

МАГІСТЕРСЬКА РОБОТА

МР.АКПМ–21.00.00.000 ПЗ

Група АКПМ–24–1

Віталій Лось

2025

Міністерство освіти і науки України
Івано–Франківський національний технічний університет нафти і газу
Факультет автоматизації та енергетики
Кафедра автоматизації та комп'ютерно–інтегрованих технологій

Лось Віталій Олександрович

(прізвище, ім'я, по батькові)

УДК 681.53

(індекс)

МАГІСТЕРСЬКА РОБОТА

Розроблення комп'ютерно–інтегрованої системи автоматизованого керування

(назва роботи)

процесом гідроочистки гасу

Автоматизація та комп'ютерно–інтегровані технології

(назва освітньої програми)

174 – Автоматизація, комп'ютерно–інтегровані технології та робототехніка

(шифр і назва спеціальності)

Консультант з нормоконтролю

асистент

(посада)

Л.І. Лагойда

(ініціали та прізвище)

Здобувач освітнього ступеня

АКПм–24–1

(шифр групи)

В.О. Лось

(ініціали та прізвище)

(підпис)

(дата)

(підпис)

(дата)

Науковий керівник

доцент, к.т.н.

(науковий ступінь, вчене звання)

О.В. Кучмистенко

(підпис) (дата) (ініціали та прізвище)

Допущено до захисту

Завідувач кафедри

доцент, к.т.н.

(посада)

(підпис)

(дата)

А.І. Лагойда

(ініціали та прізвище)

Рецензент

доцент, к.т.н.

(посада)

(підпис)

(дата)

Л.І. Фешанич

(ініціали та прізвище)

Робота містить результати власних досліджень. Використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело

Івано–Франківський національний технічний університет нафти і газу

(повне найменування закладу вищої освіти)

Факультет автоматизації та енергетики

Кафедра автоматизації та комп'ютерно–інтегрованих технологій

Освітній рівень другий (магістерський)

Спеціальність 174 – Автоматизація, комп'ютерно–інтегровані технології та

(шифр і назва)

робототехніка

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри АКІТ

(А.І. Лагойда)

« » _____ 20 року

**З А В Д А Н Н Я
НА МАГІСТЕРСЬКУ РОБОТУ СТУДЕНТОВІ**

Лосю Віталію Олександровичу

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи Розроблення комп'ютерно–інтегрованої системи
автоматизованого керування процесом гідроочистки гасу

керівник роботи Кучмистенко О. В. доцент, к. т. н.

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

затверджені наказом закладу вищої освіти від «10» листопада 2025 року № 699/7

2. Строк подання студентом роботи 08.12.2025

3. Вихідні дані до роботи Матеріали практик, науково–технічні журнали,
довідники

4. Зміст розрахунково–пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) 1 Аналіз поставленого завдання; 2 Створення мат. Моделі;
3 Дослідження динаміки; 4 Створення моделі в Aspen Hysys;
5 Проектування системи; 6 Створення програми та НМІ.

5. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень) Титульний аркуш (1лист), електрична схема підключення (2–20 листи),
Функціональна схема (21 лист).

6. Консультанти розділів роботи

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

7. Дата видачі завдання 30.10.2024

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів бакалаврської роботи	Термін виконання етапів роботи	Примітка
1	Аналіз поставленого завдання	15.10.2025	
2	Створення мат. моделі	28.10.2025	
3	Дослідження динаміки	3.11.2025	
4	Створення моделі в Aspen Hysys	13.11.2025	
5	Проектування системи	23.11.2025	
6	Створення програми та НМІ	2.12.2025	

Студент _____
(підпис)

В. О. Лось
(ініціали та прізвище)

Керівник роботи _____
(підпис)

О. В. Кучмистенко
(ініціали та прізвище)

АНОТАЦІЯ

Магістерська робота містить: 97 сторінок друкованого тексту, 75 рисунка, 4 таблиці, 6 переліків посилань на джерела.

Тема: «Розроблення комп'ютерно–інтегрованої системи автоматизованого керування процесом гідроочистки гасу».

Основні ідеї, результати та висновки: У магістерській роботі основним об'єктом дослідження є технологічний процес гідроочищення та стабілізації гасу як сукупність теплообмінних, сепараційних та ректифікаційних процесів. Безпосереднім об'єктом автоматизації є контури автоматичного керування температурою, тиском, витратою та рівнем у теплообмінному тракці, сепараторі та стабілізаційній колоні.

Метою магістерської роботи є дослідження технологічного процесу гідроочищення гасу, синтез багатоконтурної системи автоматичного керування основними параметрами процесу, а також розроблення функціональної, електричної та програмної частин системи автоматизації.

У роботі використано методи математичного моделювання, структурного та параметричного синтезу систем автоматичного керування, методи аналізу динамічних режимів та імітаційного моделювання в програмному середовищі Aspen HYSYS, а також програмування ПЛК у середовищі TIA Portal.

Як результат виконання магістерської роботи, синтезовано систему автоматичного керування процесом гідроочищення гасу, розроблено функціональну та електричну принципову схеми, виконано підбір технічних засобів автоматизації та створено програмне забезпечення для одного з основних контурів керування.

Ключові слова: гідроочищення гасу, стабілізація, сепаратор, ректифікаційна колона, система автоматичного керування, контури регулювання, температура, тиск, рівень, витрата, моделювання, програмований логічний контролер, Aspen HYSYS, TIA Portal.

ANNOTATION

The master's thesis contains: 97 pages of printed text, 75 figures, 4 tables, and 6 lists of references.

Topic: "Development of a Computer-Integrated Automated Control System for the Kerosene Hydrotreating Process."

Main ideas, results, and conclusions: In the master's thesis, the main object of research is the technological process of kerosene hydrotreating and stabilization as a combination of heat exchange, separation, and rectification processes. The direct object of automation is the automatic control loops for temperature, pressure, flow rate, and level in the heat-exchange section, separator, and stabilization column.

The purpose of the master's thesis is to study the technological process of kerosene hydrotreating, to synthesize a multiloop automatic control system for the main process parameters, as well as to develop the functional, electrical, and software components of the automation system.

The work uses methods of mathematical modeling, structural and parametric synthesis of automatic control systems, methods for analyzing dynamic modes, and simulation modeling in the Aspen HYSYS software environment, as well as PLC programming in the TIA Portal environment.

As a result of the master's thesis, an automatic control system for the kerosene hydrotreating process was synthesized; functional and electrical schematic diagrams were developed; automation hardware was selected; and software was created for one of the main control loops.

Key words: kerosene hydrotreating, stabilization, separator, rectification column, automatic control system, control loops, temperature, pressure, level, flow rate, modeling, programmable logic controller, Aspen HYSYS, TIA Portal.

ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ, СКОРОЧЕНЬ ТА ТЕРМІНІВ	9
ВСТУП.....	10
РОЗДІЛ 1. ТЕХНОЛОГІЯ ПРОЦЕСУ	13
1.1. Аналіз технології.....	13
1.2. Аналіз поставленого завдання	15
Висновки до розділу 1	17
РОЗДІЛ 2. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ТА ДОСЛІДЖЕННЯ ДИНАМІКИ СИСТЕМИ СТАБІЛІЗАЦІЇ ТИСКУ ТА ТЕМПЕРАТУРИ ...	18
2.2. Математична модель технологічного процесу	20
2.2.1. Припущення та введення змінних та сталих значень	20
2.2.2. Створення математичної моделі.....	23
2.3. Лінеаризація створеної математичної моделі	26
2.4. Аналіз системи в ПП MatLab Simulink	30
2.4.1. Перевірка роботи перехресного зв'язку	30
2.4.2. Дослідження регуляторів	34
2.4.3. Аналіз системи	43
Висновки до розділу 2.....	47
РОЗДІЛ 3. ПАРАМЕТРИЧНИЙ СИНТЕЗ САК	48
3.1. Огляд досліджуваного об'єкта моделювання	48
3.2. Ініціалізація вхідного потоку	49
3.3. Аналіз моделі.....	51
3.3.1. Робота сепаратора	51
3.3.2. Робота теплообмінника	58
3.3.3. Робота ректифікаційної колони	60
Висновки до розділу 3.....	63

РОЗДІЛ 4. ПРОЕКТУВАННЯ СИСТЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ.....	64
4.1. Створення функціональної схеми	64
4.2. Підбір технічних засобів автоматизації.....	66
4.2.1. Силові технічні засоби.....	66
4.2.2. Технічні засоби мереж низької напруги.....	68
4.2.3. Технічні засоби для обробки інформації.....	69
4.2.4. Виконавчі технічні засоби.....	73
4.3. Електрична схема підключення.....	74
Висновки до розділу 4.....	75
РОЗДІЛ 5. СТВОРЕННЯ ПРОГРАМИ ТА НМІ.....	76
5.1. Загальна архітектура програмного забезпечення	76
5.2. Опис обробки та формування аналогових сигналів	78
5.3. Додаткові алгоритми керування	79
5.3.1. Загальний принцип керування двигуном	79
5.3.2. Захист системи від заклинювання клапанів	80
5.3.3. Система збору помилок та їх відображення.....	82
5.4. Створення НМІ.....	84
5.4.1. Загальні принципи побудови НМІ	84
5.4.2. Головний екран НМІ.....	85
5.4.3. Екрани технологічних ділянок	86
5.4.4. Реалізація pop-up вікон	88
5.4.5. Відображення аварій на НМІ	90
5.4.6. Тренди та журнали подій	90
5.4.7. Забезпечення надійності та зручності роботи оператора	91
5.5. Симуляція роботи програми	91
Висновки до розділу 5.....	95
ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ.....	96
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ	98

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ, СКОРОЧЕНЬ ТА ТЕРМІНІВ

HMI – людино–машинний інтерфейс оператора.

TIA Portal – інтегроване середовище програмування Siemens.

Aspen HYSYS – програмний продукт для моделювання хіміко–технологічних процесів.

FC, FB, OB – функціональні блоки та організаційні блоки ПЛК Siemens.

T_b – температура внизу стабілізаційної колони, °C.

T_r – температура конденсату після теплообмінника, °C.

P_s – тиск у сепараторі, МПа.

u_1 – керуючий сигнал на теплоподачу в кип’ятильник.

u_2 – керуючий сигнал на газовий клапан сепаратора.

A, B, C, D – матриці стану лінеаризованої математичної моделі.

$G(s)$ – передавальна функція системи.

s – комплексна змінна Лапласа.

$\Delta x, \Delta u$ – малі відхилення змінних стану та керувань від робочої точки.

°C – градус Цельсія.

МПа – мегапаскаль.

кг, т – кілограм, тонна.

м³ – кубічний метр.

моль, кмоль – кількість речовини.

кг/с, кмоль/год – масова та молярна витрата.

Вт, кВт, МВт – потужність.

с, хв, год – одиниці часу.

% – відносна величина.

ВСТУП

Актуальність теми. Процеси гідроочищення та стабілізації нафтопродуктів належать до ключових ланок сучасної нафтопереробної промисловості, оскільки саме вони забезпечують приведення палива у відповідність до жорстких екологічних норм щодо вмісту сірки та інших шкідливих домішок. Гідроочищення гасу є складним каталітичним процесом, що протікає за високих температур і тисків у середовищі водневмісного газу та супроводжується інтенсивними теплообмінними, масообмінними й фазовими перетвореннями. Порушення режимів температури, тиску, витрати та рівня в апаратах установки безпосередньо відбивається на якості готового продукту, енергоефективності та промисловій безпеці. Це зумовлює актуальність розроблення сучасних комп'ютерно-інтегрованих систем автоматизованого керування, здатних забезпечити стабільність технологічних параметрів у широкому діапазоні режимів.

Обґрунтування вибору теми дослідження. Вибір теми, пов'язаної з розробленням системи автоматизованого керування процесом гідроочищення гасу, обумовлений поєднанням декількох чинників. По-перше, сам технологічний об'єкт є типовим представником складних багатоконтурних систем з тісними перехресними зв'язками між теплообмінними, сепараційними та ректифікаційними процесами. До його складу входять теплообмінники, трубчаста піч, реактор, високотемпературний і низькотемпературний сепаратори, стабілізаційна колона з кип'ятильником і конденсатором, що формує єдиний тепломатеріальний контур з високою інерційністю. По-друге, сучасні програмно-технічні засоби — такі як Aspen HYSYS для імітаційного моделювання та TIA Portal для програмування ПЛК — дають змогу не лише відтворити поведінку процесу, а й безпосередньо пов'язати результати моделювання з реальною системою керування.

Окремі результати досліджень, пов'язані з інтелектуальним моделюванням трубчастої печі в схемі гідроочищення гасу, були апробовані автором у вигляді наукових тез на науково-практичній конференції. У межах цієї роботи було розглянуто можливості застосування нейромереж для прогнозування температурних режимів печі та оцінки впливу збурювальних факторів на стабільність процесу. Це підтверджує наукову апробацію частини отриманих результатів і обґрунтовує доцільність подальшого розвитку досліджень у напрямку комплексної автоматизації всієї установки.

Мета і завдання дослідження. Метою магістерської роботи є дослідження технологічного процесу гідроочищення та стабілізації гасу і розроблення комп'ютерно-інтегрованої системи автоматизованого керування основними параметрами даного процесу. Для досягнення цієї мети необхідно розв'язати такі основні завдання: проаналізувати технологію гідроочищення гасу та виділити ключові апарати й контури регулювання; побудувати та дослідити математичні моделі вибраних технологічних вузлів з урахуванням перехресних зв'язків між каналами керування; виконати імітаційне моделювання установки у середовищі Aspen HYSYS та проаналізувати розподіл потоків і фаз; синтезувати структуру багатоконтурної системи автоматичного керування, орієнтованої на стабілізацію температури, тиску, витрати та рівня; розробити функціональну й електричну принципову схеми системи автоматизації та виконати підбір відповідних технічних засобів; реалізувати програмне забезпечення одного з основних контурів керування у середовищі TIA Portal та оцінити ефективність запропонованих алгоритмів.

Об'єктом дослідження є технологічний процес гідроочищення та стабілізації гасу як сукупність теплообмінних, сепараційних і ректифікаційних процесів, що відбуваються в технологічній установці.

Предметом дослідження є методи і засоби автоматичного керування температурою, тиском, витратою та рівнем у теплообмінному тракті, сепараторах і стабілізаційній колоні, а також структури та параметри

багатоконтурної системи автоматичного керування, придатні до реалізації на промислових програмованих логічних контролерах.

Методи дослідження. У роботі застосовано методи математичного та імітаційного моделювання, структурного й параметричного синтезу систем автоматичного керування, аналізу динамічних режимів, а також методи цифрового програмування промислових контролерів. Для відтворення тепломасообмінних процесів та фазових переходів використано програмне середовище Aspen HYSYS, а для реалізації алгоритмів керування, обробки сигналів та візуалізації — середовище TIA Portal та засоби HMI.

Новизна отриманих результатів полягає у комплексному поєднанні математичного та імітаційного моделювання контуру «стабілізаційна колона – теплообмінник – сепаратор» з подальшим синтезом багатоконтурної системи автоматичного керування, орієнтованої на взаємопов'язане регулювання температури та тиску. Додатковим елементом наукової новизни є використання результатів інтелектуального моделювання трубчастої печі як окремого вузла для обґрунтування вибору режимів роботи всієї установки.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами, грантами. Робота узгоджується з науковими напрямами кафедри автоматизації та комп'ютерно-інтегрованих технологій, пов'язаними з моделюванням та автоматизацією хіміко-технологічних процесів, і відповідає освітньо-науковій програмі підготовки фахівців. Отримані результати можуть бути використані при розробці й модернізації систем керування реальними установками гідроочищення гасу, а також у навчальному процесі.

Практичне значення магістерської роботи полягає у можливості застосування розробленої структури системи автоматичного керування, функціональної та електричної схем, а також програмного забезпечення ПЛК для побудови реальної системи керування установкою гідроочищення гасу. Використання запропонованих рішень дає змогу підвищити стабільність технологічного режиму, якість кінцевого продукту, зменшити енерговитрати та підвищити рівень промислової безпеки.

РОЗДІЛ 1

ТЕХНОЛОГІЯ ПРОЦЕСУ

1.1. Аналіз технології

Процес гідроочищення гасу належить до каталітичних процесів вторинної переробки нафтопродуктів і призначений для видалення з сировини сірковмісних, азотовмісних та кисневмісних сполук шляхом їх гідрогенізації у присутності водню. Основною метою процесу є зниження масової частки сірки до нормативних значень, підвищення хімічної стабільності гасу, покращення його експлуатаційних характеристик та відповідність вимогам екологічних стандартів.

Технологічна схема установки гідроочищення включає теплообмінний тракт підігріву сировини та газосировинної суміші, трубчасту піч, реактор з нерухомим шаром каталізатора, систему охолодження продуктів реакції, високотемпературний і низькотемпературний сепаратори, а також стабілізаційну колону з кип'ятильником та конденсатором. Усі апарати з'єднані між собою матеріальними та тепловими потоками, що формує складну багатозв'язну технологічну систему.

Сировина – гасова фракція – після попереднього підігріву подається на змішування з водневмісним газом. Газосировинна суміш нагрівається до температури близько 350–380 °С та під тиском 4–5 МПа надходить у реактор, де на каталітичному шарі відбуваються реакції гідродесульфурації, гідродезазотації та гідрогенізації ненасичених вуглеводнів. Каталітичний процес супроводжується інтенсивним виділенням тепла, тому температурний режим у реакторі є одним з найкритичніших параметрів процесу.

Продукти реакції після виходу з реактора надходять у систему охолодження, де відбувається поступове зниження температури та часткова конденсація вуглеводневих парів. У подальшому газопродуктова суміш

надходить до високотемпературного та низькотемпературного сепараторів, у яких здійснюється фазовий поділ на:

- газову фазу (водень, легкі вуглеводні);
- рідку вуглеводневу фазу (очищений газ з бензиновими фракціями);
- водяну фазу (конденсаційна та промивна вода).

Ефективність сепарації суттєво залежить від тиску, температури та рівня в сепараторах. Порушення цих параметрів призводить до винесення рідини в газову лінію, втрат продукту або порушення гідравлічного режиму установки.

Очищена рідка фаза після сепарації направляється на стабілізацію у ректифікаційну колону. У колоні здійснюється видалення легких фракцій і розчинених газів з метою підвищення температури спалаху та забезпечення товарної якості газу. Процес стабілізації відбувається за рахунок підведення температури в кип'ятильнику та тепловідводу в конденсаторі. Основними керованими параметрами колони є температура вгорі та внизу, тиск, витрата зрошення і рівень у колоні.

Аналіз технологічного процесу показує, що установка гідроочищення є нелінійним багатоконтурним об'єктом керування з істотною тепловою та матеріальною інерційністю, наявністю запізньованих і сильними перехресними зв'язками між каналами керування. Збурення у вигляді коливань складу сировини, витрати газу, тиску в системі та температури теплоносіїв істотно впливають на динаміку процесу та якість кінцевого продукту.

Для стабільного ведення технологічного режиму необхідне одночасне автоматичне керування:

- тиском у газорідних системах;
- рівнем у сепараторах та кубі колони;
- витратами сировини, газу та теплоносіїв.

Таким чином, технологічний процес гідроочищення та стабілізації газу потребує застосування розвиненої багатоконтурної системи автоматичного керування з використанням сучасних програмно-технічних засобів, здатних

до надійності та безпеки промислових систем. Специфікою даного завдання є те, що об'єкт керування являє собою складну багатоконтурну систему з тісно пов'язаними тепловими, гідродинамічними та масообмінними процесами, на які суттєво впливають як внутрішні, так і зовнішні збурення.

Технологічний процес гідроочищення газу характеризується одночасним протіканням реакцій гідрогенізації, інтенсивним теплообміном, фазовими переходами та ректифікацією. Основні апарати установки – трубчаста піч, реактор, теплообмінники, сепаратори та стабілізаційна колона – утворюють єдиний тепломатеріальний контур. Зміна режиму роботи будь-якого з цих елементів неминуче призводить до перерозподілу температур, тисків, витрат і рівнів у всій системі. Це ускладнює задача синтезу системи керування та вимагає застосування багатоконтурних алгоритмів регулювання.

Однією з ключових особливостей об'єкта є значна інерційність теплових процесів, наявність транспортних запізнень у теплообмінних трактах, а також нелінійний характер залежностей між керуючими діями та вихідними параметрами. Крім того, параметри процесу істотно залежать від складу сировини, концентрації водню, стану каталізатора та режиму теплообміну, що ускладнює забезпечення стабільності режиму в широкому діапазоні навантажень. Усе це зумовлює необхідність застосування сучасних методів моделювання та синтезу систем автоматичного керування.

Поставлене завдання також включає необхідність виконання імітаційного моделювання процесу в середовищі Aspen HYSYS з метою відтворення реальних термодинамічних властивостей потоків, оцінки балансу маси та енергії, а також аналізу поведінки об'єкта при зміні керуючих і збурювальних впливів. На основі результатів моделювання необхідно визначити оптимальні робочі режими апаратів, діапазони зміни параметрів та граничні умови безаварійної експлуатації установки.

Не менш важливою складовою поставленого завдання є розроблення функціональної та електричної принципової схем системи автоматизації, підбір сучасних технічних засобів керування, вимірювання та сигналізації, а також

програмна реалізація алгоритмів керування на базі промислового програмованого логічного контролера. При цьому система керування повинна забезпечувати не лише стабілізацію основних технологічних параметрів, але й реалізацію аварійних захистів, блокувань та візуалізацію процесу для оператора.

Таким чином, аналіз поставленого завдання свідчить, що його розв'язання вимагає комплексного підходу, який поєднує аналіз технологічного процесу, математичне та імітаційне моделювання, синтез багатоконтурної системи автоматичного керування, вибір технічних засобів і програмну реалізацію алгоритмів керування. Успішне виконання цього завдання дозволить підвищити стабільність роботи установки гідроочищення гасу, якість кінцевого продукту, енергоефективність і рівень промислової безпеки.

Висновки до розділу 1

У першому розділі виконано аналіз технологічного процесу гідроочищення та стабілізації гасу як об'єкта автоматичного керування. Розглянуто основні стадії процесу, склад та призначення технологічного обладнання, а також особливості протікання тепломасообмінних, сепараційних і ректифікаційних процесів. Показано, що установка є складною багатоконтурною системою з тісними перехресними зв'язками між параметрами.

За результатами аналізу встановлено, що стабільна робота процесу можлива лише за умови автоматичного керування температурою, тиском, витратою та рівнем у ключових апаратах. Отримані висновки стали підґрунтям для подальшого математичного моделювання та синтезу системи автоматичного керування.

РОЗДІЛ 2

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ТА ДОСЛІДЖЕННЯ ДИНАМІКИ СИСТЕМИ СТАБІЛІЗАЦІЇ ТИСКУ ТА ТЕМПЕРАТУРИ

2.1. Конкретизація поставленої задачі дослідження контуру

Згідно поставленого завдання на магістерську роботу, проводимо математичне моделювання для отримання та аналізу динамічних властивостей даної системи. Розглядаючи даний технологічний контур роботи колони та сепаратора, потрібно відзначити найважливіші параметри для регулювання.

Насамперед слід окреслити логічний причинно–наслідковий ланцюг процесів. Підвищення температури в нижній частині колони призводить до інтенсифікації випаровування, що збільшує кількість пари, яка надходить у верхню частину колони та далі впливає на теплове навантаження теплообмінника 16. Зростання теплового потоку зменшує ступінь конденсації у цьому теплообміннику, що, у свою чергу, викликає підвищення тиску в сепараторі 14. Таким чином, параметри колони, теплообмінного обладнання та сепаратора взаємопов'язані та утворюють замкнений термодинамічний контур.

Для впливу на систему використовуються два основні керуючі сигнали:

- u_1 – зміна теплоподачі до кип'ятильника;
- u_2 – зміна положення газового клапана на виході із сепаратора 14;

Основні регульовані та спостережувані параметри:

- T_b – температура низу колони;
- T_r – температура після теплообмінника 16 (рефлюкс / рециркуляційний потік);
- P_s – тиск у сепараторі 14.

Відповідно до цього можна побудувати схему перехресний зв'язків, яка наочно демонструє взаємні впливи між входами та виходами (рис 2.1).

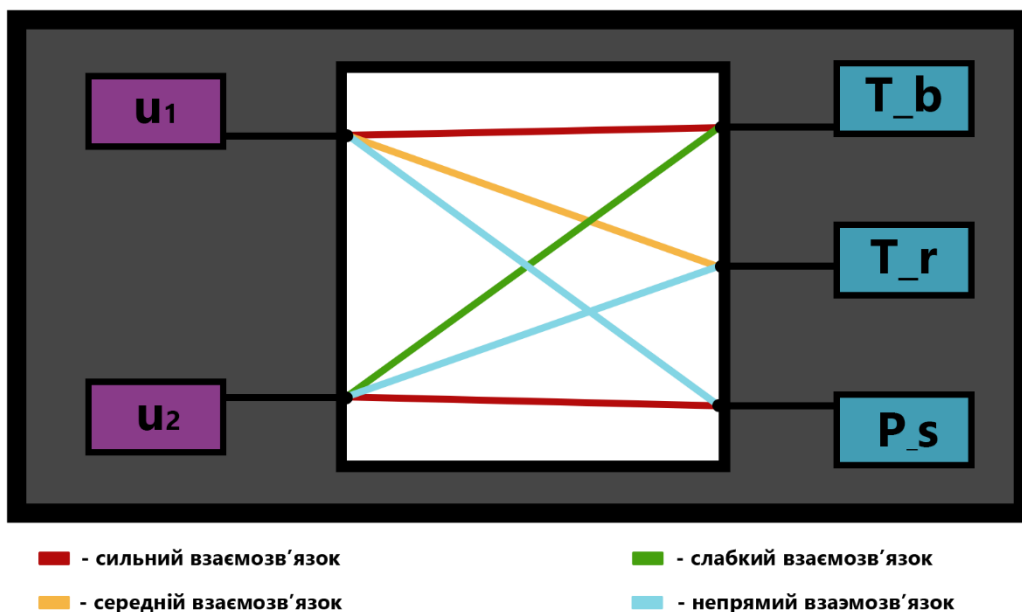


Рис. 2.1. Схема впливу входів до виходів

Відповідно до даної схеми:

1. $\rightarrow u_1 \quad T_b$ (сильний прямий взаємозв'язок). Підвищення теплоподачі підвищує температуру внизу колони.
2. $\rightarrow u_1 \quad T_r$ (середній взаємозв'язок). Збільшення випаровування збільшує тепловий потік у верх колони, що впливає на температуру після теплообмінника 16.
3. $\rightarrow u_1 \quad P_s$ (непрямий взаємозв'язок). Підвищення кількості пари збільшує газонавантаження сепаратора, що викликає зміну тиску.
4. $\rightarrow u_2 \quad P_s$ (сильний прямий взаємозв'язок). Ступінь відкриття клапана визначає інтенсивність відведення газу і тому є основним засобом регулювання тиску.
5. $\rightarrow u_2 \quad T_r$ (непрямий зв'язок через зміну ступеня конденсації). Зміни тиску у сепараторі змінюють рівень конденсації парів у теплообміннику 16.
6. $\rightarrow u_2 \quad T_b$ (слабкий, але присутній зворотній зв'язок). Через зміну температурного режиму рефлюксу впливає на тепловий баланс колони.

На відміну від ідеалізованих ізольованих контурів, даний технологічний комплекс демонструє високий ступінь інтеграції: зміна теплового режиму внизу колони викликає цілий каскад змін у всіх підсистемах, включаючи режим конденсації у теплообміннику та гідродинамічний режим у сепараторі. Саме тому подальше моделювання потребує урахування цих зв'язків у єдиній узгодженій структурі.

Побудована схема перехресних впливів дозволяє узагальнити поведінку системи й визначити, які параметри будуть ключовими у побудові динамічної моделі, та які саме з них варто лінеаризувати для подальшого аналізу. Такий підхід забезпечує основу для розробки адекватної системи автоматичного керування та визначення оптимальних стратегій регулювання.

2.2. Математична модель технологічного процесу

2.2.1. Припущення та введення змінних та сталих значень

Метою математичного моделювання є отримання кількісного опису динамічних процесів у вибраному технологічному контурі, що включає стабілізаційну колону, теплообмінник–рекуператор та низькотемпературний сепаратор. Модель повинна відображати зміну ключових технологічних параметрів – температури низу колони, температури після теплообмінника 16 та тиску в сепараторі – під дією керуючих впливів, а також враховувати їх взаємозалежність.

Для побудови моделі використовуються базові закони матеріального та теплового балансу. Зважаючи на складність реальних процесів теплообміну і масообміну, прийнято низку припущень, що дозволяють отримати компактну динамічну модель, придатну до подальшої лінеаризації:

1. Зосереджені параметри. Температура кожного апарата (T_b , T_r) та тиск у сепараторі (P_s) розглядаються як середні по об'єму величини без урахування просторових градієнтів;

2. Сталий склад і фізичні властивості. Густина, теплоємність, теплопровідність та інші властивості робочої суміші вважаються постійними в околі робочої точки;

3. Сталий режим сторонніх потоків. Витрата сировини, охолоджувального середовища і подачі води в теплообмінники приймається незмінною; змінними є тільки u_1 (теплоподача) та u_2 (положення газового клапана);

4. Ідеальність фаз у сепараторі. Газова фаза розглядається як ідеальний газ; рідка фаза – як нестислива;

5. Лінійність органів регулювання в околі робочої точки. Характеристики газового клапана та подачі тепла в кип'ятильник наближено лінійні;

6. Відсутність транспортних запізнень. Час перенесення рідини та газу між апаратами набагато менший за сталі часу об'єкта, тому транспортні затримки не враховуються;

7. Малі відхилення від робочої точки. Модель орієнтована на аналіз динаміки при малих змінах температури та тиску, що дозволяє подальшу лінеаризацію.

Введемо змінні стану, якими ми будемо оперувати при створенні математичної моделі:

- $T_b(t)$ – температура в нижній частині стабілізаційної колони (температура в зоні кип'ятильника), °С;
- $T_r(t)$ – температура конденсатного (рефлюксного) потоку після теплообмінника 16, °С;
- $P_s(t)$ – тиск у низькотемпературному сепараторі 14, МПа.

Вектор стану:

$$X(t) = \begin{bmatrix} T_b(t) \\ T_r(t) \\ P_s(t) \end{bmatrix}. \quad (2.1)$$

Також невід'ємною частиною є керуючі впливи, а саме:

- $u_1(t)$ – керуючий сигнал, що задає зміну теплоподачі до кип’ятильника 18, %;
- $u_2(t)$ – керуючий сигнал на газовий клапан на виході із сепаратора 14, %.

Вектор стану:

$$U(t) = \begin{bmatrix} u_1(t) \\ u_2(t) \end{bmatrix}. \quad (2.2)$$

У моделі як вихідні величини використовуються ті ж самі змінні стану, тому:

$y_1(t) = T_b(t)$ – регульована температура низу колони;

$y_2(t) = T_r(t)$ – контрольна температура після теплообмінника 16;

$y_3(t) = P_s(t)$ – регульований тиск у сепараторі.

$$Y(t) = \begin{bmatrix} y_1(t) \\ y_2(t) \\ y_3(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} T_b(t) \\ T_r(t) \\ P_s(t) \end{bmatrix}. \quad (2.3)$$

Номінальні значення змінних стану:

- $T_{b0} = 267$ °С;
- $T_{r0} = 150$ °С;
- $P_{s0} = 3,7$ Мпа.

Для отримання кінцевої динаміки введемо значення решти значень у вигляді припущень та адекватних для даних установок, які можна змінити на наближені при створенні реальної установки:

- $M_b = 10000$ кг – ефективна маса рідини внизу колони (живий об’єм над кип’ятильником);
- $M_r = 3000$ кг – ефективна маса рідини в контурі конденсату через теплообмінник 16;
- $V_s = 5$ м³ – ефективний об’єм газової фази в сепараторі 14;
- $c_p = 2 \cdot 10^3$ Дж/(кг/К) – середня теплоємність рідини в колоні;

- $c_{p,r} = 2 \cdot 10^3$ Дж/(кг/К) – теплоємність рефлюксного/конденсатного потоку;
- $R_g = 350$ Дж/(кг/К) – приведена газова стала для суміші газів у сепараторі;
- $K_{16} = 2 \cdot 10^5$ Вт/К – узагальнений коефіцієнт теплопередачі в 16 (з урахуванням площі теплообміну);
- $K_{reb} = 2 \cdot 10^5$ Вт/К – узагальнений коефіцієнт теплопередачі в 18 (з урахуванням площі теплообміну);
- $K_{loss} = 2 \cdot 10^4$ Вт/К – узагальнені теплові втрати знизу колони в середовище;
- $T_a = 25$ °С – температура навколишнього середовища;
- $T_{14} = 43$ °С – температура конденсату з 14 перед входом у 16;
- $T_h = 300$ °С – ефективна температура гарячого потоку, що нагріває конденсат у 16 (з боку гарячих парів/гасу);
- $T_{r,out} = 370$ °С – ;
- $F_{L0} = 10$ кг/с – витрата рідкої фази через кип'ятильник (нижня циркуляція в колоні);
- $F_{14,0} = 5$ кг/с – номінальна витрата конденсату із сепаратора 14, що через 16 повертається в колону;
- $k_v = 1 \frac{\text{кг} / \text{с}}{\sqrt{\text{МПа}}}$ – коефіцієнт пропускної здатності клапана;
- $P_{out} = 3$ МПа – тиск за клапаном.

2.2.2. Створення математичної моделі

Для початку візьмемо до уваги контур температури низу колони.

Загальний енергетичний потік буде виглядати наступним чином:

$$M_b c_b \frac{d(T_b)}{dt} = Q_{reb} + Q_{br} - Q_{loss}. \quad (2.4)$$

Тепло від кип'ятильника 18:

$$Q_{reb} = K_{reb} a_1(u_1)(T_{r,out} - T_b), \text{ де} \quad (2.5)$$

$K_{reb} a_1(u_1)$ – ефективний коефіцієнт теплопередачі, що змінюється зі ступенем відкриття клапана.

Теплообмін із потоком із теплообмінника 16:

$$Q_{br} = k_{br} (T_r - T_b). \quad (2.6)$$

Втрати теплоти в навколишнє середовище:

$$Q_{loss} = K_{loss} (T_b - T_a). \quad (2.7)$$

Підставимо всі потоки та поділимо на значення $M_b c_b$ для отримання загального рівняння:

$$\frac{d(T_b)}{dt} = \frac{K_{reb}}{M_b c_b} a_1(u_1)(T_{r,out} - T_b) + \frac{k_{br}}{M_b c_b} (T_r - T_b) - \frac{K_{loss}}{M_b c_b} (T_b - T_a), \text{ де} \quad (2.7)$$

$$k_{br} = F_{r0} \cdot c_{pr} = 5 \cdot 2 \cdot 10^3 = 1 \cdot 10^4 \text{ Вт/К}; \quad (2.8)$$

$$\frac{K_{reb}}{M_b c_b} = \frac{2 \cdot 10^5}{2 \cdot 10^7} = 1 \cdot 10^{-2}; \quad (2.9)$$

$$\frac{k_{br}}{M_b c_b} = \frac{1 \cdot 10^4}{2 \cdot 10^7} = 5 \cdot 10^{-4}; \quad (2.10)$$

$$\frac{K_{loss}}{M_b c_b} = \frac{2 \cdot 10^4}{2 \cdot 10^7} = 1 \cdot 10^{-3}; \quad (2.11)$$

Тепер розглянемо математичну модель для теплообмінника 16, а саме лише температуру в холодній його стороні:

$$M_r c_r \frac{d(T_r)}{dt} = Q_{flow} + Q_{hex}, \text{ де} \quad (2.12)$$

$$Q_{flow} = F_{14} c_r (T_{14} - T_r) - \text{надходження/винесення енергії};$$

$$Q_{hex} = K_{16} (T_b - T_r) - \text{теплообмін через стінку теплообмінника};$$

Підставимо всі потоки та поділимо на значення $M_r c_r$ для отримання загального рівняння:

$$\frac{d(T_r)}{dt} = \frac{F_{14}(P_s)}{M_r} (T_{14} - T_r) + \frac{K_{16}}{M_r c_r} (T_b - T_r), \text{ де} \quad (2.13)$$

$$F_{14}(P_s) = F_{14,0} + k_p(P_s - P_{s0});$$

$$k_p = \frac{0,75}{0,1} = -7,5 \text{ (кг/с)/МПа} - \text{ коефіцієнт чутливості, який береться за}$$

умови, що при збільшенні тиску, конденсація зменшується, а отже і зменшується потік із сепаратора 14;

$$\frac{F_{14}}{M_r} = \frac{5}{3000} = 1,67 \cdot 10^{-3} - \text{ інерція транспортного контуру (повільна).}$$

$$\frac{K_{16}}{M_{r,c_r}} = \frac{2 \cdot 10^5}{3000 \cdot 2 \cdot 10^3} = 3,33 \cdot 10^{-2} - \text{ інерція теплопередачі (набагато}$$

швидша).

Це означає, що теплообмінник реагує переважно на температуру куба, а на зміну температури на вході з сепаратора впливає слабше, бо щодо гарячої сторони є значна термічна маса.

Далі побудуємо газовий баланс для контуру регулювання тиску в сепараторі 14:

$$\frac{d(m_s)}{dt} = F_{g,in} - F_{g,out}, \text{ де} \quad (2.14)$$

$$m_s = \frac{P_s V_s}{R_g T_s} - \text{ рівняння стану;}$$

$T_s = const$ – температура газової фази стала;

$$F_{g,in} = F_{g0} + k_{gb}(T_b - T_{b0}) - \text{ витрата на вході;}$$

k_{gb} – коефіцієнт впливу кипіння на приток газу

$$F_{g,out} = a_2(u_2)(P_s - P_{11}) - \text{ витрата на виході.}$$

Отже загальне рівняння набуде вигляду:

$$\frac{d(P_s)}{dt} = \frac{R_g T_s}{V_s} [F_{g,in} - F_{g,out}]. \quad (2.15)$$

Отже, в даному підрозділі було виконано створення базових математичних моделей обраних контурів керування пов'язаних між собою тісним зв'язком та взаємозалежністю. В результаті було отримано систему

рівнянь які описують фізичну взаємодію обраних об'єктів через спільний енергетичний потік.

2.3. Лінеаризація створеної математичної моделі

Для початку необхідно визначити поліном, який визначає характеристику роботи клапана $a_1(u_1)$:

Таблиця 2.1

Вихідні дані для побудови інтерполяційного полінома 1-го клапана

u_1 , відн од.	0,0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
$a_1(u_1)$, КВт	0.00	0.08	0.017	0.027	0.039	0.052	0.066

$a_1(u_1) = 0.05u_1^3 + 0.07u_1^2 + 0.88u_1$ – апроксимаційний поліном 3-го ступеня для першого клапана.

Визначаємо похідну та беремо робочу точку на 60%:

$$\left. \frac{da_1}{du_1} \right|_{u_1^{(0)}} = 0.15 \cdot 0.6^2 + 0.14 \cdot 0.6 + 0.88 \approx 1,02. \quad (2.16)$$

Тепер виконаємо ідентичні дії з другим клапаном $a_2(u_2)$:

Таблиця 2.2

Вихідні дані для побудови інтерполяційного полінома 2-го клапана

u_2 , відн од.	0,0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
$a_2(u_2)$, КВт	0.00	0.05	0.011	0.018	0.027	0.038	0.050

$a_2(u_2) = -0.07u_2^3 + 0.36u_2^2 + 0.59u_2$ – апроксимаційний поліном 3-го ступеня для другого клапана.

Визначаємо похідну та беремо робочу точку на 60%:

$$\left. \frac{da_2}{du_2} \right|_{u_2^{(0)}} = -0.21 \cdot 0.6^2 + 0.72 \cdot 0.6 + 0.59 \approx 0,95. \quad (2.17)$$

Введення векторів станів та керувань:

$$x = \begin{bmatrix} T_b \\ T_r \\ P_s \end{bmatrix}, \quad u = \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \end{bmatrix}.$$

$$\frac{d(x)}{dt} = f(x, u). \quad (2.18)$$

Нелінійна модель у векторній формі буде мати наступний вигляд:

$$f_1 = \frac{K_{reb}}{M_b c_b} a_1(u_1) (T_{r,out} - T_b) + \frac{k_{br}}{M_b c_b} (T_r - T_b) - \frac{K_{loss}}{M_b c_b} (T_b - T_a). \quad (2.19)$$

$$f_2 = \frac{F_{14}(P_s)}{M_r} (T_{14} - T_r) + \frac{K_{16}}{M_r c_r} (T_h - T_r). \quad (2.20)$$

$$f_3 = \frac{R_g T_s}{V_s} [F_{g0} + k_{gb} (T_b - T_{b0}) - a_2(u_2) (P_s - P_{11})]. \quad (2.21)$$

Запишемо частинні похідні та значення коефіцієнтів a_{11} – a_{33} та b_{11} – b_{32} :

$$A = \left[\frac{\partial f_i}{\partial x_j} \right]_{x_0, u_0} \quad B = \left[\frac{\partial f_i}{\partial u_j} \right]_{x_0, u_0}$$

Матриці А:

$$\begin{aligned} a_{11} &= \left. \frac{\partial f_1}{\partial T_b} \right|_0; & a_{12} &= \left. \frac{\partial f_1}{\partial T_r} \right|_0; & a_{13} &= 0; \\ a_{21} &= 0; & a_{22} &= \left. \frac{\partial f_2}{\partial T_r} \right|_0; & a_{23} &= \left. \frac{\partial f_2}{\partial P_s} \right|_0; \\ a_{31} &= \frac{R_g T_s}{V_s} k_{gb}; & a_{32} &= 0; & a_{33} &= \left. \frac{\partial f_3}{\partial P_s} \right|_0. \end{aligned}$$

Матриці В:

$$\begin{aligned} b_{11} &= \left. \frac{\partial f_1}{\partial u_1} \right|_0; & b_{21} &= 0; & b_{31} &= 0; \\ b_{12} &= \left. \frac{\partial f_1}{\partial u_2} \right|_0; & b_{22} &= 0; & b_{32} &= \left. \frac{\partial f_3}{\partial u_2} \right|_0 = \frac{R_g T_s}{V_s} \cdot \left[-\frac{da_2}{du_2} (P_s - P_{11}) \right]. \end{aligned}$$

Для побудови лінеаризованої моделі необхідно визначити робочу точку, тобто такі сталі значення всіх змінних, за яких система перебуває в квазістаціонарному режимі, а похідні дорівнюють нулю:

$$\dot{T}_b = 0; \quad \dot{T}_r = 0; \quad \dot{P}_s = 0.$$

Тоді загальні рівняння набувають наступного вигляду:

$$\begin{cases} 0 = K_{reb} a_1(u_1)(T_{r,out0} - T_{b0}) + k_{br}(T_{r0} - T_{b0}) - K_{loss}(T_{b0} - T_a) \\ 0 = F_{14,0}(T_{14} - T_{r0}) + \frac{K_{16}}{c_r}(T_h - T_{r0}) \\ P_{s0} = P_{11} + \frac{F_{g,in}}{a_2(u_{20})} \end{cases} \quad (2.22)$$

Для зручності введемо наступні позначення для визначення коефіцієнтів системи:

$$a_{reb} = \frac{K_{reb}}{M_b c_b}; \quad a_{br} = \frac{k_{br}}{M_b c_b}; \quad a_{loss} = \frac{K_{loss}}{M_b c_b};$$

$$\beta_{16} = \frac{K_{16}}{M_r c_r}; \quad \gamma = \frac{R_g T_s}{V_s}.$$

Також:

$$a_1^0 = a_1(u_{10}); \quad a_1'^0 = \left. \frac{da_1}{du_1} \right|_{u_{10}};$$

$$a_2^0 = a_2(u_{20}); \quad a_2'^0 = \left. \frac{da_2}{du_2} \right|_{u_{20}}.$$

$$F_{14}^0 = F_{14}(P_{s0}) = F_{14,0};$$

Тоді:

$$a_{11} = -a_{reb} a_1^0 - a_{br} - a_{loss} = -4.19 \cdot 10^{-3}; \quad a_{12} = a_{br} = 5 \cdot 10^{-4}; \quad a_{13} = 0;$$

$$a_{21} = 0; \quad a_{22} = -\frac{F_{14}^0}{M_r} - \beta_{16} = -3.50 \cdot 10^{-2}; \quad a_{23} = \frac{k_p}{M_r}(T_{14} - T_{r0}) = 4.11 \cdot 10^{-7};$$

$$a_{31} = 2.21 \cdot 10^2; \quad a_{32} = 0; \quad a_{33} = -\gamma a_2^0 = -2.12 \cdot 10^{-1};$$

$$b_{11} = a_{reb} a_1'^0 (T_{r,out} - T_{b0}) = 9.63 \cdot 10^{-1}; \quad b_{21} = 0; \quad b_{31} = 0;$$

$$b_{12} = 0; \quad b_{22} = 0; \quad b_{32} = -\gamma a_2^{r0} (P_{s0} - P_{11}) = -1.22 \cdot 10^{10}.$$

Після лінеаризації нелінійної системи в околі робочої точки отримано модель у просторі станів:

$$\dot{x} = Ax + Bu; \quad y = Cx.$$

$$x = [T_b, T_r, P_s]^T;$$

$$u = [u_1, u_2]^T;$$

$$C = I, D = 0.$$

Передавальна функція окремого каналу «вхід–вихід» визначається стандартним виразом для лінеаризованих МІМО–систем:

$$W_{ij}(s) = C_i (sI - A)^{-1} B_j, \text{ де} \quad (2.23)$$

- Матриця $sI - A$ описує динаміку зв'язаних температур і тиску в області Лапласа.
- Операція обернення $(sI - A)^{-1}$ визначає реакцію кожного стану на збурення у частотній області.
- Множення на стовпець B_j вибирає, як саме конкретний вхід u_j впливає на стан системи.
- Множення на рядок C_i вибирає відповідну вихідну величину.

Таким чином, формула дозволяє отримати передавальну функцію будь-якого каналу системи без необхідності вручну обертати матрицю.

Знаменниками передавальних функцій будуть діагональні значення матриці A :

$$\lambda_1 = -4.19 \cdot 10^{-3}; \quad \lambda_2 = -3.50 \cdot 10^{-2}; \quad \lambda_3 = -2.12 \cdot 10^{-1}.$$

$$D(s) = (s + 4.19 \cdot 10^{-3})(s + 3.50 \cdot 10^{-2})(s + 2.12 \cdot 10^{-1}).$$

У розгорнутому вигляді характеристичний поліном набуде вигляду:

$$D(s) = s^3 + 2.5119 \cdot 10^{-1} s^2 + 8.45493 \cdot 10^{-3} s + 3.10443 \cdot 10^{-5}.$$

В результаті ми отримуємо 4 передавальні функції, які показують різну ступінь взаємозв'язку між собою.

Основний канал температури дна колони:

$$W_{T_b,u1}(s) = \frac{0.963s^2 + 0.2379s + 7.15 \cdot 10^{-3}}{s^3 + 2.5119 \cdot 10^{-1}s^2 + 8.45493 \cdot 10^{-3} + 3.10443 \cdot 10^{-5}};$$

Основний канал тиску:

$$W_{P_s,u2}(s) = \frac{-1.22 \cdot 10^8 s^2 - 4.78118 \cdot 10^8 s - 1.78913 \cdot 10^6}{s^3 + 2.5119 \cdot 10^{-1}s^2 + 8.45493 \cdot 10^{-3} + 3.10443 \cdot 10^{-5}};$$

Перехресні канали:

$$W_{T_r,u1}(s) = \frac{8.75 \cdot 10^{-5}}{s^3 + 2.5119 \cdot 10^{-1}s^2 + 8.45493 \cdot 10^{-3} + 3.10443 \cdot 10^{-5}};$$

$$W_{P_s,u1}(s) = \frac{213s + 7.46}{s^3 + 2.5119 \cdot 10^{-1}s^2 + 8.45493 \cdot 10^{-3} + 3.10443 \cdot 10^{-5}};$$

$$W_{T_b,u2}(s) = \frac{-2.5071}{s^3 + 2.5119 \cdot 10^{-1}s^2 + 8.45493 \cdot 10^{-3} + 3.10443 \cdot 10^{-5}};$$

$$W_{T_r,u2}(s) = \frac{-5.014 \cdot 10^3 s - 2.101 \cdot 10^1}{s^3 + 2.5119 \cdot 10^{-1}s^2 + 8.45493 \cdot 10^{-3} + 3.10443 \cdot 10^{-5}}.$$

Таким чином, отримані передавальні функції дозволяють оцінити якість каналів регулювання та величину перехресних зв'язків між контурами температури та тиску.

2.4. Аналіз системи в ПП MatLab Simulink

2.4.1. Перевірка роботи перехресного зв'язку

Для створення перехресних зв'язків, побудуємо відповідну схему в Ssmulink, попередньо використавши наші передавальні функції:

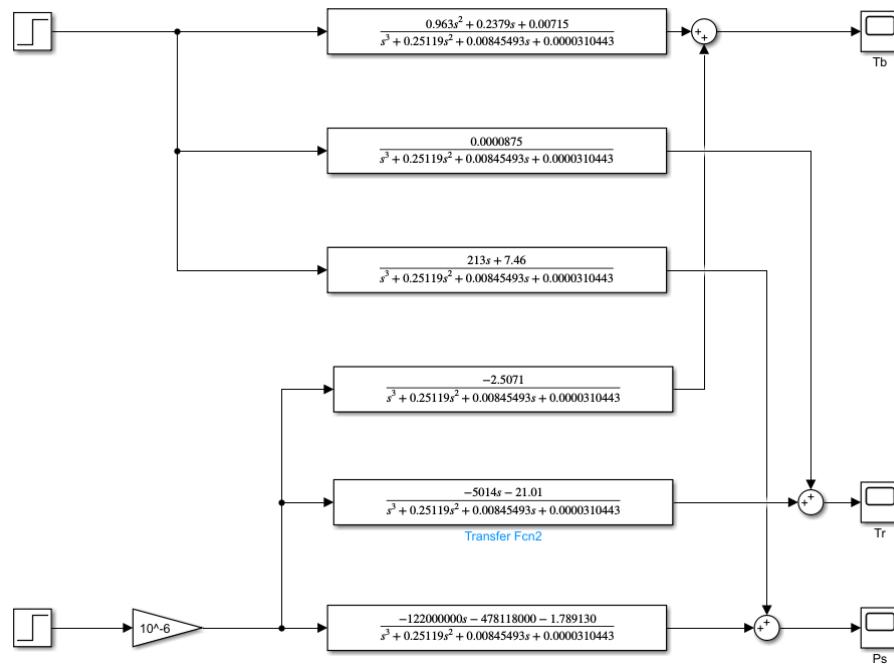


Рис. 2.2. Схема перехресних зв'язків в Simulink

Зразу видно логічний вплив який утворюються перехресні зв'язки. До того ж можна відзначити, що елементом Gain ми зменшили вплив u_2 через використання в нашій системі тиску в одиницях Па, а не МПа. Також причиною стала і чутливість газового клапана.

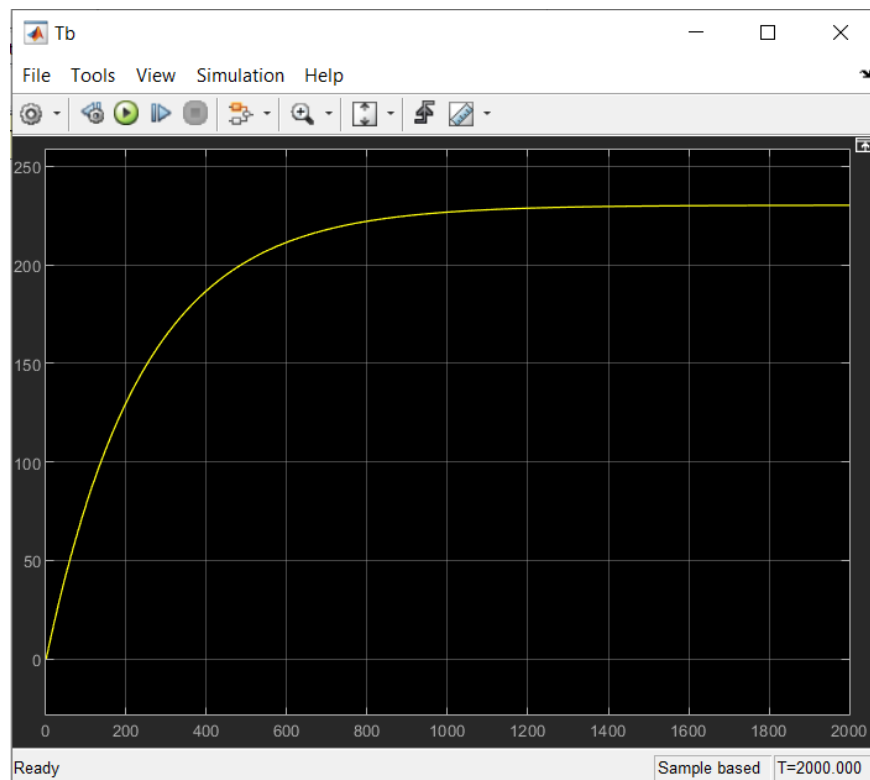


Рис. 2.3. Графік динаміки зміни температури в низу колони

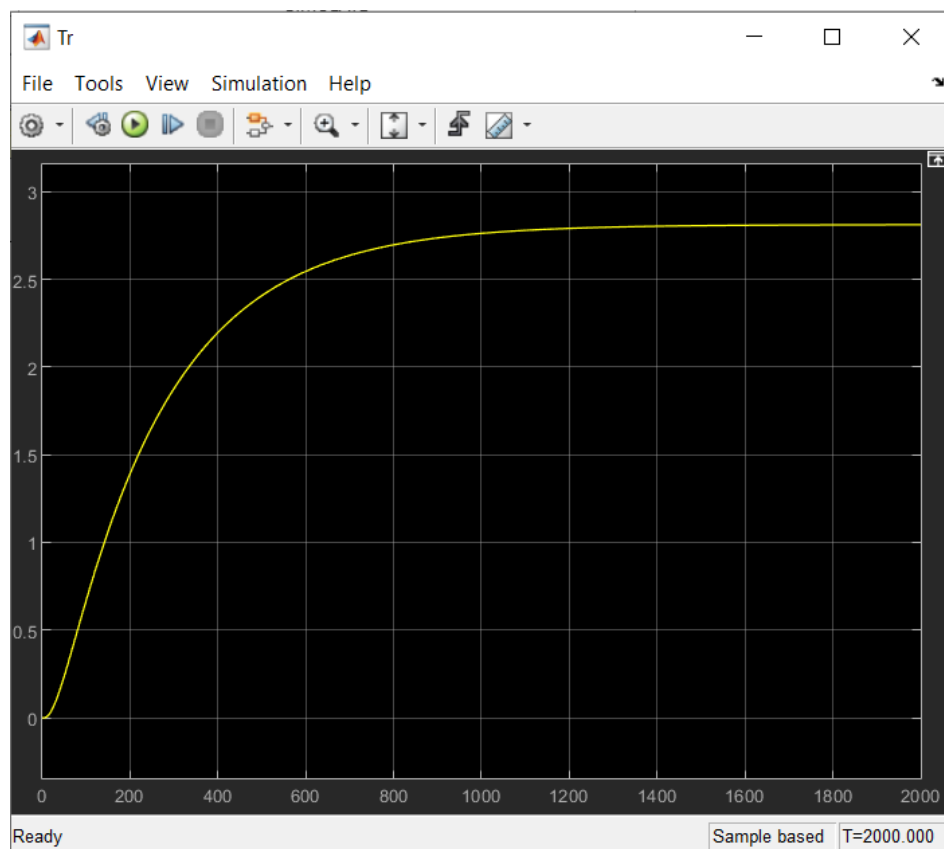


Рис. 2.4. Графік динаміки зміни температури в теплообміннику 16

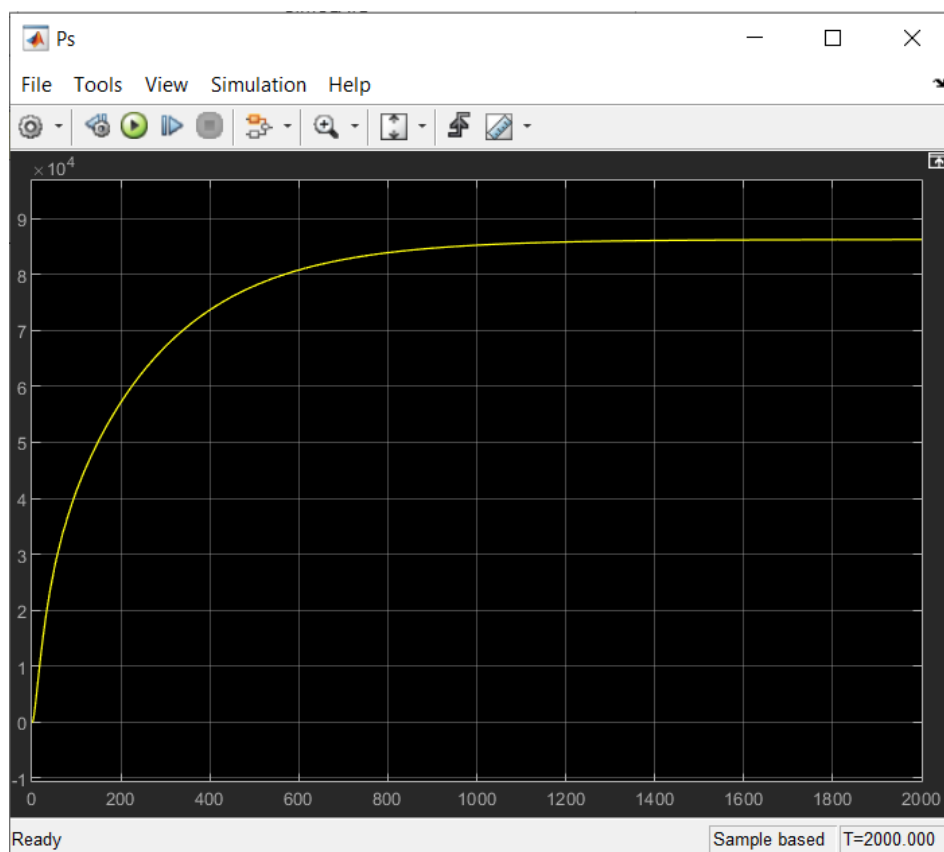


Рис. 2.5. Графік динаміки тиску в газовій області сепаратора 14

Основний канал $u_1 \rightarrow T_b$ має найбільше підсилення і формує основну динамічну реакцію системи. Збільшення теплоподачі в кип'ятильник приводить до плавного зростання температури дна колони до нового стаціонарного рівня. Перехідна характеристика монотонна, без перерегулювання, що відповідає фізиці процесу: інерційний нагрів значної маси рідини внизу колони з тепловими втратами в оточуюче середовище.

Крім прямої дії, на T_b впливають також перехресні контури: через $u_2 \rightarrow P_s \rightarrow T_r \rightarrow T_b$ зміна положення газового клапана змінює тиск, від чого змінюється масова витрата та ступінь конденсації в теплообміннику 16, а це, у свою чергу, призводить до незначної зміни температури конденсату T_r і теплового впливу на низ колони. Цей ефект проявляється як слабкий перехресний канал $u_2 \rightarrow T_b$ і не заважає основному контуру регулювання температури дна колони.

Температура T_r займає проміжне положення між колонною та сепаратором і тому природно відчуває вплив обох контурів.

Основний вплив на T_r реалізується через зміну витрати та тиску в сепараторі: канал $u_2 \rightarrow P_s \rightarrow F_{14} \rightarrow T_r$. Зміна відкриття газового клапана змінює тиск, що впливає на гідравлічний режим і витрату конденсату через теплообмінник 16. Зі збільшенням витрати час перебування рідини в апараті зменшується, і T_r змінюється. На графіках видно, що стрибок за u_2 дає помітну, але добре демпфовану реакцію T_r .

Крім того, через нововведений зв'язок $T_b \rightarrow F_{g,in} \rightarrow P_s \rightarrow T_r$ температура дна колони непрямо впливає на T_r . Збільшення теплоподачі підсилює пароутворення, збільшує масову витрату парогазової фази в сепаратор, що трохи підвищує тиск і, відповідно, впливає на режим теплообмінника. Цей вплив за величиною менший за прямий канал $u_2 \rightarrow T_r$, але він присутній і підтверджує термодинамічну узгодженість моделі.

Основний канал $u_2 \rightarrow P_s$ формує контур регулювання тиску. Відкриття газового клапана збільшує витрату газу, внаслідок чого тиск у сепараторі зменшується; закриття – навпаки. Отримана передавальна функція показує досить велику статичну чутливість та швидку реакцію без перерегулювання, що робить контур тиску зручним для реалізації PI-регулятора.

Введення залежності притоку газу від температури дна колони $F_{g,in}(T_b)$ формує перехресний канал $u_1 \rightarrow T_b \rightarrow P_s$. Розрахунки показують, що стрибок u_1 на 1 умовну одиницю змінює тиск у сепараторі приблизно на 0.08–0.1 МПа (2–3 % від робочого значення 3.7 МПа). Це означає, що:

- тепловий контур впливає на тиск, і цей вплив достатньо великий, щоб його враховувати при налаштуванні регулятора тиску;
- але водночас основний канал $u_2 \rightarrow P_s$ залишається домінуючим, а перехресне збурення від u_1 контур тиску може відпрацювати без втрати стійкості.

2.4.2. Дослідження регуляторів

Для дослідження загальної схеми з двома регуляторами, необхідно визначити оптимальний тип регуляторів та їх налаштувань для мінімізації перерегулювання та забезпечення найкращих якісних характеристик і швидкості переходу системи в усталений режим. Також необхідно мінімізувати статичну похибку для отримання точного регулювання.

З урахуванням наявності перехресних зв'язків між контурами регулювання, дослідження системи доцільно виконувати поетапно. На першому етапі кожний контур регулювання розглядається відокремлено як SISO-система, що дозволяє виконати первинний синтез та налаштування регуляторів без урахування взаємного впливу контурів.

Отже, на початковому етапі дослідження розглянемо окремо контур регулювання температури внизу колони T_b та виконаємо синтез регулятора для даного каналу керування.

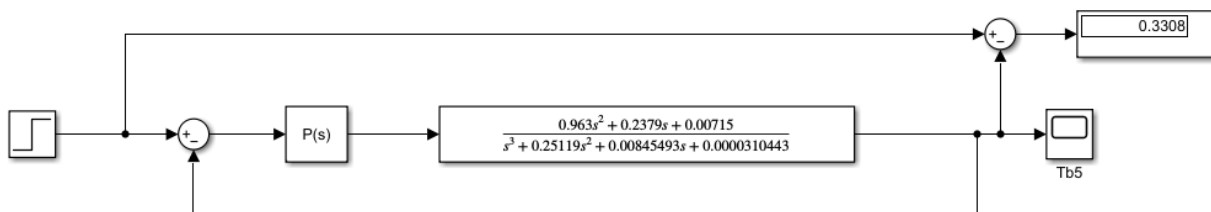


Рис. 2.6. Схема регулювання П-регулятором для контуру температури низу колони

Налаштування регулятора:

$$P = 0.00882990869946815.$$

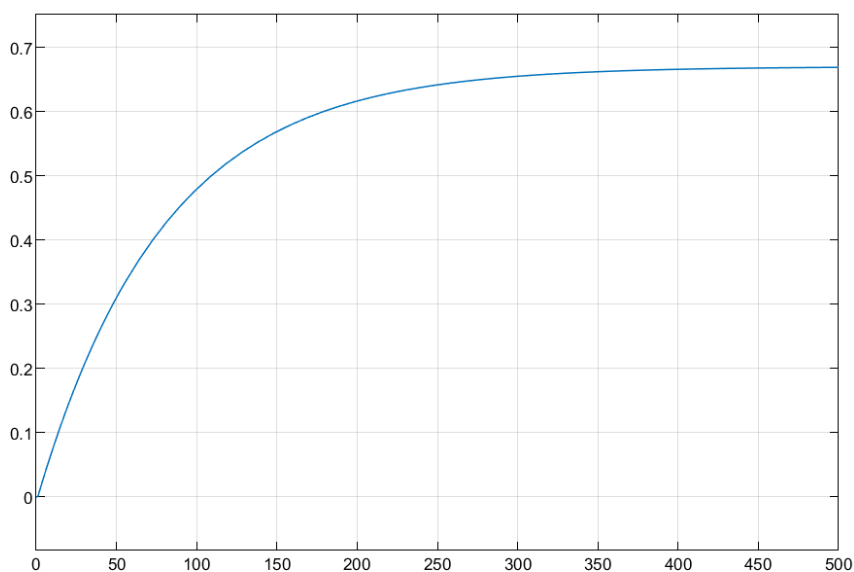


Рис. 2.7. Перехідна характеристика регулювання температури колони

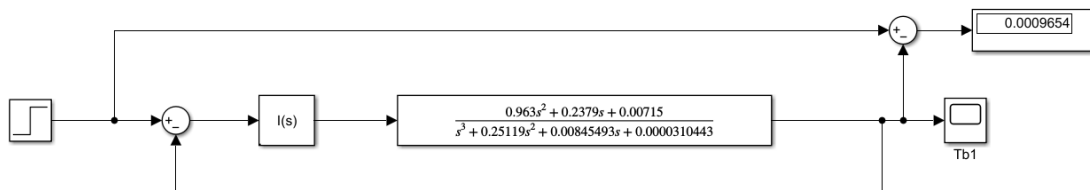


Рис. 2.8. Схема регулювання І-регулятором для контуру температури низу колони

Налаштування регулятора:

$$I = 0.0000121066.$$

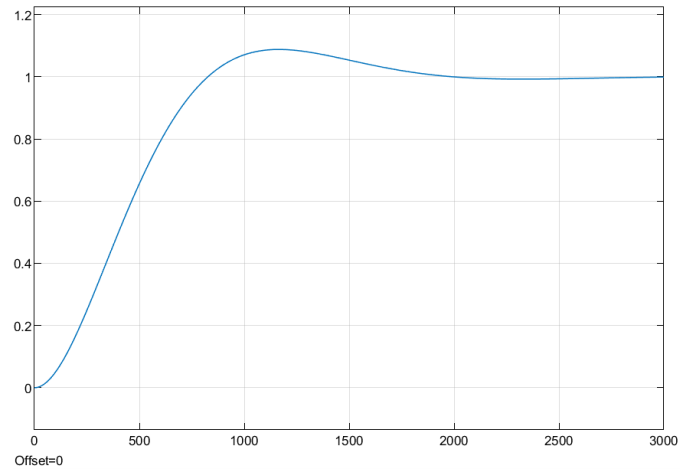


Рис. 2.9. Перехідна характеристика регулювання температури колони

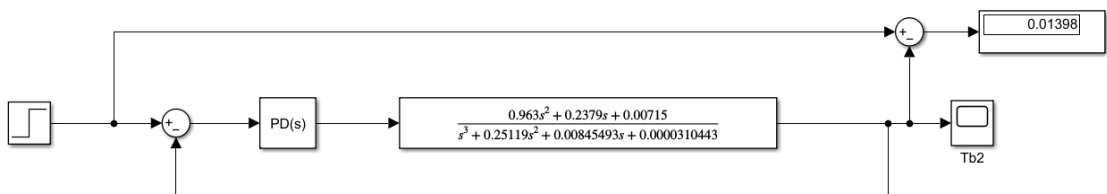


Рис. 2.10. Схема регулювання ПД-регулятором контуру температури низу колони

Налаштування регулятора:

$$P = 0.3062275 ;$$

$$D = 0.$$

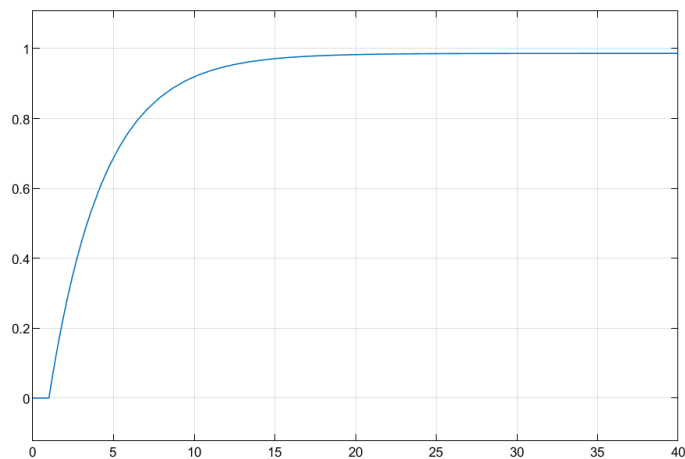


Рис. 2.11. Перехідна характеристика регулювання температури колони

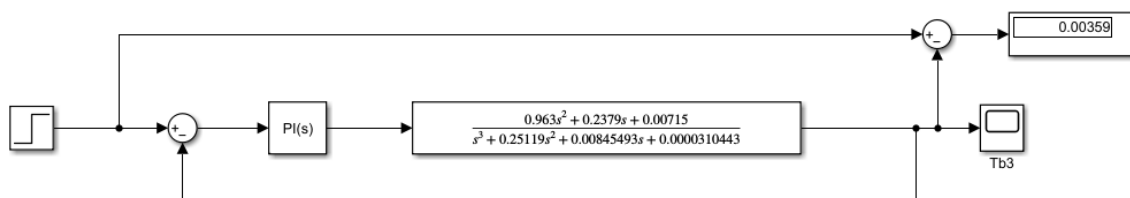


Рис. 2.12. Схема регулювання ПІ-регулятором контуру температури низу
КОЛОНИ

Налаштування регулятора:

$$P = 0.0044880739;$$

$$I = 0.00005632492.$$

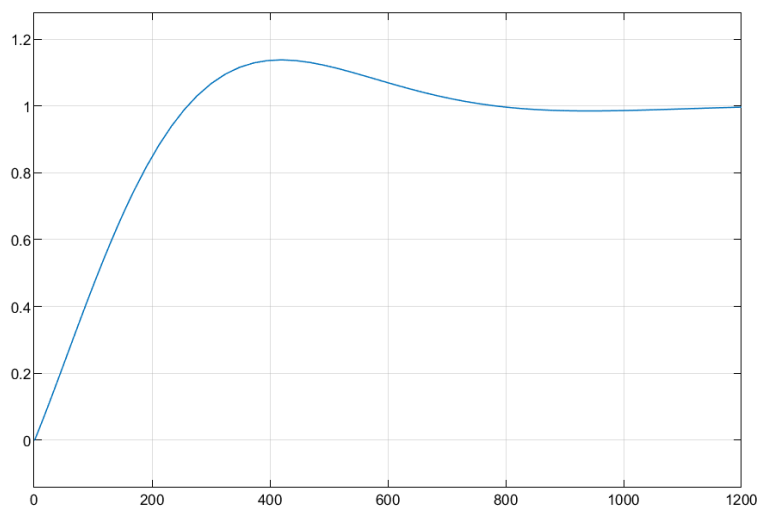


Рис. 2.13. Перехідна характеристика регулювання температури колони

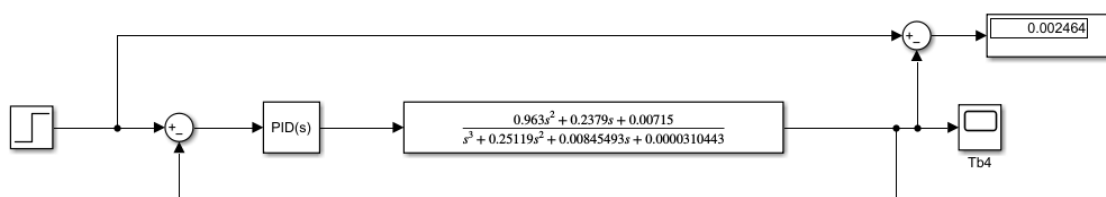


Рис. 2.14. Схема регулювання ПІД-регулятором контуру температури
низу колони

Налаштування регулятора:

$$P = 0.00576631549;$$

$$I = 0.00004859328942;$$

$$D = -0.0448943472492285;$$

$$N = 0.012743389106921.$$

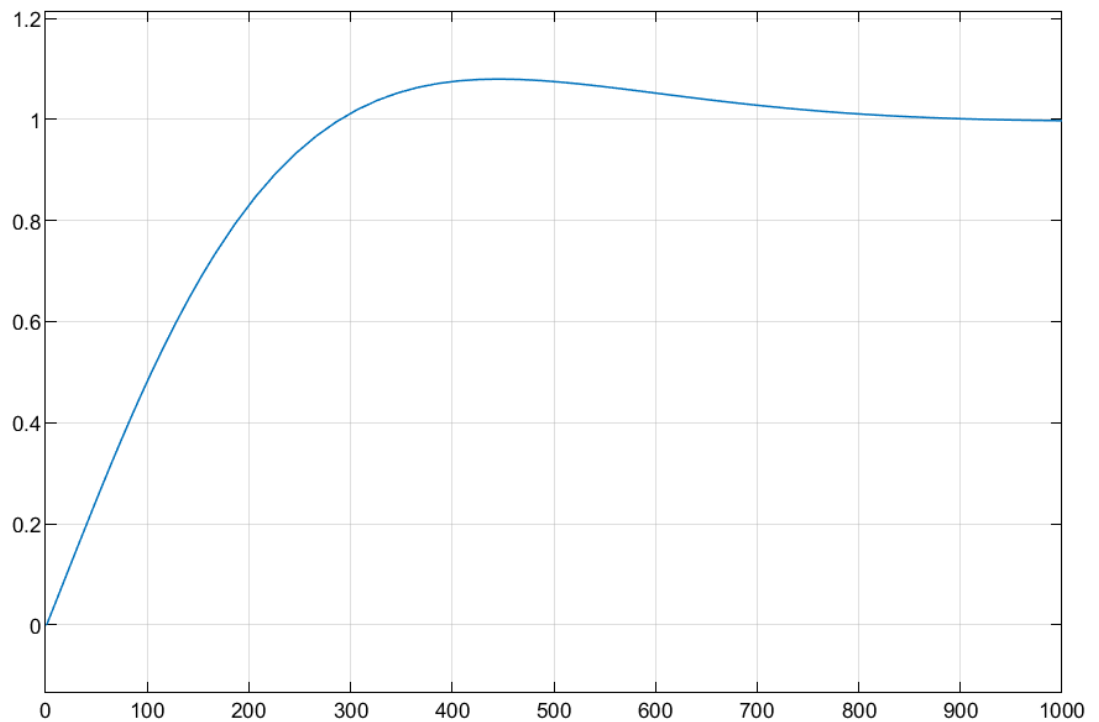


Рис. 2.15. Перехідна характеристика регулювання температури колони

Таблиця 2.3

Якісні характеристики перехідних процесів низу колони

Регулятор	Час регулювання, с	Статична похибка	Перерегулювання, %
П	400	0,3308	0
I	3000	0.0009654	9,341
ПД	20	0,01398	0
ПІ	1300	0,00358	14,368
ПІД	950	0,002464	8,152

З таблиці видно, що оптимальним вибором для регулювання температури низу колони є ПД- регулятор, який має відносно невеликий час регулювання, низьку статичну похибку та невелике перерегулювання.

Тепер візьмемо для дослідження контур тиску P_s в сепараторі. Для цього зробимо аналогічні дії та оберемо ідентичні регулятори для випробування.

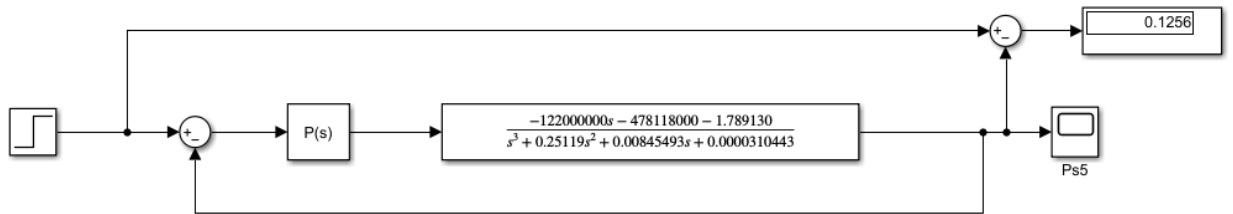


Рис. 2.16. Схема регулювання П-регулятором для контуру температури низу колони

Налаштування регулятора:

$$P = -4.52125212118683e-13.$$

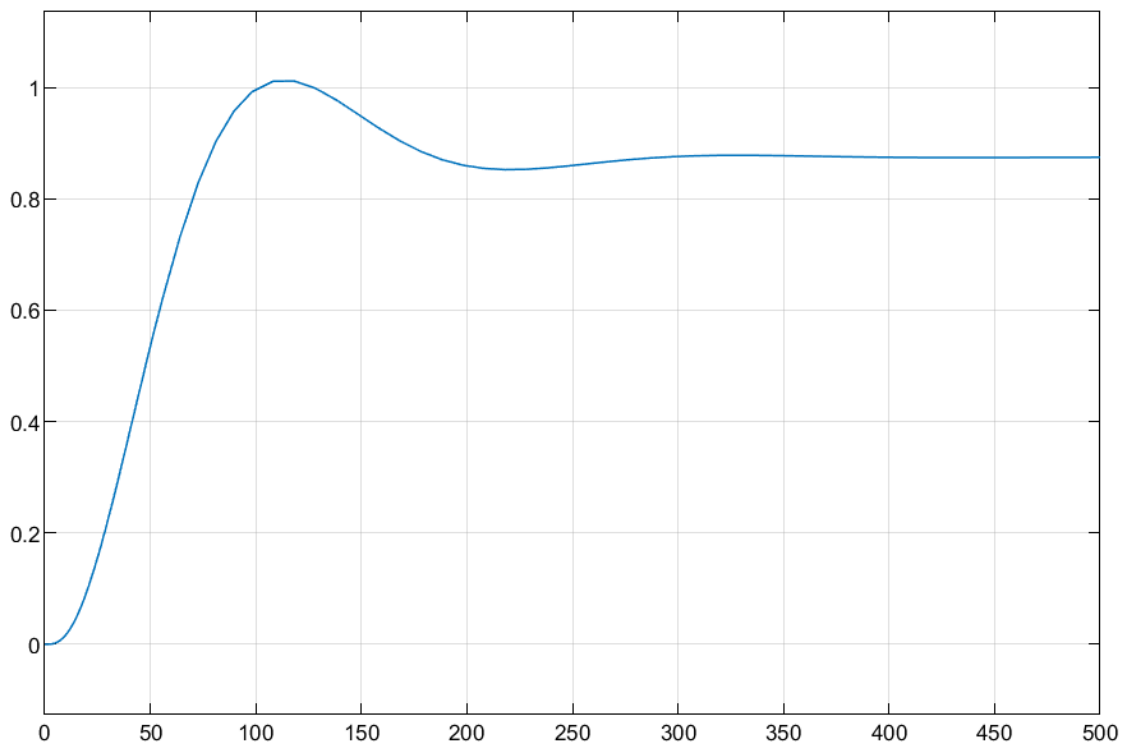


Рис. 2.17. Перехідна характеристика регулювання температури колони

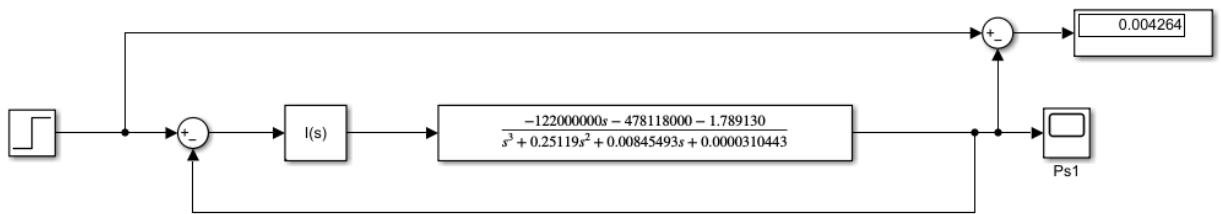


Рис. 2.18. Схема регулювання І-регулятором контуру тиску в сепараторі

Налаштування регулятора:

$$I = -1.48415145110183e-16.$$

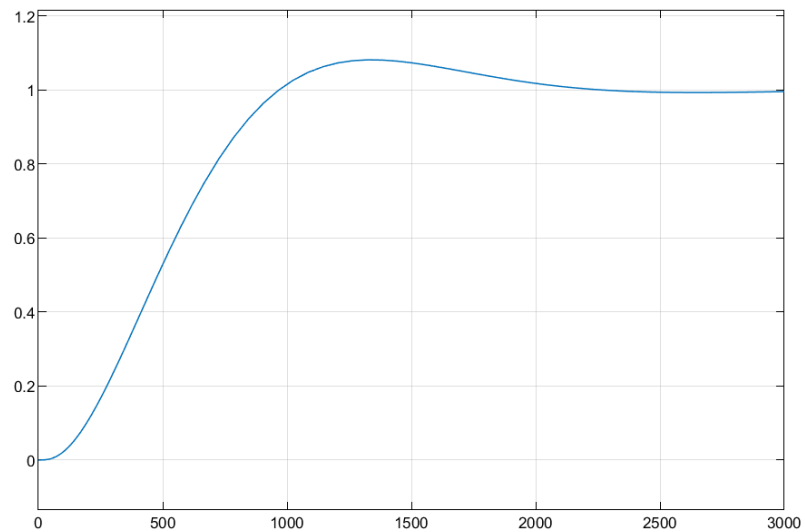


Рис. 2.19. Перехідна характеристика регулювання тиску в сепараторі

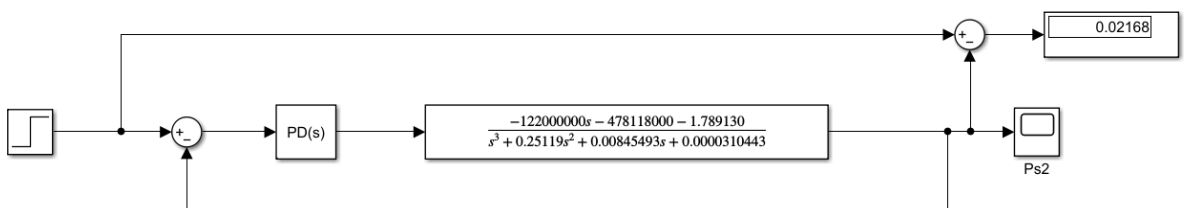


Рис. 2.20. Схема регулювання ПД-регулятором контуру тиску в сепараторі

Налаштування регулятора:

$$P = -2.60743379152753e-12;$$

$$D = -5.8754245216212e-11;$$

$$N = 13.5661614818878.$$

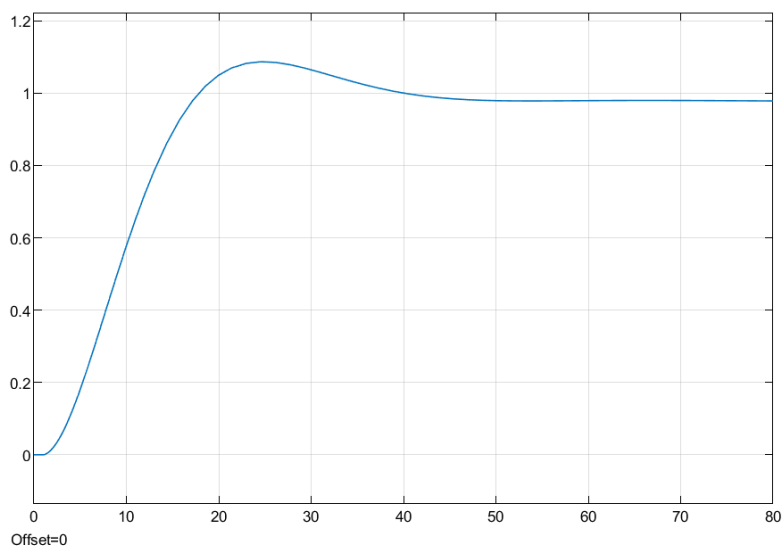


Рис. 2.21. Перехідна характеристика регулювання тиску в сепараторі

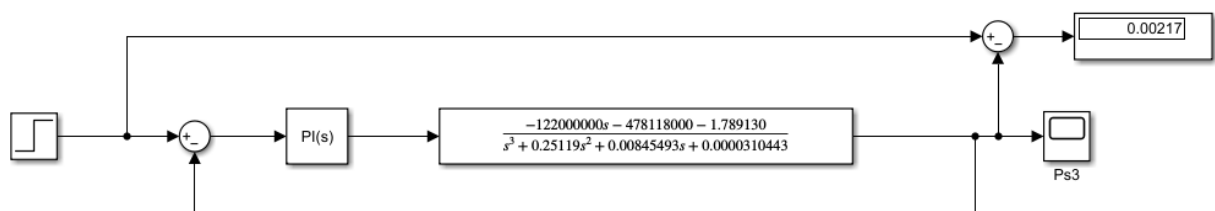


Рис. 2.22. Схема регулювання ПІ-регулятором контуру тиску в сепараторі

Налаштування регулятора:

$$P = -9.35911084500208e-14;$$

$$I = -7.0973552247744e-16.$$

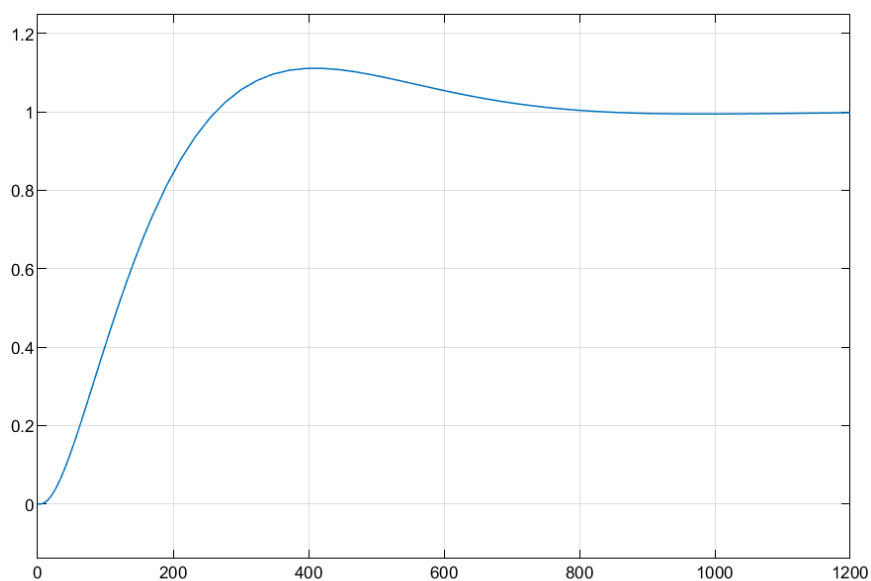


Рис. 2.23. Перехідна характеристика регулювання тиску в сепараторі

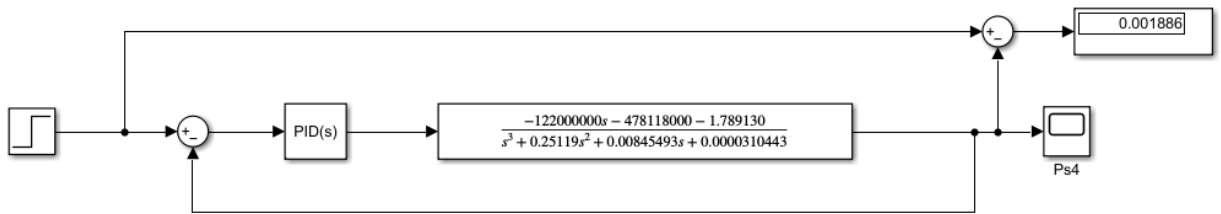


Рис. 2.24. Схема регулювання ПД–регулятором контуру тиску в сепараторі

Налаштування регулятора:

$$P = -1.07399344404639e-13;$$

$$I = -6.91479699519808e-16$$

$$D = -1.81235113641471e-12;$$

$$N = 0.841208704029413.$$

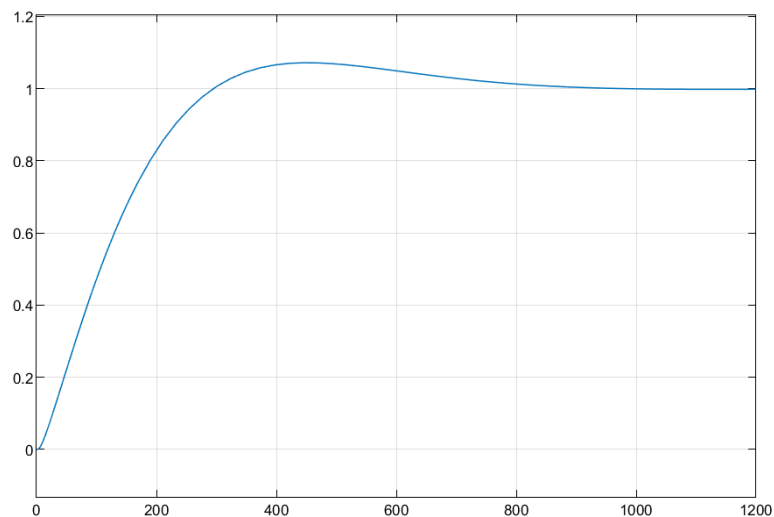


Рис. 2.25. Перехідна характеристика регулювання тиску в сепараторі

Підсумуємо результати дослідження в Simulink, а саме якісні характеристики. Результати наведені в таблиці 2.4.

Таблиця 2.4

Якісні характеристики перехідних процесів з регуляторами

Регулятор	Час регулювання, с	Статична похибка	Перерегулювання, %
П	325	0,1256	0

Продовження таблиці 2.4

I	3000	0,004264	8,152
ПД	60	0,02168	10,556
ПІ	900	0,00217	11,798
ПІД	900	0,001886	6,989

Для низу колони при подальшому дослідженні буде використовуватись також ПІД– регулятор, оскільки, при відносно невеликому час регулювання у нього в порівнянні найменша статична похибка та перерегулювання.

2.4.3. Аналіз системи

На завершальному етапі математичного моделювання виконано комплексне дослідження роботи всієї системи автоматичного керування із одночасно задіяними регуляторами температури внизу колони T_b та тиску в сепараторі P_s .

Метою даного етапу було оцінювання стійкості системи, якості перехідних процесів та впливу перехресних зв'язків між контурами в умовах їх одночасної роботи.

У схемі реалізовано два ПІД–регулятори, налаштовані на попередньому етапі досліджень для відповідних контурів.

На вхід системи подано ступінчасті зміни завдань по температурі T_b та тиску P_s .

У результаті моделювання отримано перехідні характеристики температури внизу колони, температури конденсату після теплообмінника та тиску в сепараторі (рис. 2.27–2.29).

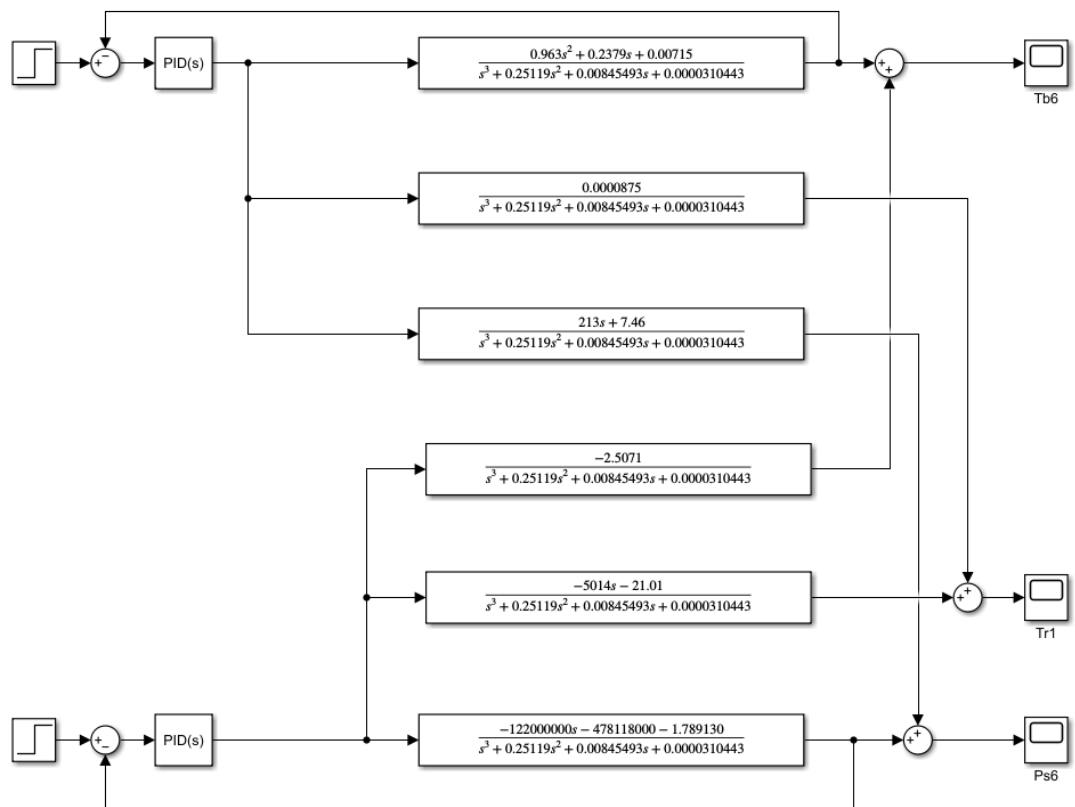


Рис. 2.26. Загальна схема взаємозв'язків системи

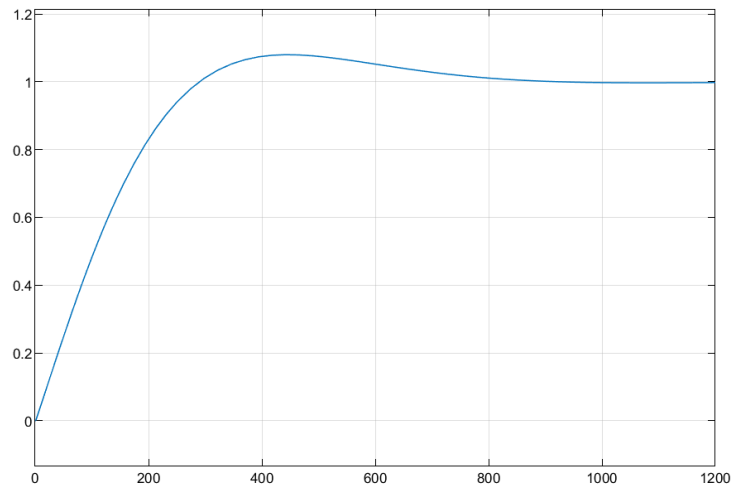


Рис. 2.27. Графік регулювання температури внизу колони T_b

Реакція температури T_b на зміну завдання має аперіодичний характер із незначним перерегулюванням, яке становить приблизно 8,152 % від номінального значення. Час регулювання дорівнює приблизно 900 с. Статична

похибка відсутня, що свідчить про правильний вибір структури та налаштувань регулятора температури.

Вплив регулятора тиску через перехресні зв'язки проявляється у вигляді незначного додаткового відхилення температури на початковій ділянці перехідного процесу, однак воно ефективно компенсується регулятором температури без погіршення стійкості системи.

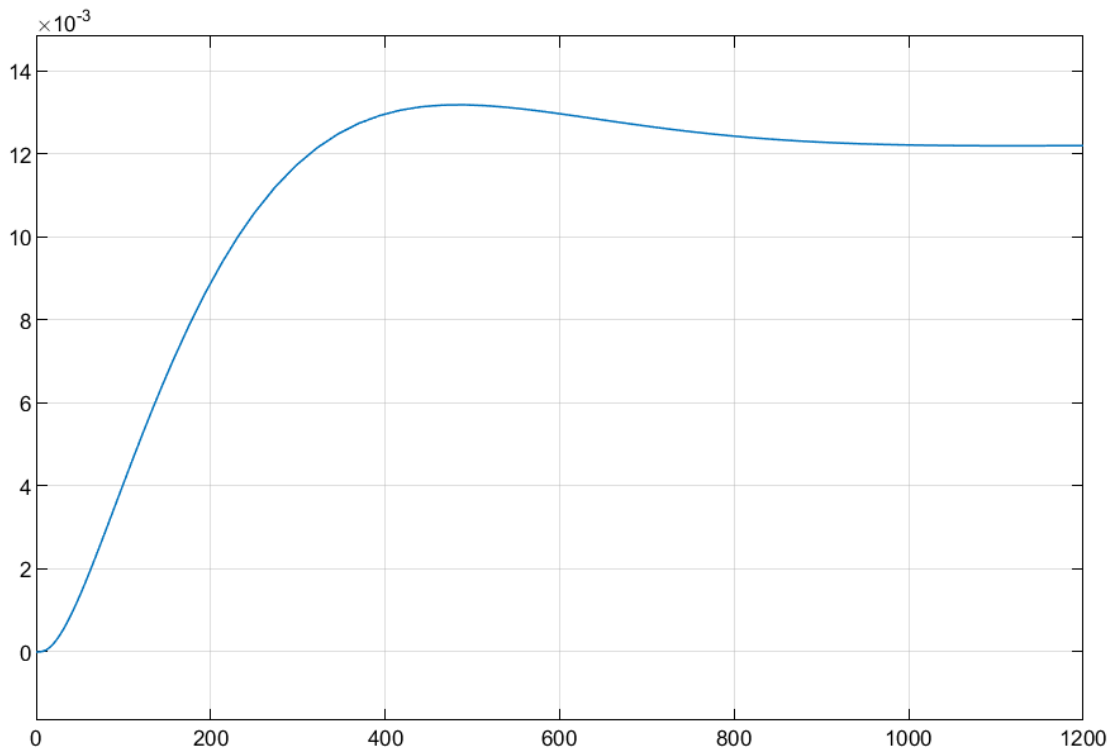


Рис. 2.28. Графік регулювання температури в низу колони T_r

Температура конденсату T_r є проміжною змінною, яка формується під дією як температурного, так і тискового контурів. Аналіз графіка показує, що при зміні обох керуючих дій температура T_r змінюється плавно, без різких стрибків та коливань.

Максимальне відхилення становить приблизно 8,152 %, після чого вона виходить на усталене значення за приблизно 1000 с. Це підтверджує, що теплообмінний контур працює стабільно, а перехресні зв'язки не призводять до нестійких режимів.

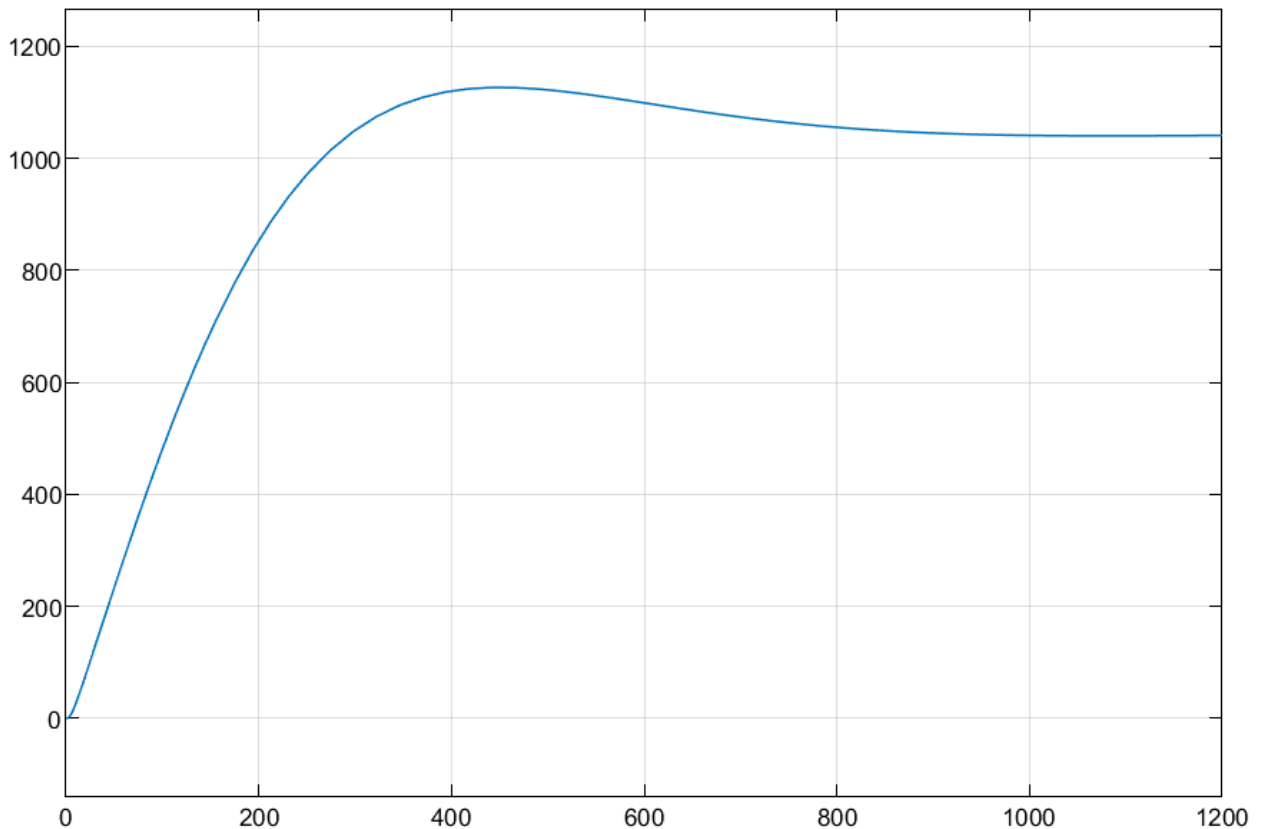


Рис. 2.29. Графік регулювання температури внизу колони P_s

Перехідний процес тиску P_s характеризується достатньо швидкою реакцією на зміну завдання, що відповідає фізичним властивостям газової фази в сепараторі. Час регулювання становить приблизно 900 с, перерегулювання – близько 8,152 %.

Перехресний вплив температурного контуру проявляється у вигляді додаткового тимчасового зростання тиску, яке обумовлене збільшенням інтенсивності пароутворення внизу колони. Проте регулятор тиску ефективно компенсує цей вплив, і система швидко виходить у сталий режим.

Оскільки всі канали моделі мають спільний знаменник $D(s)$, динаміка T_b , T_r та P_s характеризується однаковими домінуючими полюсами. Тому перехідні процеси мають подібну форму (однаковий час регулювання та характер демпфування), відрізняючись лише амплітудою відхилень, що визначається чисельниками передавальних функцій та величиною перехресних підсилень.

Висновки до розділу 2

У другому розділі виконано розроблення та аналіз математичних моделей основних контурів автоматичного керування процесом гідроочищення гасу. Проведено лінеаризацію моделей у робочих точках, визначено динамічні характеристики об'єктів та передавальні функції каналів регулювання.

На основі отриманих моделей синтезовано параметри регуляторів і досліджено якість перехідних процесів. Результати моделювання підтвердили можливість забезпечення стійкого та достатньо швидкого регулювання основних технологічних параметрів, що створює передумови для практичної реалізації розробленої системи автоматичного керування.

РОЗДІЛ 3

ПАРАМЕТРИЧНИЙ СИНТЕЗ САК

3.1. Огляд досліджуваного об'єкта моделювання

У попередньому розділі ми зрозуміли, що з фізичної точки зору цей процес можливий. Зараз найважливіше зрозуміти, що завдання даного розділу, на відміну від попереднього, полягає в розумінні того чи ця установка буде взагалі працювати в реальному житті. Я показую чи зможе вона виконувати поставлені перед нею завдання.

Досліджуваним об'єктом керування у даній роботі є частина технологічної установки гідроочищення гасу. Основним призначенням установки є зниження вмісту сірковмісних сполук у газовій фракції до нормативних значень шляхом каталітичної гідрообробки у середовищі водневмісного газу з подальшою стабілізацією продукту.

Установка характеризується складною багатозв'язною структурою, наявністю тепло– та масообмінних процесів, фазових переходів. До основного технологічного обладнання, що формує динаміку об'єкта керування, належать теплообмінники, повітряний охолоджувач, конденсатор, трифазний сепаратор та стабілізаційна колона. Взаємодія між цими апаратами визначає тепловий і матеріальний баланс установки, а також якість кінцевого продукту.

Ключовим вузлом у контексті даного дослідження є ділянка охолодження та фазового розділення газопарової суміші після реактора. Саме на цій ділянці формується вуглеводневий конденсат, що надходить у стабілізаційну колону, а також водневмісний газ, який частково повертається у процес. Температурно–тискові режими роботи теплообмінників, конденсатора та сепаратора суттєво впливають на ефективність поділу фаз і стабільність складу потоків. Вихідними величинами об'єкта є якісні показники стабілізованого гасу, продуктивність установки та склад відхідного газу.

З огляду на складність технологічного процесу, його високу інерційність та жорсткі вимоги до якості продукції, актуальним є завдання параметричного синтезу системи автоматичного керування (САК), яка забезпечить стійку, енергоефективну та надійну роботу установки в різних режимах навантаження. Для цього у даному розділі використовується імітаційна модель процесу, реалізована в середовищі Aspen HYSYS, яка дозволяє досліджувати вплив параметрів на статичні характеристики об'єкта.

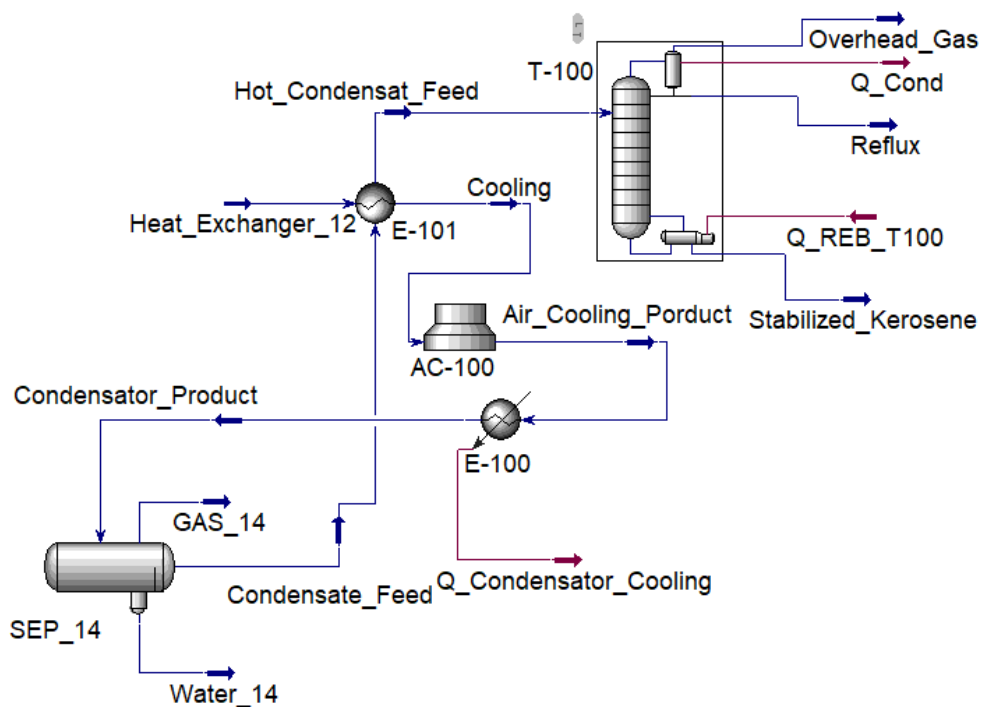


Рис. 3.1. Технологічна схема досліджуваної ділянки установки гідроочищення

3.2. Ініціалізація вхідного потоку

Після створення схеми, варто ініціалізувати єдиний потік, який охоплює і проходить через всю схему, а саме – «Heat_Exchanger_12». Цей потік повною мірою визначає всю нашу систему, тому варто уважно і ретельно охарактеризувати склад нашого потоку та інші параметри: температура, тиск та витрата – без який ініціалізація буде неможлива, оскільки, цей потік має 4 ступені свободи.

На вхід у теплообмінник 12 подається не чистий водневмісний газ, а газорідина суміш, яка містить продукти реакції гідроочищення, залишковий водень, легкі вуглеводні, водяну пару, сірководень, а також конденсат промивки та воду з розчиненим інгібітором корозії. Зазначений потік утворюється після гарячого сепаратора та додаткового впорскування конденсаційної води й інгібітора перед вузлом охолодження. Газові та бензинові фракції були визначені як стандартні усереднені для промисловості. Тому визначимо наступні параметри даного потоку, зазначені на рисунку 3.2 та 3.3.

	Mole Fraction
Hydrogen	0,7200
Nitrogen	0,0000
Methane	0,0800
Ethane	0,0300
Propane	0,0200
i-Butane	0,0200
n-Butane	0,0200
n-Pentane	0,0300
n-Hexane	0,0300
H2S	0,0300
CO2	0,0100
H2O	0,0100

Composition Basis: Mole Fractions, Mass Fractions, Liq Volume Fractions, Mole Flows, Mass Flows, Liq Volume Flows

Buttons: Erase, Equalize Composition, Cancel, Normalize, Total: 1,0000, OK

Рис. 3.2. Склад вхідного потоку схеми «Heat_Exchange_12»

Worksheet	Stream Name	Heat Exchanger_12
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000
Properties	Temperature [C]	205,0
Composition	Pressure [bar_g]	37,30
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	2,000e+004
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	2,647e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	855,0
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,440e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	137,0
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-4,881e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	4,724e+005
	Fluid Package	Basis-7
	Utility Type	

Buttons: OK, Delete, Define from Stream..., View Assay

Рис. 3.3. Параметри вхідного потоку схеми «Heat_Exchange_12»

Температура взята згідно наданої інформації про технологічну схему – 205°C.

Тиск беремо згідно даних про технологію, а саме про значення тиску на вході в сепаратор 14 – 3.73 МПа. Можливість взяти дане значення ми отримуємо, оскільки, перепад тиску в системі охолодження та теплообміннику 16 мінімальний.

Витрату також беремо із інформацію про технологічну схему, а саме з продуктивності: 3975 м³ на добу. Тому ініціалізуємо значення витрати як – 20000 mol/h. Таке значення я взяв через відділення фаз в сепараторі та колоні. Тому частка газу там залишиться невеликою. Більшість йде як газова фракція з великою часткою водню у ємність 11, а також на газу віддуву для конденсації в колоні. Візьмемо наприклад – 800 mol/h, що і дорівнює нашій заданій продуктивності.

3.3. Аналіз моделі

Наступним кроком визначимо і опишемо ключові вузли, параметри процеси та потоків даного фрагменту схеми гідроочищення гасу, а саме: в теплообміннику 16, в сепараторі 14 та колоні 17.

3.3.1. Робота сепаратора

Розглянемо спочатку всі об'єкти які впливають на потоки в сепараторі 14 (Рис. 3.4– 3.7).

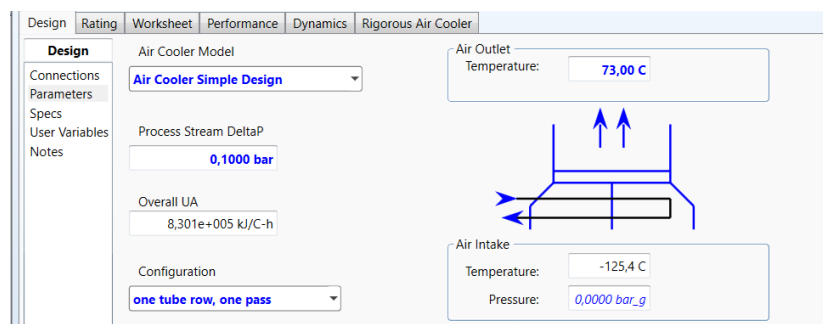


Рис. 3.4. Параметри об'єкта повітряного охолодження

Worksheet	Stream Name	Air_Cooling_Porduct
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,9883
Properties	Temperature [C]	73,00
Composition	Pressure [bar_g]	37,10
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	2,000e+004
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	2,647e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	855,0
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,074e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	121,5
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-6,149e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	4,724e+005
	Fluid Package	Basis-1
	Utility Type	

Buttons: Delete, Define from Stream..., View Assay, OK

Рис. 3.5. Вихід повітряного охолодження

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Design

Connections
Parameters
User Variables
Notes

Delta P: 0,1000 bar

Delta T: -30,00 C

Duty: 5,329e+007 kJ/h

Buttons: Delete, OK, Ignored

Рис. 3.6. Параметри об'єкта конденсатора– холодильника

Worksheet	Stream Name	Condensator_Product
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,9315
Properties	Temperature [C]	43,00
Composition	Pressure [bar_g]	37,00
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	2,000e+004
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	2,647e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	855,0
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,341e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	113,4
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-6,682e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	4,724e+005
	Fluid Package	Basis-1
	Utility Type	

Рис. 3.7. Вихід конденсатора– холодильника

Тепер дослідимо та проаналізуємо роботу самого сепаратора 14, а саме подивимося розділення по фазам. Особливу увагу звернемо до потоку конденсату, адже, саме він грає ключову роль в симуляції колони.

Отже у наш об'єкт входить один потік «Condensator_Product» (Рис. 3.7), зі складом ідентичним до вхідного складу перед гарячою стороною теплообмінника 12. На виході ми отримуємо 3 потоки: GAS_14 (Газова фракція), Condensate_Feed (Конденсат), Water_14 (вода). Характеристики даних потоків зазначені в рисунках 3.8–3.13.

Property	Value
Stream Name	GAS_14
Vapour / Phase Fraction	1,0000
Temperature [C]	43,00
Pressure [bar_g]	37,00
Molar Flow [kgmole/h]	1,863e+004
Mass Flow [kg/h]	1,780e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	717,1
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,295e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	114,8
Heat Flow [kJ/h]	-4,275e+008
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	4,403e+005
Fluid Package	<i>Basis-1</i>
Utility Type	

Рис. 3.8. Вихід сепаратора – потік газової фракції

Component	Mole Fractions
Hydrogen	0,7713
Nitrogen	0,0000
Methane	0,0849
Ethane	0,0306
Propane	0,0186
i-Butane	0,0159
n-Butane	0,0146
n-Pentane	0,0137
n-Hexane	0,0069
H2S	0,0303
CO2	0,0105
H2O	0,0028
Total	1,00000

Рис. 3.9. Вихід сепаратора – склад потоку газової фракції

Worksheet	Stream Name	Condensate_Feed
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000
Properties	Temperature [C]	43,00
Composition	Pressure [bar_g]	37,00
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	1223
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	8,411e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	135,3
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,625e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	99,15
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-1,987e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	134,2
	Fluid Package	Basis-1
	Utility Type	

Рис. 3.10. Вихід сепаратора – потік конденсату

Worksheet	Mole Fractions	
Conditions	Hydrogen	0,0249
Properties	Nitrogen	0,0000
Composition	Methane	0,0151
Oil & Gas Feed	Ethane	0,0242
Petroleum Assay	Propane	0,0444
K Value	i-Butane	0,0848
User Variables	n-Butane	0,1047
Notes	n-Pentane	0,2818
Cost Parameters	n-Hexane	0,3859
Normalized Yields	H2S	0,0292
	CO2	0,0038
	H2O	0,0011
	Total	1,00000

Рис. 3.11. Вихід сепаратора – склад потоку конденсату

Worksheet	Stream Name	Water_14
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000
Properties	Temperature [C]	43,00
Composition	Pressure [bar_g]	37,00
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	147,4
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	2659
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,666
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,845e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	58,38
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-4,194e+007
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2,621
	Fluid Package	Basis-1
	Utility Type	

Рис. 3.12. Вихід сепаратора – потік води

Worksheet	Mole Fractions	
Conditions	Hydrogen	0,0001
Properties	Nitrogen	0,0000
Composition	Methane	0,0000
Oil & Gas Feed	Ethane	0,0000
Petroleum Assay	Propane	0,0000
K Value	i-Butane	0,0000
User Variables	n-Butane	0,0000
Notes	n-Pentane	0,0000
Cost Parameters	n-Hexane	0,0000
Normalized Yields	H2S	0,0011
	CO2	0,0001
	H2O	0,9987
	Total	1,00000

Рис. 3.13. Вихід сепаратора – склад потоку води

На рисунку 3.7 видно, що значення «vapour_fraction» становить 0,9315. Це дає розуміння типу потоку, а саме його переважний газовий стан. Проте, якщо порівняти з потоком вхідним, де весь потік є газом, ми бачимо, що приблизно 7% даного потоку є рідиною. Це все пояснюється значним охолодженням.

Тепер проаналізуємо виходи сепаратора. На рисунках 3.8 та 3.9 можна зауважити, що дійсно це є повноцінний газ, бо vapour_fraction становить 1. Також зі значення витрати газової фракції прослідковується робота сепаратора. Це значення становить $1,863 \cdot 10^4$ kgmol/h. Це майже 93,15% від того, що входить в сепаратор. Склад також зазнав великих змін (рис. 3.9), де частка водню значно зросла.

Це все є причиною того, що важчі компоненти пішли в рідину, а водень майже не конденсується при температурі 43°C та тиску 3.7 МПа. Масова частка метану практично не змінилися.

Важчі складові, такі як C_4H_{10} , C_5H_{12} , тощо – більша частка конденсувалась.

Практична вся вода H_2O пішла в рідку фазу. Сірка залишилася на тому ж рівні, що в рідині, що в газі.

У потоці конденсату видно, що це на 100% рідина знову ж таки за тим ж показником vapour_fraction = 0. Витрата дуже мала відносно витрати фази газу, але це пояснюється складом вхідного потоку, оскільки частка бензинових та гасових фракцій досить мала.

Водню у даному потоці залишилося мінімум, а от основну частку складають ті самі бензинові фракції та легкі гаси. Саме це і потрібно нам для роботи колони.

У потоці води майже чиста вода з невеликою кількістю розчиненого H_2S та слідів H_2 / CO_2 .

Саме так поводить ся система «вода – вуглеводні»:

- взаємна розчинність дуже мала;

- вода відділяється в окрему фазу, у ній залишається частина кислих газів (H_2S , CO_2) → слабокислий промивний конденсат.

При заданих умовах роботи сепаратора:

- Легкі компоненти (H_2 , CH_4) мають коефіцієнт розподілу $K > 1$ їм вигідно бути в газовій фазі → вони йдуть переважно в GAS_14;
- Важкі C_5 – C_6 мають $K < 1$ воліють бути в рідині → концентруються в Condensate_Feed;
- Вода через практично повну нерозчинність у вуглеводня утворює окрему водну фазу Water_14;
- H_2S і CO_2 розподіляються між усіма трьома фазами:
 - розчиняються і в газі, і в рідині, і у воді;
 - у підсумку маємо:
 - ~3 % H_2S у газі;
 - 3 % у конденсаті, трохи – у воді.
- Ентальпія йде в мінус у рідких потоках:
 - при конденсації виділяється теплота;
 - рідкі потоки мають нижчу (більш негативну) молярну ентальпію, ніж газовий.

3.3.2. Робота теплообмінника

Тепер проаналізуємо параметри та потоки у теплообміннику (рис. 3.14–3.16).

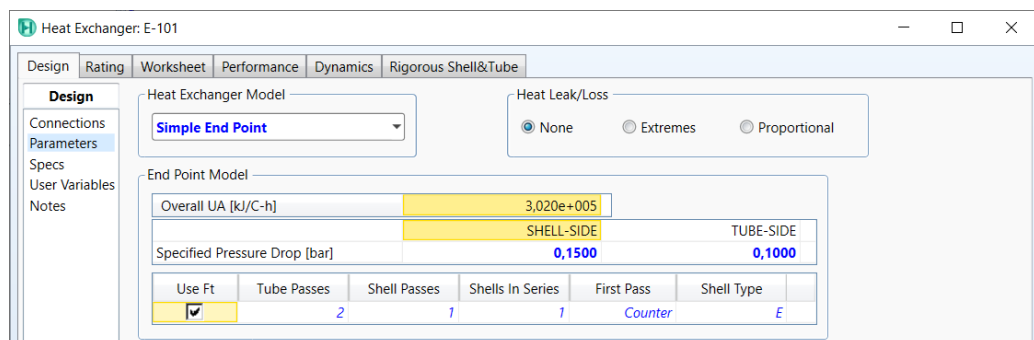


Рис. 3.14. Параметри налаштування теплообмінника

	Heat_Exchanger_1	Cooling	Condensate_Feed	Hot_Condensat_Fe	
Name	Heat_Exchanger_1	Cooling	Condensate_Feed	Hot_Condensat_Fe	
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	0,0000	0,0185
Properties	Temperature [C]	205,0	178,8	43,00	150,0
Composition	Pressure [bar_g]	37,30	37,20	37,00	36,85
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	2,000e+004	2,000e+004	1223	1223
	Mass Flow [kg/h]	2,647e+005	2,647e+005	8,411e+004	8,411e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	855,0	855,0	135,3	135,3
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,440e+004	-2,567e+004	-1,625e+005	-1,418e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	137,0	134,3	99,15	154,9
	Heat Flow [kJ/h]	-4,881e+008	-5,133e+008	-1,987e+008	-1,735e+008

Рис. 3.15. Параметри потоків теплообмінника

	Heat_Exchanger_1	Cooling	Condensate_Feed	Hot_Condensat_Fe	
Conditions	Hydrogen	0,7200	0,7200	0,0249	0,0249
Properties	Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Composition	Methane	0,0800	0,0800	0,0151	0,0151
PF Specs	Ethane	0,0300	0,0300	0,0242	0,0242
	Propane	0,0200	0,0200	0,0444	0,0444
	i-Butane	0,0200	0,0200	0,0848	0,0848
	n-Butane	0,0200	0,0200	0,1047	0,1047
	n-Pentane	0,0300	0,0300	0,2818	0,2818
	n-Hexane	0,0300	0,0300	0,3859	0,3859
	H2S	0,0300	0,0300	0,0292	0,0292
	CO2	0,0100	0,0100	0,0038	0,0038
	H2O	0,0100	0,0100	0,0011	0,0011

Рис. 3.16. Склад потоків теплообмінника

Теплообмінник 16 в даній технологічній схемі виконує важливу роль у забезпеченні коректної роботи колони, тобто охолодити гарячий газ перед подачею далі на колонну, а саме нагріти конденсат до температури, потрібної для ефективної роботи стабілізаційної колони ($\approx 150\text{ }^{\circ}\text{C}$).

Тобто це класичний рекуперативний теплообмін: ми повертаємо теплоту газу на підігрів сировини, економлячи енергію ребойлера.

В цих таблицях можна виділити дві речі:

- відсутність зміни фракції у гарячій стороні теплообмінника;
- з'являється фракція газу на виході з холодної сторони теплообмінника ($\text{vapour_fraction} = 99,815\%$).

Загалом в теплообміннику конденсат нагрівся з 43 до 150 $^{\circ}\text{C}$, саме те, що треба для подачі в колону T-100:

- підвищена температура зменшує навантаження на кип'ятильник;
- колоні легше відганяти легкі компоненти;
- з'явилась невелика парова фаза ($\sim 1,8\%$);
- частина найлеткіших компонентів (C_3 , частково C_4 , розчинені гази) при $150\text{ }^\circ\text{C}$ і $36,85\text{ bar}$ переходять у пару, HYSYS це показує як Vapour fraction = $0,0185$.

3.3.3. Робота ректифікаційної колони

Ректифікаційна колона T-100 призначена для стабілізації вуглеводневого конденсату шляхом відділення легких газових компонентів (H_2 , CH_4 , $C_2 - C_5$, H_2S) – у верхній продукт та стабілізованої рідкої фракції (C_4^+) – у кубовий продукт Stabilized_Kerosene.

У моделі використано саме двохфазну ректифікаційну колону (рис. 3.17) з частковим конденсатором і кип'ятильником через відсутність:

- формування у верхній частині окремої водяної фази;
- одночасно існування газу, органічної фази та води.

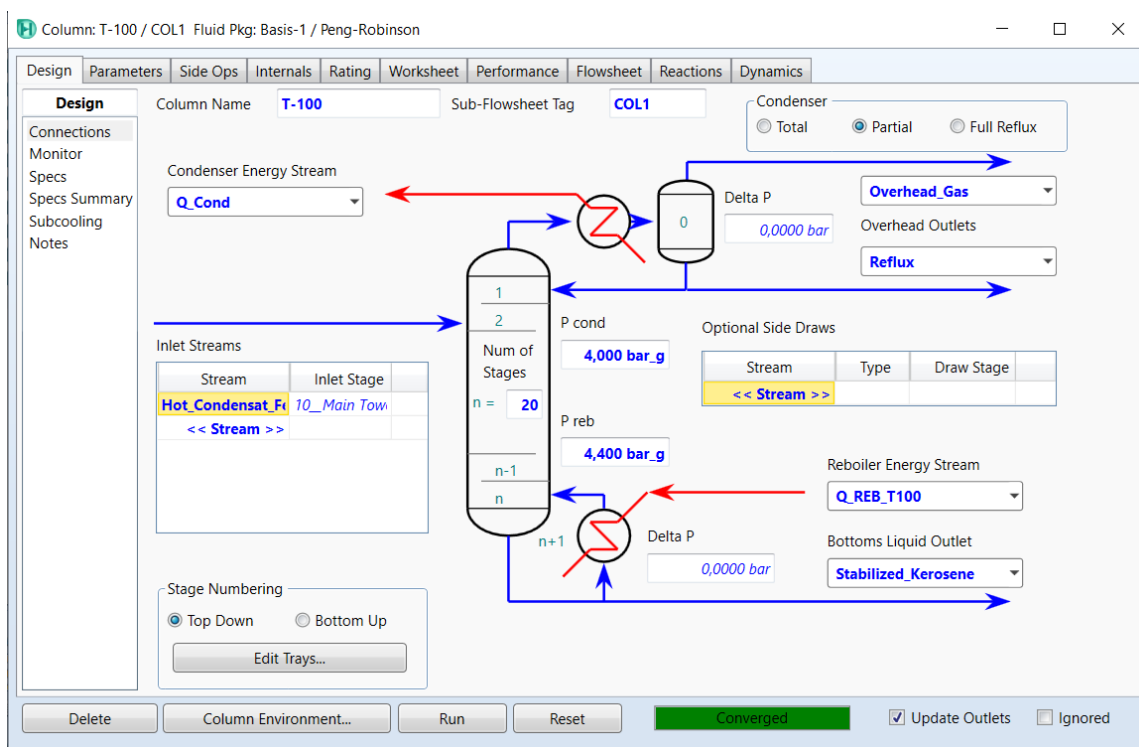


Рис. 3.17. Архітектура колони

В даному процесі:

- воду вже виділено в сепараторі сепараторі 14;
- у колоні присутні лише газова та вуглеводнева рідка фази;
- вміст H_2O у живленні мінімальний.

Вибір зумовлений тим, що розділення відбувається за різницею температур кипіння компонентів, верхній продукт – газова суміш, нижній продукт – рідка стабілізована фракція.

У колоні необхідно регулювати теплові потоки зверху і знизу. Вона містить частковий конденсатор – для скраплення частини пари й формування Reflux, кип'ятильник – для створення парової фази внизу колоні, 20 теоретичних тарілок – для забезпечення достатньої глибини масообміну.

Ріст тиску вниз по колоні забезпечує стійкий рух фаз і запобігає гідравлічному захлинанню. Тому вверху $P = 0,4 \text{ МПа}$, а внизу $P = 0,44 \text{ МПа}$ (рис. 3.18).

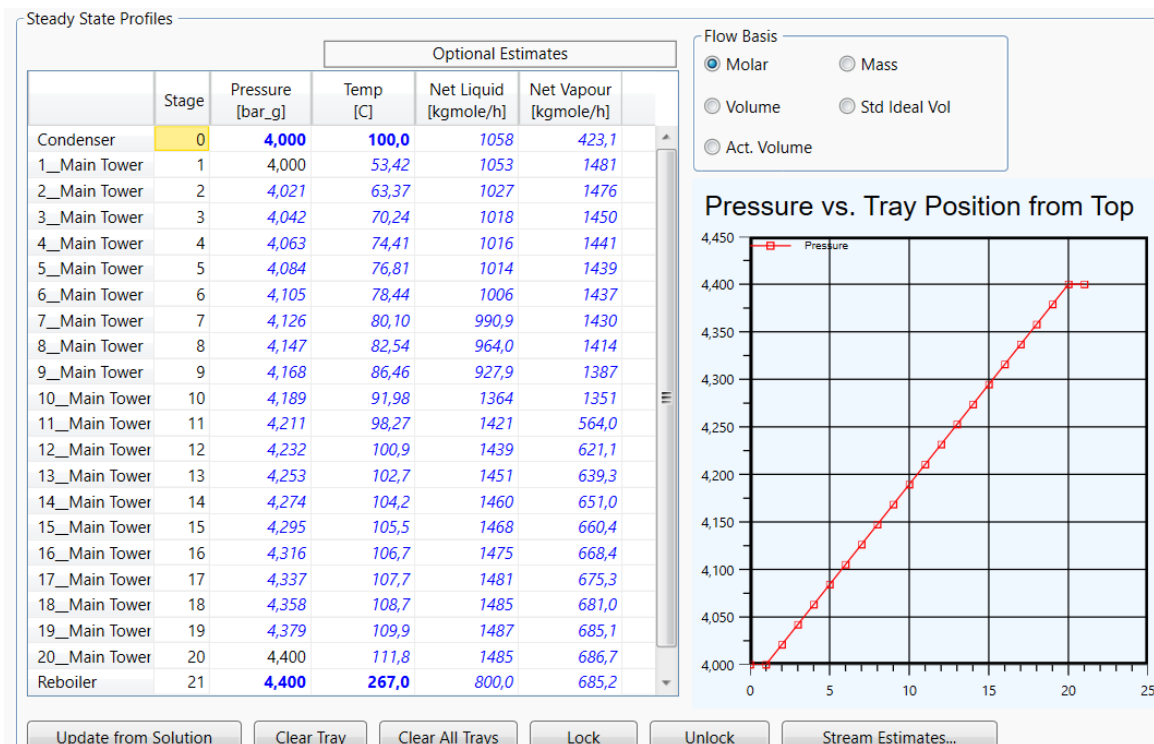


Рис. 3.18. Параметри у кожній секції колоні

Температурний профіль колоні є наступним:

- $T_{\text{Вверху}} \approx 53^\circ\text{C}$;

- $T_{\text{Внизу}} \approx 112^{\circ}\text{C}$;
- $T_{\text{Кип'ятильника}} \approx 267^{\circ}\text{C}$.

Це говорить про випаровування легких компонентів у верхній частині та накопиченню важких вуглеводнів у нижній зоні (рис. 3.18, 3.19).

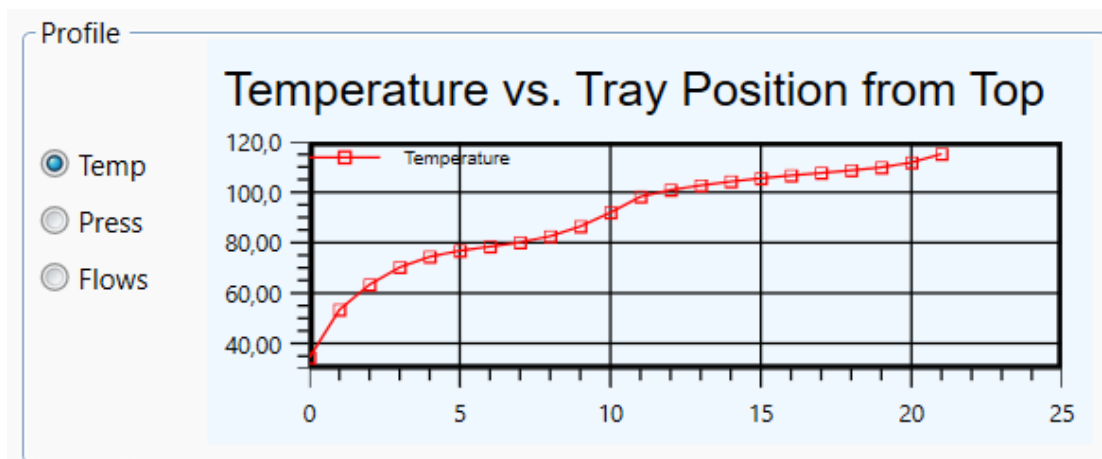


Рис. 3.19. Графік температури у кожній секції колони

Варто також звернути увагу на гідродинаміку фаз, а саме на стабільну витрату на всіх тарілках колони, без розривів, що показує стійкий режим роботи колони (рис. 3.20).

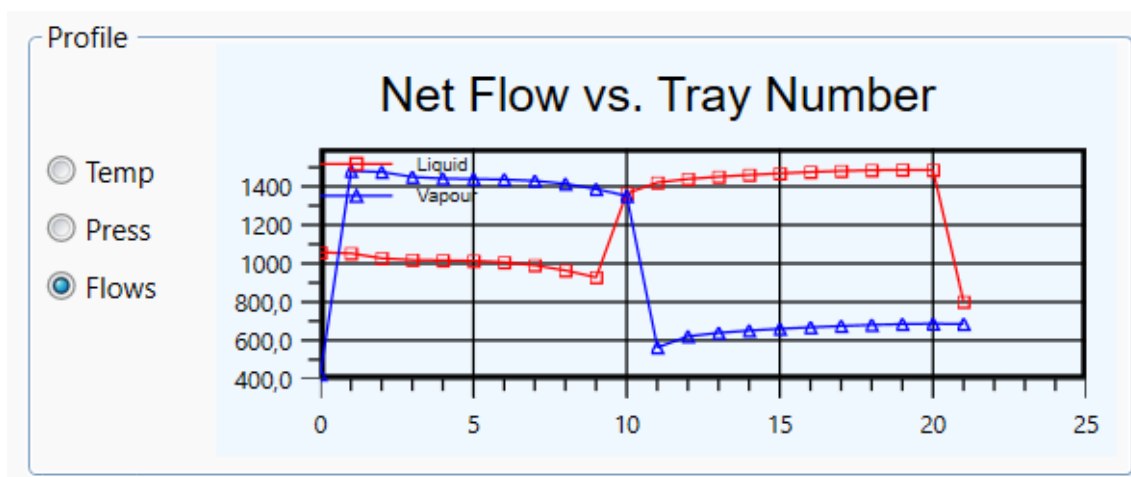


Рис. 3.20. Графік витрати у кожній секції колони

Процес верхньої частини колони можна описати як сконцентрування легких H_2 , CH_4 , C_2 , C_3 , а головне H_2S , оскільки вони мають низькі температури кипіння, високі значення К-факторів, тому і переходять у пару та

виходять як Overhead_Gas. Звичайно частина пари повертається як зрошення назад у колону таким чином змиваючи важкі компоненти назад у колону.

У нижній частині наоборот акумулюються важкі $i - C_4$, $n - C_4$, C_5 , які в свою чергу вже мають високі температури кипіння, залишаються в рідкій фазі та зрештою формують продукт Stabilized_Kerosene.

В свою чергу кип'ятильник забезпечує постійне випаровування частини рідини та циркуляції рідини уздовж колони.

Головним завдання колони все ж є мінімізація складу сірки в очищеному гасі, тому що H_2S викликає корозію кип'ятильника, корозію трубопроводів, сульфідне розтріскування сталі. Саме це завдання вона і виконує.

Отже можна стверджувати, що моделювання пройшло успішно та можна переходити до робіт більш практичного характеру.

Висновки до розділу 3

У третьому розділі виконано математичний опис та імітаційне моделювання основних вузлів установки гідроочищення гасу в середовищі Aspen HYSYS. Побудована модель дозволила відтворити реальні тепломасообмінні та сепараційні процеси, отримати матеріальні й теплові баланси, а також визначити вплив основних технологічних параметрів на режим роботи апаратів.

За результатами моделювання встановлено, що процес характеризується значною інерційністю, нелінійністю та наявністю тісних перехресних зв'язків між параметрами. Отримані дані стали основою для подальшого синтезу системи автоматичного керування та вибору оптимальних діапазонів регульованих величин.

РОЗДІЛ 4

ПРОЕКТУВАННЯ СИСТЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ

4.1. Створення функціональної схеми

Функціональна схема автоматизації – це спрощене представлення процесу автоматизації системи, яке відображає всі основні компоненти, функції та їх взаємозв'язки. Ці схеми дають розуміння, як система працює, і визначати можливість покращення процесу, оптимізації чи розвитку.

В нашому випадку у функціональній схемі охоплено весь контур (включно з усіма об'єктами) згідно технологічної схеми.

Для забезпечення стабільної роботи процесу здійснюється контроль таких основних параметрів:

- температури технологічних потоків;
- тиску газових і рідинних середовищ;
- рівнів рідини в апаратах;
- витрат сировини та продуктів.

Верхня частина технологічної установки характеризується контролем температури та тиску газової суміші перед сепаратором і охолоджувачем. У сепараторі здійснюється розділення фаз із контролем рівня конденсату та води. Після цього газова фаза надходить у ректифікаційну колону.

Один з найважливіших об'єктів всієї схеми є сепаратор де відбувається поділ суміші на газ, конденсат та воду для забезпечення відповідною сировиною колону.

Некоректна робота даного вузла загрожує попаданню води в колону і в результаті корозією. Також можливий прорив газу у рідинні відходи і переповнення сепаратора.

Саме тому ми використовуємо велику кількість давачів у сепараторі, а саме:

- температури;

- тиску;
- рівня.

Цей процес також контролюється, оскільки до колони має надходити сировина з відповідною температурою, щоб забезпечити коректну роботу самої колони і отримання бажаного результату.

Саме тому дана точка є критичною і в ній ми забираємо максимальну кількість інформації (температура, витрата, тиск) для аналізу та контролю під час процесу виробництва.

В іншому випадку це загрожує нестабільності складу парової фази, зриву режиму ректифікації та підвищене навантаження на холодильники та кип'ятильник.

У колоні реалізоване:

- вимірювання температури у верхній і нижній частині;
- вимірювання тиску;
- контроль рівня гасу;
- регулювання подачі теплоносія, відбору продуктів і рециркуляції.

Знизу колони відбирається очищений гас у рідкій фазі, що відповідає технологічному призначенню установки. Верхній продукт представлений газовою фазою, яка направляєтся на подальше охолодження або в систему відведення.

Регулювання технологічних параметрів здійснюється за допомогою регулюючих клапанів з позиціонерами, насосів із частотним керуванням та повітряного вентилятора охолодження. Управління всією системою виконується від програмованого логічного контролера з операторським інтерфейсом.

Функціональна схема забезпечує:

- стабільність температурного режиму;
- підтримку заданого тиску;
- запобігання переповненню апаратів;
- індикація необхідних параметрів;

- прями́й вплив на параметри;
- захист обладнання від аварійних режимів.

4.2. Підбір технічних засобів автоматизації

Для реалізації функціональної схеми автоматизації процесу стабілізації гасу було підбрано комплекс технічних засобів, що забезпечують вимірювання, регулювання, керування, захист та візуалізацію технологічних параметрів. До складу системи входять засоби живлення, керування електроприводами, програмно–логічний контролер, вимірювальні перетворювачі, комутаційна апаратура та виконавчі механізми.

4.2.1. Силові технічні засоби

Автоматичні вимикачі призначені для захисту електричних кіл від перевантажень та коротких замикань. Вони встановлюються на вході живлення шафи керування, а також у силових колах живлення двигунів, частотних перетворювачів, вентиляторів та допоміжного обладнання.

У даній системі автоматичні вимикачі забезпечують селективний захист силових та сигнальних кіл, що дозволяє локалізувати аварію без повної зупинки системи.

На вході є сервісний вимикач для знеструмлення електричної шафи управління: P3–63/EA/SVB/N/II11. Серед головних його параметрів можна виділити лише силу струму, яку він витримує, а саме 63А.

Також є ввідний автомат. Для виконання цієї ролі був обраний 4–х полюсний автомат компанії EATON ETN.106913 32А.

Також для забезпечення захисту ПЧ, було добавлено три автомати для силових кіл керування двигунами, а саме ETN.FAZ–C10/3–RT–L. В даному випадку це зумовлено потужністю двигун та відповідного ПЧ. В нашій схемі це 2.2 кВт, тому 10А автомата вистачає.

Основні технічні параметри:

1. Номінальна напруга – 400 В АС;
2. Номінальний струм – 10,32 А;
3. Характеристика відключення – С;
4. Кількість полюсів – 3Р, 4Р.

Для виконання регулювання потужності двигунів (насосів, вентиляторів) необхідний перетворювач частоти. Він дає змогу гнучко керувати двигуном і при правильному налаштуванні реалізувати поставлені завдання. В моєму проєкті я зупинився на ПЧ фірми Lenze I5DAE222F10V10000S на 2.2 кВт 400В. Він відповідає всім вимогам для може в повній мірі виконати всі поставлені перед ним завдання.

Причиною вибору є можливість плавного пуску, який знижує гідравлічні удари в трубопроводах, регулювання продуктивності насосів для підтримування стабільного тиску і витрати.

Технічні параметри:

1. Напруга живлення – 3×380 В, 50 Гц;
2. Номінальна потужність двигуна – 2.2 кВт;
3. Діапазон регулювання частоти – 0...400 Гц;
4. Керуючий сигнал – 4–20 мА або 0–10 В;
5. Вбудований ПІД–регулятор;
6. Клас захисту – IP20.

Для забезпечення управління 24В, використовується блок живлення. Дуже важливо обрати надійний, оскільки це ключовий технічний засіб в щиті. У моєму випадку був обраний Weidmuller PRO ECO 24 В.

Параметри:

1. Вхідна напруга – 230 В АС;
2. Вихідна напруга – 24 В DC;
3. Струм навантаження – до 3 А.

Блок живлення Weidmüller серії PRO ECO на 24 В застосовується для формування стабільної шини постійної напруги, від якої живляться

програмований логічний контролер, модулі введення/виведення, датчики з живленням 24 В та частина виконавчих пристроїв (позиціонери, реле, термостати тощо).

Для контролю фаз обрано 3–фазне реле Siemens 3UG5616–1CR20 400В, яке призначене для безперервного контролю параметрів трифазної мережі живлення силового обладнання установки, зокрема частотних перетворювачів насосів та вентилятора. Пристрій контролює наявність усіх фаз, правильність їх чергування, а також рівень напруги, і формує аварійний сигнал у разі відхилення параметрів від допустимих значень.

4.2.2. Технічні засоби мереж низької напруги.

Одним з найважливіших технічних засобів в сучасних щитах управління є автомат постійної напруги. Він забезпечує роботу окремих каналів, що дає змогу розділити коло живлення контролера та інших технічних засобів. Також даний автомат захищає блок живлення 24В від короткого замикання.

Станція ET200SP використовується як центральний елемент збору та обробки сигналів від усіх польових датчиків і виконавчих механізмів установки. До неї підключаються всі аналогові та дискретні сигнали, після чого інформація передається на програмований логічний контролер для обробки та формування керуючих дій. ET200SP забезпечує модульність, масштабованість і високу швидкодію всієї системи автоматизації.

Основні технічні особливості:

1. Тип системи: децентралізована система вводу/виводу.
2. Шина зв'язку: PROFINET.
3. Напруга живлення модулів: 24 В DC.
4. Модульна структура з «гарячою» заміною.
5. Промислове виконання з підвищеною заводостійкістю.

ET200SP обрана завдяки компактності, гнучкій конфігурації та повній сумісності з контролерами Siemens. Для даної установки критично важливо

мати можливість підключення великої кількості аналогових сигналів (температура, тиск, витрата, рівень), що повністю реалізується на цій платформі. Також система дозволяє в майбутньому легко розширити кількість каналів без повної заміни шафи керування.

Для модулів входів/виходів було обрано:

- 6ES7131-6BH01-0BA0 – дискретні входи;
- 6ES7132-6BH00-0AA0 – дискретні виходи;
- 6ES7134-6GF00-0AA1 – аналогові входи;
- 6ES7135-6HD00-0BA1 – аналогові виходи.

4.2.3. Технічні засоби для обробки інформації

Давач тиску WİKA PSD-4 використовується для безперервного контролю тиску в ключових точках технологічної схеми установки (перед теплообмінниками, у колоні, на виході насосів та в сепараторах). Він формує аналоговий сигнал для ПЛК та, за необхідності, дискретний аварійний сигнал при перевищенні допустимих меж. Таким чином PSD-4 виконує подвійну функцію: вимірювальну та захисну.

Основні технічні параметри WİKA PSD-4:

1. Діапазон вимірювання тиску: від 0...10 бар до 0...600 бар (вибирається під конкретну точку контролю);
2. Тип вихідного сигналу: 4-20 мА або 0-10 В + дискретні PNP-виходи;
3. Напруга живлення: 24 В DC;
4. Точність вимірювання: до $\pm 0,5$ % від діапазону;
5. Робоча температура середовища: -20...+80 °C;
6. Ступінь захисту корпусу: IP65/IP67;
7. Матеріал мембрани: нержавіюча сталь;
8. Час відгуку: < 2 мс.

Пресостат Schneider Electric XMLB010A2S11 використовується в системі автоматизації установки як апарат релейного контролю тиску для формування аварійних та блокувальних сигналів. Він призначений для спрацьовування при досягненні заданого граничного тиску в трубопроводах, теплообмінниках або допоміжних лініях. У даній схемі пресостат виконує функцію незалежного апаратного захисту, дублюючи вимірювання давачів тиску WІКА та забезпечуючи відсічення процесу при небезпечних відхиленнях.

Основні технічні параметри XMLB010A2S11:

1. Діапазон уставки тиску: 0,1...10 бар;
2. Тип контакту: SPDT (перемикаючий контакт – NO/NC);
3. Номінальна комутаційна напруга: до 250 В АС;
4. Комутаційний струм: до 5 А;
5. Тип приєднання до процесу: різьбове, G1/4;
6. Матеріал корпусу: метал, стійкий до промислових середовищ;
7. Ступінь захисту: IP65;
8. Робоча температура навколишнього середовища: –25...+170 °С.

Датчик температури ТЄРА ТЖК 1–5–J–2–N–485–6 використовується в системі автоматизації установки для безперервного вимірювання температури технологічного середовища в трубопроводах та апаратах (теплообмінники, колона, сепаратор). Він забезпечує передачу вимірної температури безпосередньо до ПЛК по цифровому каналу зв'язку, що дозволяє реалізувати автоматичне регулювання, сигналізацію та блокування при аварійних відхиленнях температури.

Основні технічні параметри ТЄРА ТЖК 1–5–J–2–N–485–6:

1. Тип первинного перетворювача: термопара типу J (Fe–CuNi);
2. Діапазон вимірювання температури: приблизно –40...+750 °С;
3. Вихідний сигнал: цифровий інтерфейс RS–485 (Modbus);
4. Напруга живлення: 24 В DC;
5. Кількість каналів: 1 канал вимірювання;
6. Тип монтажу: щитове або польове виконання;

7. Ступінь захисту корпусу: IP65;
8. Похибка вимірювання: не більше $\pm 0,5 \dots 1$ % залежно від діапазону.

Пресостат Danfoss MBC 8100 (код 061B800266) використовується в системі автоматизації установки для контролю тиску в трубопроводах та апаратах (зокрема перед теплообмінниками, у сепараторі та на вході в колону). Його основне завдання – аварійний контроль граничних значень тиску з подачею дискретного сигналу на ПЛК або безпосередньо в коло захисту. При перевищенні або падінні тиску нижче встановленого значення пресостат формує сигнал аварії та може ініціювати відключення обладнання.

Основні технічні характеристики MBC 8100 (061B800266):

1. Тип пристрою: механічний пресостат з електричними контактами;
2. Діапазон налаштування тиску: 0...10 бар;
3. Максимальний робочий тиск: до 25 бар;
4. Тип електричних контактів: SPDT (перемикаючий контакт);
5. Номінальний струм контактів: до 5 А при 250 В АС;
6. Тип різьбового підключення: G 1/4'' або G 1/2'' (залежно від виконання);
7. Клас захисту корпусу: IP65;
8. Температура навколишнього середовища: $-40 \dots +185$ °С;
9. Тип керування: ручне налаштування порога спрацювання.

Радарний рівнемір Endress+Hauser Micropilot FMR10-AAQBMWDEWFE2 застосовується в системі автоматизації для безперервного вимірювання рівня рідини в сепараторі та ємностях установки (вода, вуглеводневий конденсат, стабілізований газ). Вимірний рівень у вигляді аналогового сигналу передається до ПЛК, де використовується для реалізації контурів автоматичного регулювання рівня та аварійного захисту від переповнення або осушення апаратів.

Основні технічні параметри FMR10-AAQBMWDEWFE2:

1. Принцип вимірювання: безконтактний радарний метод (24 ГГц);
2. Діапазон вимірювання рівня: до 10 м (для рідин);

3. Вихідний сигнал: 4–20 мА двопровідний;
4. Напруга живлення: 24 В DC (через токову петлю);
5. Точність вимірювання: ± 5 мм;
6. Робочий тиск середовища: до 4 МПа (40 бар);
7. Робоча температура: $-40 \dots +80$ °С;
8. Матеріал антени та процесного приєднання: PTFE / нержавіюча сталь;
9. Клас захисту корпусу: IP66 / IP67.

Витратомір Endress+Hauser Proline t–mass I 500 (6I5B) використовується в системі автоматизації для безперервного вимірювання масової витрати газових потоків, зокрема водневмісного газу, газопарової суміші після сепарації та циркуляційних газів установки. Сигнал витрати надходить до ПЛК та використовується для реалізації контурів регулювання, матеріального балансу та контролю ефективності процесу гідроочищення. Масова витрата газу є одним з ключових параметрів, від якого залежить сталість технологічного режиму реактора та стабілізаційної колони.

Основні технічні параметри Proline t–mass 500 (6I5B):

1. Принцип вимірювання: тепловий масовий (термоанемометричний);
2. Тип вимірюваного середовища: гази (водень, азот, природний газ, газопарові суміші);
3. Діапазон вимірювання масової витрати: до $\approx 230\ 000$ кг/год (залежно від діаметра);
4. Діаметр трубопроводу: від DN 15 до DN 1500;
5. Вихідні сигнали: 4–20 мА, імпульсний, цифровий інтерфейс (PROFINET / Modbus / HART);
6. Напруга живлення: 24 В DC або 100–230 В AC (залежно від модифікації);
7. Точність вимірювання: $\pm 1,0 \dots 1,5$ % від показу;
8. Робочий тиск: до 10 МПа (100 бар);
9. Робоча температура: $-40 \dots +200$ °С;

10. Клас захисту корпусу: IP66 / IP67;
11. Тип виконання: вставний (insertion) – без повного перекриття потоку.

4.2.4. Виконавчі технічні засоби

Позиціонер Fisher™ FIELDVUE™ DVC6200 використовується у складі регулювальних пневматичних клапанів для високоточного керування положенням штока клапана відповідно до заданого керуючого сигналу від ПЛК. Він перетворює електричний аналоговий сигнал 4–20 мА в пневматичний тиск, який подається на мембранний або поршневий пневмопривід клапана. Таким чином, DVC6200 забезпечує плавне безперервне регулювання витрати, тиску, температури та рівня у ключових вузлах установки (теплообмінники, сепаратор, стабілізаційна колона).

Крім керуючої функції, позиціонер виконує також діагностичну та захисну функції, оскільки постійно контролює фактичне положення клапана, швидкість його переміщення та стан пневмосистеми.

Основні технічні параметри Fisher DVC6200:

1. Тип пристрою: електропневматичний позиціонер цифрового типу;
2. Вхідний керуючий сигнал: 4–20 мА (двопровідний);
3. Живлення: від струмової петлі 4–20 мА;
4. Вихідний пневматичний тиск: до 0,14...0,7 МПа (1,4...7 бар);
5. Точність позиціювання: до $\pm 0,5$ % ходу клапана;
6. Час спрацювання: $< 0,2$ с;
7. Інтерфейс зв'язку: HART для налаштування та діагностики;
8. Робоча температура: $-40...+185$ °С;
9. Клас захисту корпусу: IP66 / NEMA 4X;
10. Вибухозахищене виконання: можливість застосування у вибухонебезпечних зонах;

11. Тип монтажу: безпосередньо на корпусі клапана Fisher або аналогічного типу.

4.3. Електрична схема підключення

Коли йде мова про електричні схеми підключення в автоматизації, перетинаємося з різноманітними системами, що використовуються для керування, моніторингу та оптимізації процесів у різних сферах промисловості та повсякденного життя. Ці схеми забезпечують можливість автоматичного управління різноманітними пристроями, від простих електродвигунів до складних систем автоматизованого виробництва.

Електричні схеми підключення в автоматизації включають в себе різноманітні компоненти, такі як датчики, контролери, реле, контактори, перетворювачі сигналів та інші пристрої. Вони об'єднуються у систему, що дозволяє контролювати, регулювати та керувати процесами автоматично, забезпечуючи ефективність, безпеку та оптимізацію.

Розуміння та вміння працювати з електричними схемами в автоматизації важливі. Це допомагає проектувати, впроваджувати та підтримувати різноманітні системи автоматизації в різних сферах, від виробництва до будівництва та енергетики.

Кожна схема підключення починається з визначення джерела живлення. На листі 4 графічної частини можна побачити як електропостачання, яке позначається клемми X4 приходить в електричну шафу до клем, які мають позначення X5.

Після цього обов'язковим етапом є електрозахист та безпека електричних мереж. Для цього використовуються електричні автомати від перевантажень, коротких замикань та інших несправностей. В даній роботі використовуються два типи автоматів: захисний автомат та захисний автомат від витoku току. Вони розташовуються на листі 4 графічної частини та позначаються SF1 і Q1.

Після визначення електричного живлення та створення захисту, можна робити підключення.

На 5 листі графічної частини зроблено підключення регулювання потрібних параметрів в системі. Для цього було підключено живлення до регуляторів та перетворювачів напруг, до яких в свою чергу були під'єднані клапани на 24В. Після цього залишилося з'єднати аналогові входи датчиків та аналогові виходи клапанів з регуляторами.

На 6 листі графічної частини показано підключення технічних засобів для керування пічкою. В даному випадку все регулюється одним регулятором, до якого і під'єднане живлення. Також напруга під'єднана до перетворювачів напруги для живлення регуляторів постійною напругою у 24В.

На 7 листі графічної частини було зроблено підключення параметрів для індикації. Спочатку виконано підключення живлення до індикаторів. Після цього було здійснено приєднання аналогових датчиків до них.

Висновки до розділу 4

У четвертому розділі розроблено структуру системи автоматичного керування процесом гідроочищення та стабілізації гасу, створено функціональну та електричну принципову схеми, а також виконано обґрунтований підбір технічних засобів автоматизації. Визначено основні контури регулювання температури, тиску, витрати та рівня і формалізовано їх функціональне призначення.

Запропонована структура САК забезпечує стабільність технологічного режиму, реалізацію аварійних захистів і можливість інтеграції з сучасними засобами керування та візуалізації. Обрані технічні засоби відповідають умовам промислової експлуатації та вимогам до надійності і безпеки.

РОЗДІЛ 5

СТВОРЕННЯ ПРОГРАМИ ТА НМІ

5.1. Загальна архітектура програмного забезпечення

Програмне забезпечення системи автоматизації розроблене в середовищі TIA Portal з використанням програмованого логічного контролера Siemens CPU S7–1500 (ET200SP), модулів дискретних і аналогових входів/виходів та системи людино–машинного інтерфейсу WinCC. Структура програмного забезпечення побудована за модульним принципом, що забезпечує масштабованість, повторне використання програмних компонентів та зручність подальшого обслуговування. Це забезпечується шляхом реалізації через функції, які роблять програмування швидшим простішим, а головне робить проєкт готовим до масштабування та легкого редагування в подальшому.

Основу програми становить організаційний блок OB1, у якому виконується циклічний виклик функціональних блоків та функцій. Для окремих агрегатів використовуються функціональні блоки (FB), кожен з яких має власний екземплярний блок даних (DB) для збереження поточного стану та внутрішніх змінних. Саме це дає змогу відпрацьовувати функціональним блокам типу FB, бо кожен з них має можливість працювати зі своїми даними і поєднює їх лише логіка керування (рис. 5.1, 5.2).

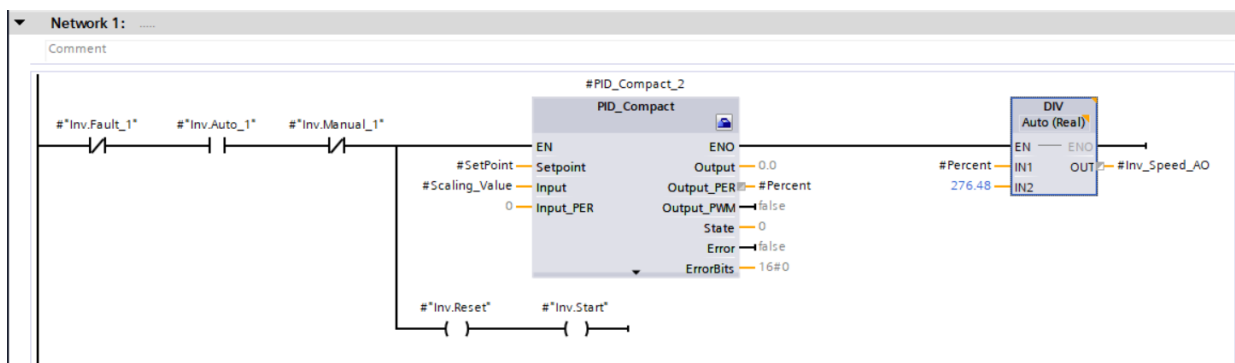


Рис. 5.1. Функціональний блок Motor_Control

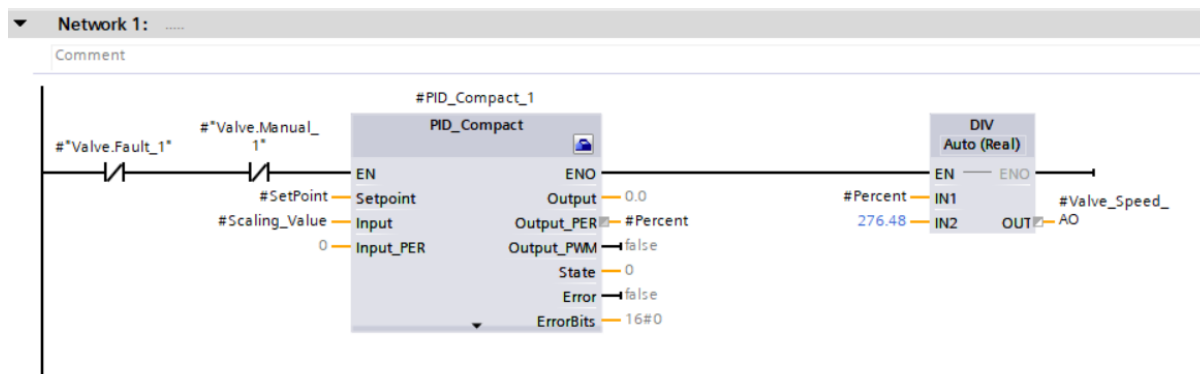


Рис. 5.2. Функціональний блок Valve_Control

Для допоміжних операцій, зокрема масштабування аналогових сигналів, застосовуються функції (FC), які не містять блоки даних, а отже і не потребують їхнього запам'ятовування. Лише відпрацювання функції у видача готового результату – їхня головна мета в даному проєкті. Таким чином реалізована ще і загальна система безпеки з використанням аварійної кнопки, реле напруги тощо, які перевіряються завжди (циклічно), поки працює головна функція. Прикладами реалізації блоків типу FC на рисунку 5.3.

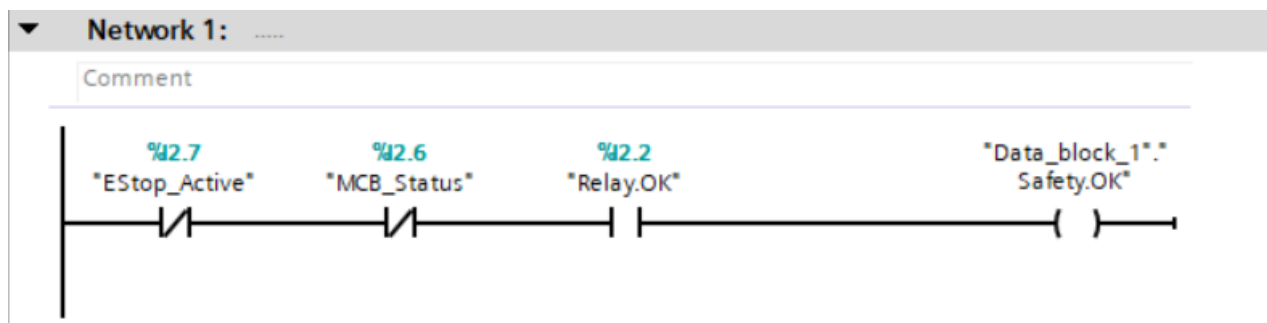


Рис. 5.3. Блок функції Safety.OK

Зберігання змінних, необхідних для відображення на НМІ, здійснюється у глобальних блоках даних, що забезпечує постійні адреси в пам'яті контролера та уможлиблює коректний обмін даними з операторською панеллю.

Такий підхід дозволяє розділити програму на логічні модулі, спростити налагодження та забезпечити уніфікований доступ до технологічних параметрів.

5.2. Опис обробки та формування аналогових сигналів

Для забезпечення коректної роботи системи автоматизації реалізовано обробку аналогових сигналів від технологічних давачів тиску, температури, рівня та інших параметрів.

Первинні сигнали з давачів надходять до аналогових входів контролера у вигляді цифрових значень у стандартному діапазоні (0...27648). Для перетворення цих значень у фізичні одиниці використовується спеціальна функція масштабування.

Алгоритм обробки аналогового сигналу включає такі етапи:

1. Зчитування значення з аналогового входу (%IW).
2. Нормалізація сигналу у відносну величину (0...1).
3. Масштабування у фізичний діапазон інженерних величин (наприклад, 0...15 бар).
4. Запис результату у змінну типу REAL в глобальному блоці даних.

Усі необхідні технологічні параметри, що використовуються для відображення на НМІ та в алгоритмах керування, зберігаються в глобальних DB, що забезпечує доступ до них як з програми ПЛК, так і з операторської панелі.

В результаті ми отримуємо вхідні фізичні величини. Варто також розуміти, що для об'єктивного оцінювання сигналу в діапазоні 0...27648, потрібно врахувати діапазон вимірювання давача. В даному проєкті використовувалися діапазони підібраних давачів з попереднього розділу (рис. 5.4, 5.5).

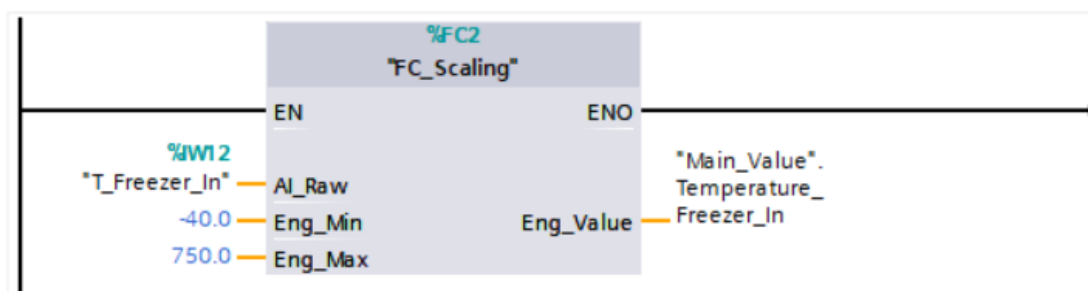


Рис. 5.4. Приклад виклику функції обробки аналогового сигналу

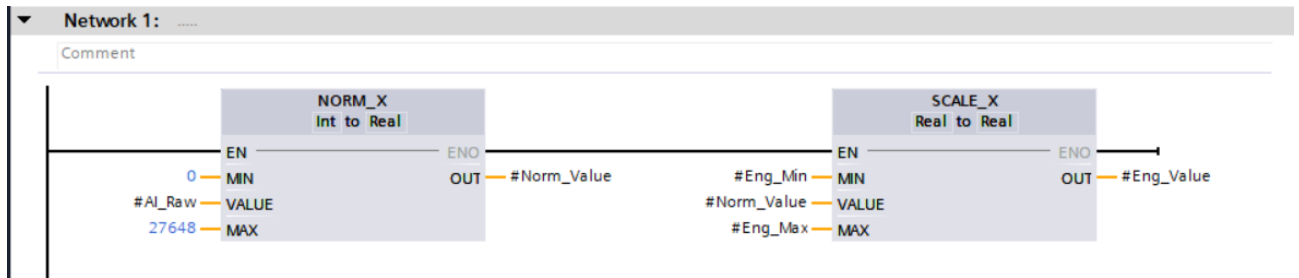


Рис. 5.5. Приклад реалізації обробки аналогового сигналу

Для аналогових виходів, використовується також діапазон 0...27648, який потрібно після ПІД регулятора обробляти в деяких випадках. В даному випадку ми обробляємо для відображення на панель НМІ (рис. 5.6).

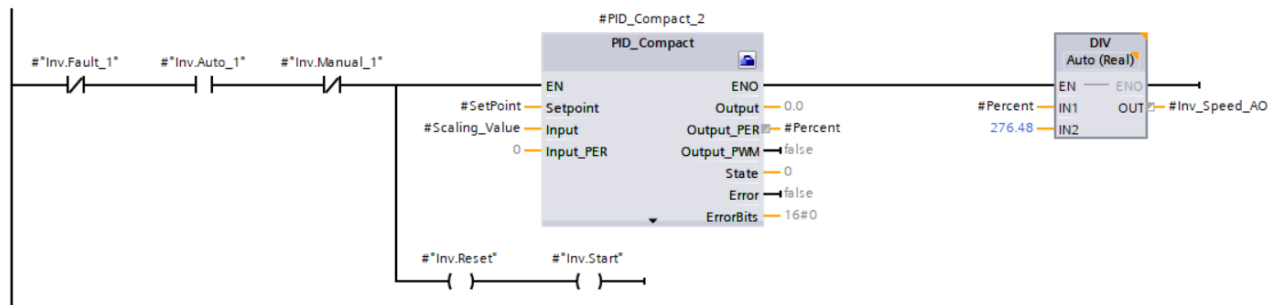


Рис. 5.6. Приклад реалізації ПІД-регулювання та обробки аналогового сигналу

5.3. Додаткові алгоритми керування

5.3.1. Загальний принцип керування двигуном

Керування насосами реалізовано на основі окремого функціонального блока FB_Motor_Control, який відповідає за один насос. Для кожного насоса використовується власний екземплярний блок даних.

Основними вхідними параметрами блоку є:

- уставка регульованої величини (SetPoint);
- масштабоване значення технологічного параметра (Pressure, Flow тощо);
- сигнали стану інвертора (аварія, готовність);

- сигнали режиму роботи (Auto/Manual).

Вихідним параметром є керуючий сигнал на перетворювач частоти, що формується у вигляді аналогового сигналу.

Усі внутрішні змінні, а також регулятор PID реалізовані як multi-instance у статичній пам'яті блоку, що дозволяє кожному насосу мати власний незалежний контур регулювання (рис. 5.6).

Регулювання технологічного параметра здійснюється за допомогою стандартного функціонального блоку PID_Compact. Регулятор працює в автоматичному та ручному режимах. У автоматичному режимі вихід регулятора формується залежно від різниці між уставкою та поточним значенням параметра. У ручному режимі керування здійснюється безпосередньо оператором.

Результат роботи PID-регулятора формується у відсотках та далі перетворюється в значення для аналогового виходу (0...27648).

Алгоритми керування клапанами та вентилятором побудовані за аналогічним принципом, із використанням окремих функціональних блоків. Для клапанів реалізовано позиційне керування, для вентилятора – частотне керування з аналоговим сигналом.

5.3.2. Захист системи від заклинювання клапанів

Для захисту системи від поломки клапанів, я використав FB блок Valve.Safety. Логікою визначення блокування – була залежність зміним завдання на зміну положення клапана і зміна самого положення на клапанів від позиціонера.

В результаті, спочатку я створюю циклічність перевірки – одна секунда (рис. 5.7).

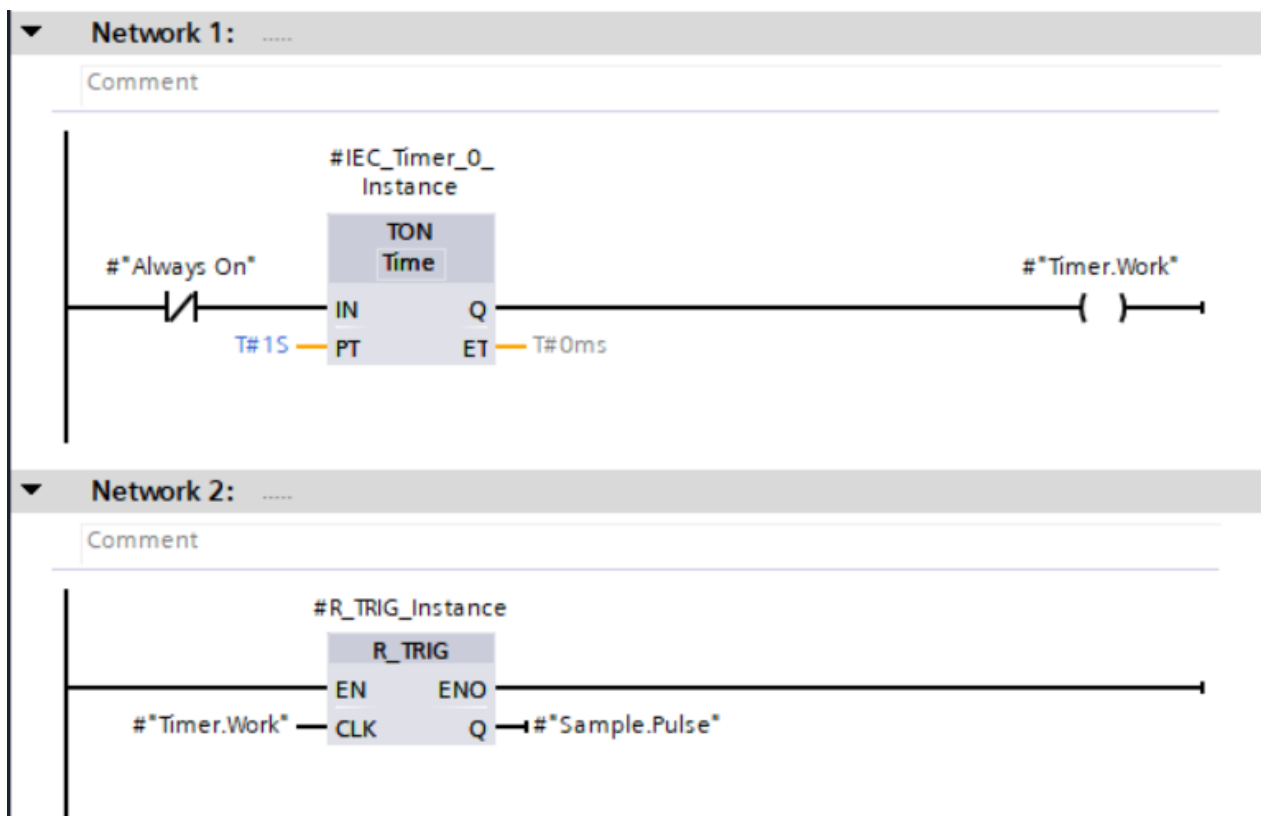


Рис. 5.7. Реалізація імпульсу

Наступним кроком йде вже саме порівняння змінних (рис. 5.8). Конкретніше – віднімання і взяття по модулю, оскільки вихід може бути і від’ємним (в іншу сторону).

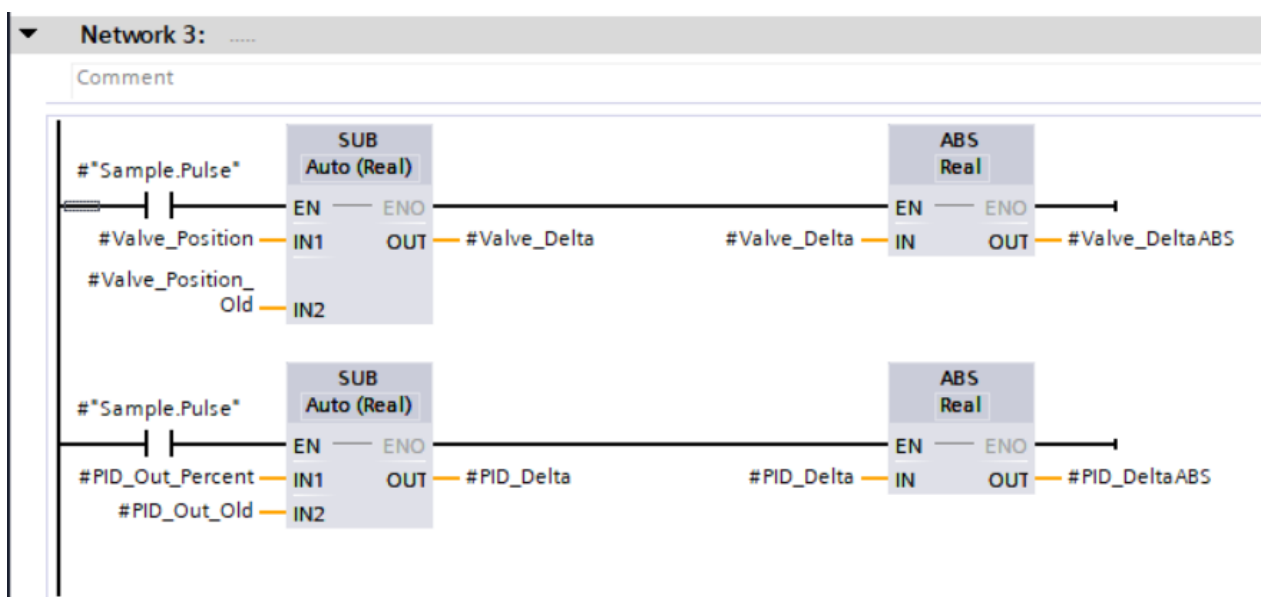


Рис. 5.8. Реалізація обчислення змінних

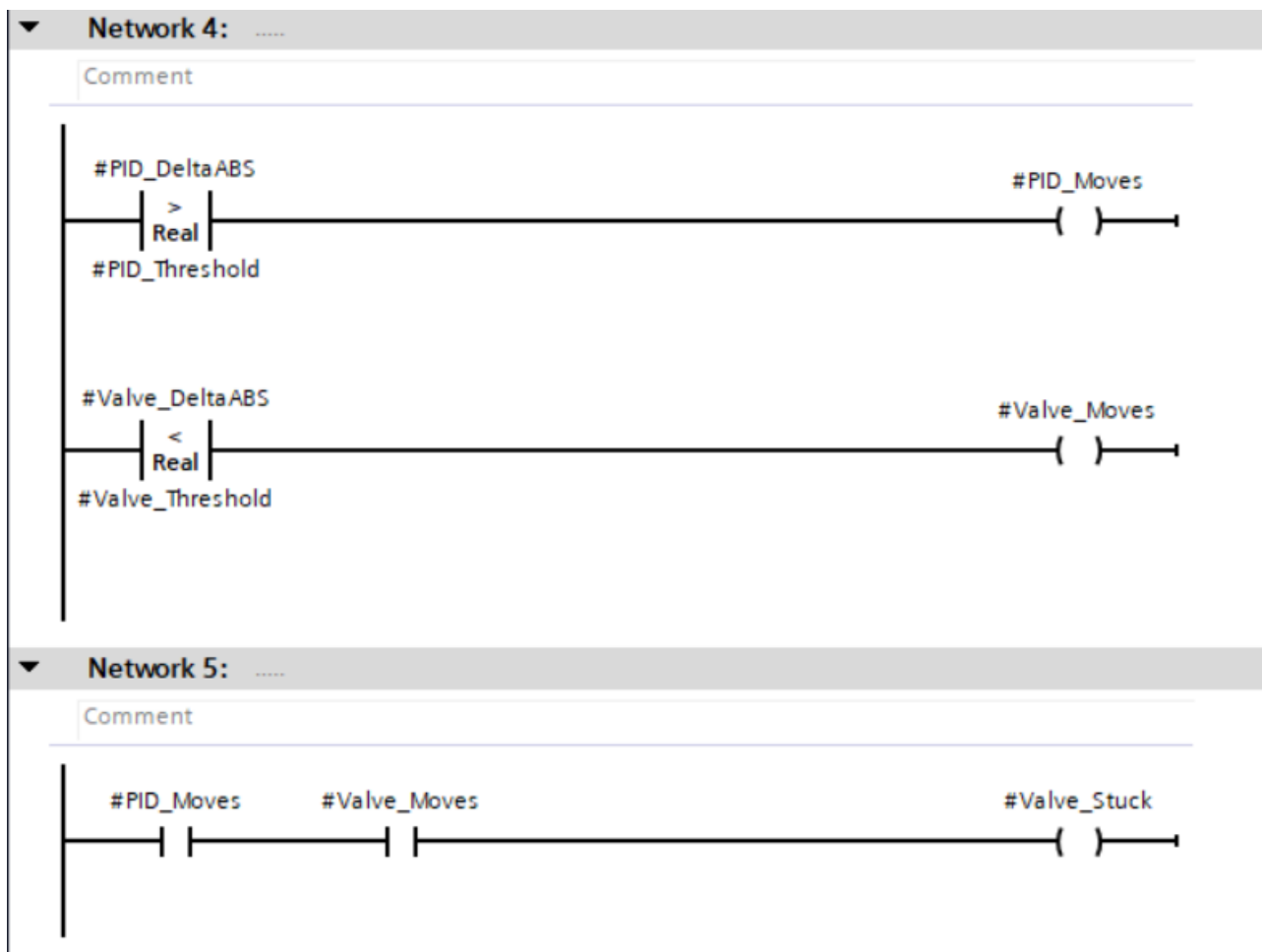


Рис. 5.9. Реалізація визначення помилки

В кінці ми визначаємо чи застряг клапан через умову одночасної роботи ПІД-регулятора для зміни положення і відсутності зворотнього зв'язку (рис. 5.9).

5.3.3. Система збору помилок та їх відображення

Для індикації помилок на панелі НМІ, був використаний спосіб запису у одну змінно типу WORD побітово стан кожної з помилок. В результаті це дало змогу отримувати сповіщення. Приклад реалізації в проєкті наведений на рис. 5.10, 5.11.

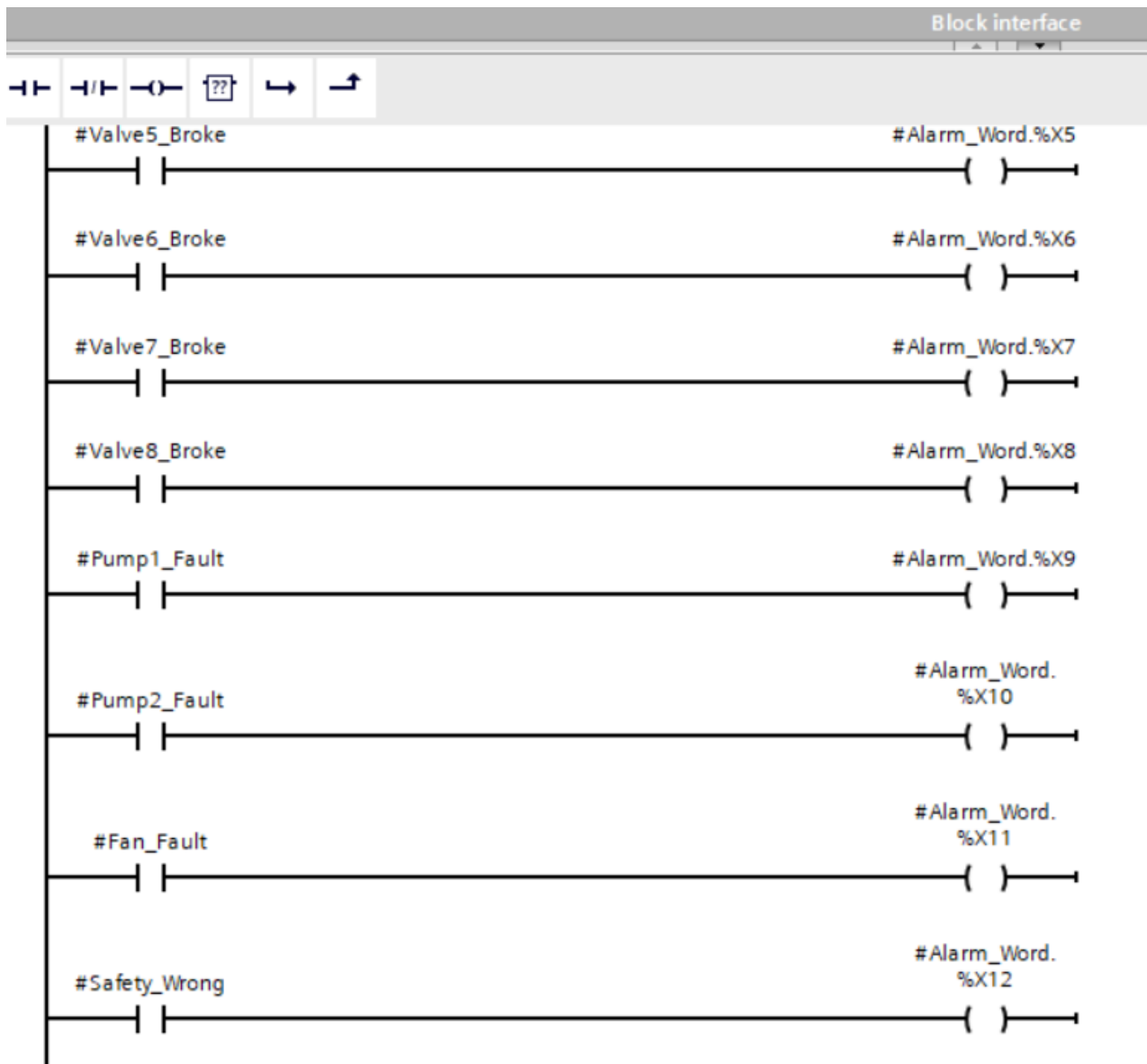


Рис. 5.10. Реалізація побітового запису помилки

Discrete alarms									
ID	Name	Alarm text	Alarm class	Trigger tag	Trigge..	Trigger address	HMI acknowl...	HMI a...	
1	Valve1_Broke	Valve1_Broke	Alarm_cla...	Alarms_Al...	0	Alarms."Alar...	<No tag>	0	
2	Valve2_Broke	Valve2_Broke	Alarm_class_1	Alarms_Alar...	1	Alarms."Alar...	<No tag>	0	
3	Valve3_Broke	Valve3_Broke	Alarm_class_1	Alarms_Alar...	2	Alarms."Alar...	<No tag>	0	
4	Valve4_Broke	Valve4_Broke	Alarm_class_1	Alarms_Alar...	3	Alarms."Alar...	<No tag>	0	
5	Valve5_Broke	Valve5_Broke	Alarm_class_1	Alarms_Alar...	4	Alarms."Alar...	<No tag>	0	
6	Valve6_Broke	Valve6_Broke	Alarm_class_1	Alarms_Alar...	5	Alarms."Alar...	<No tag>	0	
7	Valve7_Broke	Valve7_Broke	Alarm_class_1	Alarms_Alar...	6	Alarms."Alar...	<No tag>	0	
8	Valve8_Broke	Valve8_Broke	Alarm_class_1	Alarms_Alar...	7	Alarms."Alar...	<No tag>	0	
9	Safety_Wrong	Safety_Wrong	Alarm_class_1	Alarms_Alar...	8	Alarms."Alar...	<No tag>	0	
10	Pump1_Fault	Pump1_Fault	Alarm_class_1	Alarms_Alar...	9	Alarms."Alar...	<No tag>	0	
11	Pump2_Fault	Pump2_Fault	Alarm_class_1	Alarms_Alar...	10	Alarms."Alar...	<No tag>	0	
12	Fan_Fault	Fan_Fault	Alarm_class_1	Alarms_Alar...	11	Alarms."Alar...	<No tag>	0	
<Add new>									

Рис. 5.11. Реалізація виведення помилок в НМІ

5.4. Створення НМІ

5.4.1. Загальні принципи побудови НМІ

Людино–машинний інтерфейс (НМІ) реалізований у середовищі WinCC, що входить до складу TIA Portal, та призначений для візуалізації технологічного процесу, оперативного керування виконавчими механізмами, введення уставок та відображення аварійних ситуацій.

Проектування НМІ виконано відповідно до сучасних принципів побудови промислових операторських інтерфейсів:

- розділення функцій керування та спостереження;
- ієрархічна структура екранів;
- мінімізація інформаційного перевантаження оператора;
- чітка колірна індикація станів обладнання;
- використання спливаючих вікон (pop-up) для важливих повідомлень.

Інформаційний обмін між ПЛК та НМІ здійснюється через глобальні блоки даних (DB) та безпосередньо через апаратні адреси.

НМІ складається з таких основних груп екранів:

1. Головний екран (Main Screen).
2. Екрани окремих технологічних ділянок:
 - охолодження в холодильнику;
 - нагрів у теплообміннику;
 - сепаратор;
 - колона з кип'ятильником.
3. Аварійні pop-up вікна.
4. Pop-up уставок та ручного керування.
5. Сервісні екрани (тренди, налаштування).

Така структура забезпечує логічну навігацію та швидкий доступ оператора до потрібної ділянки технологічного процесу.

5.4.2. Головний екран НМІ

Головний екран виконує функцію центрального пункту керування та моніторингу всієї установки. На ньому відображається загальний стан технологічного процесу та забезпечується навігація між основними ділянками (рис. 5.12).

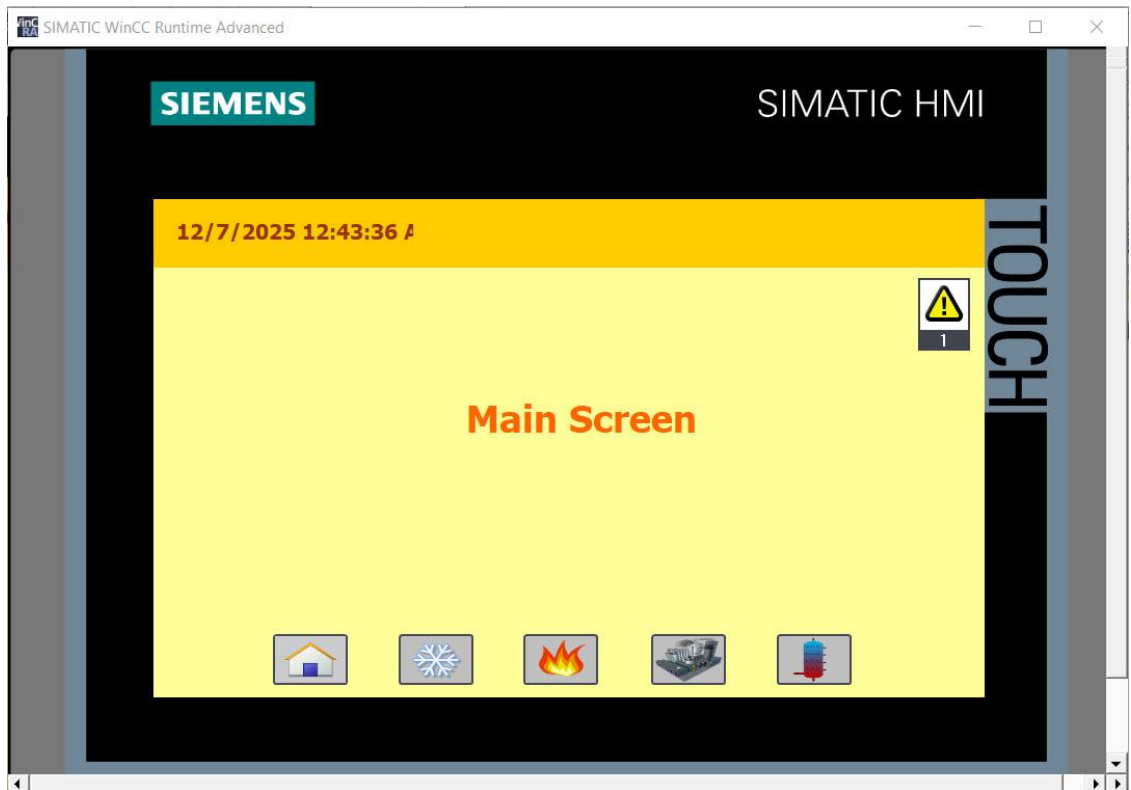


Рис. 5.12. Головний екран в НМІ

На головному екрані розміщено:

- навігаційні кнопки переходу до технологічних вузлів;
- загальний сигнал аварії;
- службова інформація (дата, час, стан зв'язку з ПЛК).

Кожна кнопка навігації додатково має колірну індикацію:

- сірий колір – вузол вимкнений;
- зелений – вузол у роботі;
- червоний – у вузлі наявна аварія.

Таким чином, оператор ще з головного екрана отримує інформацію про загальний стан установки та може оперативно перейти до проблемної ділянки.

5.4.3. Екрани технологічних ділянок

Для кожної ділянки технологічного процесу передбачено окремий екран із графічним відображенням обладнання у вигляді спрощеної технологічної схеми (рис. 5.13–5.16).

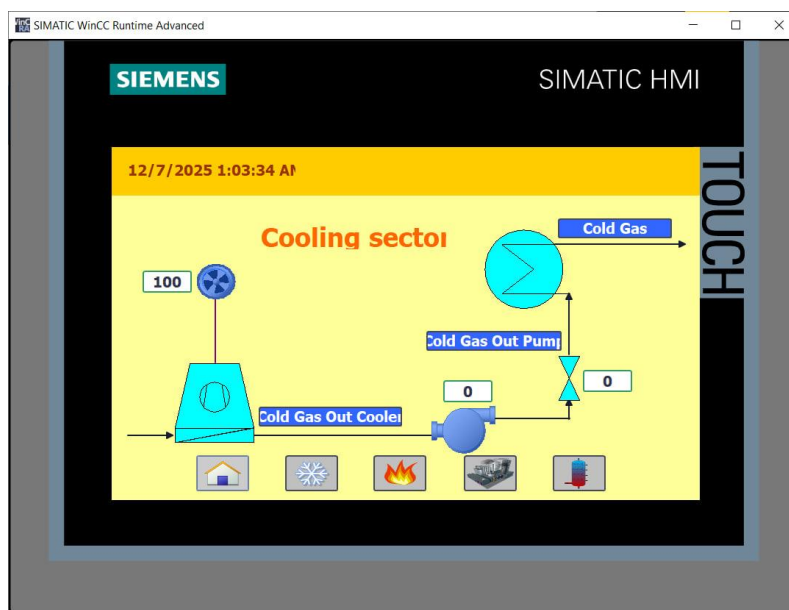


Рис. 5.13. Екран вузла охолодження газу

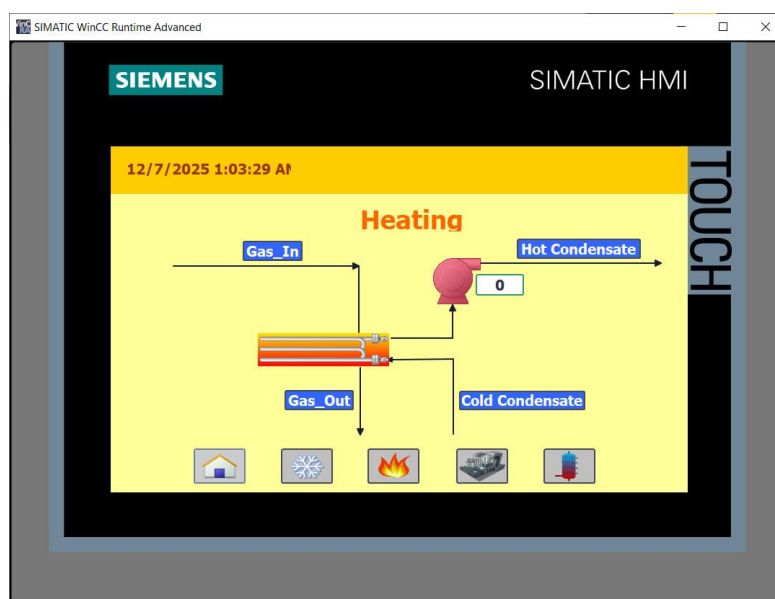


Рис. 5.14. Екран нагріву конденсату перед входом в колону

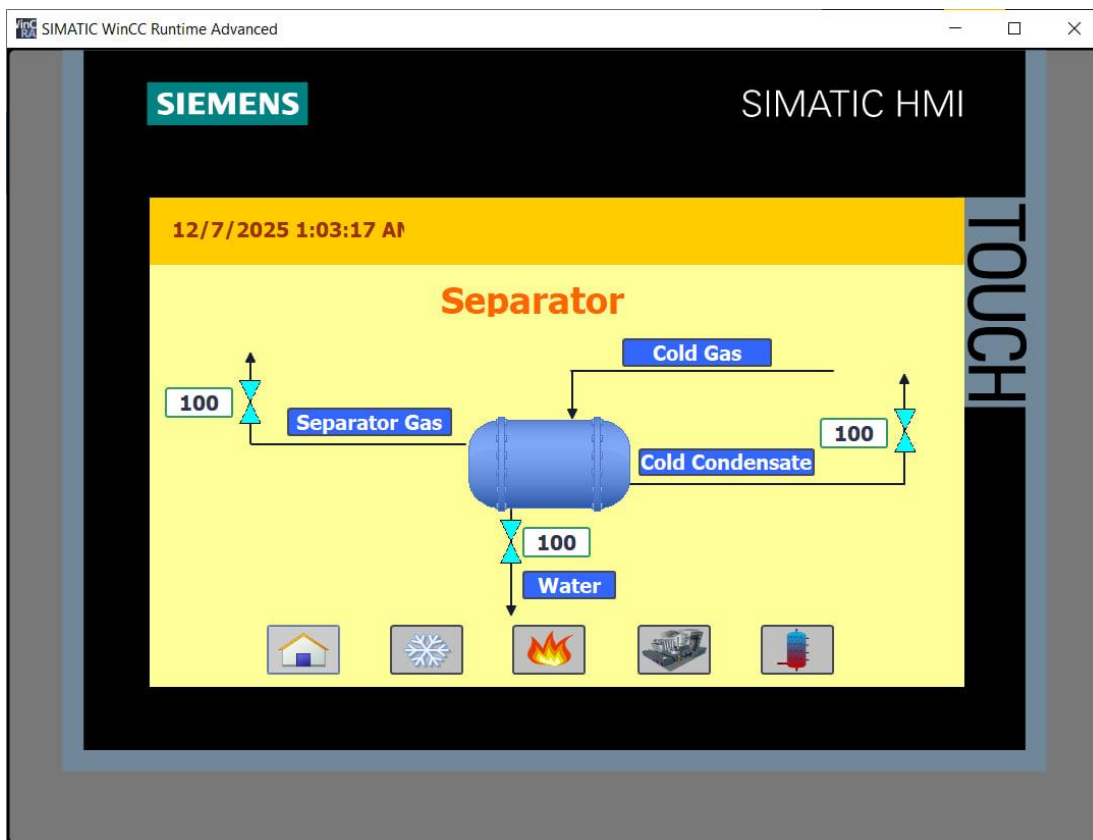


Рис. 5.15. Екран вузла сепарації газу

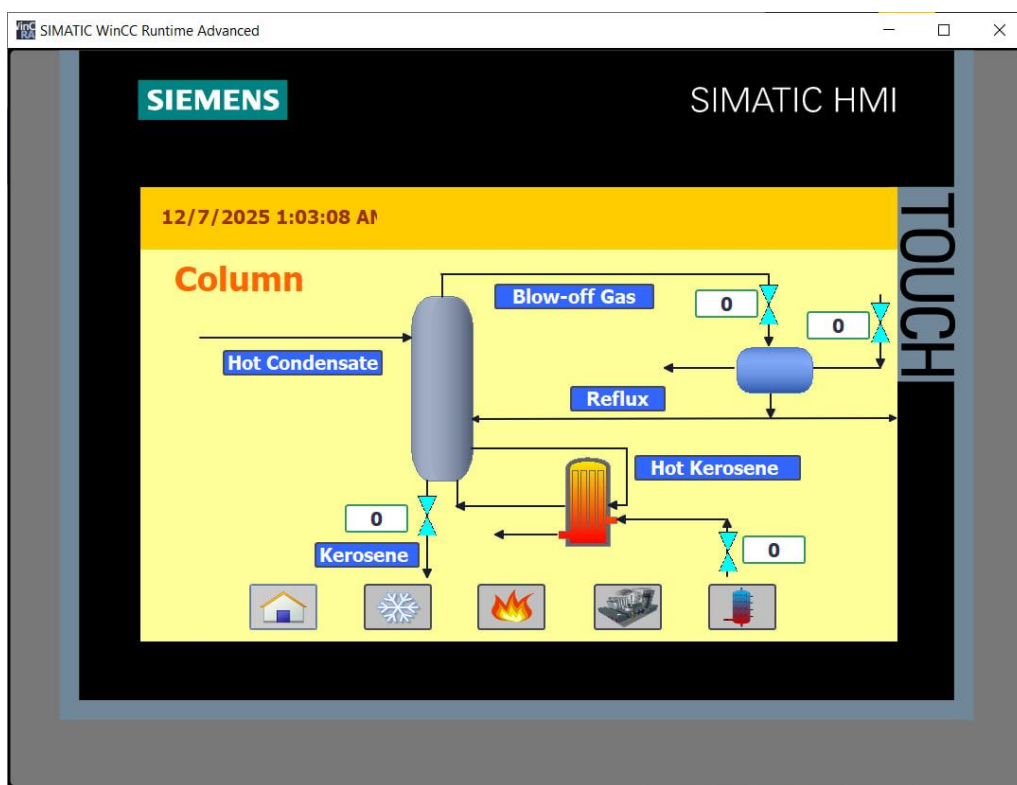


Рис. 5.16. Екран для відображення роботи вузла з колоною

На таких екранах відображаються:

- насоси, клапани та вентилятори у вигляді умовних графічних символів;
- поточні значення технологічних параметрів (тиск, температура, рівень);
- уставки регулювання;

Колірна індикація елементів використовується для зручності сприйняття:

- зелений – обладнання працює;
- сірий – вимкнене;
- червоний – аварійний стан;
- жовтий – перехідний або ручний режим.

Зміна станів елементів відбувається в реальному часі на основі даних, що надходять із ПЛК.

5.4.4. Реалізація pop-up вікон

Для відображення важливої інформації застосовано спливаючі вікна (pop-up). Pop-up використовуються для:

- виведення аварійних повідомлень;
- підтвердження аварій;
- зміни уставок регулювання;
- ручного керування виконавчими механізмами.

Pop-up вікна відкриваються поверх основного екрана за командою оператора або автоматично при виникненні аварії. Закриття pop-up здійснюється через функцію повернення на попередній екран (рис. 5.17, 5.18).

Таке рішення дозволяє не перевантажувати основні екрани другорядною інформацією та підвищує зручність роботи оператора.

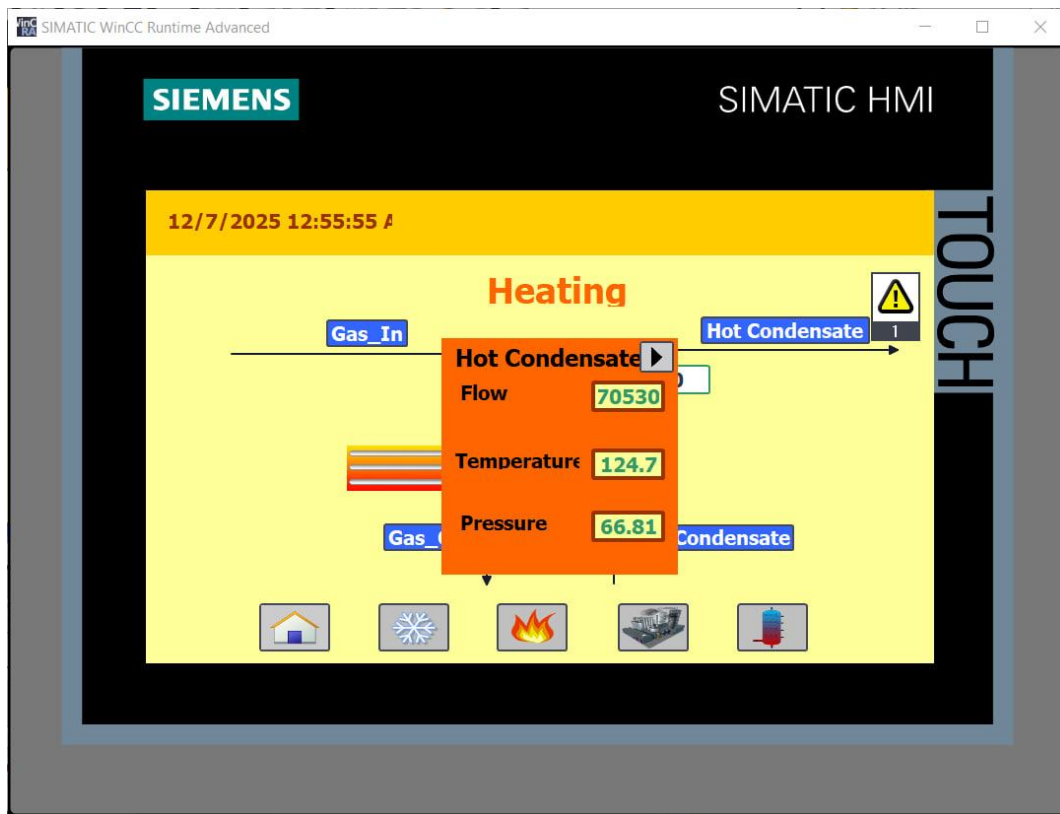


Рис. 5.17. Спливаюче вікно при натисканні на відповідний потік

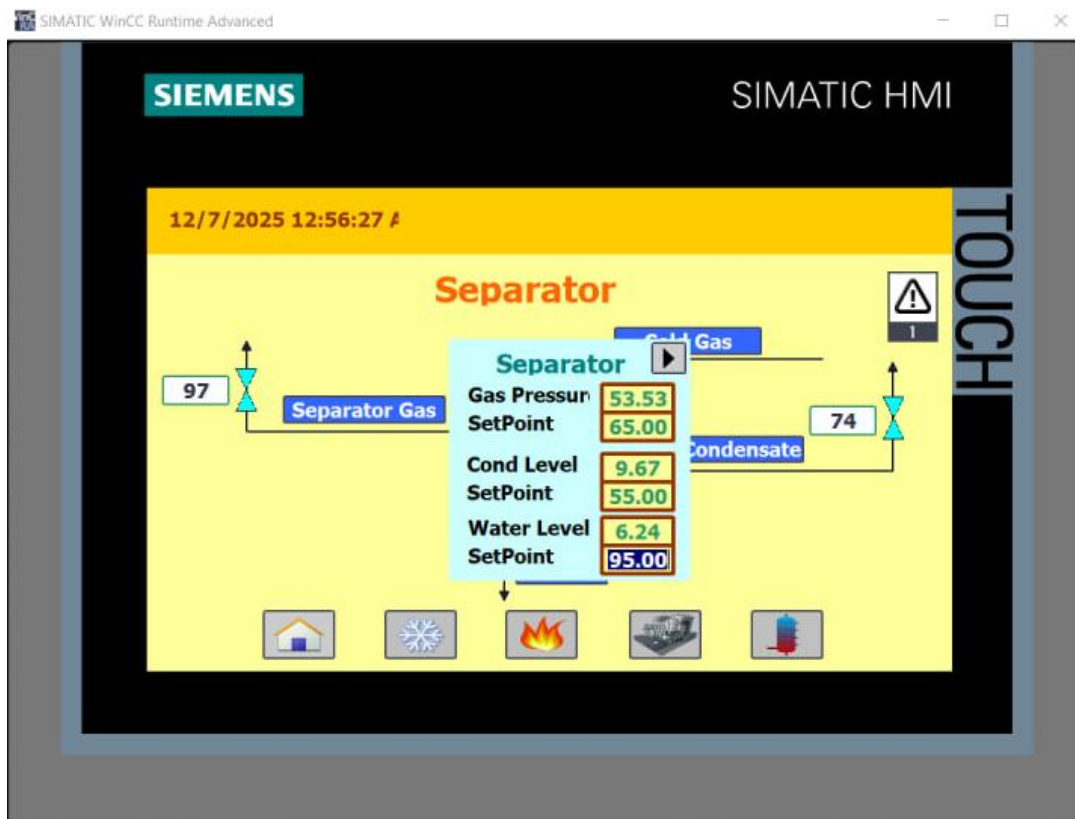


Рис. 5.18. Спливаюче вікно при натисканні на (сепаратор)

5.4.5. Відображення аварій на НМІ

У системі реалізовано централізований вивід аварійних повідомлень. Для кожного аварійного сигналу в ПЛК створено відповідний Alarm-тег у WinCC.

При виникненні аварії:

- на головному екрані активується загальний індикатор аварії;
- автоматично відкривається аварійний pop-up;
- оператор бачить текстове повідомлення з описом причини аварії;
- відповідний елемент на схемі підсвічується червоним кольором.

Після усунення причини аварії оператор виконує підтвердження за допомогою кнопки АСК, після чого аварія переводиться до архіву подій.

5.4.6. Тренди та журнали подій

Для аналізу роботи технологічного процесу передбачено відображення трендів основних параметрів:

- тиску;
- температури;
- швидкості обертання насосів;
- положення клапанів.

Журнал подій автоматично фіксує:

- аварії;
- підтвердження аварій;
- пуски та зупинки обладнання;
- зміну уставок.

Наявність трендів та журналу подій дозволяє здійснювати аналіз роботи установки та швидко виявляти причини відхилень від нормального режиму.

5.4.7. Забезпечення надійності та зручності роботи оператора

Розроблений людино–машинний інтерфейс забезпечує ефективне візуальне відображення технологічного процесу, зручне керування виконавчими механізмами, своєчасне інформування про аварійні ситуації та можливість аналізу роботи установки. Реалізоване НМІ повністю відповідає вимогам до промислових операторських інтерфейсів і може застосовуватися в реальних умовах експлуатації.

При проектуванні НМІ особливу увагу приділено ергономіці та надійності:

- використано уніфіковані кольорові схеми;
- мінімізовано кількість одночасно відображуваних параметрів;
- усі аварії мають високий візуальний пріоритет;
- керування складними функціями винесене в окремі pop–up вікна.

Це дозволяє оператору швидко орієнтуватись у ситуації та зменшує ймовірність помилкових дій.

5.5. Симуляція роботи програми

Для симуляції показово взято роботу вентилятора для охолодження. Спочатку виконуємо всі умови для керування феном для охолодження (рис. 5.19, 5.20).

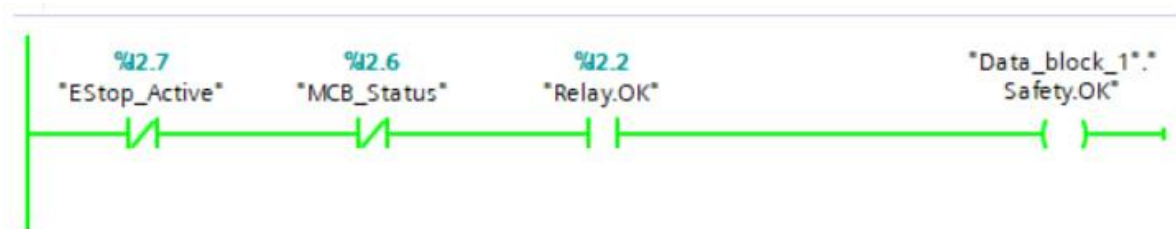


Рис. 5.19. Загальна безпека установки

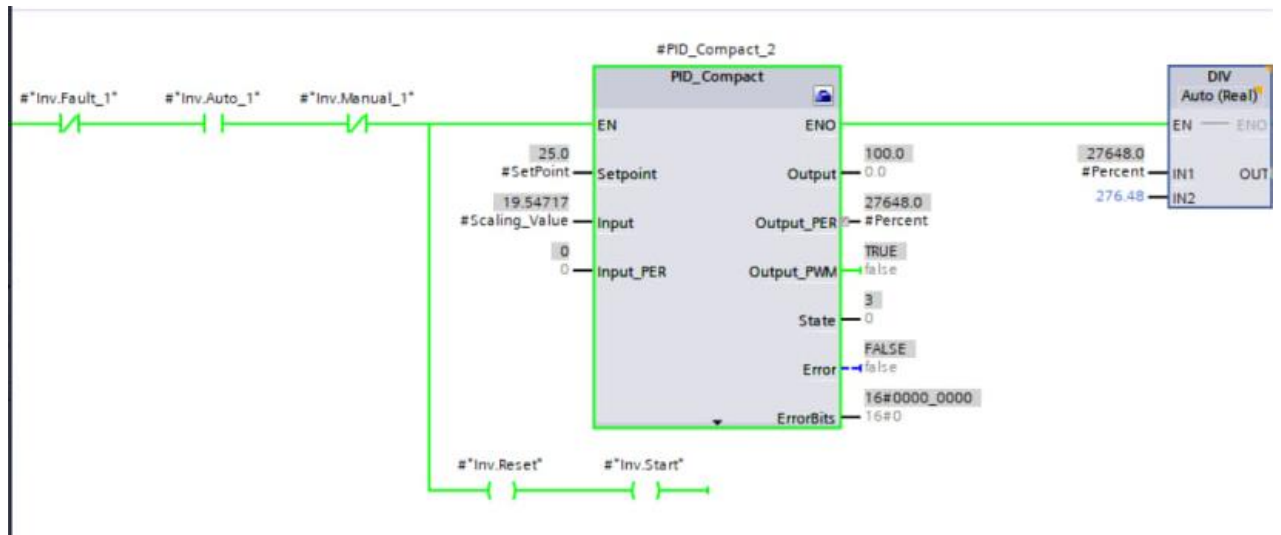


Рис. 5.20. Логіка керування феном під час симуляції

Всі входи в контролер будуть симулювати через програму PLCSIM Advanced (рис. 5.21).

PLCSIM Advanced Simulation Tables

Project Help

Sim

Cont1

SIM tables

Default SimTable

Tags: P_Separator_Gas

Name	Datatype	Area	Value	Modify value
Fan_Fault	Bool	Input	0	<input checked="" type="checkbox"/>
MCB_Status	Bool	Input	1	<input type="checkbox"/>
EStop_Active	Bool	Input	0	<input type="checkbox"/>
Pump1_Manual	Bool	Input	1	<input type="checkbox"/>
Pump2_Manual	Bool	Input	0	<input type="checkbox"/>
Fan_Manual	Bool	Input	0	<input type="checkbox"/>
Thermostat_OK	Bool	Input	1	<input type="checkbox"/>
Press1_OK	Bool	Input	1	<input type="checkbox"/>
Press2_OK	Bool	Input	1	<input type="checkbox"/>
Pump1_Auto	Bool	Input	1	<input type="checkbox"/>
Pump2_Auto	Bool	Input	1	<input type="checkbox"/>
Fan_Auto	Bool	Input	1	<input type="checkbox"/>
T_Condensate_Hot	Int	Input	5764	<input checked="" type="checkbox"/>
P_Separator_Gas	Int	Input	9867	<input checked="" type="checkbox"/>
T_Separator_Gas	Int	Input	2584	<input checked="" type="checkbox"/>
L_Separator_Water	Int	Input	3453	<input checked="" type="checkbox"/>
L_Separator_Cond	Int	Input	5345	<input checked="" type="checkbox"/>
T_Column_Top	Int	Input	3134	<input checked="" type="checkbox"/>
P_Column_Top	Int	Input	986	<input checked="" type="checkbox"/>
T_Separator_In	Int	Input	1231	<input checked="" type="checkbox"/>
T_Freezer_In	Int	Input	2084	<input checked="" type="checkbox"/>
T_AirCooling_In	Int	Input	6556	<input checked="" type="checkbox"/>
F_Condensate_Hot	Int	Input	13000	<input checked="" type="checkbox"/>
L_Column_Down	Int	Input	5865	<input checked="" type="checkbox"/>
T_Column_Down	Int	Input	267	<input checked="" type="checkbox"/>
Valve_Positioner1	Int	Input	5000	<input checked="" type="checkbox"/>
Valve_Positioner2	Int	Input	3567	<input checked="" type="checkbox"/>
Valve_Positioner3	Int	Input	1354	<input checked="" type="checkbox"/>
Valve_Positioner4	Int	Input	16546	<input checked="" type="checkbox"/>
Valve_Positioner5	Int	Input	13413	<input checked="" type="checkbox"/>
Valve_Positioner6	Int	Input	20654	<input checked="" type="checkbox"/>

Рис. 5.21. Симуляції вхідних тегів

Тепер оцінімо виклик функції регулювання потужності фена та графік зміни потужності вентилятора (рис. 5.22, 5.23).

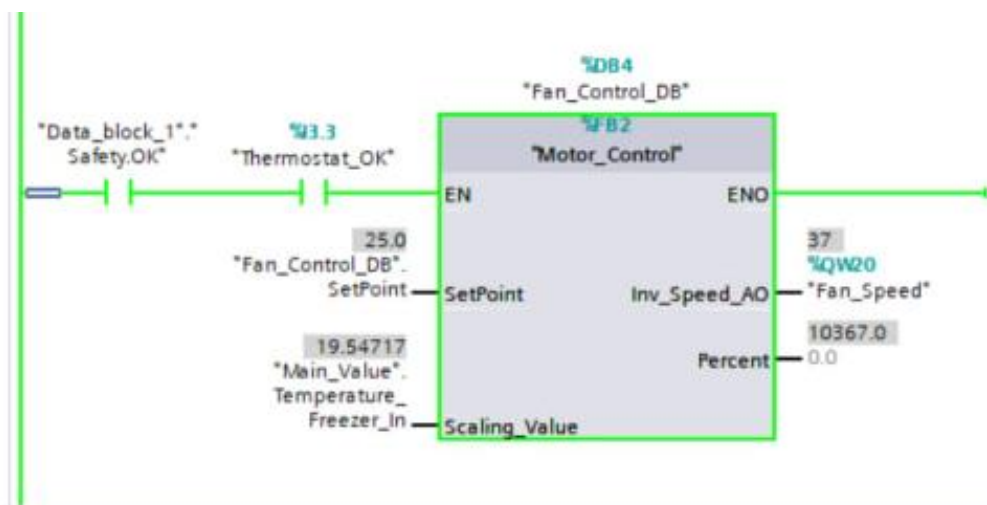


Рис. 5.22. Виклик функції ПІД-регулювання

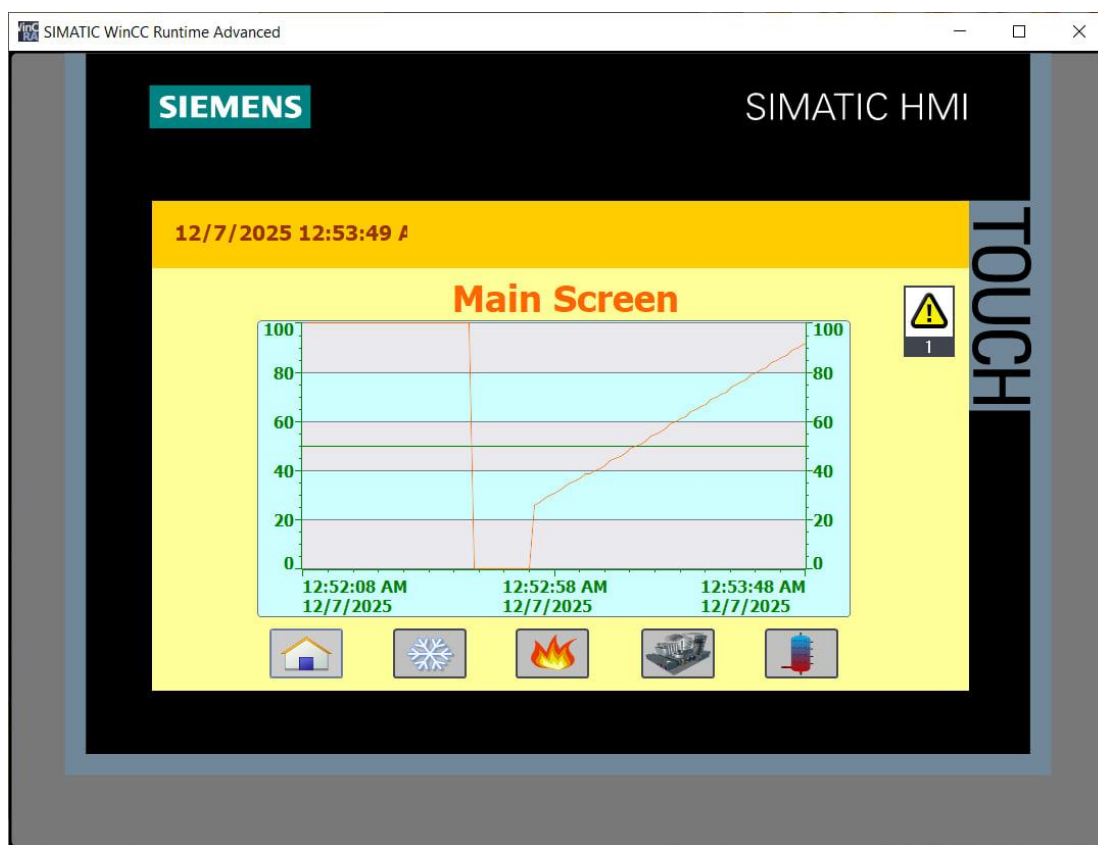


Рис. 5.23. Графік роботи вентилятора

Одразу видно, що регулювання роботи вентилятора відбувається лінійно. Причиною цього звичайно є відсутність зворотнього зв'язку як такого (він залишається статичним).

Відображення помилок з'являється одразу після того, як мною було вирішено активувати дискретний вхід, що містить інформацію про помилку ПЧ вентилятора (рис. 5.24, 5.25).

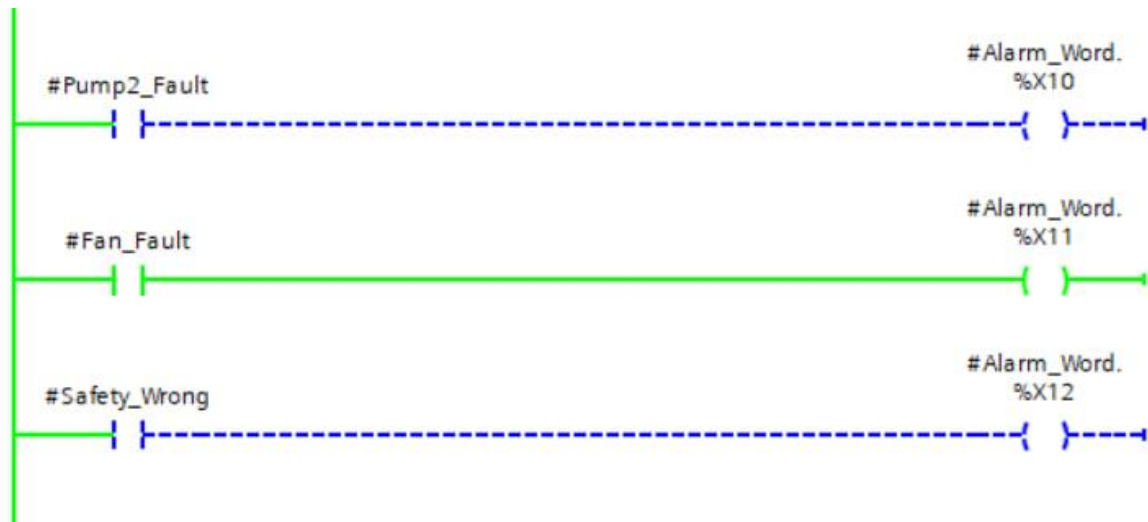


Рис. 5.24. Симуляція помилки ПЧ вентилятора

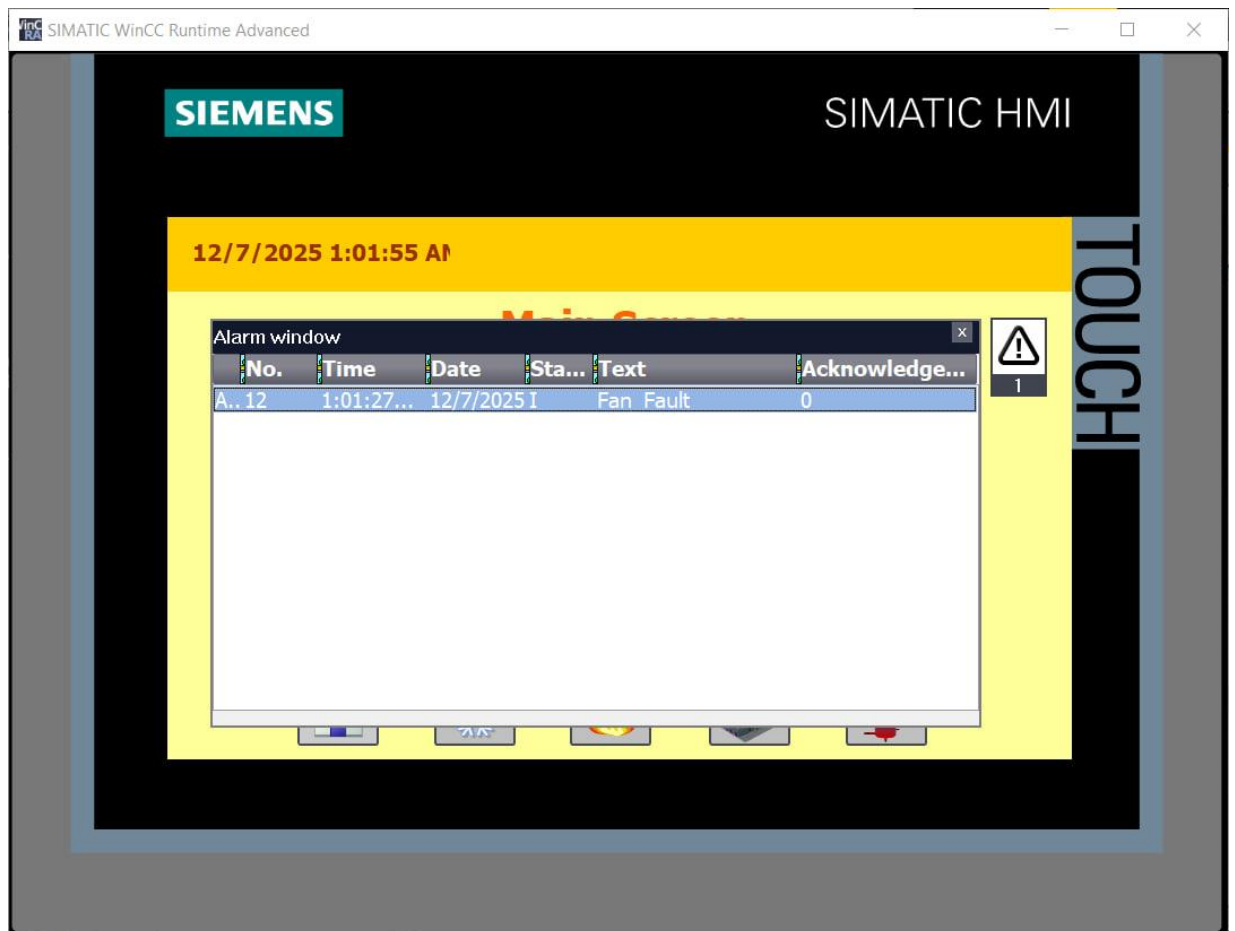


Рис. 5.25. Відображення помилки на панелі

Висновки до розділу 5

У п'ятому розділі виконано розроблення програмного забезпечення для одного з основних контурів автоматичного керування у середовищі TIA Portal. Реалізовано алгоритми зчитування вимірювальних сигналів, формування керуючих впливів, аварійної сигналізації та блокувань, що забезпечує безпечну та стабільну роботу технологічного вузла.

Розроблена програма може бути використана як базовий фрагмент для подальшого розширення системи керування на інші контури установки. Отримані результати підтверджують можливість практичної реалізації розробленої системи автоматизації на промисловому об'єкті.

ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ

У магістерській роботі виконано комплексне дослідження технологічного процесу гідроочищення та стабілізації газу як складного багатоконтурного об'єкта автоматичного керування і розроблено комп'ютерно–інтегровану систему автоматизованого керування основними параметрами даного процесу. У ході виконання роботи досягнуто поставленої мети та розв'язано всі визначені завдання.

У першому розділі проаналізовано технологію процесу гідроочищення газу, визначено основні апарати установки, їх призначення та взаємозв'язок у загальній технологічній схемі. Показано, що процес характеризується складними тепломасообмінними та фазовими перетвореннями, значною інерційністю та тісними перехресними зв'язками між технологічними параметрами, що обумовлює необхідність застосування багатоконтурної системи автоматичного керування.

Другий розділ присвячено розробленню математичної моделі основних контурів керування, виконанню їх лінеаризацію та визначенню динамічних характеристик об'єктів. На основі отриманих моделей проведено синтез параметрів регуляторів і досліджено якість перехідних процесів. Показано, що запропонована система керування забезпечує стійке та достатньо швидке регулювання основних технологічних параметрів.

У третьому розділі виконано імітаційне моделювання процесу в середовищі Aspen HYSYS, проведено аналіз матеріальних і теплових балансів, а також досліджено вплив основних параметрів на роботу установки. Отримано робочі режими основних апаратів та підтверджено адекватність побудованої моделі реальному технологічному процесу, що дозволило використати її як основу для подальшого синтезу системи автоматичного керування.

У четвертому розділі розроблено структуру системи автоматичного керування, створено функціональну та електричну принципову схеми, а також

здійснено обґрунтований підбір технічних засобів автоматизації. Визначено основні контури регулювання температури, тиску, витрати та рівня, підбрано сучасні вимірювальні прилади, виконавчі механізми та програмно–технічні засоби керування, що відповідають умовам промислової експлуатації.

П'ятий розділ присвячено розробленню програмного забезпечення одного з основних контурів автоматичного керування в середовищі TIA Portal. Реалізовано алгоритми зчитування аналогових і дискретних сигналів, формування керуючих впливів, аварійної сигналізації та блокувань. Розроблена програма може бути використана як базовий модуль для подальшого масштабування системи автоматизації на всю установку.

Окремі результати роботи, зокрема в частині інтелектуального моделювання трубчастой печі за допомогою нейронних мереж, були апробовані автором у вигляді наукових тез, що підтверджує наукову та практичну значущість отриманих результатів.

У цілому результати магістерської роботи мають практичне значення та можуть бути використані при проєктуванні, модернізації й експлуатації систем автоматичного керування установками гідроочищення гасу. Розроблена система дозволяє підвищити стабільність технологічного режиму, якість готового продукту, рівень промислової безпеки та енергоефективність виробництва.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Berger H. Industrial Automation and Process Control. – Wiley, 2021. – 690 p.
2. Лось В. О. Нейромережеве моделювання трубчастої печі в процесі гідроочищення гасу // Інформаційні технології в освіті, техніці та промисловості : матеріали Всеукраїнської науково–практичної конференції молодих учених і студентів. – Івано–Франківськ : ІФНТУНГ, 2025. – С. 75.
3. Seborg D. E., Edgar T. F., Mellichamp D. A., Doyle F. J. Process Dynamics and Control. – 4th ed. – New York : Wiley, 2019. – 640 p.
4. Синтез оптимальної структури системи теплообміну: навч. посіб. для студ. спеціальності 151 «Автоматизація та комп'ютерно–інтегровані технології» / КПІ ім. Ігоря Сікорського; уклад.: А. О. Абрамова – Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2022. – 62 с.
5. Gary J. H., Handwerk G. E., Kaiser M. J. Petroleum Refining: Technology and Economics. – 6th ed. – New York : CRC Press, 2018. – 480 p.
6. Zhang Y., Jiang J. Intelligent Fault Diagnosis and Prognosis for Engineering Systems. – CRC Press, 2019. – 520 p.