

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
Сумський державний університет
Факультет електроніки та інформаційних технологій
Кафедра комп'ютеризованих систем управління

«До захисту допущено»
Завідувач кафедри КСУ
_____ Петро ЛЕОНТЬЄВ
_____ 2023 р.

КВАЛІФІКАЦІЙНА РОБОТА
на здобуття освітнього ступеня магістр

зі спеціальності 151 – Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології
освітньо-професійної програми

«Комп'ютеризовані системи управління та робототехніка»
на тему: «Забезпечення температурних режимів установки стабілізації
конденсату»

Здобувача групи СУ.м-22

Мілованов О. В.

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

_____ Олексій Мілованов
(підпис)

Керівник к. т. н., доцент Г.В. Кулінченко _____
(посада, науковий ступінь, вчене звання, Ім'я ПРІЗВИЩЕ) (підпис)

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
Кафедра комп'ютеризованих систем управління

ЗАТВЕРДЖУЮ:
Зав. кафедри КСУ
_____ П.В. Леонтєв
_____ 2023 р.

ЗАВДАННЯ

на кваліфікаційну роботу магістра студенту
Мілованову О. В.

1. Тема кваліфікаційної роботи: «Забезпечення температурних режимів установки стабілізації конденсату» затверджена наказом ректора СумДУ № 1097-VI від " 9" жовтня 2023 р.

2. Термін здачі студентом закінченої роботи "10" 12. 2023 р.

3. Вихідні дані до кваліфікаційної роботи: звіт з переддипломної практики, публікації, статті.

4. Зміст кваліфікаційної роботи (питання, що підлягають розробленню):

- аналіз параметрів, що характеризують процеси стабілізації конденсату пропан бутанової фракції;
- розгляд факторів керування температурними режимами установки стабілізації конденсату;
- розробка моделей процесів стабілізації конденсату;
- реалізація SCADA системи забезпечення температурних режимів установки стабілізації конденсату.

5. Перелік графічних матеріалів: 31 рисунки, 2 додатки.

6. Календарний план виконання роботи

Номер етапу	Зміст етапу виконання роботи	Термін виконання
1	Проаналізувати параметри, що характеризують процеси стабілізації конденсату пропан бутанової фракції	07.11.2023- 17.11.2023

2	Розглянути фактори керування температурними режимами установки стабілізації конденсату	10.11.2023-15.11.2023
3	Розробити моделі процесів стабілізації конденсату ПБФ	08.11.2023-29.11.2022
4	Проаналізувати результати моделювання та побудувати регулятори процесів	15.11.2022-3.12.2022
5	Розробити SCADA систему забезпечення температурних режимів процесів стабілізації	4.12.2022-08.12.2022
6	Оформлення кваліфікаційної роботи магістра	08.12.2023-10.12.2023

7. Дата видачі завдання " 6 " листопада 2023 р.

Керівник проекту:

К. Т. Н., доцент

(науковий ступінь, вчене звання, посада)

(підпис)

Кулінченко Г.В.

(прізвище, ініціали)

Здобувач:

студент гр. СУ.м-22

(шифр групи)

(підпис)

Мілованов О. В.

(прізвище, ініціали)

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
Кафедра комп'ютеризованих систем управління

Пояснювальна записка
до кваліфікаційної роботи магістра

Забезпечення температурних режимів установки стабілізації конденсату

Керівник:

к.т.н., доцент

Кулінченко Г.В.

Дипломник:

Студент групи СУ.м-22

Мілованов О.В.

Реферат

Мілованов О. В. Забезпечення температурних режимів установки стабілізації конденсату. Кваліфікаційна робота. Сумський державний університет. Суми, 2023 р.

Кваліфікаційна робота містить 64 аркуші, 31 рисунок, 2 додатки. При виконанні дипломного проекту було використано 28 літературних джерел.

Метою роботи є підвищення ефективності керування процесами стабілізації конденсату пропан-бутанової фракції (ПБФ). Для досягнення сформульованої мети розроблено систему керування, алгоритми функціонування якої будуються по результатам моделювання процесів стабілізації газоконденсату.

Моделі системи розроблені на основі аналізу параметрів, що характеризують процеси стабілізації конденсату ПБФ. В силу складності опису процесу стабілізації конденсату ПБФ, його система керування будується на принципах декомпозиції.

Із складу системи розглянутого об'єкта керування (ОК) вибрані головні функціональні контури керування, які забезпечують ефективність процесів теплового обміну. Це обумовлено тим, що енергозбереження є визначальним напрямком розвитку промисловості.

Розроблено моделі, що відображують теплові процеси, які стабілізують концентрацію ПБФ:

- процес теплового обміну ребойлера;
- процес охолодження дистилляту з використанням апарату повітряного охолодження (АПО);
- процес стабілізації конденсату ПБФ.

Виходячи із розгляду специфіки функціонування колони стабілізації, визначені фактори, що визначають температурні режими процесів стабілізації конденсату ПБФ. Складність побудови регуляторів колони стабілізації обумовлена протиріччями вимог до керування процесом та різними сталими часу, що визначають їх динаміку.

Відповідно до згаданих протиріччя, обґрунтовано методи та критерії керування, на яких базуються схеми регуляторів розглянутого ОК.

Оцінка параметрів запропонованих регуляторів дає змогу стверджувати про можливість їх практичного впровадження у промислових установках.

На базі проведеного аналізу факторів, що визначають температурні режими процесів стабілізації конденсату ПБФ, запропоновано SCADA – систему, яка базується на мікропроцесорних засобах фірми Schneider Electric.

Ключові слова: регулятор, колона стабілізації, SCADA – система, модель, апарат повітряного охолодження.

Abstract

Milovanov Oleksiy. Ensuring the temperature conditions of the condensate stabilization unit. Qualification work. Sumy State University. Sumy, 2023

The qualification work contains 64 sheets, 31 drawings, 2 appendices. 28 literary sources were used during the completion of the diploma project.

The aim of the work is to increase the efficiency of management of the stabilization processes of propane-butane fraction (PBF) condensate. To achieve the formulated goal, a control system has been developed, the algorithms of which are built based on the results of modeling the gas condensate stabilization processes.

The system models were developed based on the analysis of parameters characterizing the processes of stabilization of the PBF condensate. Due to the complexity of describing the process of stabilization of the PBF condensate, its control system is built on the principles of decomposition.

From the composition of the system of the considered control object, the main functional control loops are selected, which ensure the efficiency of heat exchange processes.

A model has been developed for the development of thermal processes that stabilize the concentration of PBF:

- process of heat exchange of the reboiler;
- the process of cooling the distillate using an air-cooling apparatus;
- process of stabilization of PBF condensate.

Based on the specifics of the functioning of the stabilization column, there are factors that determine the temperature conditions of the stabilization processes for the PBF condensate. The collapsibility of the stabilization colony regulators is made by wiping before the process and with different time constant, which indicates their dynamics.

It is necessary to wipe before guessing, the methods and criteria of heating are based on which the regulator circuits of the examined control object are based.

An assessment of the parameters of the configured regulators allows us to confirm the possibility of their practical implementation in industrial installations.

Based on the analysis of factors that determine the temperature regimes of the stabilization processes of the PBP condensate, a SCADA system was developed, which is based on microprocessor technology from Schneider Electric.

Key words: regulator, stabilization column, SCADA – system, model, air-cooling device

.

ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ.....	9
ВСТУП.....	10
1. АНАЛІЗ ПАРАМЕТРІВ, ЩО ХАРАКТЕРИЗУЮТЬ ПРОЦЕСИ СТАБІЛІЗАЦІЇ КОНДЕНСАТУ ПРОПАН-БУТАНОВОЇ ФРАКЦІЇ	12
1.1. Фактори, що визначають функціонування теплообмінника.....	16
1.2. Закономірності процесу повітряного охолодження дистиляту	20
1.3. Задачі керування процесом стабілізації конденсату	22
2. ФАКТОРИ КЕРУВАННЯ ТЕМПЕРАТУРНИМИ РЕЖИМАМИ КОЛОНИ СТАБІЛІЗАЦІЇ ПБФ	25
3. РОЗРОБКА МОДЕЛЕЙ ПРОЦЕСІВ СТАБІЛІЗАЦІЇ КОНДЕНСАТУ ПБФ..	33
3.1. Побудова моделі регулятора колони.....	34
3.2. Побудова моделі регулятора процесу теплообміну ребойлера	40
3.3. Побудова моделі регулятора охолоджувача.....	44
4. РЕАЛІЗАЦІЯ SCADA СИСТЕМИ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ ТЕМПЕРАТУРНИХ РЕЖИМІВ УСТАНОВКИ СТАБІЛІЗАЦІЇ КОНДЕНСАТУ	53
ВИСНОВОК.....	59
СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ	60
Додаток А	63
Додаток Б.....	64

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

АД– асинхронний двигун;

АПК – апаратно програмний комплекс

АРМ – автоматизоване робоче місце

АПО –апарат повітряного охолодження

БО– блок обчислень;

БЛ–блок логіки;

ВМ – виконавчий механізм

ОК – об'єкт керування

ГФУ– газофракціонуюча установка.

ПБФ –пропан- бутанова фракція

ПЛК – програмований логічний контролер

ПК – промисловий комп'ютер

ПП – пристрій перемикач

ЧП– частотний перетворювач

SCADA – Supervisory Control And Data Acquisition

ВСТУП

Поділ рідких та газоподібних сумішей на індивідуальні компоненти має велике значення у нафтохімічній промисловості. Особливо важливим є виділення компонентів у чистому вигляді у виробництві отримання товарного газу з підвищеними фізико-хімічними властивостями. Для поділу сумішей на індивідуальні компоненти серед інших методів широке застосування знайшов метод ректифікації, який базується на поділі за температурою кипіння різних рідин на окремі компоненти чи їх фракції.

Рідини, що утворюється в результаті ректифікації, містять велику кількість метану та етану, які при знаходженні у резервуарі, миттєво переходять в газоподібний стан. Це веде до зниження парціального тиску інших компонентів, що знаходяться у резервуарі, та збільшує їх тенденцію до випарювання. Це супроводжується відповідними змінами складу газової і рідинної фази, а також переходом вуглеводородів із однієї фази в іншу. Для запобігання подальшого випарювання проміжних та важких компонентів рідинної фази здійснюється процес стабілізації, який передбачає отримання об'єму конденсату максимального значення. В результаті процесу стабілізації одержується стабільний газоконденсат, якість якого залежить від технологічних параметрів ведення цього процесу. До цих параметрів належать тиск, температура та похідний склад сировини. При довільній зміні згаданих параметрів виникає завдання керування режимами процесу стабілізації фаз суміші, яке полягає у досягненні максимальної ефективності процесу шляхом утримання оптимальних значень керуючих впливів на процес. При цьому ефективність процесу стабілізації фаз розуміється як зменшення собівартості виробництва.

Методи керування процесом стабілізації базуються на побудові окремих контурів, які не враховують взаємозв'язок параметрів процесу ректифікації, оскільки опис цих зв'язків є складним і має нелінійний характер. Тому актуальність роботи полягає у дослідженні можливостей побудови системи керування процесом стабілізації на сучасних уявленнях теорії автоматичного керування.

Метою роботи є підвищення ефективності керування процесами стабілізації конденсату пропан-бутанової фракції.

Ця мета досягається розробкою відповідної системи керування, алгоритми якої будуються по результатам моделювання процесів стабілізації газоконденсату.

Для досягнення поставленої мети повинні бути вирішені наступні завдання:

1. Ідентифікувати параметри об'єкту керування (ОК).
2. Розробити математичну модель керування процесами стабілізації газоконденсату.
3. Дослідити можливості налаштувань регуляторів системи.
4. Оцінити ефективність регулятора при дії збурень параметрів процесу.

1. АНАЛІЗ ПАРАМЕТРІВ, ЩО ХАРАКТЕРИЗУЮТЬ ПРОЦЕСИ СТАБІЛІЗАЦІЇ КОНДЕНСАТУ ПРОПАН-БУТАНОВОЇ ФРАКЦІЇ

Вузькі вуглеводневі фракції є продукцією, що виробляється газофракціонуючими установками (ГФУ). При використанні згаданої продукції в якості сировини для нафтохімічних виробництв, споживана сировина повинна мати вміст основних компонентів не менше 96...98%. Параметри фракцій вуглеводневих газів, що отримуються в результаті перегонки, повинні задовольняти технічні вимоги діючих стандартів.

Одноколонні ГФУ отримали назву *стабілізаційних* та використовуються для розділення нестабільного бензину на стабільний газовий бензин і зріджений газ. Вуглеводневі конденсати, що отримані на попередніх стадіях переробки газу та нафтопродуктів, наприклад, в процесі низькотемпературної переробки, мають різний склад, маючи компоненти від етану до гексану. Тому для організації подальшої переробки газоконденсатна сировина проходить обробку на установці стабілізації конденсату.

Установка стабілізації конденсату, що розглядається у цій роботі, призначена для отримання цільових продуктів згідно з нормативом, а саме: пропан-бутан технічний, та стабільний вуглецевий конденсат.

Газовий конденсат, що характеризується широкою фракцією легких вуглеводнів (ШФЛВ) є нестабільним продуктом, який отримується на установці низькотемпературної сепарації при високих тисках. Цей «частково дегазований нестабільний конденсат дроселюється до тиску $2,3 \div 2,4$ МПа і температури плюс $30 \div 35$ °С та надходить у буферну ємність VA-001(Додаток А), де додатково дегазується після дроселювання (зниження тиску). Газ дегазації конденсату можливо використовувати як паливо на потреби підприємства або, якщо це передбачено технологічними схемами, повертати в технологічний процес підготовки газу після підвищення його тиску (проміжна компресорна станція). В даному випадку газ дегазації з тиском 1,6 МПа і температурою плюс $25 \div 30$ °С подається на вхід компресорної станції.

Рідина (нестабільний конденсат) з буферної ємності 400-VA-001 з урахуванням контурів регулювання (по рівню і витраті) поділяється на два потоки. Один з них подається у теплообмінник «конденсат-ШФЛВ» 400-NA-001A/B, де нагрівається до температури $60\div 80$ °С теплом стабілізованого конденсату, та надходить як живлення в середню частину колони деетанізації 400-VE-002. Другий потік нестабільного конденсату без додаткового нагрівання з температурою плюс $30\div 35$ °С надходить у верхню частину колони деетанізації 400-VE-002 в якості гострого (холодного) зрошення

Для підтримки теплового режиму деетанізації в нижній частині колони передбачено ребойлер-випаровувач колони деетанізації 400-HR-002. Кількість теплоносія регулюється по температурі в ребойлері - випаровувачі.

З верху колони деетанізації 400-VE-002 відбирається метан-етанова газова фракція з урахуванням контуру регулювання (по тиску), яка об'єднується з газом дегазації конденсату, що виходить з буферної ємності 400-VA-001 і подається з тиском 1,6 МПа і температурою плюс $40\div 45$ °С на вхід компресорної станції для повернення в технологічний процес підготовки газу.»

У цьому розділі роботі аналізується, власне, колона стабілізації конденсації пропан-бутанової фракції (ПБФ), до якої *надходить* деетанізований нестабільний конденсат. Він отримується у колоні деетанізації 400-VE-002 за рахунок різниці у тиску з урахуванням контуру регулювання (по рівню).

Колона стабілізації, технологічні операції якої зображені на рис. 1, здійснює розподіл сировини на два продукти. З точки зору керування об'єктом названу колону можна умовно розділити на три зони:

- 1) зону подачі сировини на живильну тарілку;
- 2) зону відведення дистилляту з верху колони;
- 3) зону відведення нижнього продукту з низу колони.

Зважаючи на високий гідродинамічний опір між зонами (збурення з нижньої частини колони доходять до верхньої частини за кілька годин) досягти стабільності роботи колони можна шляхом стабілізації режимних параметрів в зоні подачі сировини, у верхній і нижніх частинах колони окремо.

У зоні подачі сировини стабілізується витрата сировини з урахуванням її впливу на температуру колони та залежність від подачі термоагенту у ребойлер - випаровувач.

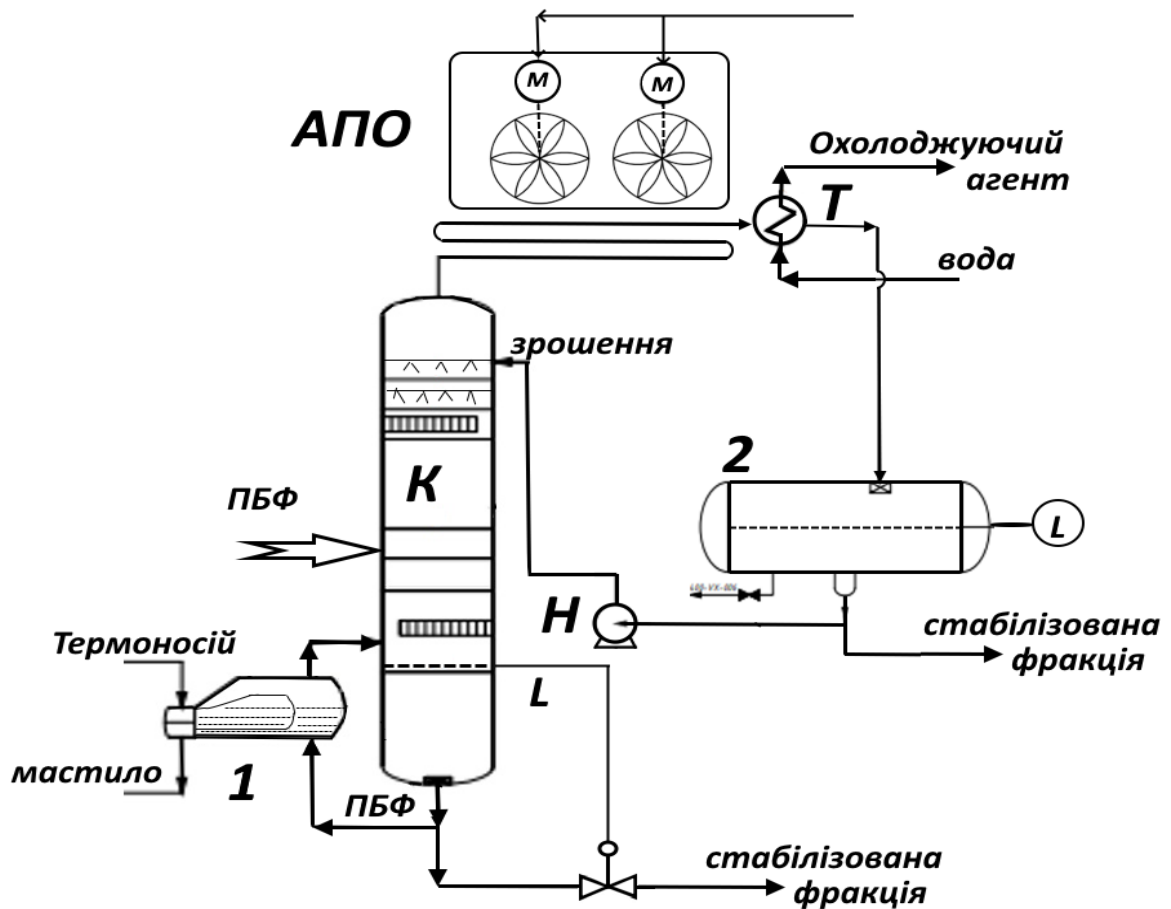


Рисунок 1 – Технологічна схема процесу стабілізації ПБФ

1 – ребойлер; 2– рефлюксна ємність; К – колони стабілізації; АПО – агрегат повітряного охолодження; Т – теплообмінник; Н–насос; L – вимірювання рівня.

У верхній частині колони стабілізується тиск шляхом відводу газу із рефлюксної ємності 2 (рис.1), що встановлена після охолоджувача теплообмінника АПО. Параметри роботи колони стабілізації конденсату, які необхідно забезпечити в процесі стабілізації, визначаються наступним чином:

Параметр	Верх колони	Низ колони
Температура, °С	50÷100	120÷200
Тиск, МПа	1,5÷1,6	1,5÷1,6

Температура, яка є основним показником якості продукту, що знаходиться у верхній частині колони, регулюється шляхом зміни подачі холодного зрошення

насосом H (рис.1). Кількість дистилляту, що відводиться, регулюється шляхом зміни рівня L рефлюксної ємності з допомогою приводу засувки.

Тепло, потрібне для стабілізації конденсату у нижній частині колони, надається через ребойлер - випаровувач 1 (рис. 1) колони стабілізації конденсату. Кількість теплоносія регулюється по температурі в ребойлері – випаровувачі 1.

У якості теплоносія для технологічних процесів деетанізації та стабілізації конденсату використовується високотемпературний органічний теплоносій (термомастило). Параметри прямого теплоносія – температура плюс $245 \div 250^\circ\text{C}$ з тиском 0,3 МПа. Параметри зворотного теплоносія – температура плюс $200 \div 210^\circ\text{C}$ з тиском 0,1 МПа.

Головний погон колони стабілізації конденсату з верху колони з тиском 1,5 МПа і температурою $+ 90 \div 100^\circ\text{C}$ надходить у апарат повітряного охолодження (АПО) та теплообмінника T «ПБТ-вода». Тут погон охолоджується до температури $+ 40 \div 45^\circ\text{C}$ та конденсується, надходячи у рефлюксну ємність 2 (рис 1). Частіше за все, після конденсації при таких тисках ПБФ отримується лише у рідинній фазі (скраплений газ). Виникнення газової фази можливо тільки при порушенні технологічного режиму або при здійсненні операцій пуску та зупинки установки.

Зрошення колони здійснюється з допомогою насоса H , який подає у верхню частину колони стабілізації з рефлюксної ємності ПБФ конденсат з температурою $+ 40 \div 45^\circ\text{C}$ і тиском 1,7 МПа. Балансовий залишок ПБФ, відповідно до заданого рівня рідини у рефлюкській ємності, виводиться у парк зберігання готової продукції. На виході з установки стабілізації передбачений замір параметрів ПБФ а також контроль якості і граничної температури, яка не повинна перевищувати $+ 50^\circ\text{C}$.

Враховуючи завдання утилізації тепла, стабілізований газовий конденсат з низу колони стабілізації з тиском 1,55 МПа і температурою $+ 180 \div 190^\circ\text{C}$ послідовно проходить через теплообмінник «конденсат-ШФЛВ», де віддає своє тепло установці попереднього етапу переробки сировини – колони деетанізації 400-VE-002.

Для витримки умов зберігання, конденсат з допомогою іншого АПО охолоджується до температури зберігання $+40\div 45$ °С і надходить у парк зберігання готової продукції.

Таким чином, із аналізу технологічного процесу витікає, що головними засобами керування процесом стабілізації продукту ПБФ є пристрої, де відбуваються теплообмінні процеси. До них належать АПО, пристрій зрошування колони, теплообмінники та ребойлер.

1.1. Фактори, що визначають функціонування теплообмінника

Необхідною умовою створення системи керування досліджуваним об'єктом є аналіз теплообмінника як об'єкта керування, тобто. виявлення та опису всіх суттєвих вхідних, вихідних та збурюючих параметрів. [1]

Складнощі при побудові регуляторів теплообмінних апаратів обумовлені намаганням забезпечити оптимальний теплообмін при зміні теплових навантажень, які виникають із різних причин. Класичним є підхід, в якому обмежуються вирішенням завдання стабілізації вихідної температури одного з потоків. Такий підхід оправданий у випадку, коли процес теплового обміну обмежується одним етапом. В нашому випадку, коли на процес теплообміну впливає багато чинників, в процесі досліджень необхідно визначити ступені впливу кожного чиннику на вибраний критерій керування. При цьому досить суттєвим фактором керування є динаміка установки ректифікації, від якої будуть залежати можливості налаштувань на оптимум теплообміну.

Таким чином, враховуючи реальні умови роботи, фактори, що впливають на процес теплообміну, розбиваються на наступні групи [2]:

А. Контрольовані збурення – це збурення, які можна виміряти, але складно стабілізувати. Це, наприклад, витрати потоку, що надходить безпосередньо до апарату або температура навколишнього середовища, тощо. Для досліджуваного процесу такими збуреннями є: температура термоносія $T_{вхм}$, а також температура $T_{вхфр}$ і витрата потоку $G_{фр}$, що нагрівається та надходить до колони стабілізації.

Б. *Неконтрольовані збурення* –це такі, що несуттєво впливають на перебіг процесу теплообміну та їх нема потреби вимірювати безпосередньо. До них належать коефіцієнти теплопередачі, або відкладення продукту на стінках трубок або зміна фракційного складу сировини.

В. *Змінні, що характеризують перебіг процесу.* До них відносять технологічні параметри, зміна яких свідчить про порушення матеріального або теплового балансу у теплообміннику. Такими параметрами є : температури термоносія $T_{вихМ}$ та $T_{вихфр}$.

Г. *Керуючі змінні* . Це впливи на ОК, дія яких змінює режим функціонування ОК: значення витрат термоносія G_M .

На рис. 2 показано структурну схему зв'язків параметрів ребойлера.

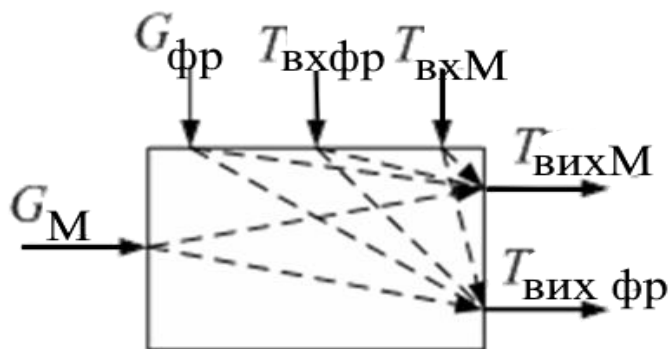


Рисунок 2 – Схема взаємозв'язків параметрів ребойлера

Відомо декілька варіантів побудови регуляторів процесів теплообміну у теплових апаратах [3, 4]. Враховуючи, що потік продукту, що виходить з низу колони, є навантаженням ребойлера, то для класичного регулювання температури на виході із ребойлера можна використати схему, що приведена на рис. 3. Як видно із схеми, зміни температури на виході здійснюються у відповідності із змінами витрат термоносія (мастила). Такий метод керування температурою використовується тоді, коли до результатів регулювання не висувається високих вимог. При цьому вважається, що збурення по значенням витраті і температурі потоку, що нагрівається, є незначними. Відповідно, налаштування параметрів регуляторів не викликає проблем.

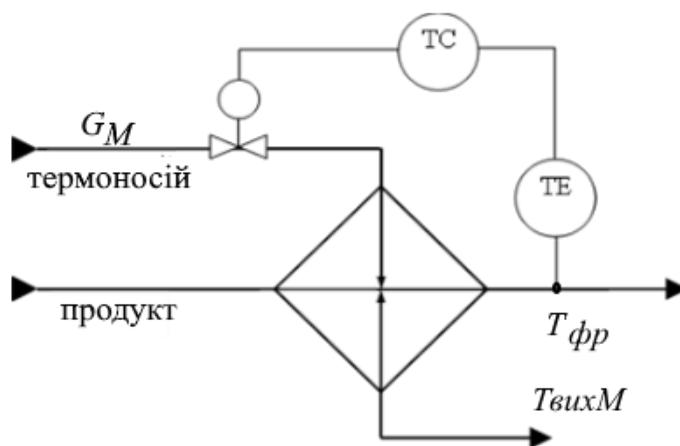


Рисунок 3 – Регулювання температури продукту шляхом зміни витрати теплоносія

Іншим варіантом регулювання температури на виході теплообмінника, яким є ребойлер, навряд чи може бути прийнятним. Ця неприйнятність пояснюється тим, що температура на виході апарату досягається за рахунок зміни значення витрат потоку фракції продукту, що надходить із колони до теплообмінника. Оскільки витрати потоку для нагрівання визначаються іншими процесами, зокрема залежністю від рівня продукту внизу колони, то регулювання по згаданому параметру порушить рівновагу інших параметрів процесу.

Додаткові варіанти регулювання температури теплообмінника базуються на використанні методу байпасування, в якому передбачається перекидання частини потоку продукту з основної лінії в обвідну. Бажана температура отримується в результаті змішування нагрітого і холодного потоків продукту. Такий метод регулювання дозволяє підвищити швидкодію процесу регулювання, але створює умови збурення параметрів суміжних гідродинамічних процесів.

Більш прийнятним методом, який дозволяє покращити якість регулювання, є використання каскадного підходу до регулювання температури продукту. Підвищення ефективності регулювання досягається при виборі такого допоміжного параметру регулювання, який є найбільш суттєвим збуренням процесу теплового обміну. Схема регулювання температури, в якій в якості внутрішнього контуру керування використовується витрату теплоносія теплообмінника, показана на рис. 4.

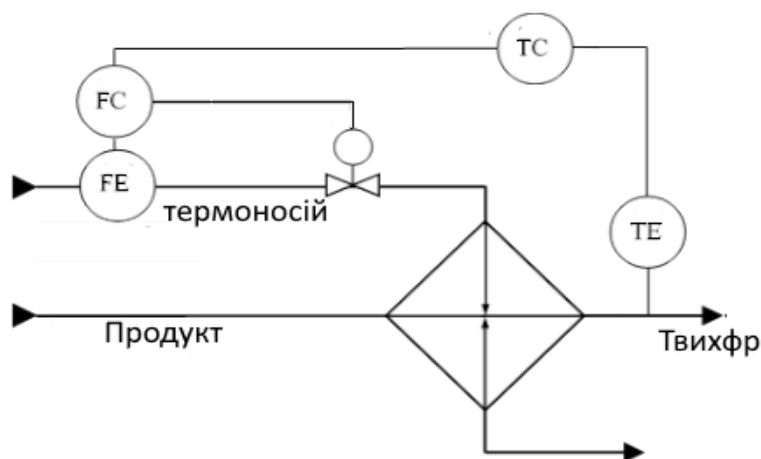


Рисунок 4– Схема каскадного регулювання температури, з корекцією по витрат теплоносія

Із аналізу схеми автоматизації ОК витікає, що стабільність процесу стабілізації дистилляту забезпечується в результаті стабілізації руху зустрічних потоків рідинної та газової фаз, зокрема, за рахунок різниці тисків між верхом та низом колони. Тому, враховуючи важливість утримання тиску у міжтрубному просторі ребойлера та тиску у трубопроводі, доцільно в якості допоміжної величини керування процесом його теплообміну використати тиск гріючого агента. Схема такого регулятора показана на рис. 5.

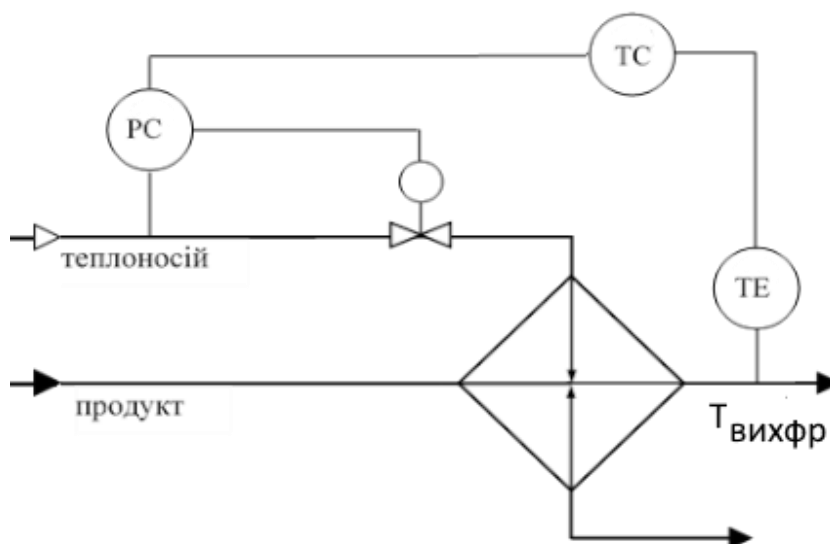


Рисунок 5 – Схема каскадного регулювання, з корекцією температури по тиску теплоносія

1.2. Закономірності процесу повітряного охолодження дистилляту

Одним із завдань забезпечення режимів стабілізації конденсату є керування процесом охолодження газової суміші на виході колони ректифікації. Складнощі керування процесом охолодження пов'язані із змінами агрегатного стану компонентів суміші (конденсація дистилляту) та дією збурень параметрів повітряного потоку.

Схематично апарат повітряного охолодження наведено на рис. 6. Основними його елементами є електродвигун з вентилятором (М) та теплообмінний апарат. В якості холодоагенту використовується навколишнє повітря.

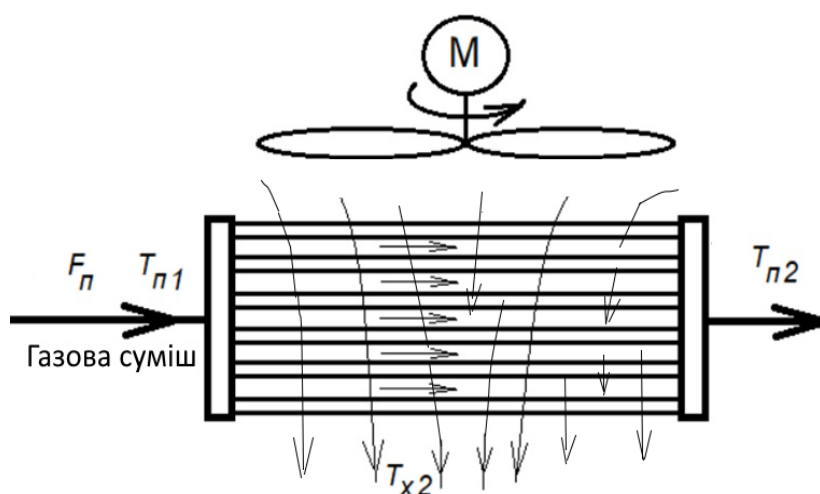


Рисунок 6 – Апарат повітряного охолодження (АПО) газової суміші

Газова суміш зверху колони з температурою T_{n1} із витратою F_n надходить у внутрішній простір теплообмінника. На виході охолоджувача– теплообмінника суміш досягає температури T_{n2} , а холодоагент – повітря нагрівається до температури T_{x2} . Температура T_{n2} регулюється зміною витрати холодоагенту F_x , тобто зміною швидкості обертання електродвигуна з вентилятором. Схема матеріальних потоків охолоджувача має вигляд, приведений на рис. 7.

До вхідних координат цього ОК належить витрата холодоагенту F_T . До вихідних координат слід віднести температуру T_{CT} стінок труб теплообмінника та температуру суміші T_{n2} на виході теплообмінника. Витрати суміші F_n зазвичай регулювати не має можливості. Ця витрата (навантаження на охолоджувач) є збурюючою координатою. Крім того, до збурюючих координат належить температура суміші T_{n1} та температура холодоагенту T_1 на вході в АПО.

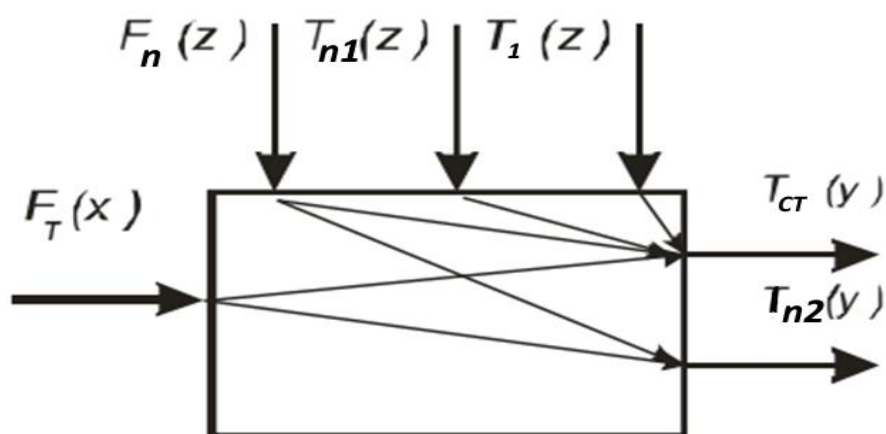


Рисунок 7– Схема матеріальних потоків охолоджувача

Переважаючою тенденцією розбудови керуючих пристроїв АПО в наш час є впровадження частотних регуляторів, які дозволяють не тільки забезпечити точність регулювання температури, але й підвищити ефективність використання електричної енергії [5].

Алгоритм регулювання температури передбачає зміну продуктивності нагнітання повітря однією парою АПО, а другу пару комутувати залежно від навантаження двигунів АПО з регульованою продуктивністю. Під наближенні частоти обертання електродвигунів, що регулюються до максимуму – вмикати додаткові охолоджувачі, а при зниженні частоти обертання до мінімуму – навпаки.

Проте, такий режим не може гарантувати оптимальність режиму стабілізації ПБФ. Це пояснюється тим, що при вимірюванні температури на виході охолоджувача в момент вимірювання збурюючий вплив вже відбувся, і подальше регулювання є наслідками цього збурення. А результати наслідків будь якого збурення викликають зміни в роботі колони синтезу. Тому заходи по утриманню температури охолоджувача не здаються ефективними в аспекті покращення якості ПБФ, ще й провокують збурення теплообмінних процесів колони стабілізації. Більш виправданим є підхід, при якому корекція температури охолоджувача за рахунок вентиляторів АПО здійснюється відповідно до алгоритмів дискретного керування блоками комутації загальної системи керування [6,7]

1.3. Задачі керування процесом стабілізації конденсату

Враховуючи можливості різних підходів до реалізації системи керування процесом стабілізації конденсату [8], розглянемо переваги та недоліки різних підходів до побудови структури керування процесом стабілізації конденсату.

Визначальним фактором розбудови системи керування є мета керування, яка у нашому випадку формулюється як отримання потрібного складу цільового продукту, тобто ПБФ. Як витікає із аналізу розглянутого технологічного процесу, його основними параметрами процесу, які суттєво впливають на хід процесу та якість ПБФ, є температури потоків процесу, їх витрати та тиск потоків у певних точках ректифікаційної колони.

Розглядаючи вплив змін витрати потоків на параметри технологічного процесу стабілізації ПБФ, можна припустити, що деетанізована суміш вводиться до колони в недостатній кількості. Наслідком цього буде збільшення вмісту низькокиплячих компонент (НКК) в дистилляті, відповідно, зниженню продуктивності колони.

Навпаки, при значному збільшенні кількості вихідної суміші складається ситуація, в якій кількості тепла, що подається в колону, недостатньо для випаровування НКК. В результаті недостатності тепла збільшується вміст висококиплячих компонентів (ВКК) у кубовому залишку, що впливає на якість ПБФ. Логічним є крок, який передбачає стабілізацію згаданих витрат. Це дозволило б стабілізувати навантаження на колону та підвищити економічність функціонування завдяки отриманню більш чистого продукту. Проте, у разі практичної реалізації це неможливо, оскільки витрата вихідної суміші залежить від параметрів попередніх етапів процесу. Тоді зміна навантаження колони розглядається в якості збурюючого впливу.

Зміна якісного складу вихідної суміші, яка зазвичай спостерігається у ході процесу, також негативно впливає на результат стабілізації ПБФ, оскільки зниження вмісту ВКК у початковій суміші викликає зниження витрат тепла на випаровування НКК. В результаті температура у колоні підвищується, що порушує досягнуту продуктивність колони.

Навпаки, збільшення вмісту ВКК у початковій суміші має наслідком зниження якості ПБФ. Коливання складу початкової суміші, який у реальному масштабі часу оцінити дуже складно, не дають можливості побудувати ефективний регулятор процесу за цим методом.

В значній мірі процес стабілізації визначає температура суміші, що надходить до колони. Якщо температура має значення, яке нижче точки кипіння, то суміш підігривають з допомогою тепла, що надходить разом із сумішшю з нижньої частини колони. В результаті збільшується конденсація пари, яка порушує тепловий баланс процесу ректифікації. Це обумовлює необхідність стабілізації температури суміші шляхом регулювання витрати термоносія, який подається в теплообмінник.

Швидкість циркуляції потоків колони визначається витратами перегрітої пари, яка знаходиться у колоні. Надмірне підвищення швидкості пари, сприяє інтенсифікації розділення компонентів, але при цьому збільшується шар піни та бризок суміші. У крайньому випадку, збільшення швидкості руху пари створює умови для «захлинання» колони, коли висхідний потік пари з низу колони перешкоджає руху рідини вниз по тарілках колони.

«Для забезпечення нормальної роботи колони необхідно стабілізувати рівень в колоні, оскільки він може змінюватися при зміні витрат і складу вихідної суміші, а також для підтримки матеріального балансу. Рівень в колоні регулюється надходженням кубової рідини в технологічні ємності.

Чистота дистилляту залежить від подачі флегми у колону. З одного боку, збільшення припливу флегми призводить до збільшення продуктивності колони по кубовій рідині, але, з іншого боку, призводить до перевитрати тепла на випаровування зайвої флегми, тобто знижує економічність процесу. Тому подачу флегми краще регулювати або складом дистилляту, або по температурі верхньої частини колони.

Склад парової і рідинної фаз на кожній тарілці залежить від температури і тиску». Якщо забезпечити стабільний рівень тиску в колоні, то залежність між температурою і складом суміші відображується однозначною функцією.

При розгляді можливостей регулювання тиску в колоні було зазначено, що коливання витрат і складу вихідної суміші є збурюючим фактором процесу. Збурення процесу викликає і зміна кількості флегми, що вводиться у колону стабілізації ПБФ.

Дотримання заданого значення тиску в колоні необхідно для забезпечення її гідродинамічного режиму, завдяки якому формуються зустрічні потоки газо-рідинної суміші. Крім того, необхідність стабілізації тиску у верхній частині колони визначається значенням впливу тиску на склад конденсату ПБФ. Якщо враховувати, що ректифікаційна колона характеризується достатнім значенням самовирівнювання, то необхідність жорсткої стабілізації тиску відпадає. Тому у випадку, коли тиск у колоні застабілізовано, тобто його збурення мінімальні, то можна вважати, що склад дистиляту залежить тільки від температури.

Вплив розподілу температури в колоні на якість процесу стабілізації, описується наступним чином:

Зниження температури в колоні викликає зниження інтенсивності випаровування компонентів суміші, і тиск падає спочатку у нижній частині колони, а потім – у верхній. Таким чином зменшується подача газової суміші до рефлюксної ємності, тобто відбір газу з колони зменшується. В результаті потрапляння НКК до складу газової суміші якість ПБФ погіршується.

Навпаки, підвищення температури в колоні призводить до збільшення вмісту ВКК у дистиляті, що знижує продуктивність процесу.

Тому при виборі температури в якості параметра регулювання, необхідно враховувати, що колонка є багатоемнісним об'єктом із взаємопов'язаними параметрами.

Підсумовуючи результати аналізу завдань керування процесом стабілізації, можна констатувати, що *показником ефективності* процесу стабілізації є концентрація НКК у дистиляті і ВКК у залишку. Тоді мета керування полягає у підтримці постійних значення цих параметрів. З огляду на завдання і мету керування для досліджень вибираються контури керування, які визначають температурні параметри процесу.

2. ФАКТОРИ КЕРУВАННЯ ТЕМПЕРАТУРНИМИ РЕЖИМАМИ КОЛОНИ СТАБІЛІЗАЦІЇ ПБФ

Орієнтуючись на вирішення завдань забезпечення температури режимів процесу стабілізації ПБФ, необхідно сформулювати підходи для реалізації алгоритмів керування програмно-технічними засобами цього процесу.

Труднощі побудови системи керування процесом пов'язані з неоднорідним розподілом температури у просторі колони, оскільки летючість компонентів, яка визначає їх процес розділення із суміші, є функцією температури. Тому для вирішення як часткових, так і загальних задач керування процесом стабілізації, необхідно оцінити впливовість факторів, що визначають розподіл температур у колоні [9].

До цих основних факторів відносяться:

- розподіл внутрішнього потоку рідини та пароподібної суміші;
- стратегія керування подачею вихідної суміші;
- швидкість потоку та склад вихідної суміші.

До того ж складність побудови системи керування температурою колони полягає в тому, що зазвичай реалізується шляхом маніпулювання кількома ключовими змінними та стратегіями контролю.

До операцій маніпулювання параметрами процесу належить нагрівання ребойлера та охолодження рефлюксної ємності. Змістом функції ребойлера є регулювання підведення тепла, яке необхідне для випаровування рідинної сировини. тоді як охолоджувач повинен створювати умови дистиляції для пароподібної суміші, що виходить із верхньої частини колони. Таким чином температура у нижній і верхній частині колони відповідно забезпечується шляхом регулювання теплової потужності ребойлера та охолоджувача.

Показником ефективності процесу дистиляції є флегмове число— це співвідношення конденсованої рідини, що повертається в колону, до кількості випареної пари, що виходить із верхньої частини колони. При збільшенні флегмового числа більша частина конденсованої рідини повертається в колону, що

створює ефект охолодження. Навпаки, при зменшення флегмового числа кількість поверненої рідини теж зменшується, що сприяє збільшенню тепла верху колони.

У той же час збільшення флегмового числа сприяє поліпшенню розділення компонентів, оскільки збільшується кількість рідини на тарілках (за рахунок повернення). Протилежний наслідок– зменшення продуктивності колони внаслідок зменшення кількості продукту, що виводиться з колони.

Таким чином для врахування наведених факторів керування в наш час використовується декілька структур керування ректифікаційними установками.

Прикладом простої системи керування ректифікаційної установки може служити схема, що зображена на рис. 8. До її складу входить 5 одноконтурних систем автоматичного керування(САК):

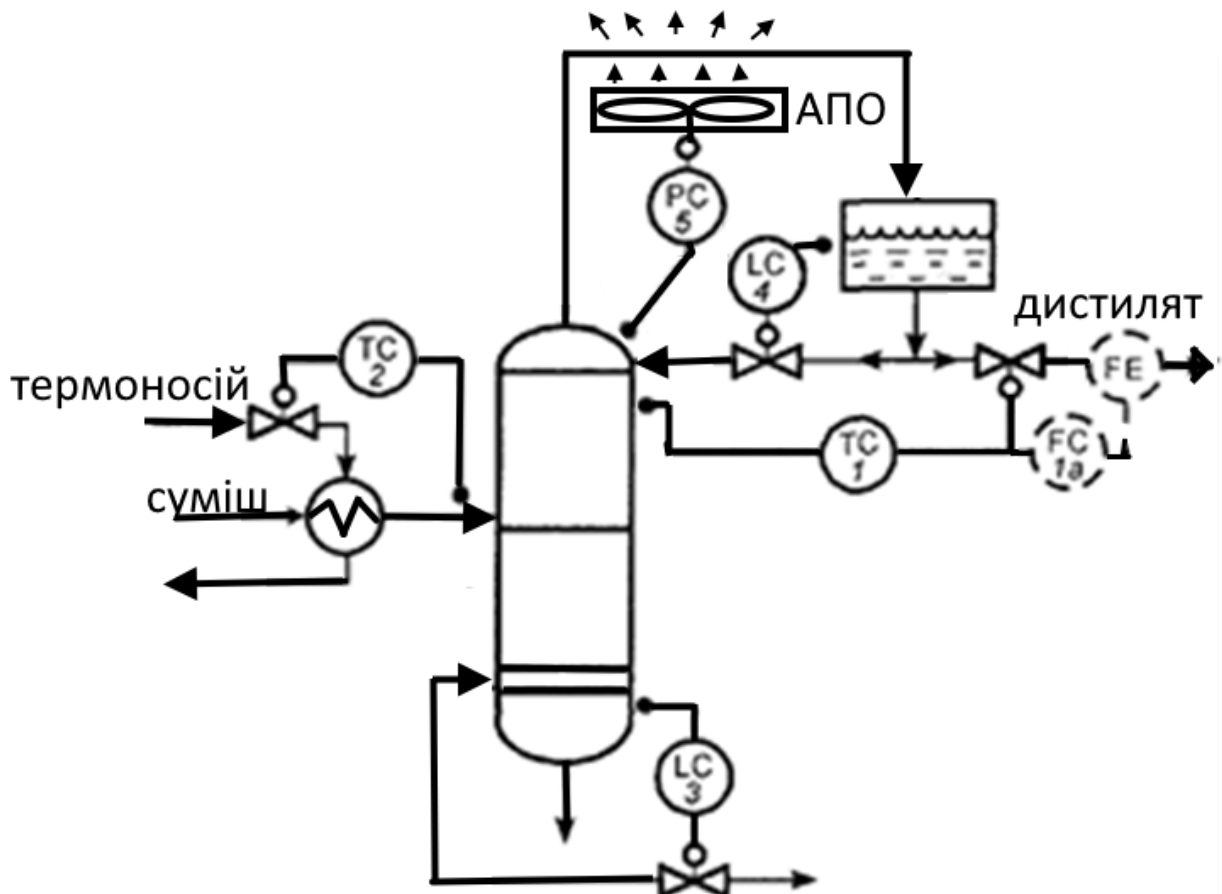


Рисунок 8 – Система керування ректифікаційною установкою

- 1 – регулятор температури верху колони; 2 – регулятор температури живлення;
 3 – регулятор рівня осаду колони; 4 – регулятор рівня рефлюксної ємності;
 5 – регулятор тиску в колоні.

Така схема забезпечує стабілізацію складу дистиляту та підтримку матеріального та теплового балансу процесу. Головний регулятор, що стабілізує склад дистиляту (в умовах сталого тиску при розділі бінарної суміші), є регулятором температури верху колони ТС1. Регулювання здійснюється шляхом впливу на відбір (витрати) дистиляту.

Регулятор температури ТС2 стабілізує температуру суміші, що надходить до колони. Регулятори рівня LC3 та LC 4 підтримують матеріальний баланс в системі по рідинній фазі.

Організацію каналу керування режиму колони з урахуванням зміни складу продукту можна побудувати на змінах температури, оскільки зміни складу суміші впливають на температуру колони. Проте, з'ясовано, що коливання температури при зміні складу суміші співмірні з коливаннями тиску. Використання регулятора РС5 пояснюється намаганням згладити коливання процесу. Так, в результаті вимірювання тиску в колоні, корегуються витрати охолоджуючого потоку, який змінює температуру дистиляту, що призводить до зміни складу дистиляту і опосередкованої зміни тиску. Для коректного керування режимом колони з урахуванням зміни складу необхідно додатково ускладнювати структуру регулятора. Одночасне регулювання складів (або температур) верху та низу колони зазвичай не використовується, оскільки ці параметри пов'язані між собою. При їх одночасному регулюванні збільшується вірогідність втрати стійкості системи.

Недоліком схеми, що зображена на рис. 8, є динамічні помилки регулювання, які виникають внаслідок відсутності компенсуючих впливів по каналу живлення колони. Це пов'язано з тим, що регулятор складу суміші або температури отримує сигнал зворотного зв'язку лише після того, як згаданий параметр зміниться по всій висоті колони.

Іншим варіантом побудови системи керування ректифікаційною установкою є схема, що зображена на рис. 9.

За рахунок компенсації збурень витрат живлячої суміші зменшуються енерговитрати на розподіл компонентів.

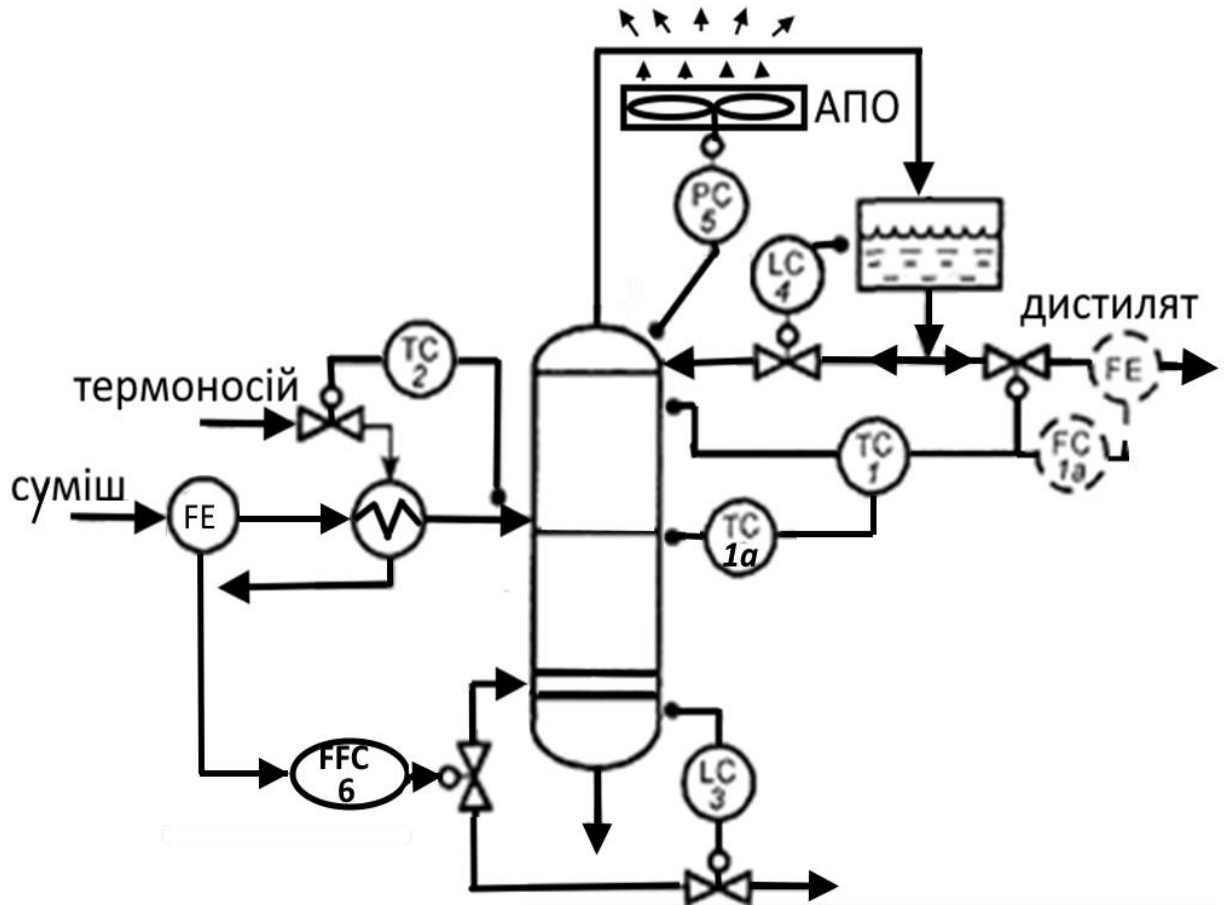


Рисунок 9 – Система керування ректифікаційною установкою з каскадною САК.

1 – регулятор температури верху колони; *1a* – диференціатор; 2 – регулятор температури живлення; 3 – регулятор рівня осаду; 4 – регулятор рівня у рефлюксій ємності; 5 – регулятор тиску в колоні; 6 – регулятор співвідношень

Перевагою приведеної схеми є використання каскадної САК, в якій для регулювання температури суміші задіяно сигнал по похідній від температури контрольної тарілки верху колони (регулятор *1a*). Це дає змогу значно зменшити похибку регулювання.

Стабілізації процесу регулювання матеріального балансу сприяє використання регулятора співвідношень витрат FFC6, який синхронізує потік осаду, що повертається в колону з витратами потоку, що надходить до колони.

В *третьому* варіанті ускладнення системи керування здійснюється за рахунок використання пов'язаного регулювання. Схема такої системи показана на рис. 10

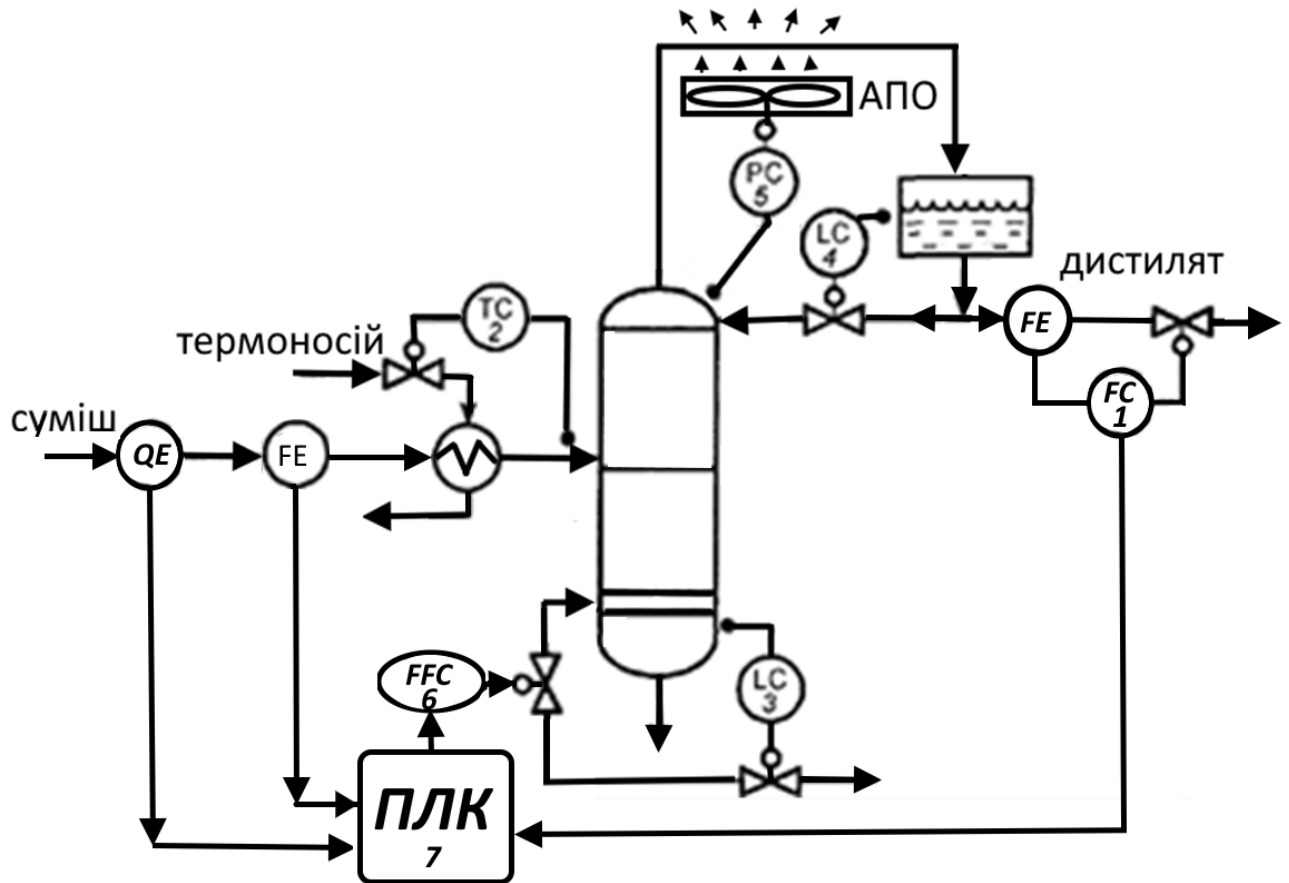


Рисунок 10 – Система пов’язаного регулювання ректифікаційною установкою
 1 – регулятор витрат дистилляту; 2 – регулятор температури термонасія;
 3 – регулятор рівня осаду; 4 – регулятор рівня у рефлюкській ємності; 5 –
 регулятор тиску в колоні; 6 – ПЛК;

Витрати дистилляту і температури термонасія регулюються регуляторами 1 і 2, завдання яким корегуються з допомогою ПЛК 6. Коригуючі впливи виробляються у відповідності до витрат і складу живлячої суміші. Таким чином зменшуються вплив збурень параметрів на хід процесу стабілізації ПБФ.

При розбудові алгоритмів керування робочій тиск в колоні зазвичай вважається незмінним, а його значення визначається фізичними властивостями вуглеводородів вихідної суміші та конструктивними параметрами колони. Регулювання робочого тиску в колоні входить до завдань керування контуром підтримки теплового балансу.

Таким чином регулювання температури в колоні, що визначає її тепловий баланс, доцільно здійснювати через регулювання матеріального балансу контурів підтримки рівнів, а тиск – по кількості теплоти, що надходить із ребойлера.

Процес теплового обміну між ребойлером та колоною має ознаки саморегулювання, оскільки кількість теплоти, що передається, залежить від перепаду температур, є функцією перепаду температур у теплообміннику. Так, із збільшенням теплового навантаження ребойлера температура дистилляту також підвищується. Але сама різниця температур при цьому знижується, що викликає зменшення теплового потоку. Таким чином виникає від’ємний зворотній зв’язок, що підтверджує наявність ефекту саморегулювання.

Умовою утримання теплового балансу є забезпечення рушійної сили процесу ректифікації. Ця сила отримується завдяки стабілізації параметрів потоку живлення, режимних параметрів тиску і температури або стабілізацією флегмового числа Φ , яке має вигляд

$$\Phi = G_{\text{фл}} / G_{\text{д}} \quad (1)$$

де $G_{\text{фл}}$ – кількість флегми для зрошування; $G_{\text{д}}$ – кількість дистилляту.

Враховуючи, що при $\Phi = \infty$ відбір дистилляту $G_{\text{д}} = 0$, а при $\Phi = 0$ процес стабілізації згасає, то завдання керування процесом дистиляції повинно будуватися на певних компромісних (оптимальних) значення флегмового числа Φ . Оптимальним буде таке максимальне значення кількості дистилляту, при якому утворюється достатня кількість НКК. Відслідковування останньої вимоги є умовою економії витрати теплоти, що подається до колони.

Таким чином при розробці системи керування, яка має метою підвищення ефективності процесу стабілізації, необхідно враховувати, що компроміс керування досягається при стабілізації певного значення флегмового числа.

Сказане ілюструється схемою, що показана на рис. 11. Ця схема представляє процес дистиляції ПБФ як об’єкт керування (ОК).

До вихідних параметрів ОК віднесемо концентрацію дистилляту верху колони $S_{\text{дк}}$, температуру верху колони $T_{\text{к}}$, тиску суміші в колоні $P_{\text{к}}$ та рівень конденсату у рефлюксній ємності. До вхідних параметрів ОК належать: витрати дистилляту $G_{\text{д}}$,

витрати флегми на зрошення $G_{фл}$, витрати потоку охолоджувача $G_{ох}$ та витрата НКК на останній тарілці колони G_c . В схемі враховується вплив збурюючих факторів – зміни температури флегми $T_{фл}$ та концентрації компонентів суміші на вході колони $C_{ж}$ на взаємозв'язки параметрів ОК, що розглядається.

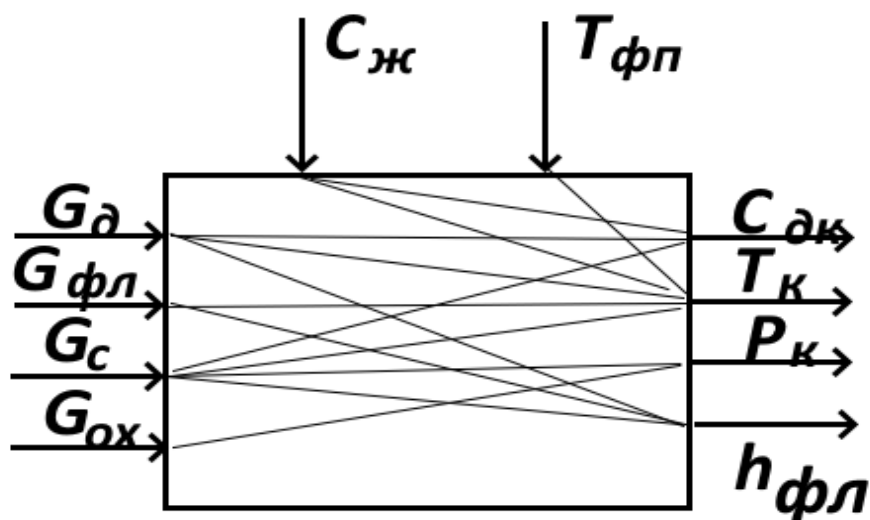


Рисунок 11 – Схема взаємозв'язків технологічних параметрів ОК

Розглядаючи можливості побудови каналів керування нашим ОК, визначимо перелік вхідних, вихідних та збурюючих параметрів.

Слід відзначити, що витрата дистилляту G_d та витрати потоку НКК G_c , проблематично задіяти для реалізації керуючих впливів, оскільки це може привести до втрати стійкості всього процесу. Тому дослідження цієї роботи спрямовуються на моделювання описаних контурів керування, які можна задіяти при побудові регуляторів на базі мікропроцесорних засобів.

Як витікає із аналізу факторів, що впливають на можливості стабілізації якості продуктів колони, структура системи керування вбачається багаторівневою системою (рис. 12), що дозволяє дещо зменшити взаємовплив параметрів та досягнути необхідної стійкості керування системою.

Поряд із локальним керуванням контурами системи, які зазвичай знаходяться на нижньому рівні керування, використовують більш узагальнене керування. Тоді на верхньому рівні керування використовують показники якості керування системою.

Крім параметрів якості продукту, до них належать: час досягнення мети управління, значення максимальної помилки у певному режимі функціонування, енергетичні витрати на управління, витрати сировини чи електроенергії.

Деталізація узагальненого показника якості у кожному конкретному випадку здійснюється індивідуально.

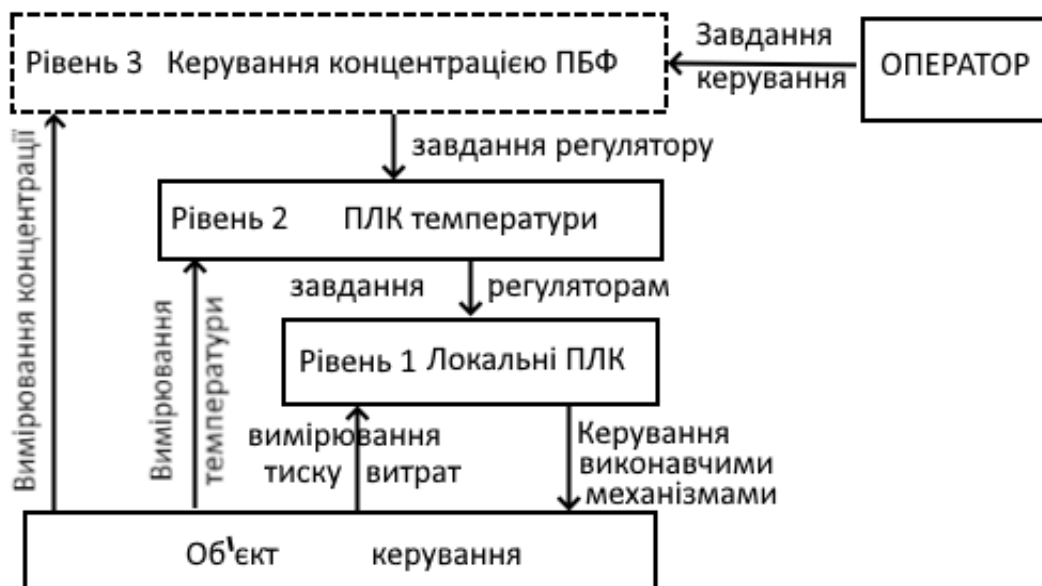


Рисунок 12 – Структурна схема керування процесом

Найчастіше узагальнений показник якості представляє функціонал, і його можна описати у формі інтегрального співвідношення:

$$J = \int_0^T R[U(t), Y(t), Z(t), X(t), t] dt \quad (2)$$

де $U(t)$ – керування, $Y(t)$ – керований процес, $Z(t)$ – збурення, $X(t)$ – заданий вплив, t – час.

Функція R визначає конкретний фізичний зміст показника якості. Наявність показника (2) дає змогу сформулювати завдання оптимального керування.

3. РОЗРОБКА МОДЕЛЕЙ ПРОЦЕСІВ СТАБІЛІЗАЦІЇ КОНДЕНСАТУ ПБФ

Як випливає із проведеного аналізу, завдання моделювання розглянутого ОК повинно передбачати вдосконалення засобів керування, що використовуються в процесах стабілізації конденсату. При вирішенні завдань враховується, що керування процесом стабілізації конденсату здійснюється в умовах змін складу і витрат вихідної суміші, що подається до колони. Додаткові труднощі побудови моделі виникають внаслідок взаємопов'язаності параметрів процесу, що ускладнює формування адекватних керуючих впливів на процес [10].

Слід зазначити, що керування за принципом стабілізації певних параметрів процесу не сприяє ефективному веденню процесу. Це пояснюється тим, що критерій якості кінцевого продукту протирічить критерію підвищення продуктивності колони. З іншого боку критерію підвищення продуктивності протирічить критерій енергозбереження. Звісно, що логічним підходом до побудови системи керування є досягнення компромісу між згаданими критеріями.

Для досягнення компромісів при побудові системи керування, необхідно включити до складу математичної моделі колони стабілізації наступні блоки: рівняння теплових, матеріальних балансів та залежності, що характеризують стан рівноваги між фазами суміші колони стабілізації.

Іншим заходом по досягненню ефективного керування процесом стабілізації є забезпечення оптимального статичного режиму процесу, який формує заданий розподіл температур у просторі колони.

Різноманітність (за динамічними параметрами) процесів, що проходять у колоні стабілізації обумовлює пошук нових структур на налаштувань регуляторів, які у змозі розв'язати вище згадані протиріччя. До того ж нелінійність опису процесів ОК, що розглядається, зменшує кількість класичних варіантів побудови регуляторів, які використовуються при стабілізації параметрів класичних об'єктів автоматизації. Тому при побудовах регуляторів доцільно розглядати методи, які б дозволили спростити структурний опис ОК, а при реалізації регулятора-спростити налаштування його параметрів.

Виходячи із завдань досліджень цієї роботи, розглянемо канал керування нашого ОК, який формується ланцюгом «вхід суміші/відбір дистиляту»

3.1. Побудова моделі регулятора колони

Формування математичної моделі ОК почнемо з контуру регулювання температури верху колони, який забезпечує її шляхом зміни витрат термоносія та зрошуючого потоку верху колони. Локальні одноконтурні регулятори пов'язані між собою через процес та забезпечують дотримання матеріального та теплового балансів установки.

Основу динамічних моделей, що описують процеси стабілізації складають закони збереження речовини та енергії, рівняння фазової рівноваги та залежності, які описують кінетику процесів дистиляції.

На відміну від статичних моделей, для опису моделей динаміки процесу використовуються диференціальні рівняння в звичайних та часткових похідних [11].

Використовуючи закон збереження речовини, матеріальний баланс по всій речовині, що взаємодіє у колоні, виглядає наступним чином:

$$G_{УП} = G_{фл} + G_{Д} \quad (3)$$

де $G_{УП}$, $G_{фл}$, $G_{Д}$ – масові витрати випаровуваного потоку, флегми (рідка фаза, що використовується для зрошування верху колони), дистиляту (цільового продукту) відповідно.

Формулі балансу (3) відповідає рівняння динаміки:

$$\rho_{фл} S_{фл} \frac{dh_{фл}}{dt} = G_{УП} - G_{фл} - G_{Д} \quad (4)$$

де $\rho_{фл}$ – щільність флегми; $S_{фл}$ – переріз флегмової ємності; $h_{фл}$ – рівень флегмової ємності.

Із рівнянь (3), (4) видно, що рівень флегмової ємності являє собою функцію:

$$h_{фл} = f(G_{УП}, G_{фл}, G_{Д})$$

Найбільш ефективним керуючим впливом, як відмічалось раніше, здається керування витратами потоку дистиляту $G_{Д}$.

Динаміку теплового балансу, виходячи із закону збереження теплової енергії, можна представити наступним рівнянням:

$$M_{xn} C_{xn} \frac{dT_k}{dt} = -G_{xn} C_{xn} T_k + G_{фл} C_{фл} T_{фл} - G_{Д} C_{Д} T_k \quad (5)$$

де M_{xn} – маса фази випаровування вгорі колони; C_{xn} – питома теплоємність фази випаровування вгорі колони; G_{xn} – масова витрата фази випаровування;

$G_{фл}$ – масова витрата флегми на зрошення; $C_{фл}$ – питома теплоємність флегми; $T_{фл}, T_K$ – температура флегми та верху колони.

Приводячи представлення вигляду каналу керування $C_{фл} / T_K$ до операторної передатної функції використаємо рівняння (5)

$$\frac{T_K}{G_{фл}} = \frac{C_{фл} T_{фл}}{M_{xn} C_{xn} s + G_{xn} C_{xn} + G_d C_d}$$

де s – оператор Лапласа

та зробимо позначення

$$\tau = \frac{M_{xn} C_{xn}}{G_{xn} C_{xn} + G_d C_d} \quad k = \frac{C_{фл} T_{фл}}{G_{xn} C_{xn} + G_d C_d} \quad (6)$$

Тоді отримаємо передатну функцію каналу керування $C_{фл} / T_K$

$$W_{Ok}(s) = \frac{k}{\tau s + 1} \quad (7)$$

яка являє собою аперіодичну ланку першого порядку.

Якщо враховувати наявність транспортного запізнення потоку, стала часу якого оцінюється

$$\tau_z = \frac{\rho_{фл} V_{фл}}{G_{фл}}$$

де $\rho_{фл}$ – щільність флегми; $V_{фл}$ – об'єм трубопроводу, яким рухається потік від виконавчого механізму до апарату,

то в загальному вигляді передатна функція каналу керування температурою верху колони буде мати вигляд:

$$W_{Ok}(s) = \frac{k}{\tau s + 1} \exp(-\tau_z s) \quad (8)$$

Засади побудови регулятора процесу в колоні стабілізації повинні враховувати критерій керування, що формулюється як отримання певної концентрації ПБФ у кінцевому продукту. Вбачаючи те, що досягнення бажаних значень критерію визначається станом процесу, алгоритми керування колоною спрямовуються на отримання параметрів, що забезпечують згаданий стан.

Розглядаючи можливості керування колоною стабілізації по заданій концентрації продукту, встає питання щодо отримання даних про плинну концентрацію цього продукту. Відомі у наш час пристрої оцінки концентрації базують ся на використанні методів хроматографії [12], які у комплексі з комп'ютерними засобами обробки інформації дозволяють отримувати певні результати.

Проте, через відсутність промислових серійних давачів такого типу безпосереднє регулювання концентрацією ПБФ представляється проблематичним.

Втім, якщо забезпечити в колоні постійний тиск, то для побудови регулятора концентрації можна скористатися однозначною залежністю між концентрацією і температурою верху колони стабілізації, що забезпечить непряме регулювання концентрації.

Таким чином, утримання температури верху колони стабілізації у певних межах дозволяє вирішити задачу стабілізації концентрації ПБФ, що і обумовило завдання досліджень цієї роботи.

У той же час, внаслідок нелінійного характеру зв'язків параметрів ОК, а також взаємного впливу цих параметрів один на одного, структура регулятора ускладнюється. Ускладнення пов'язані із вирішенням задачі компенсації небажаних впливів, а також забезпеченням стійкого та надійного регулювання.

Тоді для досягнення мети керування використовують пов'язане регулювання витратами вихідної суміші, температурою суміші, що надходить до колони, тиску у верхній частині колони, та температурою дистилляту, що надходить до верхньої частини колони на зрошування.

Приймаючи до уваги викладене, структурну схему ОК з регулятором можна представити у вигляді, як показано на рис. 13.

На вході маємо значення температури, яке необхідно підтримувати. Різниця між заданим і плинним значенням температур надходить до регулятора, функцією якого є підтримка співвідношення між витратами флегми та вихідної суміші, яке забезпечить потрібну концентрацію дистилляту ПБФ.

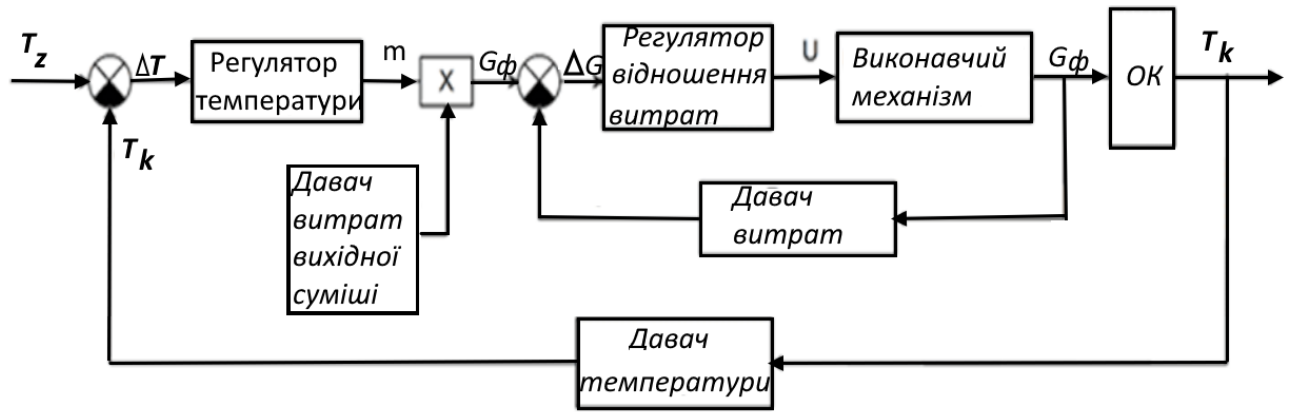


Рисунок 13 – Структурна схема системи керування температурою

Отримане співвідношення служить завданням для регулятора витрат потоку флегми, що надходить до колони. Цей регулятор видає керуючий вплив на виконавчий механізм (ВМ), який змінює переріз трубопроводу відповідно до потрібного значення витрат потоку флегми.

Відповідно до представленої структури системи керування (рис. 13) у середовищі MATLAB Simulink розроблена схема моделювання, яка показана на рис. 14.

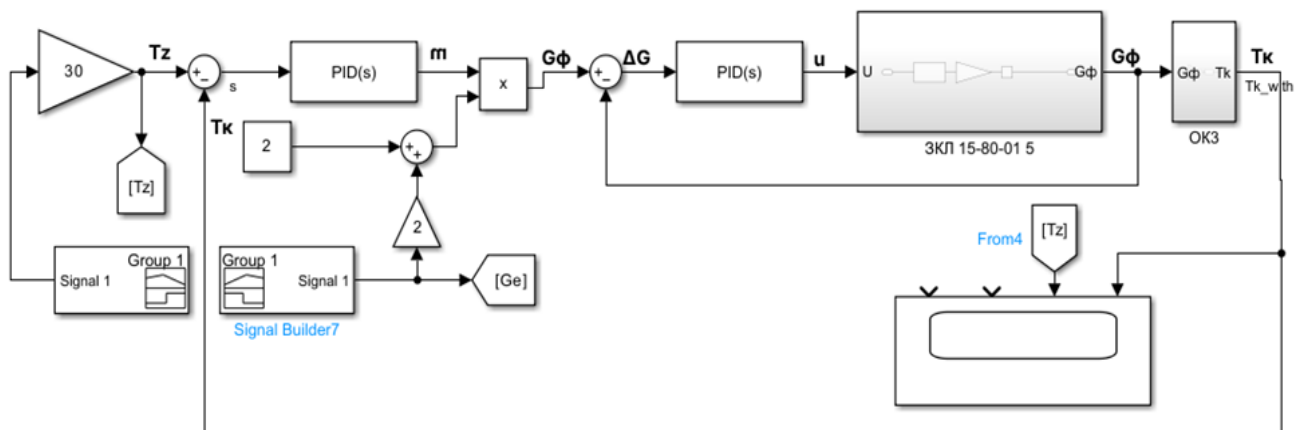


Рисунок 14 – Імітаційна модель контуру керування температурою верху колони

Крім ланки ОК, яка представляється рівнянням (8), до складу моделі входить ланка ВМ, в якості якого використовується електрична засувка ЗКЛ 15-80-01. Паспортні дані цієї засувки визначають її сталу часу величиною $T=30\text{с}$. Класично модель засувки представляється інтегратором з обмеженнями, які визначають стани «Відкрито/Зачинено», та ланкою «люфта» (DZ) (рис.15):

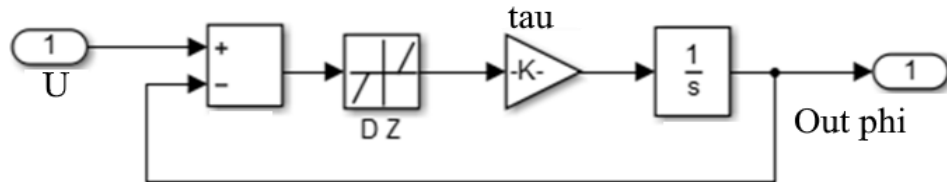


Рисунок 15 – Схема моделювання приводу дросельної засувки

Використання цієї моделі дозволяє налаштувати регулятор у внутрішньому контурі керування системи, який забезпечує потрібні значення витрат флегми, що повертається до колони (рис.16).

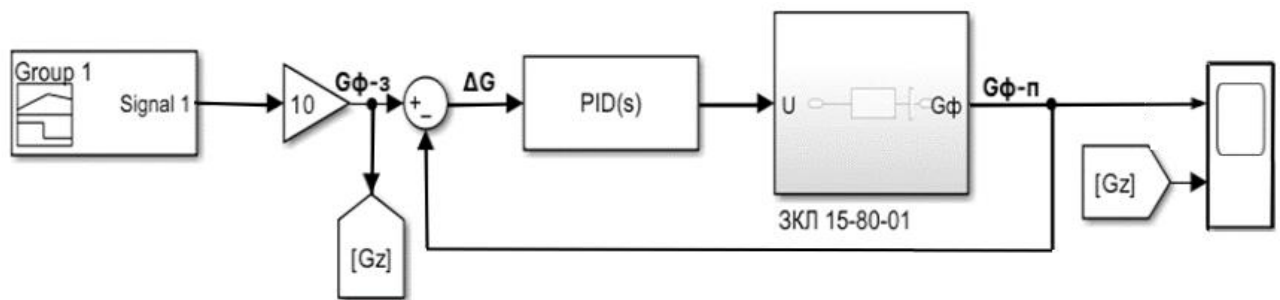


Рисунок 16 – Схема моделювання контуру керування витрат флегми

Застосування методу Зіглера-Нікольса до налаштувань регулятора контуру керування (рис. 16) в середовищі MATLAB Simulink показало, що для отримання прийнятних параметрів динаміки приводу засувки достатньо використання П-регулятора. Доцільність такого вибору підтверджується осцилограмами параметрів, що приведені на рис. 17.

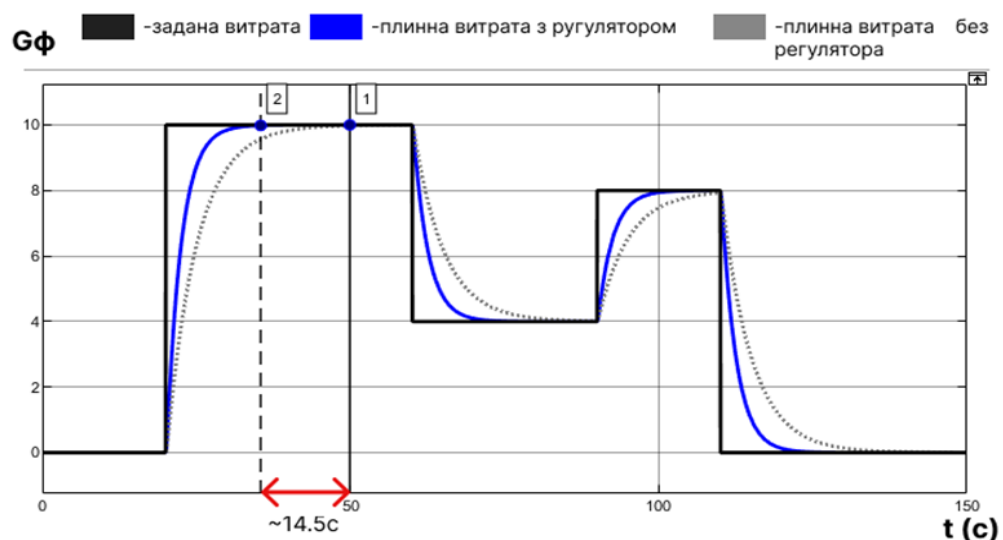


Рисунок 17 – Осцилограмами зміни витрат при керуванні засувкою

На рис. 17 показні зміни у часі заданого значення витрат (суцільна крива) та плинного– без регулятора (пунктир) та з регулятором.

Ефективність П– регулятора ілюструється підвищенням швидкодії на 14.5с

Отримані результати налаштувань дають змогу перейти до зовнішнього контуру системи, враховуючи, що він повинен враховувати підпорядкованого керування витрат флегми/витрат вихідної суміші. Ця підпорядкованість обумовлена вимогами по забезпеченню стійкості процесу стабілізації.

Налаштування ПІД– регулятора зовнішнього контуру моделі рис. 14 дозволяє перейти до дослідження ефективності цього регулятора в умовах дії збурень. Джерелом цих збурень є випадкові зміни витрат потоку що відбуваються в колоні стабілізації. Тому в моделі рис. 14 з допомогою блока Signal Builder по каналу витрат вихідної суміші генеруються стрибкоподібні зміни потоку, що впливають на умови балансу теплових процесів колони.

Таким чином налаштування регулятора співвідношень витрат повинно забезпечити не тільки температуру верху колони, але й задану концентрацію ПБФ, яка визначається цією температурою .

В результаті налаштувань вибраного регулятора зовнішнього контуру системи отримані графіки, що ілюструють ефективність цього регулятора(рис. 18).

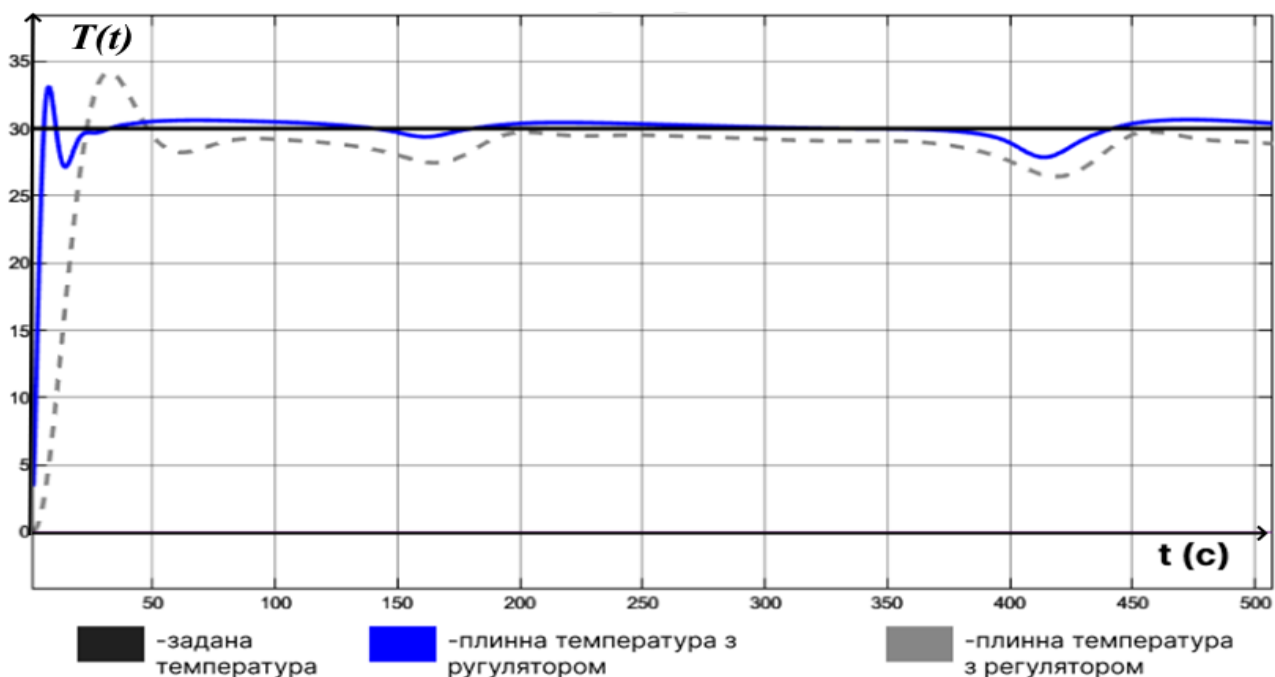


Рисунок 18 –Зміни параметрів в умовах дії збурень

Отримані графіки імітаційного моделювання свідчать про стійкість процесу керування температурою верху колони (концентрацією ПБФ), мінімізацію астатичної помилки та якісне відпрацювання збурень.

Можна припустити, що при більш суворих вимогах до якості регулювання та збільшенні діапазону зміни вихідних параметрів процесу стабілізації застосування ПІД регуляторів буде недостатньо. Тоді по результатам ідентифікації параметрів ОК знадобляться більш складні регулятори.

3.2. Побудова моделі регулятора процесу теплообміну ребойлера

При розбудові моделі регулятора теплообміну ребойлера, традиційно використовується підхід, в якому досліджуваний ОК розглядається, як об'єкт автоматизації [13]. Для опису каналів керування розглянемо структурну схему ребойлера – випаровувача, що зображена на рис. 19.

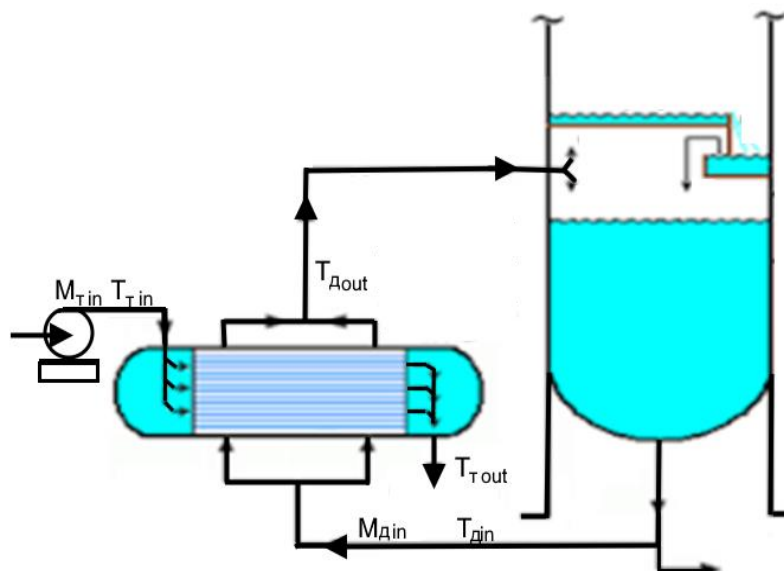


Рисунок 19 – Схема теплових потоків ребойлера

Як видно із схеми, головними параметрами, що визначають температуру дистилляту $T_{D,out}$ та характер процесу випаровування, є наступні:

M_T – масова витрата термонасія; M_D – масова витрата дистилляту;

T_{DIN} – початкова температура дистилляту; T_{TIN} – початкова температура термонасія.

Використовуючи прийняті позначення параметрів потоку, складемо рівняння балансу теплового обміну. При цьому вважаємо випаровувач, він же теплообмінник (ТО), представляється як об'єкт із зосередженими параметрами. Це можливо, з огляду на те, що потреб в інформації щодо розподілу теплового поля у просторі ТО немає. До того ж припустимо, що втрати тепла у зовнішній простір відсутні, а енергія, що відбирається від термонасія повністю віддається потоку, що надходить до колони.

Якщо врахувати, що сталі часу теплових процесів набагато більше ніж тривалість керуючих впливів, то опис моделі ОК можна значно спростити до рівнянь:

$$\rho V C_D \frac{dT_{DOU T}}{dt} = M_T C_T (T_{TIN} - T_{TOU T}) - M_D C_D (T_{DOU T} - T_{DIN})$$

або в нормалізованому вигляді:

$$\rho V C_D \frac{dT_{DOU T}}{dt} + M_D C_D T_{DOU T} = M_T C_T (T_{TIN} - T_{TOU T}) + M_D C_D T_{DIN} \quad (9)$$

де ρ – щільність суміші; V – об'єм трубного простору ТО; C_D C_T – питомі теплоємності дистилляту і термонасія.

Тоді передатна функція по каналу регулювання $M_T / T_{DOU T}$: [14]

$$W(s) = \frac{K_0}{T_0 s + 1} \quad (10)$$

$$\text{де } T_0 = \frac{\rho V}{M_{D0}} ; \quad K_0 = \frac{M_{T0} C_T (T_{TIN0} - T_{TOU T0})}{M_{D0} C_D T_{DOU T0}}$$

Індекс «0» означає застосування значення параметру функції, яка лінеаризована в околі робочої точки ТО шляхом розкладанням в ряд Тейлора.

Врахування співвідношення сталих часу насоса термонасія до сталих часу теплових процесів ребойлера дозволяє знехтувати впливом передатної функції насоса на динаміку теплообміну.

Скориставшись передатною функцією каналу керування температурою термонасія (10), сформуємо модель цього каналу керування в середовищі MATLAB Simulink, схема якої зображена на рис. 20.

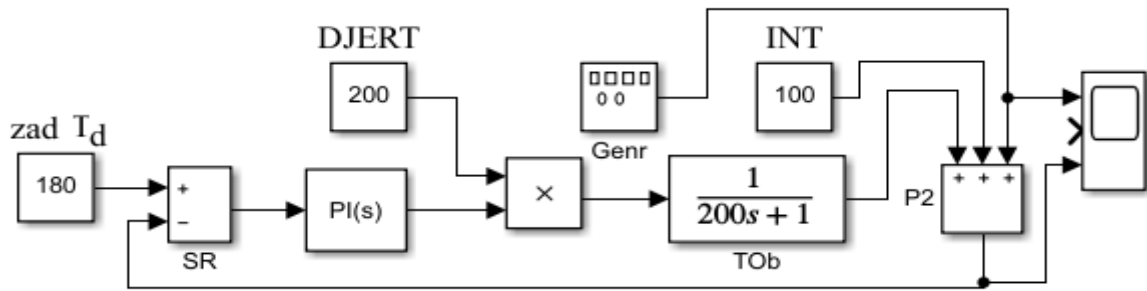


Рисунок 20– Схема моделювання каналу температурою термоносія

Статика процесу керування температурою дистилляту відображується блоком множення, на виході якого отримується значення теплової енергії, що пропорційне керуючому впливу. Цей вплив залежить від розбіжності між заданим і плинним значенням температури дистилляту T_d . В моделі враховано, що баланс теплообмінного процесу визначається співвідношенням температур термоносія та дистилляту. Остання температура є фактором збурення, який імітується комбінацією температури потоку, що надходить із колони (блок INT), та блоку генератора Genr. Збурення до бажаного значення температури потоку, що надходить до колони, стабілізуються ПІ регулятором, який мінімізує коливання температури дистилляту.

Графік перехідного процесу з імітацією дії збурень, зображено на рис. 21.

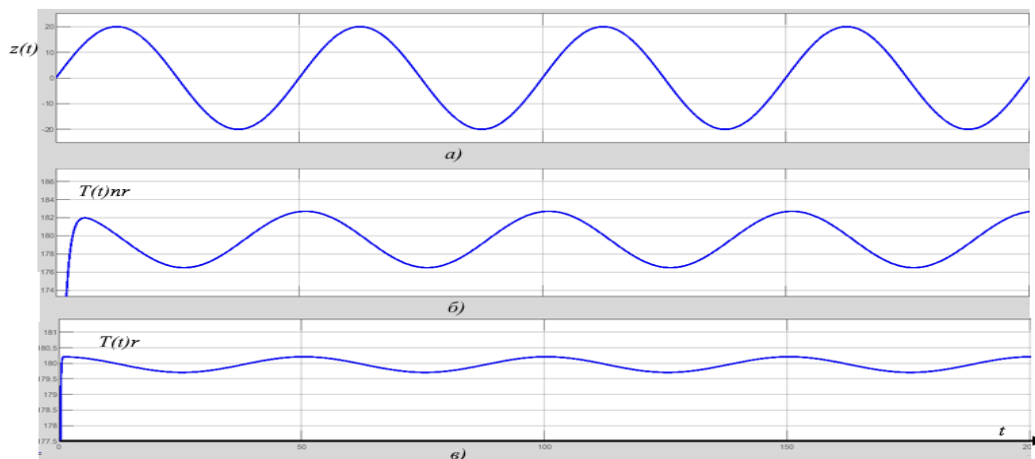


Рисунок 21– Перехідний процес ОК

$z(t)$ – збурення температури дистилляту; $T(t)nr$ – зміни температури з неналаштованим регулятором; $T(t)r$ – зміни температури з налаштованим регулятором.

Із рис. 23 видно, що вибраний регулятор забезпечує достатню точність регулювання та зменшення часу регулювання в умовах дії збурень.

3.3. Побудова моделі регулятора охолоджувача

Відповідно до розглянутої схеми матеріальних потоків охолоджувача (рис.6) та прийнятих позначень, можна записати рівняння балансів теплових потоків [15]. При цьому вважається, що потік охолоджуючого повітря з температурою T_{X1} рухається із швидкістю, яка визначається витратою F_X і нагрівається до температури T_{X2} . Потік повітря охолоджує теплообмінник із сумішшю, яка характеризується витратою F_n та вхідною температурою T_{n1} . Температура суміші на виході теплообмінника T_{n2} регулюється зміною витрати холодоагенту F_X , а також залежить від швидкості руху охолоджуваної суміші, маси теплообмінника та площі теплообміну S_O :

$$V C_X \frac{dT_{X2}}{dt} = F_X C_X (T_{X2} - T_{X1}) - S_O K_X \Delta T_n \quad (11)$$

$$V_T C_D \frac{dT_{n2}}{dt} = -F_n C_D - S_O K_T \Delta T_n \quad (12)$$

$$\Delta T_n = T_{n1} - T_{n2}$$

де V, V_T – об'єм середовища теплового обміну та теплообмінника; S_O – площа теплообміну; C_D, C_X – коефіцієнти теплоємності охолоджуваної суміші та охолоджуючого повітря; K_X, K_T – коефіцієнт віддачі тепла від теплообмінника до повітря та від потоку дистилляту до стінки теплообмінника.

У системі рівнянь (12) не враховується розподіл температур у просторі теплообмінника. Таке представлення ОК є можливим, оскільки фактичний розподіл теплового поля мало впливає на процес конденсації ПБФ. Крім того, температура потоку, значення якої необхідно для функціонування регулятора, вимірюється давачем на виході теплообмінника. Таким чином отримуємо варіант опису процесу теплообміну у вигляді ОК із зосередженими параметрами.

Відповідно до рівнянь динаміки теплообміну (12) згідно до відпрацьованих методик [16] отримується передатна функція, що описує канал керування «витрати охолоджувача/температура дистилляту»:

$$W_{OX}(s) = \frac{k_{OX}}{\tau_2^2 s^2 + \tau_1 s + 1} \quad (13)$$

де k_{OX} коефіцієнт передачі охолоджувача;

τ_1 та τ_2 – сталі часу охолоджувача, що визначаються конструктивними факторами теплообмінника та властивостями речовин, що задіяні в охолоджувачі.

Розрахунок сталих часу передатної функції зазвичай супроводжується значними похибками, тому значення сталих часу отримують в результаті експериментальної ідентифікації параметрів ОК. Передатна функція (13) відповідає ситуації, коли витрати та вхідна температура потоку дистилляту мало змінюються у часі.

Охолоджуючий потік забезпечується вентилятором, який закріплений на валу двигуна М (рис. 6), його швидкість обертання $\omega = 2\pi n$ задається електроприводом на базі асинхронних двигунів (АД). Значення швидкості обертання двигуна М нелінійно пов'язане з витратами потоку, моментом опору лопатей вентилятора та величиною обертового моменту самого АД.

Модель охолоджувача, відповідно до структурної схеми процесу охолодження, що зображена на рис. 22, будується на основі трьох її основних складових: керованого приводу на базі АД, блоку вентилятора (аеродинамічні процеси) та теплообмінника (теплообмінні процеси).



Рисунок 22–Структурна схема моделі охолодження ПБФ

Керування процесом охолодження базується на регуляторі температури, який, керуючи швидкістю обертання вентиляторів n , забезпечує необхідну температуру охолодження шляхом перерозподілу теплових потоків вентиляторів.

Обговорюючи варіанти підходів до побудови регулятора процесу охолодження, можна прийти до висновку, що використання класичного ПІД–регулятора із зафіксованими налаштуваннями коефіцієнтів не завжди забезпечує необхідну якість регулювання. Досягнення параметрів стійкості системи класичними ПІД у

певних діапазонах змін збурюючих впливів (вихідна температура охолоджуючого повітря, масових витрат) може виявитися проблематичним. Тому зміни параметрів потоків у часі вимагають відповідної зміни налаштувань регулятора, в залежності від зміни параметрів процесу або режимів експлуатації. Це обумовлює розробку регуляторів з можливостями автоматичних налаштувань і адаптації регулятора до змін, що спостерігаються в режимах функціонування ОК [17].

Досить розповсюдженим методом адаптації ПІД-регулятора до властивостей ОК, які можуть зазнавати змін, є *табличне керування* коефіцієнтами регулятора (рис. 23). Він використовується не тільки для адаптивного керування, але й для керування нелінійними ОК або нестационарними процесами. Принцип його функціонування полягає в наступному:

Заздалегідь, визначаючи можливі зміни параметрів процесу або установки, здійснюють ідентифікацію параметрів ОК для різних режимів;

значення параметрів налаштувань регулятора фіксують у вигляді таблиці;

відповідно до діючого режиму, у таблиці знаходять параметри регулятора.

У процесі функціонування керованого ОК, по результатам оцінювання параметрів плинного режиму роботи, в таблиці коефіцієнтів ПІД-регулятора відшукуються значення коефіцієнтів регулятора, що відповідають плинному режиму [18].

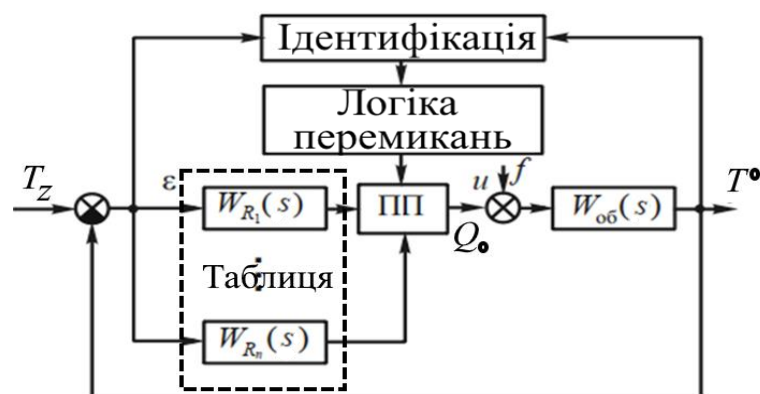


Рисунок 23 – Схема регулятора з налаштуванням за табличним методом

Завданням функціонування пристрою перемикачів ПІД (рис. 23) є надання відповідних значень коефіцієнтів налаштувань регулятору R_i , які визначаються блоком Логіки перемикачів.

Зазвичай розробники регуляторів до недоліків табличного методу відносять значні об'єми часу, які необхідно витратити на попередню ідентифікацію ОК, тобто на формування самої таблиці коефіцієнтів регуляторів. Проте, якщо порівняти зазначений час із часом, який необхідний на навчання «експерта» при використанні, наприклад, fuzzy- регулятора, то висновки про переваги та недоліки методів розбудови регуляторів залишаються відкритими. Зрозуміло, що табличне керування доцільно використовувати у тих випадках, коли є можливості скоротити час попередньої ідентифікації параметрів досліджуваного ОК.

Розглядаючи структуру засобів керування приводом вентиляторів, слід враховувати, що зміна температурного режиму колони стабілізації може відбутися з різних причин. В окремому випадку, при збільшенні температури верху колони стабілізації ПБФ, тобто на вході АПО, відповідно збільшується температура і на виході охолоджувача. При ручному керуванні оператор процесу корегує цю температуру шляхом підключення додаткових АПО.

У разі різкого зростання охолоджуючого потоку відповідно зменшується температура дистилляту, що впливає на перепад тиску між входом і виходом колони. Внаслідок збільшення перепаду тиску збільшується витрата суміші, яка регулюється іншим контуром керування. В результаті виникає ефект "розгойдування" усього процесу стабілізації ПБФ.

Послідовне увімкнення/ вимкнення блоків теплообміну комплексу АПО дає змогу уникнути різкого перепаду температур, відповідно різкого перерозподілу потоків колони.

Враховуючи викладене, а також значення сталих часу теплообмінних процесів, для стабілізації теплообміну в у комплексі АПО доцільно застосувати систему дискретного регулювання. Точність і якість регулювання температурного режиму буде залежати від кількості блоків АПО, кількості вентиляторів у блоці та потужності використаних двигунів приводу вентиляторів. При цьому ступінь дискретизації потоків буде залежати від вимог до необхідної точності регулювання температури.

Простим варіантом розбудови системи дискретного регулювання температурного режиму охолоджувача є релейні регулятори (РР), які широко використовуються при керуванні енергетичними процесами [19]. Застереження щодо виникнення автоколивального режиму при двопозиційному регулюванні досить легко долаються або застосуванням необхідних налаштувань параметрів ковзних режимів [20] або використанням трипозиційного РР.

У нашому випадку, коли ОК характеризується значною інерційністю процесів стабілізації ПБФ, більш перспективним здається використання багатопозиційного регулятора, в якому потужність керування видається на ОК не повністю, а частинами. При цьому дискрети потужності надходять до ОК з часовими інтервалами, які необхідні для керування процесом. Встановлений процес регулювання має двопозиційний характер на досягнутому рівні увімкненої потужності керування.

Максимальна потужність багатопозиційного керування, яка розрахована для найгірших умов експлуатації ОК, поділяється на кілька ступенів. Такий поділ здійснюється двома шляхами:

- застосуванням кількох дискретних виконавчих механізмів (ВМ) з двопозиційним керуванням;
- застосуванням дискретних ВМ інтегруючої дії, які дозволяють фіксувати проміжні стани.

На рис. 24 показано структурну схему системи багатопозиційного регулювання з дискретними ВМ.

Відповідно до інформації про поточне температури охолодження, яка надходить від давачів до ПЛК, блок обчислень (БО) обраховує дані, які надходять до блоку логіки(БЛ). Ці дані визначають знак і величину керуючого впливу, який з виходу БЛ видається на ВМ. В результаті утворюється контур регулювання, з дискретно змінюваною потужністю керування.

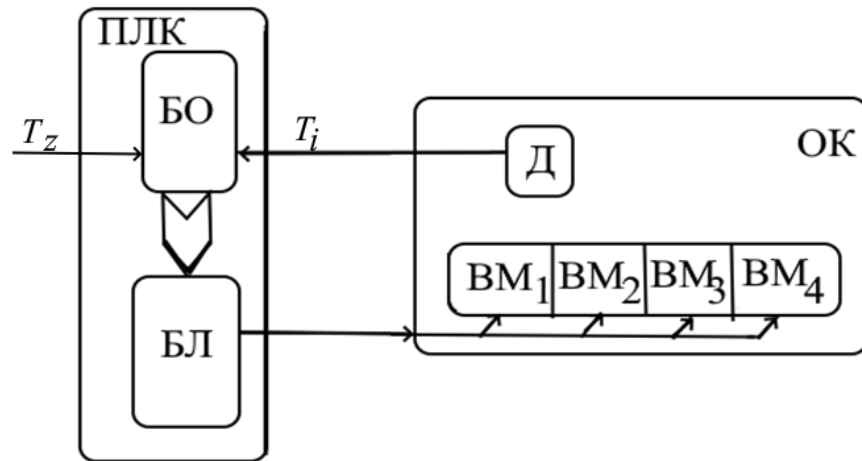


Рисунок 24 – Система багатопозиційного керування

При регулюванні температури- її поточне значення T_i порівнюється із заданим значенням T_z у БО регулятора. Результат порівняння передається на БЛ, який є керуючим автоматом. БЛ здійснює увімкнення / вимкнення чергового ВМ і формує часову паузу. Цей процес триває до тих пір, поки не буде досягнутий такий рівень потужності, що передається до ОК, що забезпечує режим двопозиційного регулювання при поточному зовнішньому впливі. Встановлена потужність керування дорівнює сумі потужностей всіх ВМ.

Побудова керуючого автомата системи логічного керування пов'язані з необхідністю формалізації заданого алгоритму керування.

«Динамічні характеристики приводу охолоджувача представляються аперіодичною ланкою із сталою часу, яка залежить від навантаження двигунів вентилятора [21]. Значення сталої часу визначається в результаті ідентифікації параметрів двигунів, частотних перетворювачів із довідкових джерел.

Швидкодія приводу досягається в результаті використання потужних АД при формуванні відповідних керуючих впливів, тобто форсуванні змін частоти обертання вентиляторів. Проте, такі режими викликають динамічні перевантаження механічної частини приводу, що викликає зношення обладнання вентиляції та пов'язані з перебільшеними енергетичними витратами.»

Аналіз згаданих факторів дає змогу розробити модель процесу охолодження в середовищі MATLAB, що зображена на рис. 25.

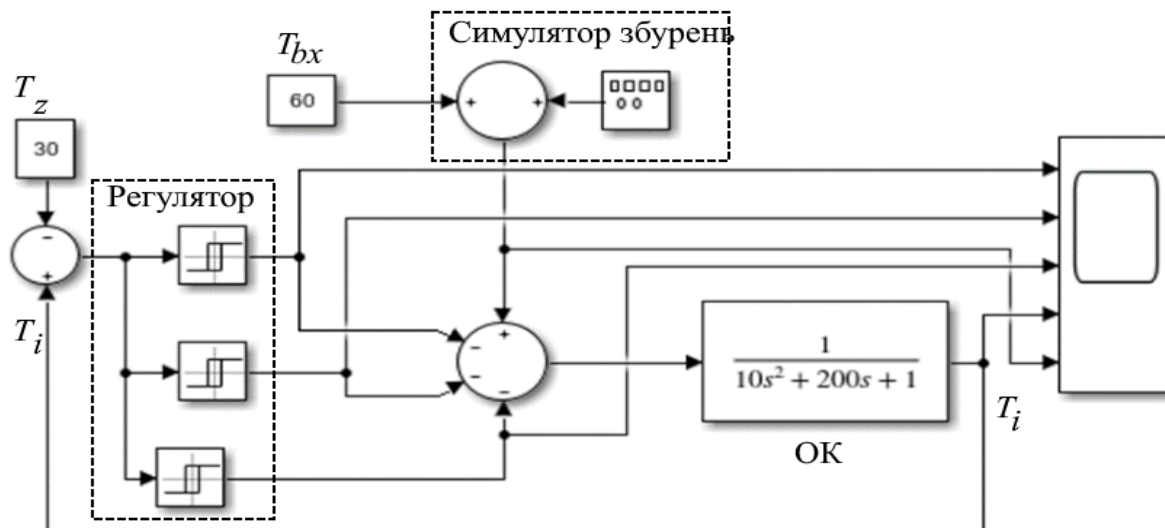


Рисунок 25– Модель охолоджувача в MATLAB з багатопозиційним регулятором

Модель будується з урахуванням паспортних даних двигунів, вентиляторів та даних по конструктивно -технологічним параметрам теплообмінника. Змінними параметрами є початкові умови охолодження та параметри режиму охолодження. Імітація збурень температури, яка спостерігається на вході охолоджувача, в моделі здійснюється за допомогою додаткового генератора.

Алгоритм багатопозиційного регулятора формується відповідно до статичної характеристики керованого ОК, тобто залежністю необхідного потоку охолодження Q_i від плинної температури T . На рис. 26 представлена статична характеристика багатопозиційного регулятора.

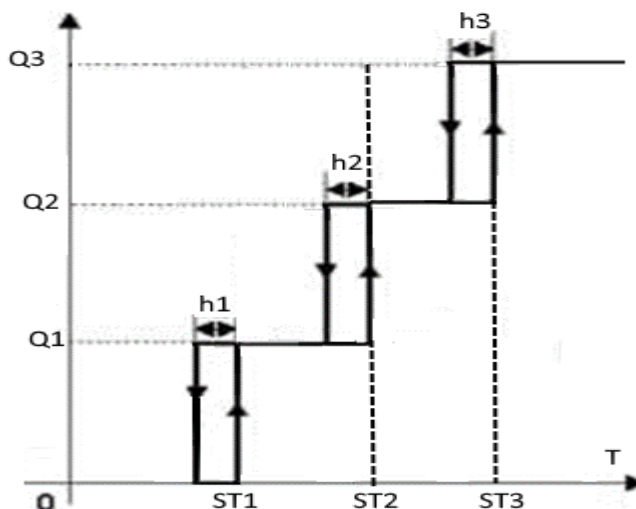


Рисунок 26 – Статична характеристика багатопозиційного регулятора $Q=f(T)$

Логіка роботи багатопозиційного регулятора пояснюється таблицею станів, де T – відхилення температури від заданого значення, Y – виходи регулятора.

Таблиця станів

T	$Y1$	$Y2$	$Y3$
$T < ST1$	0	0	0
$T < ST2$	1	0	0
$T < ST3$	1	1	0
$T \geq ST3$	1	1	1

Із таблиці станів видно, що в регуляторі використовується двопозиційна логіка. Ширина зони гістерезису в багатопозиційному регуляторі є параметром налаштувань і задається програмним шляхом. Крім зони гістерезису в регуляторі налаштовується логіка роботи регулятора у кожній зоні в окремі та поріг спрацювань окремого діапазону регулювання.

На рис. 27 наведено осцилограми перехідного процесу охолоджувача та моменти спрацювання різних виходів багатопозиційного регулятора за відсутності збурень.

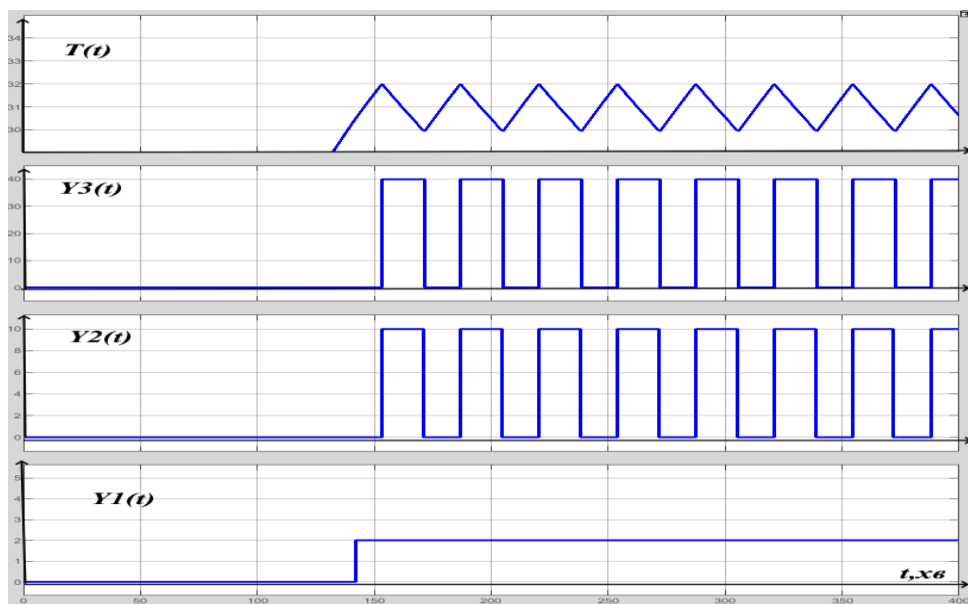


Рисунок 27 – Осцилограми перехідного процесу

Як видно із осцилограм, процес багатопозиційного регулювання, як і інших релейних законів регулювання, є автоколивальним, де регульована величина періодично змінюється щодо заданого значення.

На рис. 28 зображений процес встановлення заданого значення температури в умовах дії збурення синусоїдального типу (рис. 28с) осцилограми

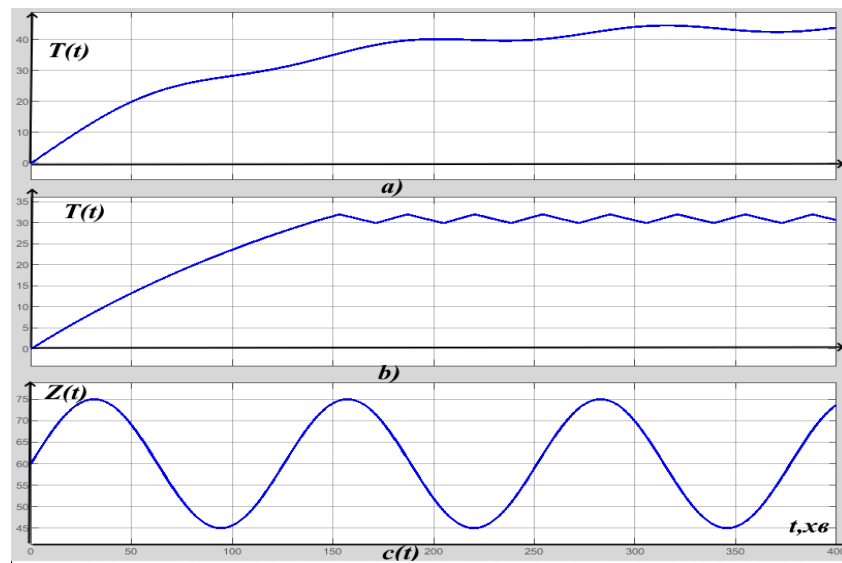


Рисунок 28 – Осцилограми зміни сигналів

- a) – вихідний сигнал моделі охолоджувача без регулятора;
- b) – вихідний сигнал моделі охолоджувача з багатопозиційним регулятором;
- c) – діюче збурення температури

Таким чином, аналізуючи рівень зменшення коливань температури, можна констатувати ефективність багатопозиційного регулятора, який використовується у системі охолодження потоку. У порівнянні з двопозиційними регуляторами багатопозиційні регулятори характеризуються більшою точністю регулювання, кращою динаміку, менший час регулювання. Завдяки подрібненню потужності керування на нерівні вагові діапазони можна запобігти перевантажень комутуючого обладнання.

4. РЕАЛІЗАЦІЯ SCADA СИСТЕМИ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ ТЕМПЕРАТУРНИХ РЕЖИМІВ УСТАНОВКИ СТАБІЛІЗАЦІЇ КОНДЕНСАТУ

Для керування роботою установки стабілізації конденсату ПБФ в реальному часі, обробки, збору і відображення інформації, була розроблена автономна SCADA системи, що дає змогу виконувати поставлені задачі керування і забезпечувати операторний контроль технологічного процесу стабілізації. Виходячи із поставленої задачі було використано комплексне програмне забезпечення від компанії COPA-DATA під назвою Zenon-Scada. Даний комплекс є модульним і має інструменти проектування, розробки, тестування і налаштування зв'язків SCADA серверу з АРМ і промисловим комп'ютером (ПК) [22].

До складу комплексу входять три базових модуля:

Zenon Editor – редактор операторних схем, налаштування підключення до промислового комп'ютера, налаштування аварійних діапазонів.

Zenon Runtime – відображення операторних схем, аварійних сповіщень, відображення плинних даних, взаємодія із базою даних.

Zenon SQL Server – реляційна база даних на базі MS SQL Server, яка зберігає в пам'яті дані по підключенню до ПК, дані з давачів у реальному часі, аварійні повідомлення та іншу інформацію, яка налаштовується в Zenon Editor.

На основі функціональної схеми автоматизації ОК, що розглядається, розроблено мнемосхему колони стабілізації, що зображена на рис. 29.

На схемі відображені структурні компоненти системи автоматизації:

давачі, виконавчі механізми, ОК (колони стабілізації). Для кожного давача використовуються функціональні елементи відображення плинних показників, на яких відображується оперативна інформація та параметри, що задаються оператором («уставки»).

Для підключення АРМ до ПК програмний комплекс системи забезпечується засобами вибору програмних протоколів зв'язку. У цих протоколах створюються змінні із вказанням граничних значень, типу, адресу, і т. і.

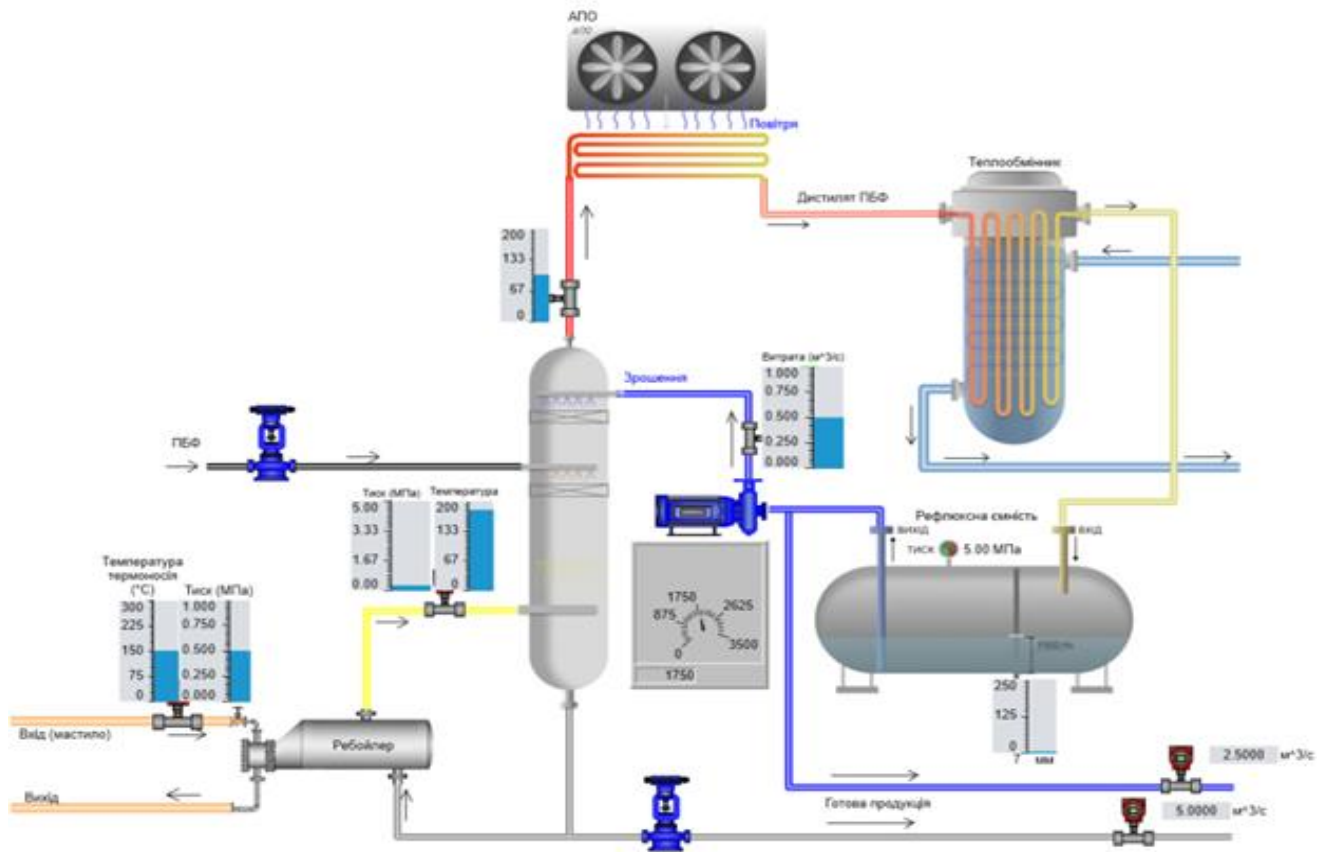


Рисунок 29 – Операторська мнемосхема колони стабілізації

Меню створення змінної і вікно налаштування адреси цієї змінної показано на рис. 30.

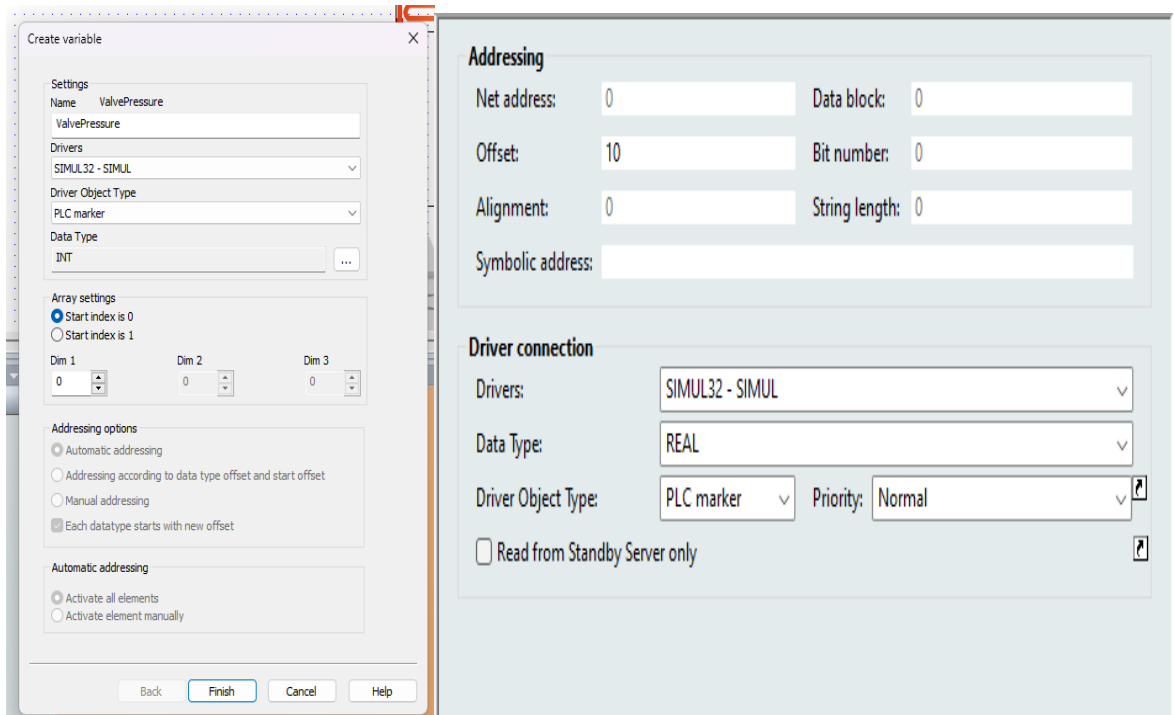


Рисунок 30 – Меню створення змінної і вікно налаштування адреси в ПЛК. SCADA система, що будується, має три рівні:

Автоматизоване робоче місце (АРМ) з панеллю оператора і промисловий комп'ютер;

ПЛК, узгоджуючі пристрої і комутатори;

Давачі, виконавчі механізми

Схема рівнів системи зображена в додатку Б.

Для функціонування SCADA системи і організації збору інформації з давачів, обробки і створення керуючого впливу на ВМ здійснюється вибір компонентів апаратної частини системи, а саме ПК, ПЛК, узгоджуючі пристрої, мережеві і силові інтерфейси.

Виходячи із трьохрівневої структури керування, для створення модульної системи і організації незалежного функціонування кожного з рівнів було проведено вибір засобів для кожного з них. Такий підхід спрощує технічне обслуговування системи, дає змогу швидко виявити поломку, утворює програмну розв'язку між рівнями.

Оскільки ОК повинен працювати в середовищах у великому діапазоні робочих температур, відкритих природніх умовах, то апаратні засоби повинні мати відповідний клас захисту від зовнішніх впливів та забезпечувати безперебійну роботу системи. Одним із виробників, що виробляють засоби автоматизації для систем, які потребують високої надійності є Schneider Electric [23].

Виходячи з потреб підвищеної стійкості до засобів автоматизації, сформульовано наступні вимоги:

Робоча температура від -20°C до 40°C .

Клас захисту не менше IP54.

Наявність кріплення до монтажних рейок.

Наявність захищених від вологи ізольованих силових входів та обмеження діапазону струмів, напруг, безпечних для людини.

Мати наробіток до відмови за ДСТУ 27.002–89 більше ніж 25000 годин.

Під час вибору засобів для першого рівня SCADA системи розглянуто комплекс Harmony iPC від компанії Schneider Electric. Даний комплекс включає в себе ПК Harmony Edge Box і дисплей оператора Harmony HMIDM Modular Display [24].

Shneider Harmony Edge Box – має процесор ARM Cortex-A8 1GHz, 512МБ ОЗП та 2ГБ вбудованої пам'яті. Пристрій підтримує ВАСnet IP, Modbus TCP та SNMP і дозволяє підключатися до систем SCADA.

Основні переваги Harmony Edge Box - компактні розміри, вбудований веб-сервер для налаштування, можливість роботи автономно або в мережі. Пристрій має 8 аналогових входів, 6 цифрових входів/виходів, а також інтерфейс RS-485 для підключення давачів. Оскільки згаданий ПЛК передбачається розмістити в спеціальному приміщенні, яке захищене від агресивних зовнішніх впливів, то жорстких вимог до додаткового захисту не висувається.

Враховуючи в системі автоматизації наявність трьох рівнів керування, виникає необхідність забезпечення швидкодії, якої буде достатня для обробки і передачі інформації між цими рівнями і SCADA сервером. Для забезпечення швидкодії використовується інтерфейс RS485 із підтримкою протоколу Modbus. Це дає змогу встановлення зв'язку з SCADA сервером на відстані до 1200 метрів і обміну даними по прикладному протоколу TCP/IP, як між рівнями системи, так і віддаленого сервісного підключення [25].

До складу другого рівня системи входять ПЛК, частотні перетворювачі, контактори, модулі входів-виходів і узгоджуючі пристрої. Оскільки у кожному контурі системи для забезпечення надійності функціонування використовується свій ПЛК з різними вимогами до кількості і типу входів-виходів, то доцільним здається обрання модульного ПЛК. Це дає змогу змінювати набір модулів входів-виходів, використовуючи універсальний інтерфейс підключення до ПК, а також програмні засоби і параметри захисту. Модульна побудова дозволяє скоротити кількість технічного персоналу і зменшує необхідність використання додаткових узгоджуючих пристроїв, що економить фінансові ресурси.

Одним із розглянутих варіантів контролерів є модель Shneider Electric Modicon M580 в модифікації ВМЕР5810 з позначкою “ТН” – для підвищених температур і високої вологості середовища [26]. Обраний ПЛК має модульну конструкцію і складається з двох частин:

Програмований контролер Modicon M580

Платформа ввідів-виводів X80 I/O

Програмний контролер M580 має наступні параметри:

Максимальна кількість дискретних входів/виходів	1024
Максимальна кількість аналогових входів/виходів	256
EtherNet/IP або Modbus TCP пристроїв	61
Внутрішня пам'ять для програм	8 MB
Об'єм постійної пам'яті	4 GB
Інтерфейс сервісного порту	RJ45

а його опис представлено на рис. 31.



1. Блок з 8 світлодіодів різних комбінацій для швидкої діагностики статусу процесора.
2. Міні-USB порт тип B для підключення до терміналу програмування
3. Ethernet порт RJ45, що дозволяє діагностику Ethernet-портів і надає доступ до зовнішніх інструментів, пристроїв та розподілених пристроїв введення/виведення
4. Гніздо з опціональною картою пам'яті SD для зберігання даних і додатків (світлодіод позаду дверцят вказує на доступ до карти пам'яті)
5. Надрукований серійний номер, версія продукту та MAC-адреса на передній панелі процесора
6. 2 гачки і 2 гвинти для механічного кріплення та заземлюючого з'єднання з задньою панеллю
7. 2 конектори для електричного з'єднання з задньою панеллю Modicon X80 (тільки X-шини або Ethernet-задня панель)

Рисунок 31 – Опис програмного контролера Modicon M580 BMEP5810

Для отримання даних з датчиків і передачі керуючого впливу на виконавчі механізми, вибраний контролер не забезпечений портами ввідів-виводів, але оскільки ПЛК є модульним, то цю функцію забезпечують модулі зв'язку X80 [27]. Модулі поділяються на три типи:

Модулі I/O X80, включаючи HART I/O.

Експертні модулі X80, такі як лічильники, управління переміщенням, SSI енкадер, мітки часу, модулі частотного управління та додатковий модуль nTRP для зважування.

Модулі зв'язку X80 для зв'язку AS-Interface, Modbus, CANopen, PROFIBUS DP, а також додаткові пристрої, такі як модулі оптоволоконних перетворювачів і модуль мережевого комутатора Ethernet.

Для отримання даних з датчиків і передачі керуючого впливу на ВМ було використано модулі з HART інтерфейсом – 16 каналний модуль дискретних виходів VMXDDO1602. Він має транзисторний вихід постійного струму і виступає в ролі блока живлення для датчиків в діапазоні напруги від 10.8В до 30В. Для збору даних з датчиків використовується модуль аналогових входів VMXART0414, який має 8 контактів підключення. Модуль аналогових входів має роздільну здатність в 16 біт, струм 0-20мА або 4-20мА, напругу 0-10В постійного струму.

Для керування ВМ такими, як засувки, двигуни насосів або двигуни АПО було використано частотні перетворювачі (ЧП). Для керування ЧП використано додатковий модуль аналогових виходів VMXAMM0600, який працює з сигналами в різних діапазонах напруг і струмів, наприклад 0-10В і 0-20мА.

В якості ЧП було обрано модель ATV320C – це компактний перетворювач частоти, має в своєму ряді моделі потужністю від 0.18кВт до 15кВт [28]. В якості керуючого сигналу використовується аналоговий сигнал в діапазоні 4-20мА і 0-10В, тому модуль VMXAMM0600 і ЧП ATV320C мають повну сумісність без використання додаткових конвертерів сигналів.

ВИСНОВОК

Проаналізовано параметри, що характеризують процеси стабілізації конденсату ПБФ, в результаті чого сформульовані фактори, що визначають ефективне функціонування процесів теплового обміну, повітряного охолодження дистилляту та задачі керування процесом стабілізації конденсату.

Процес стабілізації конденсату ПБФ є складним ОК, тому його систему керування доцільно будувати на принципах декомпозиції. Із складу системи розглянутого ОК а функціональна вибрані головні контури керування, які забезпечують ефективність функціонування процесів теплового обміну. Це обумовлено тим, що енергозбереження є визначальним напрямком розвитку промисловості.

Відповідно до поставленої мети досліджень розроблені моделі, що відображують згадані процеси:

- процес теплового обміну ребойлера;
- процес охолодження з використанням АПО;
- процес стабілізації конденсату.

Виходячи із отриманих моделей, обґрунтовано методи та критерії керування, на яких базуються схеми регуляторів розглянутого ОК.

Із оцінки параметрів запропонованих регуляторів можна стверджувати про можливість їх практичного впровадження у промислових установках.

На базі проведеного аналізу факторів, що визначають температурні режими процесів стабілізації конденсату ПБФ, запропоновано SCADA – систему, яка базується на мікропроцесорних засобах фірми Schneider Electric.

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Шевель Є.В. Теплообмінні апарати та теплоносії. Навчальний посібник. КПІ ім. Ігоря Сікорського.–2022.–Київ:–164с.
2. Назаренко О.І., Каюков Ю.М., Кузьменко А.А. «Теплообмінні апарати» для спеціальності 144 «Теплоенергетика» .–2023.–Запоріжжя: НУЗП.– 68с.
3. Міщенко І.Л. Оптимізація роботи регуляторів в автоматичній системі регулювання групою підігрівачів. Вчені записки ТНУ імені В.І. Вернадського. Серія: Технічні науки.–2021.–Том 32(71) Ч.1 №2. – С. 194.–199. <https://doi.org/10.32838/2663-5941/2021.2-1/30>
4. Єрмілова Н.В., Рубан Д.О. Вибір регуляторів в системах автоматичного керування процесами в теплообмінниках темперуючих машин. Збірник наукових праць за матеріалами V Всеукраїнської науково- практичної Інтернет-конференції «Електронні та мехатронні системи: теорія інновації, практика». (Полтава, 8 листопада 2019 р.) – Полтава: ПолтНТУ, 2019, С.65–69.
5. Khoshimov U.Kh., Khushiev S. Method development for determining the energy-efficient mode of air-cooling devices' operation. ICESAE-2022.–IOP Conf. Series: Earth and Environmental Science.– 2022.– P.1–7.–doi:10.1088/1755-1315/1142/1/012030.
6. Даців М.М., Пилипенко Ю.М. Система автоматичного управління апаратами повітряного охолодження перекачаного газу на компресорній станції. Технології та дизайн.– 2019.– № 1 (30).–с. 1–12.
7. Лорія М.Г., Поркуян О.В., Целіщев О.Б., Єлісеєв П.Й. Оптимальне керування вузлом охолодження і конденсації газопродуктової суміші у виробництві синтезу метанолу. Вісник Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля.– 2019. – №2(250)– С. 54 –59.
8. Vincent Gerbaud, Ivonne Rodríguez-Donis, Laszlo Hegely, Péter Láng, Ferenc Dénes. Review of extractive distillation. Process design, operation optimization and control. Chemical Engineering Research and Design, 2019, 141, pp.229-271. [ff10.1016/j.cherd.2018.09.020](https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.09.020)ff. ffhal-02161920
9. Evans G. Control and operation of distillation columns. –2021.– <https://news.esd-simulation.com/training/control-operation-of-distillation-columns>

10. Піндус О.В., Чеховський С.А., Піндус Н.М., Витвицька Л.А. Моделювання технологічних процесів. «Перспективні технології та прилади».–2022.–Луцьк: .– Випуск №21.– с. 90–94.
11. Tan H., Cong L. Modeling and control design for distillation columns based on the equilibrium theory processes. – 2023.–11, 607.–p.1–20.–:doi.org/10.3390/pr11020607
12. Urbain A., Simoes-Pires Cl. Thin-Layer chromatography for the detection and analysis of bioactive natural products.– 2020.– p.1–29.– DOI:10.1002/9780470027318.a9907.pub2
13. Горбійчук М.І., Когутяк М.І., Гарасимів В.М. Математична модель підігрівника з проміжним теплоносієм. Методи та прилади контролю якості. – 2021.–№ 2 (47). – С. 83–95. DOI:10.31471/1993-9981-2021-2(47)-83-95
14. Клепач М. І., Клепач М. М., Христюк А. О. Методичні вказівки до виконання практичних робіт з навчальної дисципліни «Об’єкти автоматизації галузей» – 2020.–НУВГП.–Рівне : – 115с.
15. Čarnogurská M., Příhoda M., Žatkovič. V. Impact of a natural gas cooler design on the cooling performance. MATEC Web of Conferences 369, 01003.–2022.–doi.org/10.1051/mateconf/202236901003.
16. Красніков І. Л., Бабіченко А. К., Вельма В. І., Подустов М. О., Зайцев О. І., Бабіченко Ю. А. Математичне моделювання об’єктів керування хімічних і фармацевтичних виробництв.– 2015. – Харків: Вид-во ТОВ "САМ"– 224с.
17. Немченко Ю. В. Інженерні системи управління параметрами мікроклімату. Матеріали ІІ Всеукраїнської науково-практичної конференції. –2022. – Київ : НПУ ім. М. П. Драгоманова, – С.25-28.
18. Лорія М.Г., Поркуян О.В., Ананьєв М.В., Целіщев О.Б. Оптимальні настроювання регуляторів промислових систем управління технологічними об’єктами. –2019. – Северодонецьк: вид-во СНУ ім. В.Даля, 2019. – 192с.
19. Сабо А. Г., Лобода О. І. Вибір регуляторів для систем автоматичного керування зі спеціальності 141 "Електроенергетика, електротехніка та електромеханіка". –2020. – Мелітополь: . – ТДАТУ. –20с.

20. Шеремет О. І., Ткаченко О. О. Теоретичні аспекти синтезу релейних регуляторів для електроприводів постійного струму//Научный вестник ДГМА. – 2017. – № 3 (24Е). – С. 97–102.

21. Воскобойник В.Е., Бородай В.А., Боровик Р.О., Нестерова О.Ю. Основы электропривода виробничих машин та комплексів. – 2021. Національний ТУ «Дніпровська політехніка» –Дніпро: – 254с.

22. Kiangala K. S., Wang Z. An Industry 4.0 approach to develop auto parameter configuration of a bottling process in a small to medium scale industry using PLC and SCADA. – 2019. – Т. 35. – С. 725-730. <https://doi.org/10.1016/j.promfg.2019.06.015>.

23. Nikko, J. P. Safety PLCs–Competitor analysis of software usability. – 2019. – p.21-23.- https://www.theseus.fi/bitstream/handle/10024/261420/Nikko_Thesis_1_0.

24. Schneider Electric Industries SAS. Human Machine Interfaces Product Line-up Guide “Harmony Panels and Industrial PCs”. – 2022. – p.2-7. - [https://download.schneider-electric.com/files?p_Doc_Ref=DIA5ED1161001EN](https://download.schneider-electric.com/files?p_Doc_Ref=DIA5ED1161001EN&p_enDocType=Catalog&p_File_Name=DIA5ED1161001EN_v6.pdf)

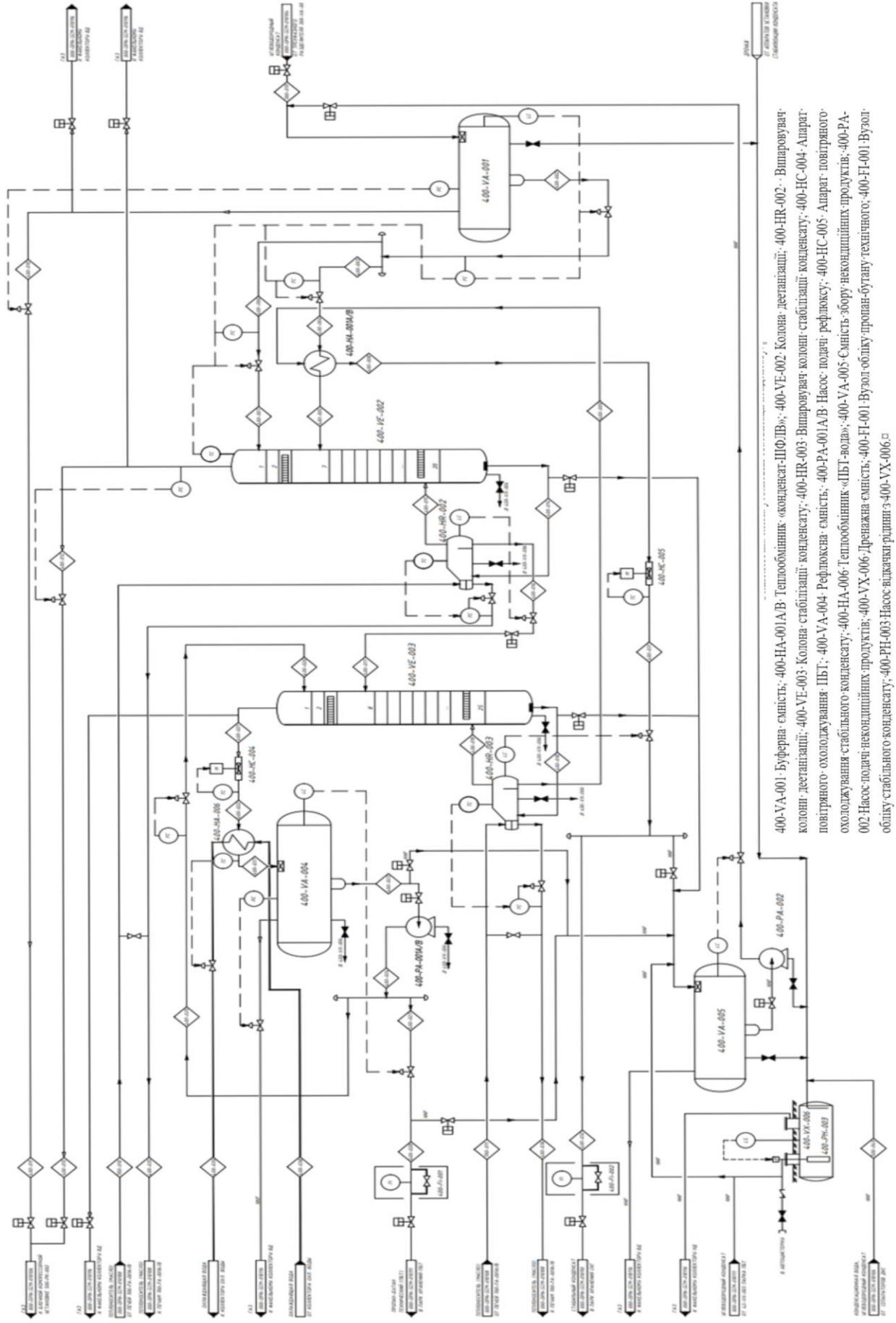
25. Kellers R. Home Automation Network MODBUS. – 2021. – p.7-12. - https://www.theseus.fi/bitstream/handle/10024/498883/Home_Automation_Network_MODBUS_rihards_kellers_thesis.pdf?sequence=2

26. Schneider Electric Industries SAS. Catalog Modicon M580 PLC/PAC for process, high-availability, and safety solutions. – 2023. – p.8-19. - https://www.electrocentr.com.ua/files/documentation/SE/plc/m580/Modicon_M580_catalog_2023

27. Schneider Electric Industries SAS. Catalog Modicon X80 modules for Modicon M580 and Modicon M340 PACs. – 2023. – p.7-53. - https://www.electrocentr.com.ua/files/documentation/SE/plc/m580/Modicon_X80_catalog_2023

28. Schneider Electric Industries SAS. Паспорт продукту “ПЕРЕТВОРЮВАЧ ЧАСТОТИ ATV320С 3кВт 380-500В, компакт, з ЕМС фільтром С2”. – 2023. – p.1-13.

Додаток А



Додаток Б

