючі дистиляційні колони під час оптимізації; моделі фіксують існуючу конструкцію колони та розраховують склади та витрати продуктів, а також навантаження на нагрівання та охолодження процесу. У системах перегонки нафтопереробних заводів, коли пара використовується для відпарювання, жива пара вводиться безпосередньо в нижню частину колони.

Встановлені моделі швидкого доступу (наприклад, метод Фенске-Андервуда-Гілліланда) не можуть бути застосовані безпосередньо до

проектування дистиляційних колон з відгонкою парою [10]. Для таких випадків розробляється модель скорочення модернізації для верхньої секції на основі модифікованої кореляції Гілліленда [10], рівнянь Фенске та Андервуда та матеріального балансу.

У нижній частині можна використовувати послідовні флеш-розрахунки. Швидкі моделі також розроблені для модернізації дистиляційних колон за допомогою ребойлерів. Вони є розширенням моделей Суфаніта [10] і базуються на кореляціях Гілліленда і Кіркбрайда, рівняннях Фенске і Андервуда, а також рівняннях матеріального балансу легких і важких ключових компонентів.

Системи перегонки нафтопереробних заводів містять як парові секції, так і ребойлери. На рис. 2.1 показаний типовий процес перегонки нафтопереробного заводу. Моделі швидкого доступу, розроблені для колон з ребойлерами та колон з паром, об'єднуються, щоб дати модель швидкого доступу до дистиляційних колон НПЗ.

Модель стовпців застосовується наступним чином:

1. Складний стовпець розкладається на еквівалентну послідовність простих стовпців. Це полегшує аналіз процесу дистиляції.
2. Для кожної простої колони фіксується наявна кількість і розподіл ступенів, а також розташування ребойлерів, конденсатора та насосних колонок.
3. Модель швидкого доступу застосовується до кожної простої колони в існуючій дистиляційній системі. Вона розраховує склад продукту, витрати і температури, а також витрати на конденсацію та повторне кип'ятіння.

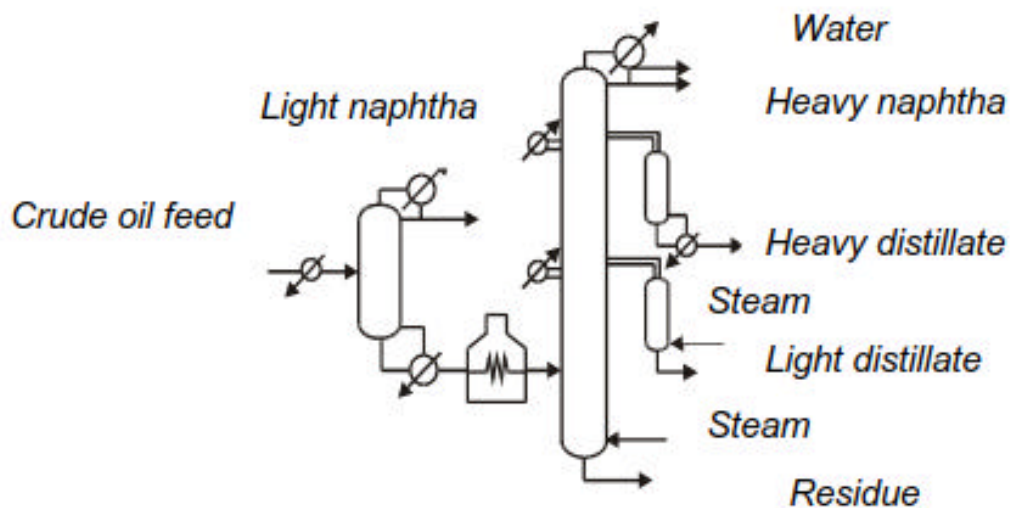


Рисунок 2.1 – Установка для перегонки сирої нафти: Water – вода;  
 Light distillate – легкий дистиллят; Heavy distillate важкий дистиллят;  
 Light naphtha – легка нафта; Heavy naphtha – важка нафта; Residue – Залишок;  
 Steam – пара; Crude oil feed - Подача сирої нафти.

Сила підходу полягає в тому, що він може вмістити будь-яку конфігурацію колон (наприклад, попередній фракційний пристрій, бічний випрямляч, бічний випрямляч, пряму і непряму послідовність колон), як відпарювання, так і непряме нагрівання (перекип'ятіння), і спеціально розроблену для опису існуючих дистиляційних колон модель мережі теплообмінників.

Форма моделі модернізації площі дуже проста, наприклад площа

$$S = a * (\Delta \text{Energy})^b.$$

Проте параметри (a, b) отримані шляхом детального аналізу модернізації та всебічного розгляду конструкції існуючої мережі теплообмінників за допомогою мережевого аналізу [25]. Модель модернізації включає в себе деталі існуючої мережі теплообмінників, такі як існуючі відповідності теплообмінника, існуючі зони та зв'язки, існуюче споживання комунальних послуг та всі можливі модифікації модернізації.

Існуюча секція ректифікаційної колони має фіксований діаметр, що створює гідравлічні обмеження. Цілі модернізації можуть бути досягнуті, коли діаметр, необхідний для потоку пари, не перевищує існуючий діаметр.

При швидкості потоку, що перевищує ці гідравлічні обмеження, дистиляційна колона стає вузьким місцем і відбувається затоплення. Щоб уникнути затоплення, знадобляться значні капіталовкладення. У

Під час оптимізації діаметр, необхідний для поділу в кожній секції, розраховується на основі співвідношення затоплення та потоків пари всередині колони. Потім гідравлічні обмеження існуючої дистиляційної колони застосовуються як обмеження для оптимізації, щоб зберегти необхідний діаметр кожної секції меншим за наявний діаметр.

Це гарантує, що модифікації процесу в результаті процедури модернізації є можливими щодо гідравліки колони.

Система одночасної оптимізації.

Загальна модель для оптимізації існуючого процесу дистиляції з інтеграцією тепла формується шляхом поєднання моделі модернізації колони та моделі модернізації площі для мережі теплообмінників. Оскільки моделі ректифікаційної колони та існуючої мережі теплообмінників є нелінійними, задача оптимізації є проблемою нелінійного програмування. Оптимізація використовує послідовне квадратичне програмування SQP. Зокрема, підпрограма UCF бібліотеки NAG Fortran [26] використовується для реалізації методу Квазі Ньютона [27] у розв'язанні.

Схема оптимізації, запропонована для ректифікаційних колон НПЗ, показана на рис. 2.2.

Як показано на рисунку, модель модернізації колони та модель мережі теплообмінників (HEN) вирішуються одночасно в рамках чорного ящика в рамках оптимізації. Модель витрат розраховує річну вартість споживання енергії та капітальні витрати на додаткову площу теплообмінника та модифікації HEN. Необхідно надати нижню та верхню межі кожного параметра оптимізації. Гідравлічні обмеження існуючої дистиляційної



колони застосовуються до оптимізації як обмеження. При оптимізації можуть бути застосовані будь-які практичні обмеження існуючого HEN, такі як максимальна тривалість перекачування.

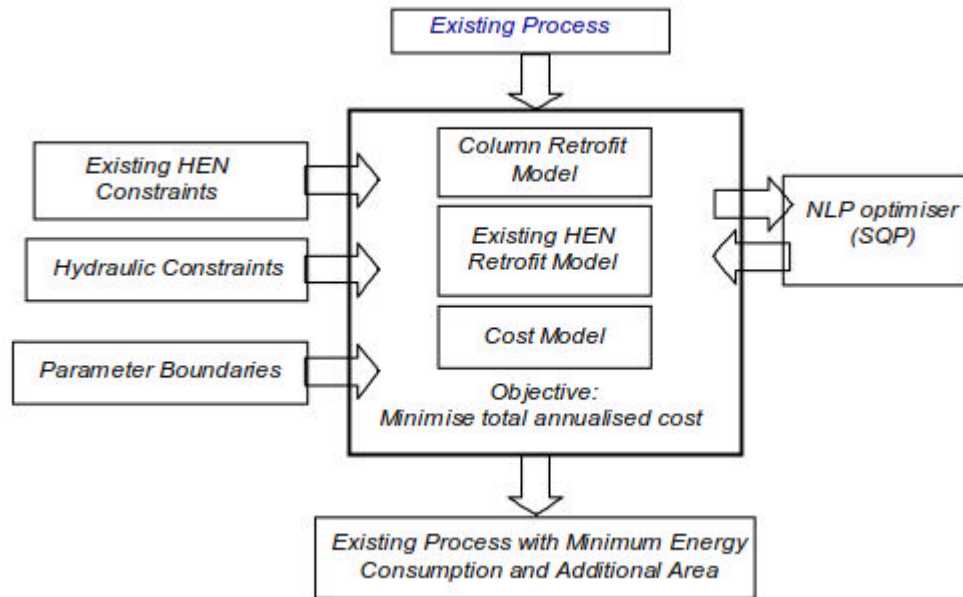


Рисунок 2.2 - Структура оптимізації теплоінтегрованих систем дистиляції.

Existing Process - Існуючий процес; Column Retrofit Model - Модель модернізації колони; Existing HEN Retrofit Mode - Існуючий режим модернізації мережі теплообмінників; Cost Model - Модель вартості; Existing HEN Constraints - Існуючі обмеження мережі теплообмінників; Hydraulic Constraints - Гідравлічні обмеження; Parameter Boundaries - Межі параметрів; NLP optimiser (SQP) - Оптимізатор SQP; Existing Process with Minimum Energy Consumption and Additional Area - Існуючий процес з мінімальним споживанням енергії та додатковою площею.

Метою оптимізації є мінімізація цільової функції, тобто загальної річної вартості споживання енергії та додаткової площі HEN, необхідної для модернізації. Під час оптимізації фіксується існуюча ректифікаційна колони, враховуються деталі існуючої мережі теплообмінників.

Усі робочі змінні оптимізовані одночасно щоб мінімізувати цільову функцію. Коли обмеження порушується, до цільової функції додається штрафне значення. Оптимізація існуючої ректифікаційної колони НПЗ призводить до набору оптимальних умов роботи колони з мінімальним споживанням енергії та мінімальною додатковою площею у відповідній мережі теплообмінників.

### 3.3. Реалізація підходу

Новий підхід оптимізації застосовується для модернізації установки для перегонки сирої нафти в атмосфері. Метою модернізації цього прикладу є зниження поточного споживання енергії та експлуатаційних витрат існуючої установки для перегонки сирої нафти (рис. 2.3).

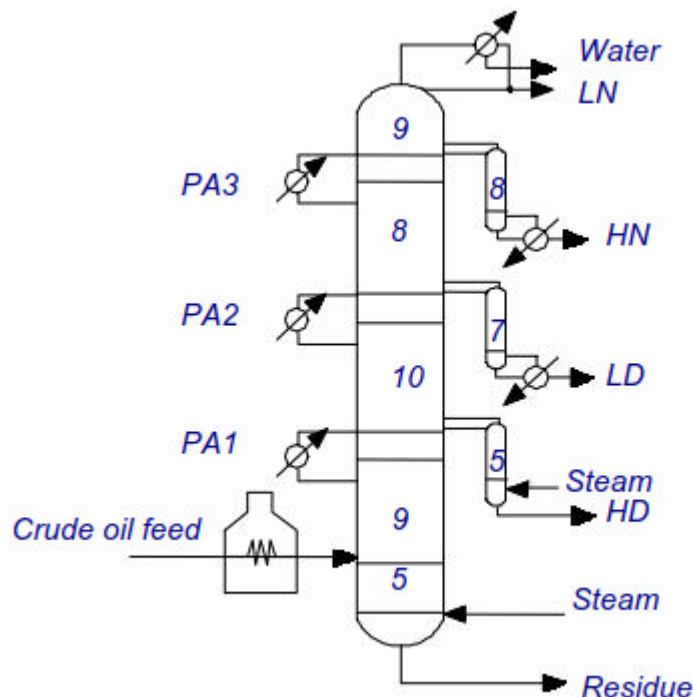


Рисунок 2.3 - Існуюча атмосферна дистиляційна колона сирої нафти, яка показує кількість ступенів у кожній секції колони.

Дистиляційні аспекти прикладного дослідження базуються на хрестоматійному прикладі атмосферної перегонної вежі сирої нафти [28]; мережа теплообмінників заснована на промисловому прикладі

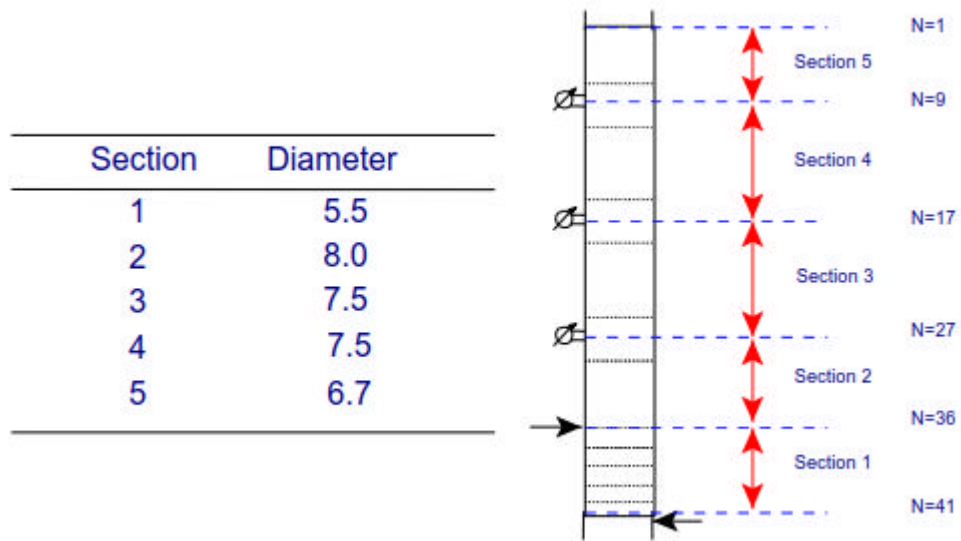
Установка переробляє 100 000 барелів на добу сирої нафти для виробництва легкої нафти (LN), важкої нафти (HN), легкого дистиляту (LD), важкого дистиляту (HD) та залишку. У колоні використовуються три бічних знімача і три прокачування. Існуючі умови роботи ректифікаційної колони наведено в таблиці 1.

Таблиця 2.1 – Отримані параметри роботи колони системи заводу

Variable		Value
Feed preheat temperature	(°C)	365
PA1 liquid flow	(kmol/h)	2187
PA2 liquid flow	(kmol/h)	2306
PA3 liquid flow	(kmol/h)	5791
PA1 temperature difference	(°C)	30.0
PA2 temperature difference	(°C)	50.0
PA3 temperature difference	(°C)	20.0
Main steam flow	(kmol/h)	1200
HD-stripper steam flow	(kmol/h)	250
Reflux ratio ( $R/R_{min}$ )		1.20

Ці робочі умови включають температуру попереднього підігріву подачі, швидкість потоку рідини через кожен насос, перепад температури вздовж кожного насоса, швидкість потоку пари до кожної секції та коефіцієнт зворотного холодильника. Діаметр кожної секції колони наведено в таблиці 2.2.

Таблиця 2.2 - Гідралічні обмеження дистиляційної колони



Існуюча мережа теплообмінників показана на рис. 2.4. Вона містить 27 теплообмінників.

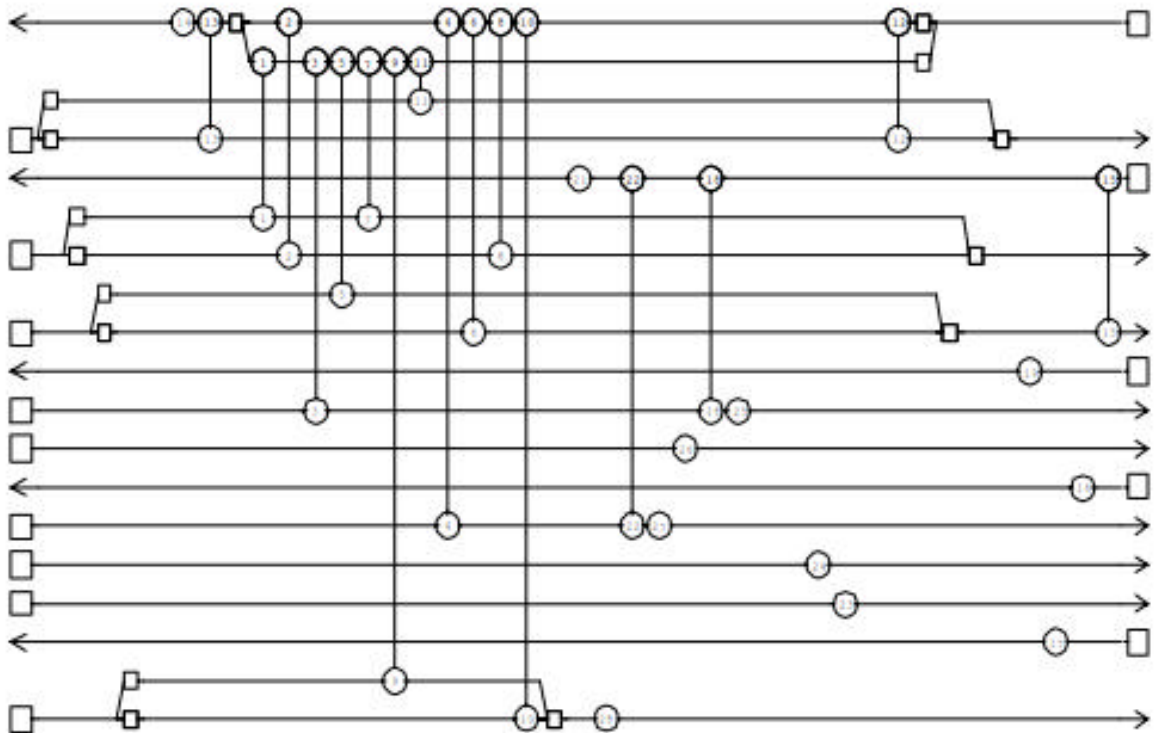


Рисунок 2.4 –Мережа теплообмінників

Перед оптимізацією існуючої установки для перегонки сирової нафти проводиться широке дослідження з модернізації існуючої мережі теплообмінників, використовуючи мережевий пінч [25], щоб отримати модель модернізації площі. Це дослідження виправляє існуючі збіги обмінників і дозволяє модифікувати мережу, щоб зменшити споживання енергії. Отримані дані модернізації потім регресують для розрахунку параметрів модернізації моделі модернізації площі.

Для існуючої перегінної установки на НПЗ робочі змінні дистиляційної колони потім оптимізуються одночасно, щоб мінімізувати загальну річну вартість. Під час цієї одночасної оптимізації фіксується конфігурація колони (тобто розташування конденсатора, насосів і ребойлерів). Специфікації продукту з точки зору відновлення компонентів залишаються незмінними, в той час як потоки продуктів можуть змінюватися в межах визначеного ліміту.

Крім того, розраховані діаметри колон обмежені, щоб не перевищувати існуючі гідравлічні обмеження. Існуючі збіги мережі теплообмінників також фіксуються, але допускається зміна обов'язків.

Оптимізація існуючої ректифікаційної колони НПЗ призводить до оптимального набору робочих змінних, наведених у таблиці 2.3.

Variable		Value
Feed preheat temperature	(°C)	370
PA1 liquid flow	(kmol/h)	2027
PA2 liquid flow	(kmol/h)	2027
PA3 liquid flow	(kmol/h)	6992
PA1 temperature difference	(°C)	33.5
PA2 temperature difference	(°C)	30.5
PA3 temperature difference	(°C)	18.6
Main steam flow	(kmol/h)	1085
HD-stripper steam flow	(kmol/h)	213
Reflux ratio ( $R/R_{min}$ )		1.05

Можна побачити, що потреба в енергії значно зменшується з 99 МВт до 72 МВт. Суттєвих модифікацій колонки не потрібно.

Модифікації, необхідні до існуючої мережі, є додатковою площею для деяких існуючих обмінників і зміною послідовності існуючого обмінника, як показано на рис. 2.5.

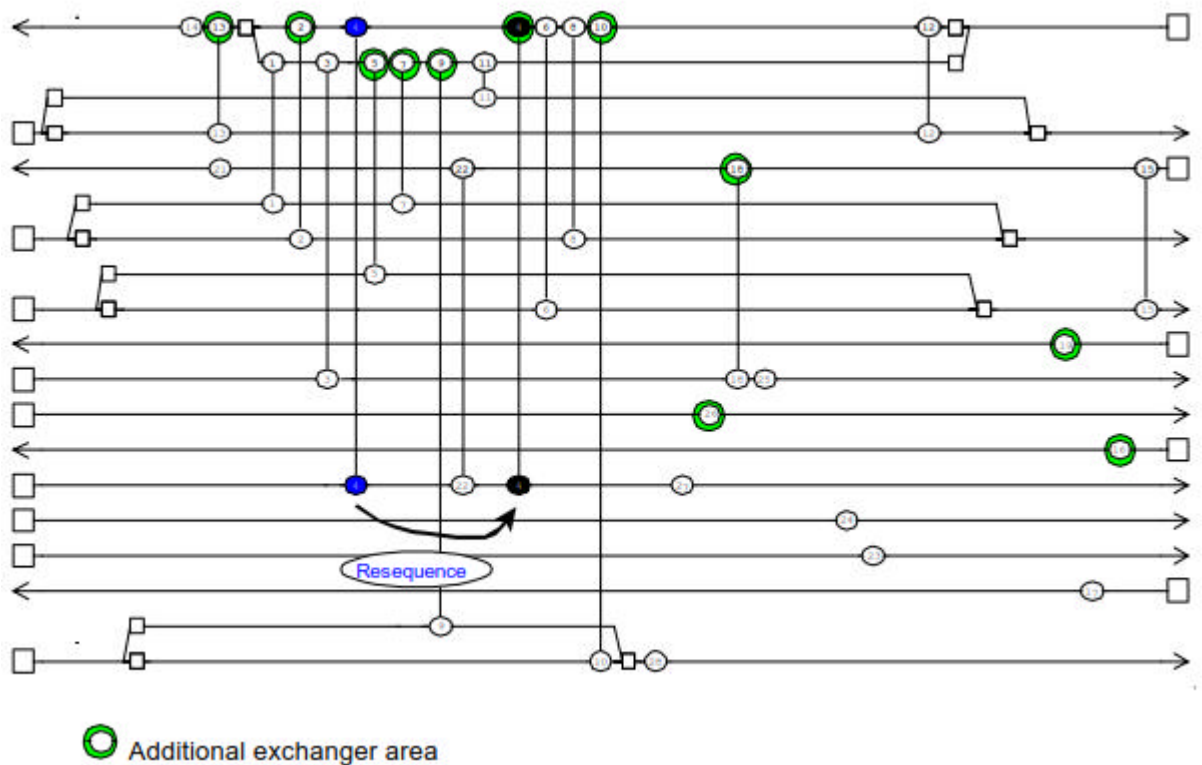


Рисунок 2.5 - Оптимальна мережа теплообмінника

Прогнозується дуже низький період окупності. Потоки продукту оптимуму наведені в таблиці 2.5 у порівнянні з потоками в базовому випадку.

Максимальне відхилення в потоках продукції, порівняно з базовим варіантом, становить менше 1%.

Такий підхід може оптимізувати існуючу теплоінтегровану дистиляційну колону НПЗ, враховуючи її гідравлічні обмеження.

Дослідження показало значне зниження споживання енергії та експлуатаційних витрат існуючої колони для перегонки сирої нафти. Змінюючи цільову функцію, можна досягти інших цілей модернізації

(наприклад, зміна специфікацій продукції, збільшення пропускної здатності, зменшення викидів парникових газів). Незважаючи на те, що оптимізаційний підхід був розроблений для модернізації теплоінтегрованих систем перегонки нафтопереробних заводів, він є більш застосовним.

## **4 БЕЗПЕКА ЖИТТЄДІЯЛЬНОСТІ, ОСНОВИ ХОРОНИ ПРАЦІ**

### **4.1 Організація охорони праці при роботі з системою управління**

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

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

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

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

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

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



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

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

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

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

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

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

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

## 4.2 Електробезпека

Електричні установки, з якими доводиться мати справу практично всім працюючим по встановленню та налагодженню засобів автоматизації, виявляють для людини велику потенційну небезпеку, яка збільшується у зв'язку з тим, що органи чуття людини не можуть на відстані виявити присутність електричної напруги на обладнанні.

Степінь ураження електричним струмом залежить від цілого ряду факторів: значення сили струму, електричного опору тіла людини та тривалості протікання через неї струму, виду та частоти струму, індивідуальних властивостей людини та умов навколишнього середовища.

Конструкція електроустановок має відповідати умовам їх експлуатації та забезпечувати захист персоналу від дотику з струмоведучими та рухомими частинами, а обладнання - від попадання всередину посторонніх твердих тіл та води.

Конструкція, вид виконання, спосіб встановлення, клас ізоляції застосовуваних провідників, кабелів, пристроїв та іншого електрообладнання відповідають вимогам електробезпеки. За ступенем ураження людей електричним струмом котельня відноситься згідно ПУЕ 1.1.13 до категорії приміщень з підвищеною небезпекою (висока температура, можливість одночасного дотику до металевих елементів технологічного обладнання або металоконструкцій будинку та металевих корпусів електрообладнання).

У нормальному режимі роботи обладнання - можливість ураження працівників електричним струмом виключена. Але на випадок аварії для запобігання ураження струмом людей передбачене захисне заземлення. Допустимий опір заземлення повинен бути не більшим 10 Ом.

При виконанні монтажних робіт використовуються переносні електроінструменти (електродрилі, електро-шліфувальні установки, тощо).

Для забезпечення безпечної праці корпуси однофазних електро-приймачів повинні занулюватись.

Захист людини від ураження електричним струмом в мережах з зануленням здійснюється тим, що при замиканні одної з фаз на занулений корпус в ланці цієї фази виникає струм короткого замикання, що діє на струмовий захист (плавкий запобіжник, автомат), в результаті чого відбувається відключення аварійної ділянки від мережі. Крім того, ще до спрацювання захисту струм короткого викликає перерозподіл напруги в мережі, що приводить до зниження напруги корпусу відносно землі. Таким чином, занулення зменшує напругу дотику та обмежує час, на протязі якого людина, що доторкнулася до корпусу, може потрапити під дію напруги.

Для того, щоб забезпечити швидке (на протязі декількох секунд) відключення аварійної ділянки, струм короткого замикання повинен бути достатньо великим. Відповідно до вимог струм короткого замикання повинен не менше ніж в три рази перевищувати номінальний струм плавкої вставки найближчого запобіжника або номінальний струм нерегульованого розчеплювача автоматичного вимикача. При використанні автоматичних вимикачів, що мають тільки електромагнітний розчіплювач (відсічку), струм короткого замикання повинен перевищувати значення струму встановлення миттєвого спрацювання в 1,25-1,4 рази в залежності від номінального струму.

В однофазних електро-приймачів, що включені між фазним та нульовим робочим проводами, занулення корпусів слід виконувати з допомогою окремого (третього) провідника, який повинен з'єднувати корпус електро-приймача з нульовим захисним проводом. В таких випадках під'єднувати корпуси електро-приймачів для забезпечення електробезпеки до нульового робочого проводу недопустимо, оскільки при його розриві (перегоранні запобіжника) всі під'єднані до нього корпуси виявляться під фазною напругою відносно землі.

В мережі з зануленням недопустимо використовувати заземлення окремих електро-приймачів, не під'єднавши їх перед цим до нульового захисного провідника. В цьому випадку при замиканні фази на заземлений, але не приєднаний до нульового захисного провідника корпус створюється коло струму через заземлення цього корпусу та заземлення нейтралі джерела струму. Такий випадок небезпечний, оскільки засоби захисту не зможуть відключити такий електро-приймач через мале значення струму і тому небезпечна напруга на всіх корпусах може зберігатися тривалий період, поки заземлений приймач не буде відключений вручну.

Важливо відмітити, що якщо занулений корпус одночасно заземлений, то це тільки покращує умови безпеки, оскільки забезпечує додаткове заземлення нульового захисного проводу.

Для ізоляції людини від частин електроустановок, що знаходяться під напругою, використовуються основні та допоміжні ізолюючі засоби, а саме слюсарно-монтажний інструмент з ізольованими ручками, коврики, ізолюючі підставки, тощо.

У приміщеннях, де знаходяться вимірювальні прилади, необхідно забезпечити виконання заходів по боротьбі з статичною електрикою (тобто прилади повинні бути заземлені). Найпростішим засобом є підтримка відносної вологості повітря на рівні 50 - 60 % за допомогою побутового електро-зволожувача.

Підлогу слід виконувати відповідно вимог, використовуючи антистатичне покриття на проходах і біля робочих місць.

Робітникам рекомендовано носити одягу з природних матеріалів або з комбінованих - природних і штучних волокон. Для зняття електростатичних зарядів з одягу слід використовувати антистатики побутового призначення.

Оскільки корпуси приладів виконані з металу, то для усунення небезпеки ураження людини електричним струмом (можливий пробій на корпус приладу) використовується захисне заземлення.

### 7.3 Розрахунок заземлення

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

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

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

де  $\kappa_n$  - коефіцієнт підсилення;

$\rho_n$  — питомий опір ґрунту (вибирається з довідкової літератури).

Визначаємо опір одиночного вертикального заземлювача:

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

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

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

$$R_B = 96 \text{ Ом.}$$

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

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

Визначаємо орієнтовне чмсло стержневих заземлювачів:

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

$r_B$  - допустимий по нормам опір заземляючого пристрою,

$\eta_B$  - коефіцієнт використання вертикальних заземлювачів (для орієнтовного розрахунку приймається рівним 1).

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

Визначаємо необхідну кількість вертикальних заземлювачів

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

Розраховуємо загальний розрахунковий опір заземлюючого пристрою  $R$  з врахуванням з'єднувальної полоси

$$R = R_{\text{з}} R_{\text{п}} / (R_{\text{з}} + R_{\text{п}}) = 3,9 \text{ Ом.}$$

Розрахунок проведено правильно, оскільки виконується умова  $R \leq [r_{\text{з}}]$ .

### Розрахунок штучного заземлення:

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

$$R_{\text{зз}} = \frac{R_{\text{с}} R_{\text{п}}}{R_{\text{с}} + R_{\text{п}}} \leq 4 \text{ Ом}$$

де  $R_{\text{зз}}$  – опір захисного заземлення;

$R_{\text{с}}$  – опір стержневих заземлювачів;

$R_{\text{п}}$  – опір поперечних заземлювачів.

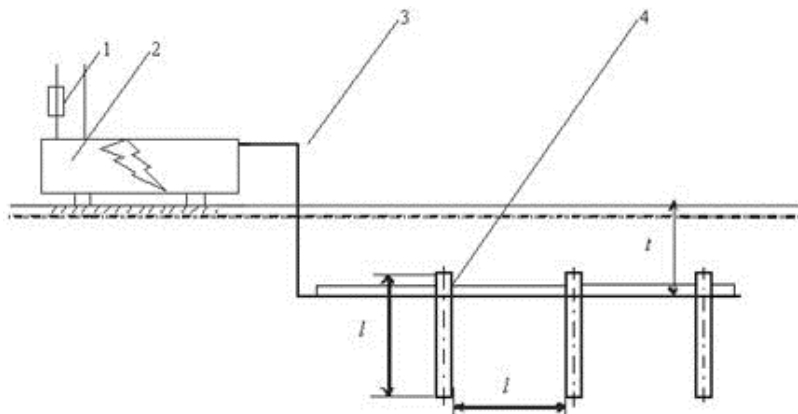


Рисунок 4.1 - Пристрій заземлення

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

Опір одиночного стержневого заземлювача розтіканню електричного струму:

$$R_{\text{ог}} = \frac{\rho_{\text{г}}}{2\pi l} \left( \ln \frac{2l}{d} + \ln \frac{4h' + l}{4h' - l} \right)$$

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

$l$  – довжина стержневого заземлювача 3 м;

$d$  – діаметр стержневого заземлювача 50 мм.

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

Опір одиночного поперечного заземлювача:

$$R_{\text{вн}} = \frac{\rho_{\text{г}}}{2\pi l} \ln \frac{2l^2}{b \cdot b'}$$

де  $l$  – довжина поперечного заземлювача 2,5 м;

$b$  – ширина полоси заземлювача 30 мм;

$\rho_{\text{г}}$  – розрахунковий опір ґрунту: для поперечних електродів 1000 Ом·м, для стержневих електродів 750 Ом·м.

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

В наслідок взаємовпливу вводимо коефіцієнт використання заземлювачів:

$$\eta = \frac{R_0}{n R_{\text{в}}}$$

де  $R_{\text{д}}$  – допустимий опір заземлення, що становить 4 Ом;

$R_0$  – опір одиночного заземлювача.

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

$n$	$R_n$	$R_c$	$R_0$	$\eta$
1	398,1	143,8	105,6	26,1
5	398,1	143,8	105,6	5,2
10	398,1	143,8	105,6	2,6
15	398,1	143,8	105,6	1,7
20	398,1	143,8	105,6	1,3
25	398,1	143,8	105,6	1,1
26	398,1	143,8	105,6	1,0
27	398,1	143,8	105,6	0,9

Отже приймаємо кількість одиночних заземлюючих електродів рівною 26.

## ВИСНОВКИ

У роботі представлена реальна система управління процесом нафтопереробки SCADA, призначена для моніторингу та управління всіма процесами системи замість звичайного керування через DCS.

Процес нафтопереробки складається з чотирьох основних блоків: установка зберігання сирої нафти, установка попередньої обробки сирої нафти, установка дистиляції та установка зберігання/відвантаження продуктів. SIMATIC WinCC flexible 2008 використовується для розробки шести графічних інтерфейсів чотирьох основних блоків, які використовуються як інтерфейс між людиною (оператором) і машиною (нафтопереробне поле).

Ці графічні інтерфейси – це блок зберігання сирої нафти/графічний інтерфейс блоку попередньої обробки сирої нафти, графічний інтерфейс пристрою для перегонки, графічний інтерфейс пристрою зберігання/відправлення, графічний інтерфейс домашньої сторінки, графічний інтерфейс сигналізації та графічний інтерфейс трендів. Графічний інтерфейс перегляду сигналів нагадує нагадування, які з'являються під час роботи.

Було проведено моделювання перегінного процесу та проведено цого оптимізацію. Впровадження прийнятих рішень дозволяє знизити споживання енергії та експлуатаційних витрат понад 25%.



**БІБЛІОГРАФІЯ**

1. M. Sittig. Petroleum Refining Industry Energy Saving and Environmental Control, Noyes Data Corporation, New Jersey, 1978.
2. R. P. Bannon and S. Marple. Chem. Eng. Prog., 1978, 7, c. 41-45.
3. W. D. Harbert. Hydrocarbon Processing, 1978, 7, c. 23-125.
4. A. C. Fraser and, A. W. Sloley. Hydrocarbon Processing, 2000, 6, c. 57-63.
5. B. Linnhoff, H. Dunford and R. Smith. Chem. Eng. Sci., 1983, 38(8), c. 1175-1188.
6. B. Linnhoff and V. Dhole, Comput. Chem. Eng., 1993, 17, 5/6, 549-560.
7. V. Dhole and P. Buckingham, ESCAPE IV Conference, Dublin, 1994.
8. K. Liebmann, Integrated Crude Oil Distillation Design, PhD Thesis, UMIST, Manchester, UK, 1996.
9. M. Bagajewicz, 1997, paper 132c, AIChE Spring Meeting, New Orleans.
10. B. Suphanit, Design of Complex Distillation System, PhD Thesis, UMIST, Manchester, UK, 1999.
11. V. Underwood, Chem. Eng. Prog., 1948, 44, 603.
12. F. G. Petlyuk, V. M. Platonov and D. M. Slavinskii, Int. Chem. Eng., 1965, 5(3), c. 555.
13. W. J. Stupin and F. J. Lockhart, Chem. Eng. Prog., 1972, 68, 10.
14. J. Cerda and A. W. Westerberg, Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev., 1981, 20, c. 546.
15. K. Glinos and M. F. Malone, Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev., 1985, 28, 1087.
16. N. A. Carlberg and A. W. Westerberg, Ind. Eng. Chem. Res., 1989, 28, c. 1386.
17. C. Triantafyllou and R. Smith, Trans. IChemE, A, 1992, 70, c.118.
18. M. Gadalla, M. Jobson and R. Smith, Paper to be submitted to Trans. IChemE, 2002.

19. N. Tjoe and B. Linnhoff, Chem. Eng., April, 1986, 47-60.
20. R. Ciric and C. A. Floudas (), Chem. Eng. Prog., 1989, 13, (6), 703.
21. C. G. Shokoya, Retrofit of Heat Exchanger Networks for debottlenecking and Energy Savings, PhD Thesis, UMIST, Manchester, UK, 1992.
22. T. F. Yee and I. E. Grossmann, Ind. Eng. Chem. Res., 1991, 30, 146с.
23. A. Carlsson, P. Franck and T. Berntsson, Chem. Eng. Prog., 1993, 87с.
24. N. D. K. Asante and X. X. Zhu, Trans. IChemE, A, 1997, 75, 349с.
25. N. D. K. Asante, Automated and Interactive Retrofit Design of Practical Heat Exchanger Networks, PhD Thesis, UMIST, Manchester, UK, 1996.
26. NAG Fortran library, NAG Inc, Volume 4, 1st Edition, Illinois, USA, 1990.
27. J. E. Dennis and R. B. Schnabel, Numerical Methods for Unconstrained Optimization and Nonlinear Equations, Prentice-Hall Inc., New Jersey, USA, 1983.
28. R. N. Watkins, Petroleum Refinery Distillation, Gulf Publishing Company, 2nd Edition, Texas, USA, 1979.
29. А.Г. Микитишин, М.М. Митник, П.Д. Стухляк, В.В. Пасічник Комп'ютерні мережі. Книга 1. [навчальний посібник] (Лист МОНУ №1/11-8052 від 28.05.12р.) - Львів, "Магнолія 2006", 2013. – 256 с.
30. А.Г. Микитишин, М.М. Митник, П.Д. Стухляк, В.В. Пасічник Комп'ютерні мережі. Книга 2. [навчальний посібник] (Лист МОНУ №1/11-11650 від 16.07.12р.) - Львів, "Магнолія 2006", 2014. – 312 с.
31. Микитишин А.Г., Митник, П.Д. Стухляк. Комплексна безпека інформаційних мережевих систем: навчальний посібник – Тернопіль: Вид-во ТНТУ імені Івана Пулюя, 2016. – 256 с.
32. Микитишин А.Г., Митник М.М., Стухляк П.Д. Телекомунікаційні системи та мережі : навчальний посібник для студентів спеціальності 151 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» – Тернопіль: Тернопільський національний технічний університет імені Івана Пулюя, 2017 – 384 с.