

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

Інженерно-хімічний факультет

(повна назва інституту/факультету)

Кафедра автоматизації хімічних виробництв

(повна назва кафедри)

«На правах рукопису»

УДК _____

«До захисту допущено»

Завідувач кафедри

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

“ _____ ” _____ 20__ р.

Магістерська дисертація

на здобуття ступеня магістра

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

на тему: Система керування процесом відділення ретурної кальцинації
гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди

Виконавля: студентка 5 курсу, групи ЛА-371мп
(шифр групи)

_____ Кучеренко Ольга Костянтинівна _____
(прізвище, ім'я, по батькові) (підпис)

Керівни к доц. к.т.н.,ст. наук.співпр. Піргач М.С. _____
(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали) (підпис)

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

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

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

Студент _____
(підпис)

Київ – 2018 року

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

Інженерно-хімічний факультет

(повна назва)

Кафедра автоматизації хімічних виробництв

(повна назва)

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

Спеціальність 151- Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології

(код і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

_____ А.І.Жученко

(підпис)

(ініціали, прізвище)

«30» _____ жовтня _____ 2018 р.

ЗАВДАННЯ

на магістерську дисертацію студентки

_____ Кучеренко Ольги Костянтинівни

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема дисертації Система керування процесом відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди
науковий керівник дисертації доц. к.т.н.,ст. наук.співпр. Піргач М.С. _____ ,
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом по університету від «12» листопада 2018 р. № 4140-С

2. Термін подання студентом дисертації 14 грудня 2018 р.

3. Об'єкт дослідження Технологічні процеси відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди

4. Вихідні дані температура на виході повинна бути 140°C та вище тоді, коли витрата пари більша або дорівнює 4.45 кг/с; температура сировини на виході апарата прямопропорційна температурі сировини на його вході; зі зростанням масової витрати сировини температура сировини на виході апарата повинна спадати.

5. Перелік завдань, які потрібно розробити Аналіз технологічної схеми процесів відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди; розробка математичної моделі парового кальцинатора; Розробка і дослідження системи автоматичного керування паровим кальцинатором

6. Орієнтовний перелік графічного (ілюстративного)матеріалу Схема автоматизації технологічного процесу, принципова електрична схема дистанційного керування електродвигунів, аварійного захисту та аварійної сигналізації, схема монтажно-комутаційна до технологічних блокувань двигунів

9. Дата видачі завдання _____ 6 листопада 2018 р.

Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання магістерської дисертації	Термін виконання етапів магістерської дисертації	Примітка
1	Аналіз технологічної схеми процесів відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди	6.11.18	
2	Розробка математичної моделі парового кальцинатора	13.11.18	
3	Розробка і дослідження системи автоматичного керування паровим кальцинатором	19.11.18	
4	Паровий кальцинатор як об'єкт керування температурою сировини на виході.	26.11.18	
5	Структурна схема системи автоматичного керування з мікропроцесорним регулятором	28.11.18	
6	Розрахунок контуру регулювання методом М-кола, Ціглера-Нікельса, Налаштування регулятора за допомогою інтерактивного середовища SISOTool, Моделювання системи керування у середовищі Simulink	30.11.18	
7	Оформлення магістерської дисертації	4.12.18	

Студент

_____ (підпис)

Кучеренко О.К.

(ініціали, прізвище)

Науковий керівник дисертації

_____ (підпис)

Піргач М.С.

(ініціали, прізвище)

Реферат

Атестаційна магістерська робота на присвоєння освітньо-кваліфікаційного рівня «магістр» на тему «Система керування процесом відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди» містить пояснювальну записку об'ємом 92 сторінок, 3 листа креслень форматом А1.

Пояснювальна записка містить 30 рисунків, 2 таблиць, 5 додатки і 8 літературних джерел.

Об'єкт розробки : система автоматизації відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди і зокрема система автоматизованого керування (САК) паровим кальцинатором (ПК).

Мета роботи: розробка і дослідження САК ПК, а також розробка загальної функціональної схеми виробництва соди, реалізованої на базі аналогових і дискретних засобів автоматизації.

На підставі процесів, що протікають у ПК, розроблено математичну модель ПК як об'єкт керування температурою сировини на його виході. Така модель описує ПК по каналу керування і каналу збурення.

Математичну модель ПК використано для розробки та дослідження САК ПК.

Ключові слова: паровий кальцинатор, автоматизація, технологічний процес, схема автоматизації, контроль та регулювання, сигналізація та блокування, об'єкт керування, передатна функція, перехідна характеристика, техніка безпеки.

Abstract

Attestation master's work on assignment of the qualification level "master" on the theme "The system of control of the process of separation of retort calcination of sodium bicarbonate in the production of soda ash" volume contains an explanatory note 92 pages, 3 sheets of drawings A1.

Explanatory note containing 30 figures, tables 2, 5 adds and 8 applications literature.

Object of development: the automation system of the returne calcination of sodium bicarbonate in the production of soda ash and in particular the automated control system (ACS) by a steam calciner (SC).

The purpose of the work: the development and research of ACS SC, as well as the development of a common functional scheme of soda production, implemented on the basis of analog and discrete automation tools.

Based on the processes occurring in the SC, a mathematical model of the PC was developed as an object of control of the temperature of the raw material at its output. This model describes the SC through the control channel and the channel of perturbation.

The mathematical model of the SC used for the development and research of ACS SC.

Keywords: steam calciner, automation, process, layout automation, monitoring and control, alarm and lock facility management, transfer function, transient response, safety.

ЗМІСТ

Перелік скорочень.....	9
ВСТУП.....	12
1. АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ПРОЦЕСІВ ВІДДІЛЕННЯ РЕТУРНОЇ КАЛЬЦИНАЦІЇ ГІДРОКАРБОНАТУ НАТРІЮ У ВИРОБНИЦТВІ КАЛЬЦИНОВАНОЇ СОДИ	15
1.1. Опис технологічної схеми кальцинації.....	15
1.2. Фізико-хімічні основи процесу кпальцинації.....	19
1.3. Сировина, яка використовується у виробництві кальцинованої соди.....	22
1.3.1 .1. Сіль (розсіл).....	22
1.3.2. Вапняк і крейда.....	26
1.3.3. Допоміжні матеріали.....	27
1.3.3.1. Амміак.....	27
1.3.3.2. Паливо.....	28
1.3.3.3. Вода.....	28
1.3.3.4. Водяна пара.....	29
1.3.3.5. Природні родовища.....	30
1.4. Характеристика сировини та готового продукту	30
1.5. Аналіз технологічного процесу як об'єкта автоматизації та обґрунтування задач автоматизації	32
2. РОЗРОБКА МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ КАЛЬЦИНАТОРА	30
2.1. Моделювання статичного режиму парового кальцинатора і розрахунок статичних характеристик	36
2.2. Динамічні характеристики об'єкту керування	42
3. РОЗРОБКА І ДОСТІДЖЕННЯ СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ ПАРОВИМ КАЛЬЦИНАТОРОМ	47

3.1. Вимоги до системи керування	47
3.2. Паровий кальцинатор як об'єкт керування температурою сировини на виході.....	47
3.3. Структурна схема системи автоматичного керування з мікропроцесорним регулятором.....	48
3.3.1. Загальна передавальна функція мікропроцесорного регулятора.....	48
3.3.2. Визначення дискретної передавальної функції мікропроцесорного регулятора температурою сировини на виході парового кальцинатора.....	49
3.3.3. Дослідження дискретної системи автоматичного керування температурою сировини на виході парового кальцинатора.....	50
3.3.4. Розробка програмувальної функції мікропроцесорного регулятора.....	51
3.4. Розрахунок контуру регулювання методом М-кола	53
3.5. Налаштування системи керування методом Ціглера-Нікельса.....	54
3.6. Налаштування регулятора за допомогою інтерактивного середовища SISOTool.....	56
3.7. Моделювання системи керування у середовищі Simulink.....	61
4. РОЗРОБКА СХЕМИ СИСТЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ.....	65
4.1. Розробка структури системи.....	65
4.1.1. Структура контурів контролю та керування.....	65
4.1.2. Структура системи дистанційного керування та аварійного захисту електродвигунів.....	67
4.1.3. Структура системи технологічної сигналізації і блокувань.....	68
4.2. Опис схеми автоматизації.....	69
4.3. Дистанційне керування і аварійний захист електродвигунів.....	75
4.4. Опис та демонстраційні ролики для схеми технологічної сигналізації і блокувань.....	76
ВИСНОВКИ.....	79
ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ.....	80

ДОДАТКИ ДО ДИПЛОМНОГО ПРОЕКТУ81

ДОДАТОК Д1. Специфікація технічних засобів автоматизації на схему автоматизації процесу процесу відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди. (ЛАЗ71.03.ДП.00.002)

ДОДАТОК Д2. Схема автоматизації процесу відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди.(ЛАЗ71.03.ДП.00.001 СхФ)

ДОДАТОК Д3. Монтажно-комутаційна схема з'єднань та дистанційного керування аварійного захисту електромоторів (ЛАЗ71.03.ДП.00.002 СхЕ)

ДОДАТОК Д4. Принципова електрична схема автоматизації дистанційного керування та аварійного захисту електромоторів (ЛАЗ71.03.ДП.00.003 СхЕ)

Перелік скорочень та умовних позначень

•

Абревіатури та скорочення:

АСК ТП – автоматизована система керування технологічним процесом

АФХ – амплітудно-фазова характеристика

АЧХ – амплітудно-частотна характеристика

АСУ – автоматизована система управління

рис. – рисунок

табл. – таблиця

• Умовні позначення:

NaHCO_3 – натрій гідрокарбонат

CO_2 – діоксид вуглецю

NH_3 – аміак

Na_2CO_3 – карбонат натрію

NH_4HCO_3 – гідрокарбонат амонію

$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ – карбонат аммонія

NaCl – хлорид натрію

$W_{\text{в}}$ – масова частка води в сировині

$L_{\text{в}}$ – питома теплота пароутворення води

$\theta_{\text{с}}^{\text{вих}}$ – температура сировини на виході

$G_{\text{п}}$ – масова витрата пари

$c_{\text{п}}$ – питома теплоємність пари

$\theta_{\text{п}}^{\text{вх}}$ – температура пари на вході

$\theta_{\text{п}}^{\text{вих}}$ – температура пари на виході

F – площа поверхні теплопередачі

D – діаметр внутрішнього простору кальцинатора

l – довжина внутрішнього простору кальцина тора

K – коефіцієнт теплопередачі між паром та сировиною через стінку кальцинатора

$T_{нов}$ – температура повітря

t – момент часу

τ – запізнювання

$K_{об}$ – коефіцієнт об'єкта

k – коефіцієнт тепловіддачі

Kr – коефіцієнт підсилення регулятора

M – показник коливності

V – об'єм барабану кальцинатора

$V_{п}$ – об'єм частини кальцинатора, через який проходить пара

ρ_c – густина сировини

$\rho_{п}$ – густина пари

- Одиниці вимірювання:

°C – градус Цельсія

кг – кілограм

мм – міліметр

г – грам

год – година

кДж – кілоджоуль

кПа – кілопаскаль

МПа – мегапаскаль

сек – секунда

мг – міліграм

см – сантиметр

хв – хвилина

Лк – люкс

Лм – люмен

м² – метр квадратний

м³ – метр кубічний

мА – міліампер

ВСТУП

Одна із основних тенденцій розвитку сучасної хімічної промисловості полягає у суттєвому збільшенні одиночної потужності технологічних агрегатів і ліній.

Створення крупнотехнологічних агрегатів висуває значно більш жорсткі вимоги до надійності функціонування технологічних процесів. Перед вимогами високої екологічної ефективності підвищена увага приділяється також якості продукції, що виробляється, а отже і якості ведення технологічних процесів, які неможливо здійснити без використання сучасних методів керування.

Для нових хіміко-технологічних процесів характерний перехід від більш широкої номенклатури продукції, до виготовлення більш чистих і якісних продуктів. При цьому зазвичай приходится мати справу зі значними складнощами керування в умовах тісного взаємозв'язку з попередніми і послідовними учасниками виробництва, що робить практично малоефективним не тільки ручне керування, але нерідко і локальне автоматичне регулювання окремих параметрів. Так як хімічну промисловість практично неможливо вручну керувати технологічними процесами, які характеризуються великим числом змінних.

Перелічені особливості розвитку об'єктів хімічної промисловості обумовлюють нові вимоги до автоматизованої системи керування технологічним процесом (АСК ТП).

Ефективне керування найпотужнішого технологічного об'єкта можливе тільки із використанням АСК ТП, які використовують цифрове керування на базі математичних моделей об'єктів керування (ОК) та нетривіальних методів керування.

Кальцинована сода відноситься до стратегічних продуктів. Найбільшими споживачами соди є енергетична, металургійна, хімічна та інші галузі промисловості.

В нафтохімічній промисловості карбонат натрію використовують для очистки нафти і масел.

В металургійній промисловості соду використовують при знесіркуванні та дефосфації чавуну, при знежиренні і рафінуванні металів, для обробки бокситів у виробництві алюмінію, при обробці золотоносних і уранових руд.

Карбонат натрію має досить широке використання у хімічній промисловості. Найбільшим споживачем соди є скляна промисловість (сода використовується для виготовлення різних видів скла, піноскла, глазурей). Карбонат натрію також використовують у целюлозно-паперовому виробництві, у виробництві соди, у виробництві синтетичних жирних кислот, у виробництві барвників, при очистці води та розсолів, у виробництві лаків та фарб, у коксохімічному виробництві, у виробництві осажденої крейди, у виробництві каустичної соди, у виробництві гідрокарбонату натрію, у виробництві натрієвих солей (кріоліт, гідросульфід натрію, хромпик натрієвий, фосфіт натрію, фосфати натрію, силікати натрію, натрієва селітра), у виробництві емалей, у виробництві пластмас та синтетичних смол, для виготовлення миючих засобів.

В легкій промисловості сода використовується у виробництві підошовних гум та штучних шкір, при дубленні шкір, в текстильній промисловості (обробка шовкових та бавовняних тканин).

В харчовій промисловості карбонат натрію використовується як емульгатор (харчова добавка E500), регулятор кислотності, розпушувач

(використовують в хлібопеченні, у виготовленні кондитерських виробів, для приготування напоїв).

Зростаючі потреби у кальцинованій соді сприяють збільшенню потужностей її виробництва, особливо у зв'язку з тимчасовою недоступністю для України Кримського содового заводу. Отже, реконструкція діючих в Україні содових заводів є актуальною проблемою. В даному дипломному проєкті розглядається реконструкція заключної стадії содового виробництва – відділення кальцинації на ПАТ —Слов'янський содовий завод.

1 Аналіз технологічної схеми процесів відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди

1.1 Опис технологічної схеми відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію

Технологічну схему відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди наведено на кресленні ДП.з71.03.00.001 Сх.А.

Суспензія, одержуєма в колонах і має 26 мас.% осадженого NaHCO_3 , надходить на декантатор 6 і центрифугу 7, де осад відділяється від маточної рідини.

Промитий сирий гідрокарбонат натрію із центрифуги подається скребачковим або стрічковим транспортером 4 у приймач 2 з вертикальною мішалкою, яка розпушує і проштовхує сирий NaHCO_3 у дозатор 3 і далі у змішувач 1. У приймач і у дозатор, а далі у змішувач шнековим транспортером 8 подається гаряча ретурна сода у заданому співвідношенні. Одержана суміш надходить далі в обертовий паровий кальцинатор 22, де і протікає процес кальцинації.

Підготовлену в змішувачі содогідрокарбонатну суміш (трону) направляють в міжтрубний простір барабана кальцинатора 22. Завдяки обертанню і нахилу барабана, кальцинуюча маса рухається вздовж оребрених труб в бік вивантаження, контактуючи з теплопередаючою поверхнею (оребренними трубами). Тепло витрачається на випаровування вологи гідрокарбонату, хімічні реакції розкладання і нагрівання продуктів реакції. В результаті теплової обробки трони одержують кальциновану соду і газу кальцинації ($\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{NH}_3$).

Готова сода із парового кальцинатора за допомогою вивантажувального шнека 19 і передавального шнека 20 передається у

загальний збірний шнековий транспортер 21, а потім до елеватора 18. Елеватор розвантажує соду на транспортер 12, із якого за допомогою розподільчого шнека 10 частина соди (ретур) надходить у паровий кальцинатор, а частина – готова продукція – передається на склад в бункери 5 шнековим транспортером 9.

Газ, виходячий із парового кальцинатора, містить CO_2 , NH_3 , водяну пару і содовий пил, і при 150 °С направляється у циклон 11, де більша частина содового пилу вловлюється і передається назад у паровий кальцинатор шнековим транспортером 8. Циклон обігрівается водяною парою. Із циклона газ надходить у механічний фільтр 13 для ще глибшої очистки від содового пилу. Вловлений у механічному фільтрі содовий пил передається назад у паровий кальцинатор шнековим транспортером 8. З електрофільтра газ направляється у колектор газу кальцинації 14, зрошуваний всередині слабкою рідиною, яку одержують при охолодженні газу в тому ж колекторі 14 до температури ~80 °С, і далі в холодильник газу кальцинації (ХГК) 15 до ~38 °С.

Утворюючийся конденсат розчиняє із газу залишившийся після електрофільтра і циклона содовий пил, NH_3 і CO_2 . Цей розчин, містить NaCO_3 , NaHCO_3 і вуглекислі солі амонію, і називають слабкою рідиною. Частина цієї рідини повертається назад на зрошення колектора газу кальцинації, а частина направляється у відділення дистиляції для відгонки NH_3 і CO_2 , а потім – на вакуум-фільтри для промивки NaHCO_3 .

Колектор газу кальцинації має нахил у бік холодильника газу парового кальцинатора, тому слабка рідина із колектора стікає в холодильник, зрошуючи охолоджуючі трубки для запобігання їх закристалізовування і кращої промивки газу від содового пилу, і разом з додатково утворюючимся в холодильнику 15 конденсатом стікає у збірник

слабкої рідини 17. У холодильнику 15 газ рухається зверху вниз в міжтрубному просторі, а в трубках протитечією проходить охолоджуюча вода.

В холодильник газу кальцинації (ХГК) надходить також газ із промивача газу абсорбції (ПГА) з метою використання CO_2 , який залишився в газі після амонізації розсолу. Із ХГК газ іде для остаточної очистки і охолодження в промивач газу кальцинації (ПГК) 16 скрубєрного типу, в якому хордова насадка зрошується зверху водою. Скрубєрну рідину після ПГК додають до слабкої рідини. Охолоджений і очищений газ після ПГК змішують з газом вапняних печей і подають компресором в карбонізаційні колони.

Для обігріву кальцинатора подають водяну пару високого тиску. Перед подачею в кальцинатор вона проходить редуційну охолоджувальну установку (РОУ) 23, де її температура знижується до 270°C , а тиск – до 3 МПа. В трубках кальцинатора пара конденсується, віддаючи тепло кальцинуємому матеріалу. Конденсат із кальцинатора виводиться у збірник конденсату 24 і далі в розширювачі, де перетворюється у пару низького тиску.

У схемі передбачена аварійна лінія. У випадку зупинки надходження обігрівуючої водяної пари у сорочку циклона 11 содовий подається не на змішування із ретуром, а у аварійний збірник вологого карбонату натрію, і далі – на виробництво NaOH або на очистку розсолу. Також в такому випадку газу кальцинації із циклона подаються в обхід механічного фільтра 13 зразу у колектор газу кальцинації 14.

Технологічну схему парового кальцинатора наведено на рис.1.1.

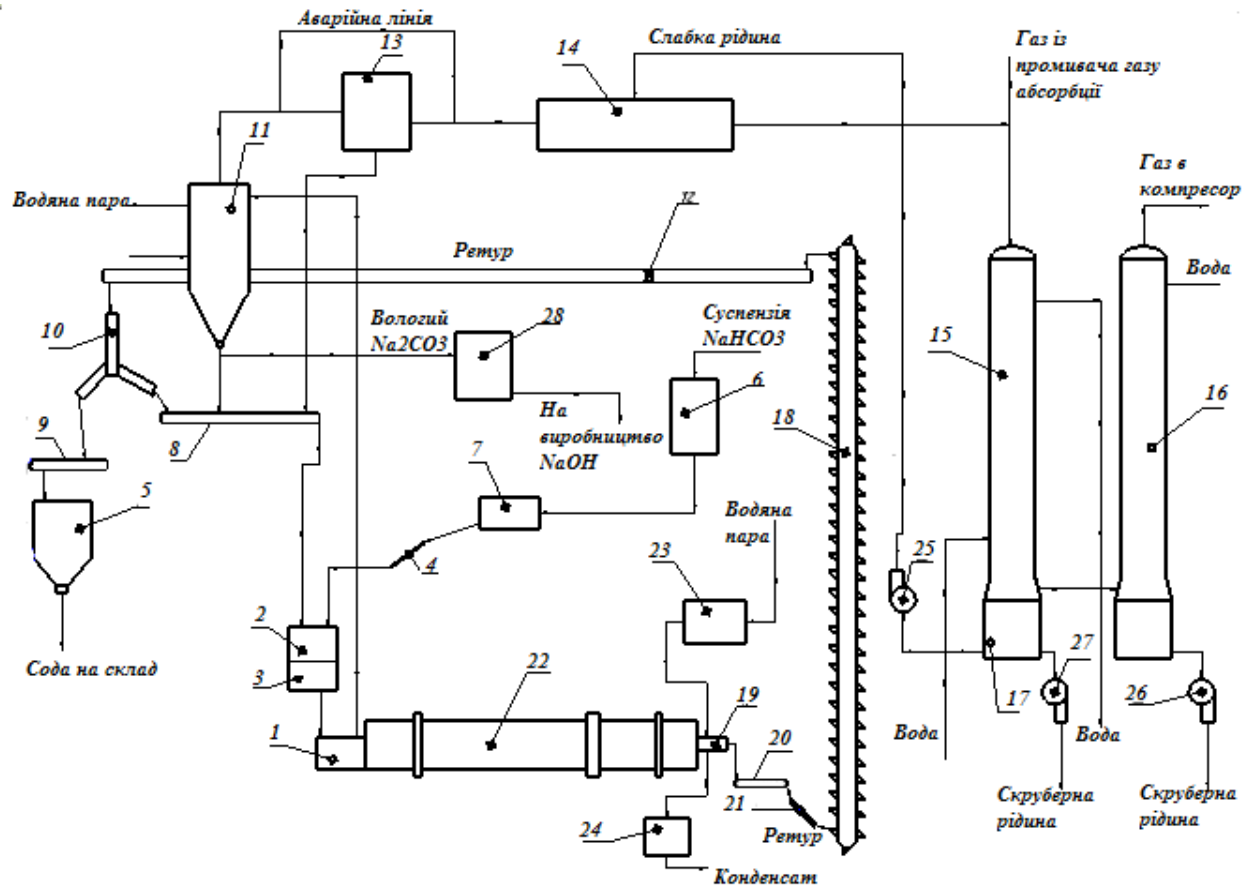
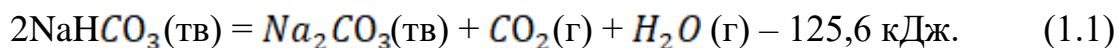


Рис. 1.1. Технологічна схема парового кальцинатора:

- 1— змішувач; 2— приймач;
 3— дозатор; 4— стрічковий транспортер; 5— бункер; 6— декантатор; 7—
 центрифуга; 8,9— шнековий транспортер; 10— розподільний шнек; 11— циклон;
 12— транспортер;
 13— механічний фільтр; 14— колектор; 15— колодильник; 16— промивач;
 17— збірник слабкої рідини; 18— елеватор; 19— вивантажувальний шнек;
 20— передавальний шнек; 21— загальний збірний шнековий транспортер;
 22— барабан кальцинатора; 23— охолоджувальна установка; 24— збірник
 конденсату.; 25, 26, 27— відцентровий насос; 28— аварійний збірник вологої соди.

1.2 Фізико-хімічні основи процесу кальцинації

Відфільтрований та відмитий вологий гідрокарбонат натрію надходить у відділення кальцинації, де в процесі його термічного розкладу утворюється карбонат натрію (кальцинована сода), вуглекислий газ і водяна пара. Сухий NaHCO_3 при нагріванні розкладається за реакцією:



Розкладання при сумарному тиску $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$, дорівнюючому 100 кПа, відбувається за температури 120 °С. За правилом фаз ця система має один ступінь свободи, і тому рівноважний тиск парової фази залежить тільки від температури. З підвищенням температури рівновага зсувається вправо, і швидкість реакції зростає.

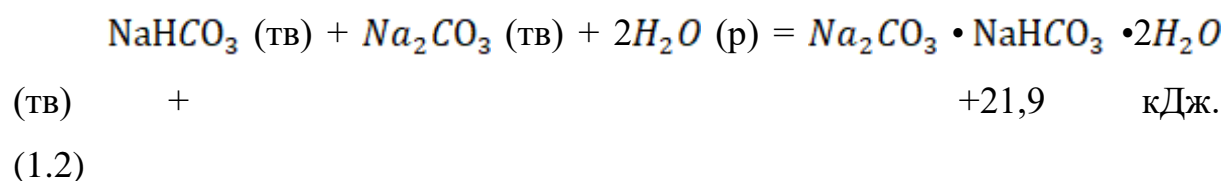
При розкладанні вологого гідрокарбонату натрію кількість складових і фаз збільшується на одиницю, і система залишається моноваріантною, тобто для вологого NaHCO_3 кожній температурі відповідатиме певний зрівноважний тиск газової фази.

Волога в гідрокарбонаті натрію є насиченим розчином NaHCO_3 , тому рівноважний тиск газової фази над вологим гідрокарбонатом натрію визначається рівноважним тиском над насиченим розчином гідрокарбонату натрію. За даної температури цей тиск вищий, ніж над сухим NaHCO_3 . Тому при нагріванні вологого гідрокарбонату натрію спочатку розкладається розчинений NaHCO_3 з виділенням в газову фазу не тільки води, але й вуглекислого газу.

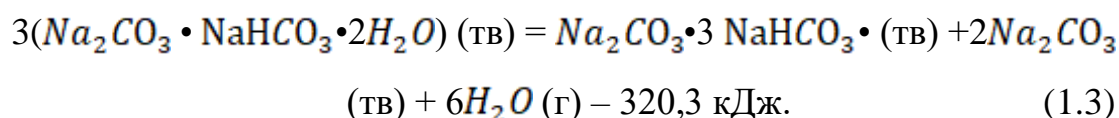
Після видалення води рівноважний тиск над залишившимся сухим гідрокарбонатом натрію знижується, в зв'язку з чим його розкладання стає важчим. Розкладання сухого NaHCO_3 при сумарному тиску утворюючихся CO_2 і H_2O , який становить 98066,5 Па, відбувається при 120 °С без утворення проміжних сполук. При доступі в зону розкладання повітря або

іншого газу, знижуючого сумарний тиск $P(\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O})$ над осадам, розкладання може відбуватись і за більш низьких температур.

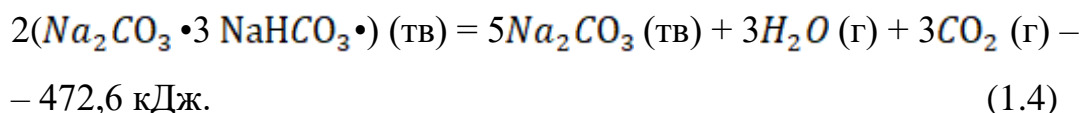
В практичних умовах процес кальцинації сирого технічного гідрокарбонату натрію ускладнюється присутністю домішок і великої кількості вологи, що викликає грудкування NaHCO_3 , погіршує його перемішування і теплопередачу. В ретурному способі для запобігання грудкуванню вводять ретур, сприяючий утворенню трони:



Трона при нагріванні спочатку при температурі 111 °С втрачає кристалізаційну воду:



Далі при температурі 127 °С відбувається розкладання подвійної солі:



Остання реакція є найповільнішою, лімітуючою процес кальцинації в цілому. Сумарний рівноважний тиск $P(\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O})$ (в мм рт. ст.) над цією сіллю при 100 °С становить 182, при 115 °С – 420 і при 120 °С – 551. Цю залежність можна виразити рівнянням

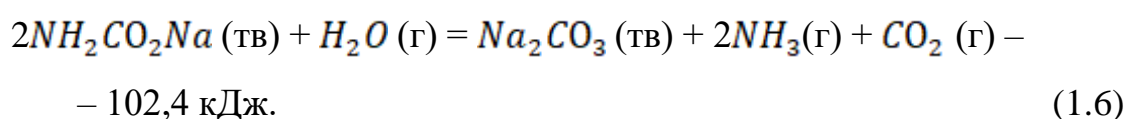
$$\lg (P(\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O})) = 11,72 - 3525/T. \quad (1.5)$$

Розрахунок за цим рівнянням показує, що тиск над подвійною сіллю, який становить 98066,5 Па, досягається при 126 °С. Таким чином, на практиці процес кальцинації повинен здійснюватися за температури не

нижче 126 °С. Для прискорення процесу кальцинації в умовах виробництва температуру підвищують до 140 °С і вище.

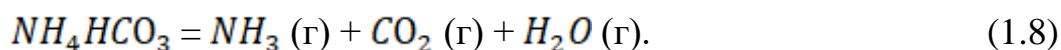
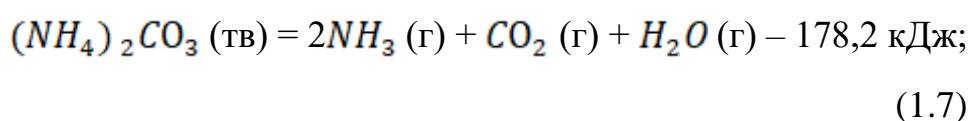
Крім вологи, технічний гідрокарбонат натрію містить також карбамат натрію, кристали якого включені в кристалічну ґратку гідрокарбонату натрію. При утворенні трони відбувається руйнування кристалічної ґратки

NaHCO_3 , і карбонат натрію легко розкладається в присутності водяної пари:

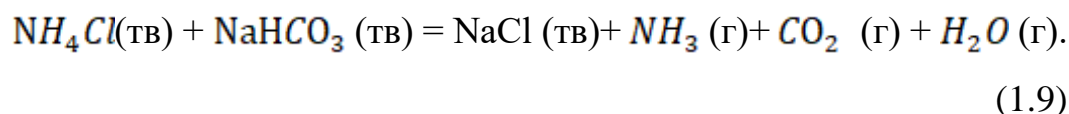


З фільтровою рідиною в технічний гідрокарбонат натрію потрапляють домішки карбонату амонію і гідрокарбонату амонію, та хлориду натрію і хлориду амонію.

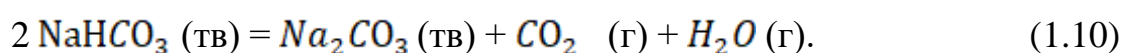
Карбонат амонію і гідрокарбонат амонію легко розкладаються при нагріванні:



Хлорид амонію реагує з NaHCO_3 , забруднюючи при цьому соду утворюючимся хлоридом натрію:



Також в кальцинаторі проходить розкладання NaHCO_3 :



1.3 Сировина, яка використовується у виробництві кальцинованої соди

1.3.1. Сіль (розсіл)

У методі аміачного содового виробництва сіль застосовується у вигляді розсолу, це є великою перевагою, так як виробництво пілу методом підземного вилуговування солоної води більш дешево, аніж видобуток іншої солі звичайним шахтним сланцем. Застосування твердого соляного розчину, який піднято на поверхню землі, можливе лише, коли кухонна сіль є марною продукцією.

Розсіл має температуру 15 °С. При цій температурі насичений розчин має близько 317 г/л NaCl. Але отримати найкраще рішення дуже важко. Це вимагає достатнього часу, як і при підході до насичення, швидкість розчинення NaCl зменшується. Ви можете отримати розсіл з концентрацією 305 - 310 г/л.

У світі розсоли є природні та штучні. Перші виникають при розчиненні шару кам'яної солі ґрунтовими водами. Сіль знаходиться на глибині 200-300 м. Іноді вибух соляних покладів відбувається природним чином під землею, внаслідок чого утворюються великі озера з насиченим розсолом.

Штучний спосіб збільшити міцність розсолу, це зробити поглиблення свердловин, натуральним розсолом, знижуючи та вимиваючи нижні шари, які насичені.

Розсіл добувається з підземних глибин за допомогою бурових свердловин (рис.1.2).

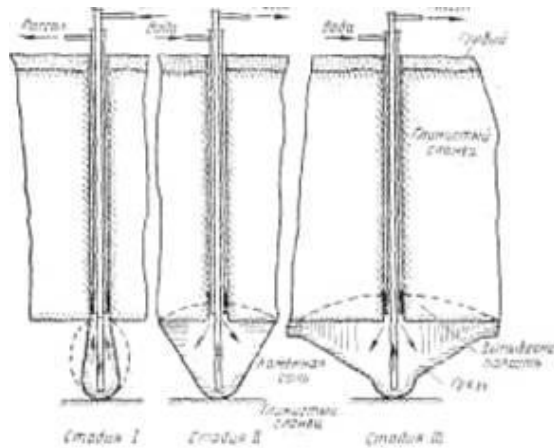


Рис. 1.2. Схема свердловини одержання штучного розсол: *I-III* — стадії вилуговування.

Щоб захистити свердловину від руйнувань осадових порід, застосовують обсадні труби. Щоб запобігти взаємодії солі та проникнення підземних вод у нижню поверхню осадових порід, кільцевий простір між оболонкою та ґрунтом заливається цементом. Всередині корпусу встановлюють центральну трубу на соляний шар. Отриманий слабкий розсіл виштовхується на поверхню через кільцевий простір між внутрішньою та обсадною трубкою (стадія I).

Коли в шару солі утворюється велика розмита камера, за цим слідує звичайна робота свердловини.

У такому випадку напрямок потоку води та розсолу зазвичай змінюється - воду направляють у кільцевий простір у верхній частині камери, а концентрований розсіл проходить вгору через центральну трубку (стадія II).

Найменша сіль розчиняється в нижній частині камери, тому що вона стикається з найбільш концентрованим розсолом; зокрема, ця поверхня камери покрита нерозчинними домішками осадження, які оберігають його від розчинної рідини. Швидкість розчинення бічних поверхонь камери має проміжне значення, вона знижується з глибиною занурення. При цьому камера отримує форму перекинутого конуса з кутом в основі центральної

трубки (стадія II). В той час, як стеля розчиняється, камера досягає нерозчинних осадових порід, вилуговування солі продовжується на бічній поверхні. Шар осадових порід зростає, деякі з них вимиваються розсолом, покриваючи нижню поверхню камери, що перешкоджає його розчиненню. Кут нахилу бічної поверхні до горизонту з часом зменшується. Тому нижня частина пласта практично нерозчинна, що призводить до поступового зменшення продуктивності свердловини. При використанні свердловини осідає на дно камери бруд, який забиває центральну трубу, для її очищення подають воду з центральної труби.

Окремим способом виробництва човна є гідробур, де формування солі утворюється за допомогою води, тобто ерозію пласта шириною до діаметру 100 - 10 м і висоту 1,5-2 м.

Аби забезпечити розчин солі в ширину, щоб запобігти розчиненню стелі утвореної камери, в свердловину додають повітря або нафтопродукти. Наприклад, є чорне масло, яке, затоплене, утворює захисний шар між стелею камери та водою, що перешкоджає розчиненню солі. Керування процесом утворення гідрофобного з допомогою мазуту легше та надійніше, ніж з повітрям. Шар мазуту або масла містить близько 1 см. Тому, сіль розчиниться з боків камери. Цей препарат камери триває 1,5 - 2 роки, після чого він починає нормальну роботу. Захисний шар нафти видаляють з повітря, і розпочинається висока продуктивність свердловини та розчинення солі.

Схема свердловини для розробки пласта способом гідровруба зображена на **рис.1.3**.

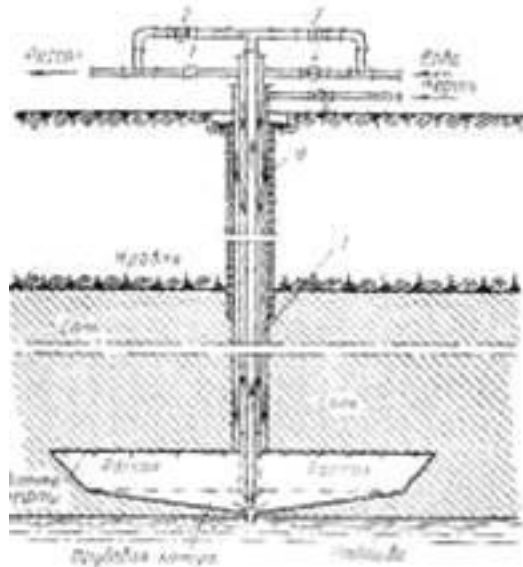


Рис. 1.3. Схема свердловини розробки пласта способом гідровруба: 1 - 5 - вентиля на трубах для води, нафти і розсолу; 6 - перша обсадна труба, 7 - друга обсадна труба.

У стовбурі свердловини, що надходить через шар солі та осадових порід, опускається три концентрично розташовані сталеві труби. Зовнішній - перший корпус - труба 6 діаметром 250 мм пропускає шар осадових порід і слугує для запобігання аспірації свердловини та проникнення ґрунтових вод в шар солі. Другий корпус 7 має діаметр 200 мм і є частиною сольового шару. Кільцевий простір між трубами обсадних труб закріплений. В кожухових трубах концентрично встановлюються ще дві труби діаметром 150 і 75-100 мм.

З кільцевих просторів вода та олія потрапляють у центральну трубку до поверхні шару розсолу. Зовні колодязів підключені дві внутрішні труби з системою клапанів 1 - 4. Якщо необхідно промити труби водою, клапани 2 і 4 закриваються, а 1 і 3 відкриті. Щоб зняти масло з колодязя, замінивши його розсолом, відкрийте клапани 4 і 5 і закрийте 1,2 та 3.

На заводі розсол знаходиться в сталевих резервуарах потужністю 2000-3000 м. 3. Для захисту від корозії ці резервуари всередині підкладки з шаром бетону, армовані сталеві сіткою.

1.3.2. Вапняк і крейда

Одною з основних складових для виробництва соди є вапняк або крейда. Найкраща сировина - це вапняк. Недоліком крейди є його пористий камінь, тобто легко поглинати вологість, що порушує нормальний рух його випалу в печих лайма.

Відомо, що найкращою сировиною є вапняк із вмістом від 92% CaCO_3 , вологість від 1 до 5% і мінімальна кількість силікатів, хоча можливі відхилення від цих умов залежно від характеру продукції.

Робота на одній крейді потребує додаткового споживання палива або його попереднє висушування, як у самій печі, так і для розрідження пічного газу (вміст CO_2). Робота на одній лише крейді через високу вологість не економічна, тому використовують суміш вапняку та крейди у співвідношенні приблизно 1: 1.

Використання такої частки призводить до роботи печі в нормальних умовах, як з точки зору концентрації отриманої печі, так і споживання палива. Готовними вимогами до розміру шматків крейди або вапняку є використання матеріалу в діапазоні приблизно 60-150 мм. Відсоток CaCO_3 в крейді не може бути нижче 80, при чому на крейді з нижчим вмістом CaCO_3 працювати вже неможливо. Потрібно також мати мінімальний відсоток домішок, наприклад SiO_2 , завдяки цьому в печах утворюються легкоплавкі силікати (печі "течуть"), а ті, які під печею замерзають у великі шматочки - так звану "козу". Відсоток вологості в крейці не повинен

перевищувати 5%, щоб не розбавляти піч, а тому не витратити надлишок палива.

Отримання вапняку та крейди відбувається у відкритих шахтах під відкритим небом. У тонкому шарі верхніх перерв шахти не використовують розробку. Видалення верхніх шарів і вилучення крейди та вапняк здійснюють за допомогою екскаваторів.

Уздовж розтягування шарів розрізано кілька виступів, в яких пробурені невеликі циліндричні отвори, в яких знаходиться вибуховий матеріал. Вибухнутий камінь завантажується екскаваторами в тролейбус і доправляється на дробарку - це сортувальна установка, розташована в кар'єрах.

Шматки розміром менше 40 мм відходів, які можуть бути застосовані для інших цілей, наприклад, у будівельних роботах, в цементному виробництві, в металургійній промисловості або для виробництва вапна в спеціально призначених печах для спалювання невеликих речі

1.3.3. Допоміжні матеріали

1.3.3.1. Амміак.

Під час виробництва соди аміак повертається до виробничого циклу після регенерації у цех перегонки. Витрати компенсуються додаванням аміачної води. Аміачна вода надходить із синтетичних аміачних рослин і з коксових рослин.

Аміачні властивості відіграють велику роль у виробництві соди. У природі аміак безбарвний, із різким запахом газу, який викликає задишку та виділення сліз. Аміак добре розчинний у розсолі та воді. Також щільність розчину зменшується, а її об'єм зростає. Розчинність аміаку збільшується зі зростанням тиску та зменшенням температури.

1.3.3.2. Паливо.

У виробництві кальцинованої соди, паливохастосовується в вапнякових печах для виробництва вапна та в содових печах під час прокалювання бікарбонату натрію.

Основним видом вапнякового або крейдяного палива є кокс; потрібно мати кокс другого сорту та у суміші з коксом третього сорту з середнім аналізом: вологість до 0,095%, летючі речовини до 6,37%, стійкі вуглецю 76,71%, зола від 7 до 15%. Кокс має калорійність 6421 кал. Для палива, так і для вапняку, представлені певні практики:

- 1) певна кількість шматків, приблизно 6 - 7 см;
- 2) мінімальний вміст золи;
- 3) вологість (не перевищує одного відсотка);
- 4) вмісткість вуглецю в коксі від 75%;
- 5) вміст летких речовин у коксі не перевищує 5 - 6,5%.

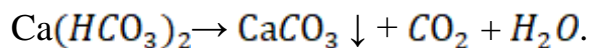
Також є можливість застосування природного газу як палива для спалювання карбонатних сировини. Він являється найдешевшим та низькокалорійним паливом.

1.3.3.3. Вода.

На содових заводах вода використовується як охолодження газів і рідин. Також витрачається на технологічні потреби, для подачі парових котлів, які виробляють пар для перегонки аміаку у відокремлені перегородки, парові машини, якщо вони знаходяться на заводі, та для опалення приміщень.

Якість води характеризується вмістом у ньому розчиненої солі та газів. Особлива увага приділяється так званим "солям жорсткості", які завжди зустрічаються в природних наземних та підземних джерелах води.

У природі є тимчасова та постійна жорсткість води. Перша викликана бікарбонатом кальцію, розчиненого у воді $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ і магнію $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$, які, при нагріванні до точки кипіння, розпадаються з виходом вуглець, який містить солі та у осад. Наприклад,



Солі з постійною жорсткості, наприклад CaCl_2 , CaSO_4 та інші. Вони виділяються у вигляді осадів при випаровуванні води, утворюючи на стінках транспортних засобів. Жорстку воду використовувать тільки у випадках, коли умови використання не викликають виділення твердих опадів. У котельних установках ні перший, ні другий тип жорсткості не припустимий. Тому вода для них попередньо очищається від солей кальцію та магнію хімічними методами на спеціальних рослинах.

1.3.3.4. Водяна пара.

Для отримання пари, вода нагрівається до температури кипіння, яка залежить від тиску отриманої пари. При тиску 760 мм рт. ст. чиста вода закипає при 100°C . При підвищенні тиску температура кипіння збільшується і температура утворення пари. У присутності киплячої води пара відповідає певній температурі пари. Така пара є насиченою. Якщо насичена пара нагрівається у відсутності води, то результатом буде перегріта пара. Тиск цієї пари у замкнутому просторі залежить від температури та від обсягів, зайнятих парою.

Використання пари, тепло застосовується для нагрівання води до точки кипіння та його випаровування. Температура води, нагрітої до кипіння, при подальшому подачі тепла не збільшується. Вся теплота буде витрачена на випаровування води, тому вона називається "прихованою теплою випаровування".

У зворотній конденсації виділяється пари, що витрачається на випаровування тепла, що робить пару гарним засобом нагрівання. Якщо пара знаходиться в безпосередньому контакті з нагрітою рідиною, таке нагрівання є - "нагріванням гострої пари", а якщо теплопередача проходить через стіну - "нагрівання глухим паром". Перегріта пара при охолодженні не конденсується, поки вона не буде насиченою. Для опалювальних цілей, використовують насичену пару. При пропаровуванні трубопроводів застосовують перегріту пару, яка при охолодженні в трубопроводі не конденсується і тому не втрачає теплоти конденсату.

1.3.3.5. Природні родовища.

Кальцинована сода зустрічається у великих кількостях, частіше у вигляді соляних шарів і родовищ (мінеральний склад $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{NaHCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$). У світі відомі більш 60 родовищ.

1.4 Характеристика сировини та готового продукту

Сировиною є NaHCO_3 . Вологий технічний гідрокарбонат натрію містить, % масові:

NaHCO_3	76
Na_2HCO_3	2,9
Na_4HCO_3	1,8
$(\text{Na}_4)_2\text{CO}_3$	1,1
NaCl	0,2
$\text{NH}_2\text{CO}_2\text{Na}$	0,8
NH_4Cl	1,2
H_2O	16

Мокрий бікарбонат натрію є вільним, прилипаючи до стінок апарату та розбивається. Вологість - це багате рішення NaHCO_3 .

Продуктом є кальцинована сода марки А ОКП 21 3111 0200 (вищий сорт ОКП 21 3111 0220), що виготовлена згідно ГОСТ 5100—85 —Сода кальцинована технічна.

Технічні умови. Зовнішній вигляд кальцинованої соди: гранули білого кольору. Характеристики кальцинованої соди марки А:

- 1) масова частка Na_2CO_3 – не менше 99,4%;
- 2) масова частка Na_2CO_3 в розрахунку на непрожарений продукт – не менше 98,7%;
- 3) витрати маси при прожарюванні (за 270– 300 °С) – не більше ніж 0,7%;
- 4) масова частка хлоридів в перерахунку на NaCl, не більше 0,2%;
- 5) масова частка заліза в перерахунку на Fe_2O_3 – не більше 0,003%;
- 6) масова частка речовин, нерозчинних у воді, – не більше 0,04%;
- 7) масова частка сульфатів в перерахунку на Na_2SO_4 – не більше 0,04%.

Гранулометричний склад:

- 1) залишок на ситі із сіткою № 2 К за ГОСТ 6613—86 – не нормується;
- 2) проходження крізь сито з сіткою № 1,25 К за ГОСТ 6613—86 – 100%;
- 3) залишок на ситі з сіткою № 1 К за ГОСТ 6613—86 – не більше 3%;
- 4) проходження крізь сито із сіткою № 01 К за ГОСТ 6613—86 – не більше 7%. Магнітні включення розміром більше 0,25 мм – відсутні. Насипна густина – не менше 1,1 г/см³.

1.5 Аналіз технологічного процесу як об'єкта автоматизації та обґрунтування задач автоматизації

На підставі аналізу технологічного процесу, а саме ретурного способу кальцинації гідрокарбонату натрію, постають наступні задачі автоматизації:

- 1) і 2) контроль та регулювання співвідношення витрат гідрокарбонату і ретурної соди у трубопроводах;
- 3) контроль рівня суміші вологого гідрокарбонату натрію і ретурної соди;
- 4) контроль температури в паровому кальцинаторі та регулювання витрати обігрівуючої пари за температурою в паровому кальцинаторі;
- 5) контроль рівня води в збірнику конденсату;
- 6) контроль витрати готової соди у трубопроводі;
- 7) контроль витрати ретурної соди у трубопроводі;
- 8) контроль температури в циклоні та регулювання витрати обігрівуючої пари за температурою в циклоні;
- 9) контроль і сигналізація перепаду тиску в механічному фільтрі;
- 10) і 11) контроль і регулювання витрати готової соди у трубопроводі з коригуванням за рівнем готової соди в бункері, контроль рівня готової продукції в бункері;
- 12) контроль і регулювання витрати суміші газу кальцинації та конденсату у трубопроводі;
- 13) контроль температури в холодильнику газу кальцинації та регулювання витрати охолоджуючої води в трубопроводі за температурою в холодильнику газу кальцинації;
- 14) контроль і регулювання витрати промивної води в трубопроводі;
- 15) контроль і регулювання витрати слабкої рідини в трубопроводі;

16) і 17) контроль і регулювання витрати слабкої рідини в трубопроводі з коригуванням за рівнем у збірнику слабкої рідини;

18) і 19) контроль і регулювання витрати слабкої рідини і води в трубопроводі з коригуванням за рівнем у збірнику внизу промивача газу кальцинації;

20) контроль рівня вологої соди у аварійному збірнику вологого карбонату натрію;

21) контроль витрати непоглинених газів у трубопроводі. Параметри регулювання та контролю у виробництві карбонату натрію методом ретурної кальцинації наведено у таблиці 1.1.

Таблиця 1.1 – Параметри регулювання та контролю виробництва карбонату натрію методом ретурної кальцинації

№	Найменування стадії процесу, місце заміру параметра	Найменування параметра, що контролюється чи регулюється	Норма технологічного режиму та допустимих відхилень	Вимоги до схеми автоматизації (контроль, регулювання, сигналізація)
1 і 2	Трубопровід 28 і трубопровід 29	Витрата	9500 кг/год і 12217 кг/год	Контроль, регулювання
3	Приймач	Рівень	3,3 м	Контроль
4	Паровий кальцинатор 22	Температура	210 °С	Контроль, регулювання
5	Збірник конденсату 24	Рівень	3,3 м	Контроль,
6	Трубопровід 30	Витрата	9500 кг/год	Контроль
7	Трубопровід 29	Витрата	12217 кг/год	Контроль
8	Циклон 11	Температура	150 °С	Контроль, регулювання
9	Механічний фільтр 13	Перепад тиску	1000 Па	Контроль, сигналізація
10 і 11	Трубопровід 30 і бункер 5	Витрата і рівень	9500 кг/год і 5 м	Контроль, регулювання
12	Трубопровід 33	Витрата	7850,91 кг/год	Контроль, регулювання
13	Холодильник газу кальцинації 15	Температура	32 °С	Контроль, регулювання

14	Трубопровід 1	Витрата	7246,98 кг/год	Контроль, регулювання
15	Трубопровід 31	Витрата	1811,75 кг/год	Контроль, регулювання
16 і 17	Трубопровід 31 і збірник слабкої рідини 17	Витрата і рівень	2415,66 кг/год і 3,3 м	Контроль, регулювання
18 і 19	Трубопровід 34 і збірник внизу промивача газу кальцинації	Витрата і рівень	8152,86 кг/год і 3,3 м	Контроль, регулювання
20	Аварійний збірник вологого карбонату натрію 27	Рівень	3,3 м	Контроль,
21	Трубопровід 35	Витрата	905,87 кг/год	Контроль

2. Розробка математичної моделі парового кальцинатора

2.1. Моделювання статичного режиму парового кальцинатора і розрахунок статичних характеристик

Для якісного проходження процесу кальцинації гідрокарбонату натрію в кальцинаторі необхідно підтримувати температуру на виході з апарата не нижче 140°C , тому обираємо цю змінну як основну керовану. На процес кальцинації гідрокарбонату натрію в кальцинаторі впливає багато чинників, такі як витрата та температура сировини на вході, склад сировини, витрата пари на обігрів та інші. Найбільший вплив мають температура сировини на вході в апарат та витрата пари. Оскільки немає можливості керувати температурою сировини на вході – приймаємо цю змінну за основне збурення, а витрату пари – основною керовальною. Користуючись вищенаведеними даними побудуємо параметричну схему кальцинації гідрокарбонату натрію в кальцинаторі. (рис.2.1)

Вхід: витрата пари.

Збурення: температура сировини на вході.

Вихід: температура сировини на виході.

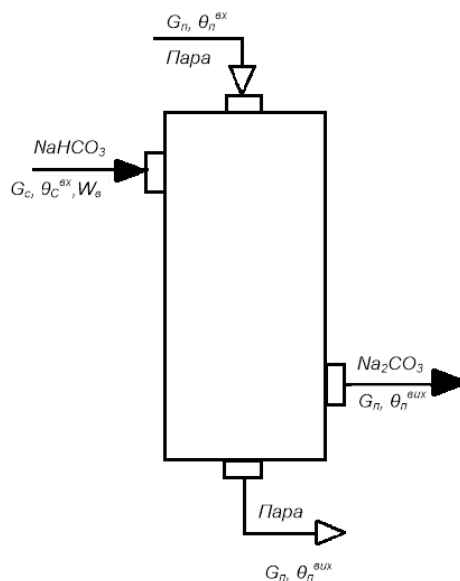


Рис.2.1 – Параметрична схема парового кальцинатора

Запишемо рівняння теплового балансу в статиці:

$$\begin{cases} Q_c^{\text{вх}} - Q_{\text{х.р.}} - Q_{\text{вип}} - Q_c^{\text{вих}} + Q_n = 0 \\ Q_n^{\text{вх}} - Q_n^{\text{вих}} - Q_n = 0 \end{cases}$$

Розпишемо всі складові цих рівнянь:

$Q_c^{\text{вх}} = G_c c_c \theta_c^{\text{вх}}$ – теплота, що надходить до апарату з сировиною,

де G_c – масова витрата сировини;

c_c – питома теплоємність сировини;

$\theta_c^{\text{вх}}$ – температура сировини на вході.

$Q_{\text{х.р.}} = q_{\text{х.р.}} G_c$ – теплота, що витрачається на хімічну реакцію розкладання гідрокарбонату натрію,

де $q_{\text{х.р.}}$ – теплота, що необхідна для розкладання 1 кг гідрокарбонату натрію.

$Q_{\text{вип}} = W_v L_v G_c$ – теплота, що витрачається на випаровування води,

де W_v – масова частка води в сировині;

L_v – питома теплота пароутворення води.

$Q_c^{\text{вих}} = G_c c_c \theta_c^{\text{вих}}$ – теплота, що виходить з апарату з сировиною,

де $\theta_c^{\text{вих}}$ – температура сировини на виході.

$Q_n^{\text{вх}} = G_n c_n \theta_n^{\text{вх}}$ – теплота, що надходить з парою,

де G_n – масова витрата пари;

c_n – питома теплоємність пари;

$\theta_n^{\text{вх}}$ – температура пари на вході.

$Q_n^{\text{вих}} = G_n c_n \theta_n^{\text{вих}}$ – теплота, що виноситься з апарату з парою,

де $\theta_n^{\text{вих}}$ – температура пари на виході.

$Q_n = KF \left(\frac{\theta_n^{\text{вх}} + \theta_n^{\text{вих}}}{2} - \frac{\theta_c^{\text{вх}} + \theta_c^{\text{вих}}}{2} \right)$ – теплота, що витрачається на нагрів сировини,

де $F = \pi D l$ – площа поверхні теплопередачі,

де D – діаметр внутрішнього простору кальцинатора;

l – довжина внутрішнього простору кальцина тора.

K – коефіцієнт теплопередачі між паром та сировиною через стінку кальцинатора;

Підставивши вищенаведені формули в рівняння теплового балансу отримуємо наступну систему рівнянь:

$$\begin{cases} G_c c_c \theta_c^{\text{BX}} - q_{\text{х.р.}} G_c - W_{\text{в}} L_{\text{в}} G_c - G_c c_c \theta_c^{\text{ВІХ}} + KF \left(\frac{\theta_{\text{п}}^{\text{BX}} + \theta_{\text{п}}^{\text{ВІХ}}}{2} - \frac{\theta_c^{\text{BX}} + \theta_c^{\text{ВІХ}}}{2} \right) = 0 \\ G_{\text{п}} c_{\text{п}} \theta_{\text{п}}^{\text{BX}} - G_{\text{п}} c_{\text{п}} \theta_{\text{п}}^{\text{ВІХ}} - KF \left(\frac{\theta_{\text{п}}^{\text{BX}} + \theta_{\text{п}}^{\text{ВІХ}}}{2} - \frac{\theta_c^{\text{BX}} + \theta_c^{\text{ВІХ}}}{2} \right) = 0 \end{cases}$$

З другого рівняння виразимо температуру пари на виході кальцинатора та після підстановки $\theta_{\text{п}}^{\text{ВІХ}}$ у перше рівняння визначимо температуру сировини на виході кальцинатора:

$$\theta_c^{\text{ВІХ}} = \frac{G_c c_c \theta_c^{\text{BX}} - q_{\text{х.р.}} G_c - W_{\text{в}} L_{\text{в}} G_c + KF \left(\frac{\theta_{\text{п}}^{\text{BX}}}{2} + \frac{G_{\text{п}} c_{\text{п}} \theta_{\text{п}}^{\text{BX}} + \frac{KF}{2} (\theta_c^{\text{BX}} - \theta_{\text{п}}^{\text{BX}})}{2 G_{\text{п}} c_{\text{п}} + KF} - \frac{\theta_c^{\text{BX}}}{2} \right)}{G_c c_c - \frac{K^2 F^2}{4 G_{\text{п}} c_{\text{п}} + 2 KF} + \frac{KF}{2}}$$

За допомогою програмного забезпечення Mathcad побудованно статичні характеристики кальцинатора по відповідних каналах:

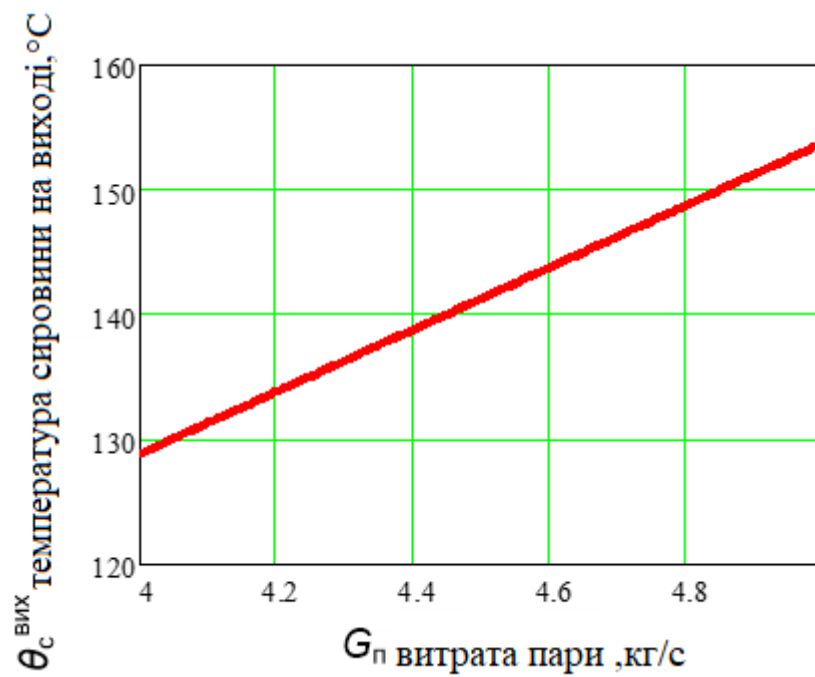


Рис. 2.2 – Статична характеристика кальцинатора по каналу « $\theta_c^{вих}$ - G_p »



Рис. 2.3 – Статична характеристика кальцинатора по каналу « $\theta_c^{вих}$ від $\theta_c^{вх}$ »

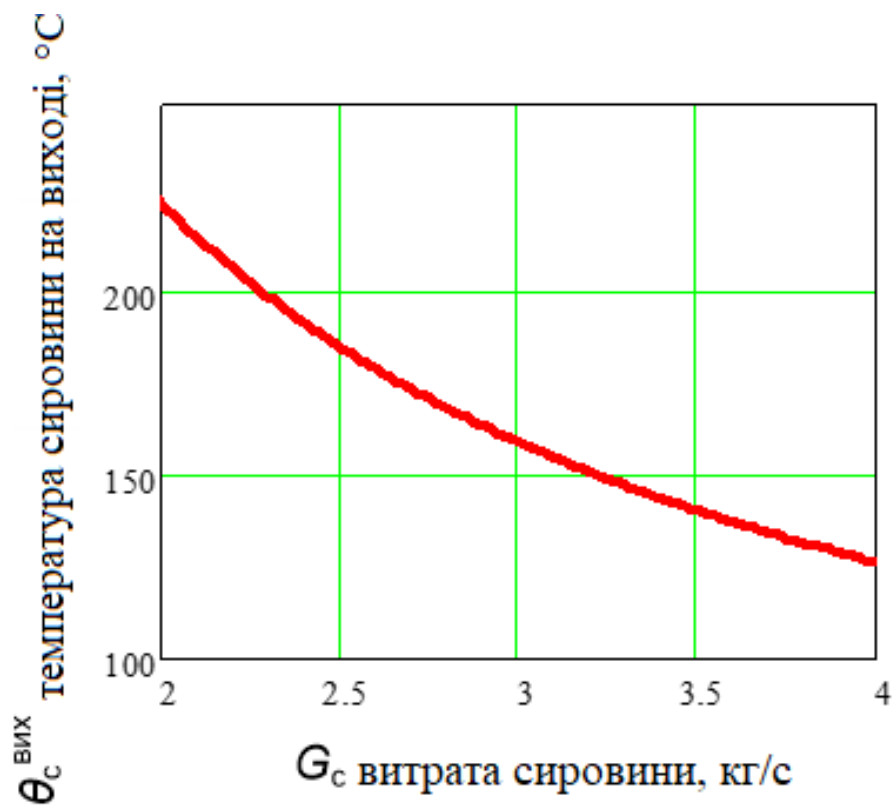


Рис. 2.4 – Статична характеристика кальцинатора по каналу « $\theta_c^{\text{вих}}$ від G_c »

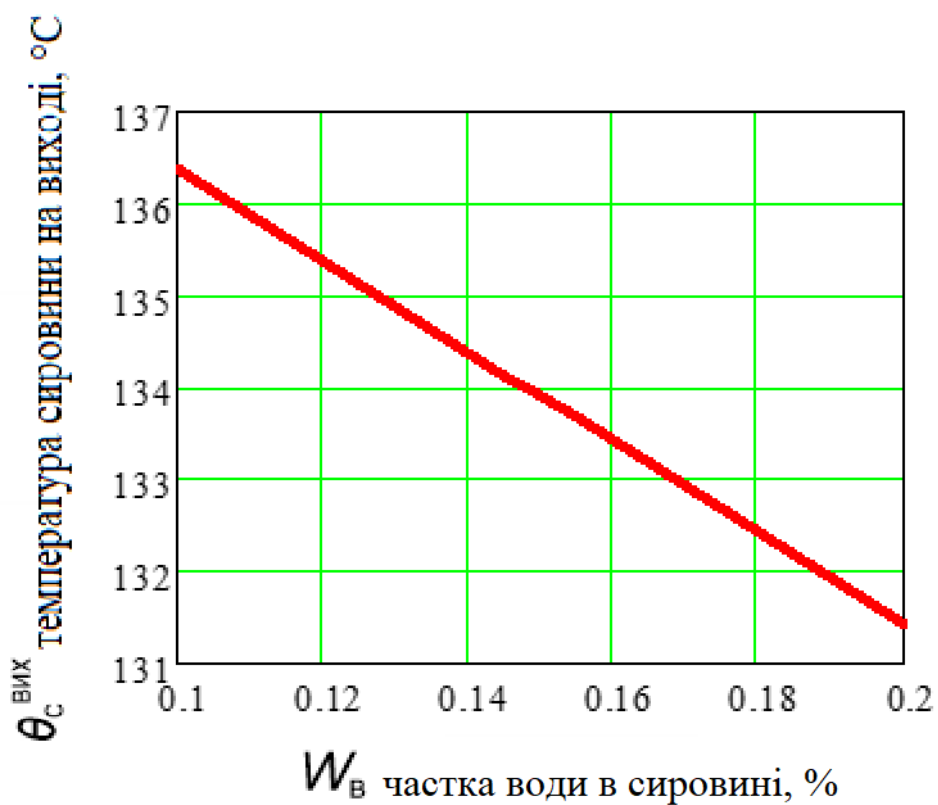


Рис. 2.5 – Статична характеристика кальцинатора по каналу « $\theta_c^{\text{вих}}$ від W_v »

З графіка (рис.2.2) видно, що температура сировини на виході з апарата прямо пропорційна витраті пари, що відповідає фізичній суті процесу. Температура на виході досягає необхідного значення (140°C та вище) тоді, коли витрата пари більша або дорівнює 4.45 кг/с.

У відповідності з графікам (рис.2.3) температура сировини на виході апарата $\theta_c^{вих}$ прямопропорційна температурі сировини $\theta_c^{вх}$ на його вході.

Залежність температури сировини на виході апарата $\theta_c^{вих}$ (рис.2.4) від витрати сировини G_c має спадний характер: зі зростанням масової витрати сировини G_c температура сировини на виході апарата $\theta_c^{вих}$ спадає. Аналогічне можна сказати і про статичну характеристику, наведену на рис.2.5.

2.2. Динамічні характеристики об'єкта керування

На процес кальцинації гідрокарбонату натрію в кальцинаторі впливає багато чинників, такі як витрата та температура сировини на вході, склад сировини, витрата пари на обігрівання та інші. Найбільший вплив мають температура сировини на вході в апарат та витрата пари. Оскільки немає можливості керувати температурою сировини на вході – приймаємо цю змінну за основне збурення, а витрату пари – основною керувальною. Користуючись вищенаведеними даними побудуємо структурну схему кальцинаціатора як об'єкта керування температурою сировини на його виході (рис.2.6).

Вхід: витрата пари.

Збурення: температура сировини на вході.

Вихід: температура сировини на виході.

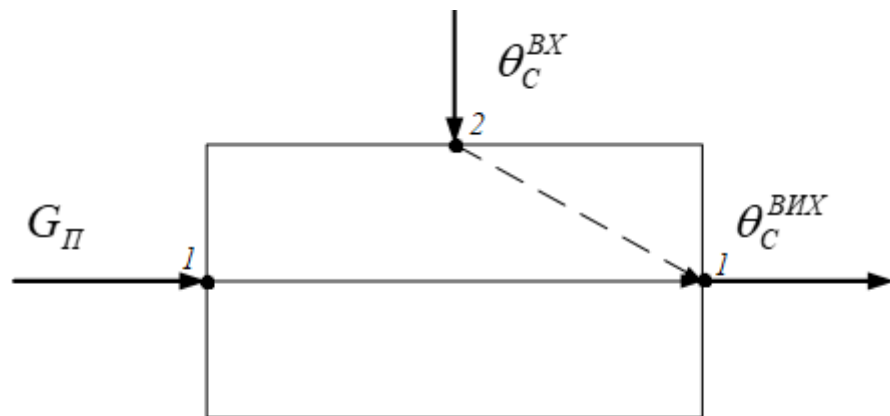


Рис. 2.6 – Структурна схема кальцинаціатора як об'єкта керування температурою сировини на його виході

Запишемо рівняння динаміки кальцинатора:

$$\begin{cases} G_c c_c \theta_c^{\text{ВХ}} - q_{\text{х.р.}} G_c - W_b L_b G_c - G_c c_c \theta_c^{\text{ВИХ}} + KF \left(\frac{\theta_{\text{п}}^{\text{ВХ}} + \theta_{\text{п}}^{\text{ВИХ}}}{2} - \frac{\theta_c^{\text{ВХ}} + \theta_c^{\text{ВИХ}}}{2} \right) = \\ c_c V \rho_c \frac{d}{dt} \left(\frac{\theta_c^{\text{ВХ}} + \theta_c^{\text{ВИХ}}}{2} \right) \\ G_{\text{п}} c_{\text{п}} \theta_{\text{п}}^{\text{ВХ}} - G_{\text{п}} c_{\text{п}} \theta_{\text{п}}^{\text{ВИХ}} - KF \left(\frac{\theta_{\text{п}}^{\text{ВХ}} + \theta_{\text{п}}^{\text{ВИХ}}}{2} - \frac{\theta_c^{\text{ВХ}} + \theta_c^{\text{ВИХ}}}{2} \right) = c_{\text{п}} V_{\text{п}} \rho_{\text{п}} \frac{d}{dt} \left(\frac{\theta_{\text{п}}^{\text{ВИХ}}}{2} \right) \end{cases}$$

де V – об’єм барабана кальцинатора;

$V_{\text{п}}$ – об’єм частини кальцинатора, через який проходить пара;

$\rho_{\text{с}}$ – густина сировини;

$\rho_{\text{п}}$ – густина пари.

Виразивши з першого рівняння температуру пари на виході та підставивши її у друге рівняння, отримаємо:

$$\begin{aligned} & \frac{c_{\text{с}} V \rho_{\text{с}}}{2KF} \frac{d^2 \theta_{\text{с}}^{\text{вх}}}{dt^2} + \frac{c_{\text{п}} V_{\text{п}} \rho_{\text{п}} c_{\text{с}} V \rho_{\text{с}}}{2KF} \frac{d^2 \theta_{\text{с}}^{\text{вих}}}{dt^2} - \frac{c_{\text{п}} V_{\text{п}} \rho_{\text{п}} G_{\text{с}} c_{\text{с}}}{KF} \frac{d\theta_{\text{с}}^{\text{вх}}}{dt} + \frac{c_{\text{п}} V_{\text{п}} \rho_{\text{п}} G_{\text{с}} c_{\text{с}}}{KF} \frac{d\theta_{\text{с}}^{\text{вих}}}{dt} \\ & + \frac{c_{\text{п}} V_{\text{п}} \rho_{\text{п}}}{2} \frac{d\theta_{\text{с}}^{\text{вх}}}{dt} + \frac{c_{\text{п}} V_{\text{п}} \rho_{\text{п}}}{2} \frac{d\theta_{\text{с}}^{\text{вих}}}{dt} = c_{\text{п}} \theta_{\text{п}}^{\text{вх}} G_{\text{п}} - \\ & - \frac{G_{\text{п}} c_{\text{п}} c_{\text{с}} V \rho_{\text{с}}}{KF} \left(\frac{d\theta_{\text{с}}^{\text{вх}}}{dt} + \frac{d\theta_{\text{с}}^{\text{вих}}}{dt} \right) + \frac{2G_{\text{п}} c_{\text{п}} G_{\text{с}} c_{\text{с}}}{KF} \theta_{\text{с}}^{\text{вх}} - \frac{2G_{\text{п}} c_{\text{п}} G_{\text{с}} q_{\text{х.р.}}}{KF} - \frac{2G_{\text{п}} c_{\text{п}} G_{\text{с}} W_{\text{в}} L_{\text{в}}}{KF} \\ & - \frac{2G_{\text{с}} c_{\text{с}} c_{\text{п}}}{KF} G_{\text{п}} \theta_{\text{с}}^{\text{вих}} - c_{\text{п}} G_{\text{п}} \theta_{\text{с}}^{\text{вх}} - c_{\text{п}} G_{\text{п}} \theta_{\text{с}}^{\text{вих}} + c_{\text{п}} \theta_{\text{п}}^{\text{вх}} G_{\text{п}} - \frac{c_{\text{с}} V \rho_{\text{с}}}{2} \left(\frac{d\theta_{\text{с}}^{\text{вх}}}{dt} + \frac{d\theta_{\text{с}}^{\text{вих}}}{dt} \right) \\ & + G_{\text{с}} c_{\text{с}} \theta_{\text{с}}^{\text{вх}} + G_{\text{с}} q_{\text{х.р.}} + W_{\text{в}} L_{\text{в}} G_{\text{с}} + G_{\text{с}} c_{\text{с}} \theta_{\text{с}}^{\text{вих}} \end{aligned}$$

Проведемо лінеаризацію отриманого рівняння, запишемо його в прирощеннях та перенесемо доданки, що містять керовану змінну в ліву частину, а всі інші - в праву. Тоді отримаємо:

$$\begin{aligned} & \frac{c_{\text{п}} V_{\text{п}} \rho_{\text{п}} c_{\text{с}} V \rho_{\text{с}}}{2KF} \frac{d^2 \Delta \theta_{\text{с}}^{\text{вих}}}{dt^2} + \frac{c_{\text{п}} V_{\text{п}} \rho_{\text{п}} G_{\text{с}} c_{\text{с}}}{KF} \frac{d\Delta \theta_{\text{с}}^{\text{вих}}}{dt} + \frac{c_{\text{п}} V_{\text{п}} \rho_{\text{п}}}{2} \frac{d\Delta \theta_{\text{с}}^{\text{вих}}}{dt} \\ & + \frac{G_{\text{п}}^{\text{н}} c_{\text{п}} c_{\text{с}} V \rho_{\text{с}}}{KF} \frac{d\Delta \theta_{\text{с}}^{\text{вих}}}{dt} + \frac{2G_{\text{с}} c_{\text{с}} c_{\text{п}}}{KF} G_{\text{п}}^{\text{н}} \Delta \theta_{\text{с}}^{\text{вих}} + c_{\text{п}} G_{\text{п}}^{\text{н}} \Delta \theta_{\text{с}}^{\text{вих}} \\ & + \frac{c_{\text{с}} V \rho_{\text{с}}}{2} \frac{d\Delta \theta_{\text{с}}^{\text{вих}}}{dt} - G_{\text{с}} c_{\text{с}} \Delta \theta_{\text{с}}^{\text{вих}} = \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{c_c V \rho_c}{2KF} \frac{d^2 \Delta \theta_c^{BX}}{dt^2} + \frac{c_n V_n \rho_n G_c c_c}{KF} \frac{d \Delta \theta_c^{BX}}{dt} - \frac{c_n V_n \rho_n}{2} \frac{d \Delta \theta_c^{BX}}{dt} - \frac{G_n^H c_n c_c V \rho_c}{KF} \frac{d \Delta \theta_c^{BX}}{dt} \\
&\quad + \frac{2G_c c_c c_n}{KF} G_n^H \Delta \theta_c^{BX} - c_n G_n^H \Delta \theta_c^{BX} - \frac{c_c V \rho_c}{2} \frac{d \Delta \theta_c^{BX}}{dt} + G_c c_c \Delta \theta_c^{BX} \\
&\quad + 2c_n \theta_n^{BX} \Delta G_n + \frac{2\theta_c^{BX.H} c_n G_c c_c}{KF} \Delta G_n - \frac{2c_n G_c q_{x.p.}}{KF} \Delta G_n \\
&\quad - \frac{2c_n G_c W_B L_B}{KF} \Delta G_n - \frac{2G_c c_c c_n}{KF} \theta_c^{ВНХ.Н} \Delta G_n - c_n \theta_c^{ВНХ.Н} \Delta G_n \\
&\quad - c_n \theta_c^{ВНХ.Н} \Delta G_n
\end{aligned}$$

де G_n^H – номінальна витрата пари;

$\theta_c^{ВНХ.Н}$ – номінальна температура сировини на вході;

$\theta_c^{ВНХ.Н}$ – номінальна температура сировини на виході.

Запишемо отримане рівняння в наступному вигляді:

$$\begin{aligned}
T_1 \frac{d^2 \Delta \theta_c^{ВНХ}}{dt^2} + T_2 \frac{d \Delta \theta_c^{ВНХ}}{dt} + \Delta \theta_c^{ВНХ} \\
= T_3 \frac{d^2 \Delta \theta_c^{ВНХ}}{dt^2} + T_4 \frac{d \Delta \theta_c^{ВНХ}}{dt} + k_{зб} \Delta \theta_c^{ВНХ} + k_{кер} \Delta G_n
\end{aligned}$$

де T_i – сталі часу; $i = 1, 2, 3, 4$.

$$T_1 = \frac{c_n V_n \rho_n c_c V \rho_c}{4G_c c_c c_n G_n^H + 2c_n G_n^H KF - 2G_c c_c KF} = 56.335;$$

$$T_2 = \frac{c_n V_n \rho_n G_c c_c + c_c c_n G_n^H V \rho_c + 0.5c_n V_n \rho_n KF + 0.5c_c V \rho_c}{2G_c c_c c_n G_n^H + c_n G_n^H KF - G_c c_c KF} = 17.93 \text{ C};$$

$$T_3 = \frac{c_c V \rho_c}{4G_c c_c c_n G_n^H + 2c_n G_n^H KF - 2G_c c_c KF} = 1.99 \cdot 10^{-6} \text{ C};$$

$$T_4 = \frac{c_c c_n G_n^H V \rho_c + 0.5c_n V_n \rho_n KF + 0.5c_c V \rho_c - c_n V_n \rho_n G_c c_c}{2G_c c_c c_n G_n^H + c_n G_n^H KF - G_c c_c KF} = 17.844 \text{ C};$$

$$k_{зб} = \frac{2G_c c_c c_n G_n^H - c_n G_n^H KF + G_c c_c KF}{2G_c c_c c_n G_n^H + c_n G_n^H KF - G_c c_c KF} = 1 - \text{ коефіцієнт підсилення по}$$

каналу збурення 21;

$$k_{\text{кер}} = (2c_{\text{п}}\theta_{\text{п}}^{\text{вх}}KF + 2\theta_{\text{с}}^{\text{вх.н}}c_{\text{п}}G_{\text{с}}c_{\text{с}} - 2c_{\text{п}}G_{\text{с}}q_{\text{х.р.}} - 2c_{\text{п}}G_{\text{с}}W_{\text{в}}L_{\text{в}} - 2G_{\text{с}}c_{\text{с}}c_{\text{п}}\theta_{\text{с}}^{\text{вх.н}} - c_{\text{п}}\theta_{\text{с}}^{\text{вх.н}}KF - c_{\text{п}}\theta_{\text{с}}^{\text{вх.н}}KF) / (2G_{\text{с}}c_{\text{с}}c_{\text{п}}G_{\text{п}}^{\text{н}} + c_{\text{п}}G_{\text{п}}^{\text{н}}KF - G_{\text{с}}c_{\text{с}}KF) = 24.798$$

– коефіцієнт підсилення по каналу керування.

Стала часу T_3 достатньо мала, тому можна знехтувати складовою $T_3 \frac{d^2 \Delta \theta_{\text{с}}^{\text{вх}}}{dt^2}$. Тоді передавальні функції можна визначити так:

- по каналу керування

$$W_{\text{кер}}(p) = \frac{k_{\text{кер}}}{T_1 p^2 + T_1 p + 1}$$

- по каналу збурення

$$W_{\text{зб}}(p) = \frac{T_4 p + k_{\text{зб}}}{T_1 p^2 + T_1 p + 1}$$

Отримавши передавальні функції, побудуємо за допомогою програмного забезпечення Mathcad перехідні характеристики (рис.2.7 і рис.2.8):

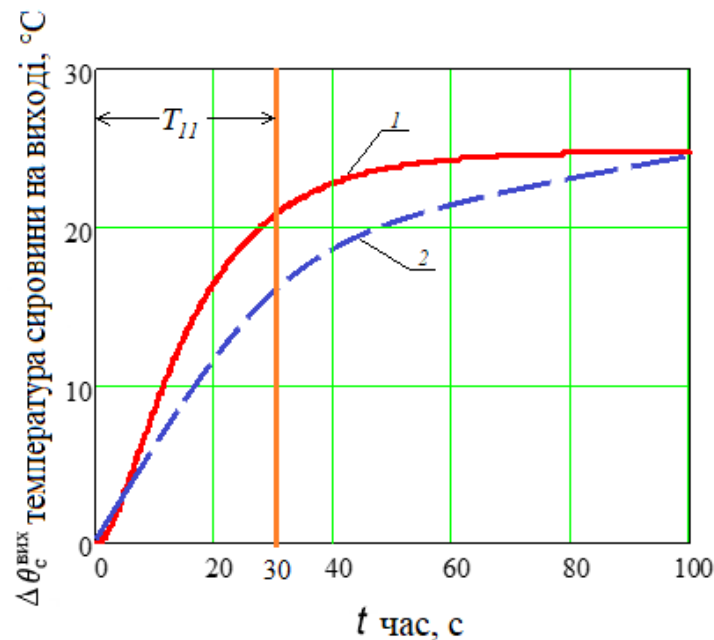


Рис. 2.7 – Перехідна характеристика об'єкта по каналу керування 11: 1- по виразу (2.15); 2- по виразу (2.17)

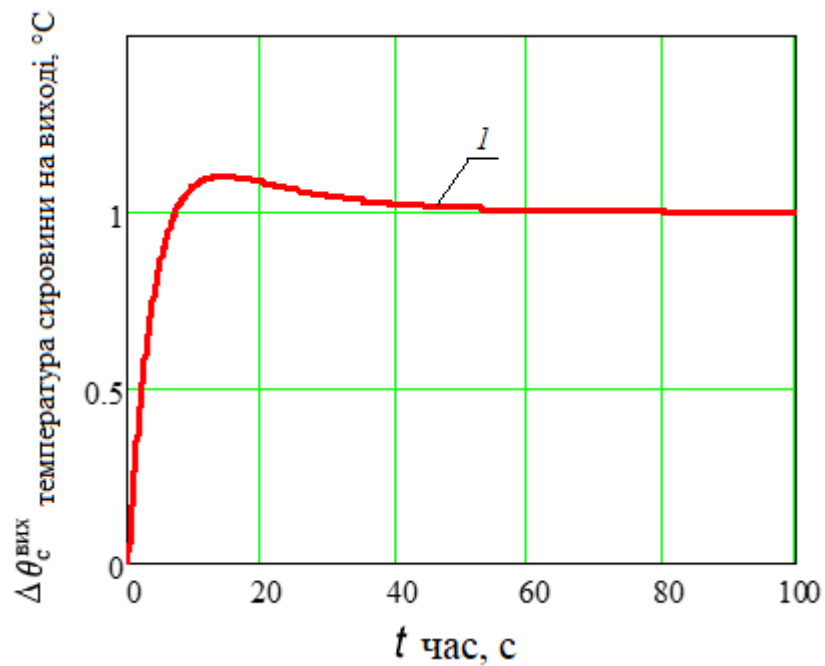


Рис. 2.8 – Перехідна характеристика об’єкта по каналу збурення 21: 1- за виразом (2.16)

Аналіз перехідної характеристики об’єкта по каналу керування 11(рис.2.7) свідчить, що її можна апроксимувати розв’язком диференціального рівняння 1-го порядку. Тоді перетворемо функцію цього об’єкта керування по каналу керування 11 можна подати так:

$$g(\varphi) = \frac{y(p)}{U(p)} = \frac{K_{11}}{1 + T_{11} * \rho_c}$$

де $K_{21} = K_{\text{кер}}$ – коефіцієнт підсилення каналу керування 11;

T_{11} – стала часу апроксимованного об’єкта;

$y(p) = \Delta \theta_c^{\text{вих}}(p)$ – зображення за Лапласом вихідної змінної(температури сировини на виході).;

$U(p) = \Delta G_{\pi}(p)$ - зображення за Лапласом вхідної змінної(витрати пари на вході кальцинатора)

3. Розробка і дослідження системи автоматичного керування паровим кальцинатором

3.1. Вимоги до системи керування

У зв'язку із зростанням вимог до продукції, що виробляється сучасних заводів, то системи автоматичного керування паровим кальцинатором пред'являються наступні вимоги:

1. Система автоматичного керування сировини на виході парового кальцинатора має бути реалізована на мікропроцесорному регуляторі з функцією контролю та індикації.
2. Стала часу замкнутої системи автоматичного керування температури сировини на виході повинна бути пов'язана зі сталою об'єкта керування.
3. Система автоматичного керування температурою сировини на виході парового кальцинатора повинна мати блок ручного керування.

3.2 Паровий кальцинатор як об'єкт керування температурою сировини на виході.

Як було показано у розділі 2 паровий кальцинатор як об'єкт керування температурою сировини на його виході може бути представлений передавальною функцією. Цій передавальній функції відповідає дискретна передавальна функція:

$$g_{11}(z) = \frac{y(z)}{U(z)} = \frac{k_{11}(1-a_p)p^2}{1-a_p * z^{-1}} * z^{-1} \quad (3.1)$$

де $a_p = \exp\left(-\frac{T}{T_{11}}\right)$;

k_{11} – коефіцієнти підсилення каналу керування;

T_{11} – коефіцієнти підсилення каналу керування;

T – стала часу каналу керування; період дискретності системи.

3.3 Структурна схема системи автоматичного керування з мікропроцесорним регулятором

3.3.1. Загальна передавальна функція мікропроцесорного регулятора

Структурна схема розшлядуваної системи показано на рис.3.1.

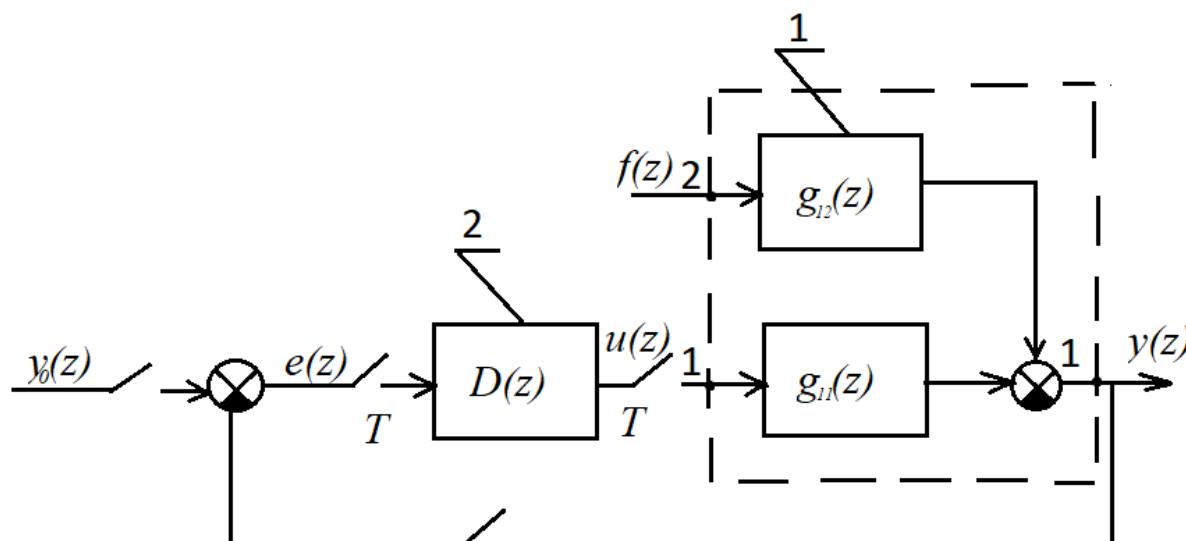


Рис.3.1. Структурна схема дискретної автоматичної системи керування температурою сировини на виході з парового кальцинатора:

1- об'єкт керування; 2- мікропроцесорний регулятор.

Виходячи з наведеної структурної схеми досить легко визначити вихідну змінну (температуру) у z – формі, якщо прийняти, що збурення $f(z)=0$. Справді:

$$y(z) = g_{11}(z)D(z)[y_0(z) - y(z)] \quad (3.2)$$

де $y_0(z)$ – задавальна ділянка (завдання) дискретному (мікропроцесорному) регулятору.

Із виразу (3.2) випливає, що задавальна передавальна функція мікропроцесорного регулятора:

$$D(z) = \frac{y(z)}{g_{11}(z)D(z)[y_0(z) - y(z)]}$$

або після відповідних перетворень:

$$D(z) = \frac{1}{g_{11}(z)} * \frac{y(z)/y_0(z)}{1 - y(z)/y_0(z)} \quad (3.3)$$

Відношення $y(z)/y_0(z)$ – називається дискретною функцією закритої системи:

$$\Phi(z) = \frac{y(z)}{y_0(z)}; \quad (3.4)$$

Підставивши вираз (3.4) у вираз (3.3), одержимо загальну передавальну функцію мікропроцесорного регулятора (МПР):

$$D(z) = \frac{1}{g_{11}(z)} * \frac{\Phi(z)}{1 - \Phi(z)}; \quad (3.5)$$

Нехай передавальна функція замкнутої системи

$$\Phi(z) = \frac{1}{1 + T_3 * p}; \quad (3.6)$$

Де T_3 – стала часу замкнутої системи.

У дискретній формі передавальна функція (3.6) має вигляд:

$$\Phi(z) = \frac{(1 - a_3)}{1 - a_3 * z^{-1}} * z^{-1} \quad (3.7)$$

Де $a_3 = \exp\left(-\frac{T}{T_3}\right)$ - параметри налаштування регулятора.

Підставимо вираз (3.7) у вираз (3.5). Тоді загальна передавальна функція МПР матиме вигляд:

$$D(z) = \frac{1}{g_{11}(z)} * \frac{(1 - a_3)z^{-1}}{1 - a_3 * z^{-1} - (1 - a_3)z^{-1}} \quad (3.8)$$

Аналіз виразу (3.8) свідчить, що дискретна передавальна функція цього регулятора залежить від дискретної передавальної функції парового кальцинатора по каналу керування 11 та параметра налаштування регулятора a_3 , який в свою чергу залежить від сталої часу замкнутої системи T_3 та періоду дискретної системи.

3.3.2. Визначення дискретної передавальної функції мікропроцесорного регулятора температурою сировини на виході парового кальцинатора

Підставимо вираз (3.1) у вираз (3.2). Тоді дискретна передавальна функція МПР температури сировини на виході парового кальцинатора матиме вигляд:

$$D(z) = \frac{(1 - a_3)(1 - a_p z^{-1})}{k_{11}(1 - a_p)[1 - a_3 z^{-1} - (1 - a_3)z^{-1}]} \quad (3.9)$$

де $a_p = \exp\left(-\frac{T}{T_{11}}\right);$

$$a_3 = \exp\left(-\frac{T}{T_3}\right);$$

$$T_3 > T_{11}.$$

3.3.3. Дослідження дискретної системи автоматичного керування температурою сировини на виході парового кальцинатора

Дискретна передавальна функція замкнутої системи має такий вигляд:

$$\Phi(z) = \frac{y(z)}{y_0(z)} = \frac{(1-a_3)}{1-a_3*z^{-1}} * z^{-1} \quad (3.10)$$

Із виразу (3.10) випливає, що

$$y(z) = \frac{(1-a_3)}{1-a_3*z^{-1}} * z^{-1} * y_0(z) \quad (3.11)$$

Якщо

$$y_0(z) = \frac{(1-a_3)}{1-z^{-1}},$$

то

$$y(z) = \frac{(1-a_3)z^{-1}}{1-(1-a_3)1+a_3z^{-1}} \quad (3.12)$$

Нехай стала часу замкнутої системи $T_3 = 40$ с, а період дискретності системи $T=20$ с. Тоді

$$a_3 = \exp\left(-\frac{T}{T_3}\right) = \exp\left(-\frac{20}{40}\right) = 0,606 = 0,6;$$

$$1 - a_3 = 1 - 0,606 = 0,394 \approx 0,4;$$

$$1 + a_3 = 1 + 0,6 = 1,6;$$

$$y(z) = \frac{0,4*1}{1+1,6*z^{-1}}; \quad (3.13)$$

Поділивши чисельник на знаменник виразу (3.13), одержимо наступний ряд Лорана:

$$y(z) = 0,4z^{-1} + 0,64z^{-2} + 0,78z^{-3} + 0,86z^{-4} \dots \quad (3.14)$$

У відповідності з виразом (3.14) побудовано графіки перехідного процесу (рис.3.2).

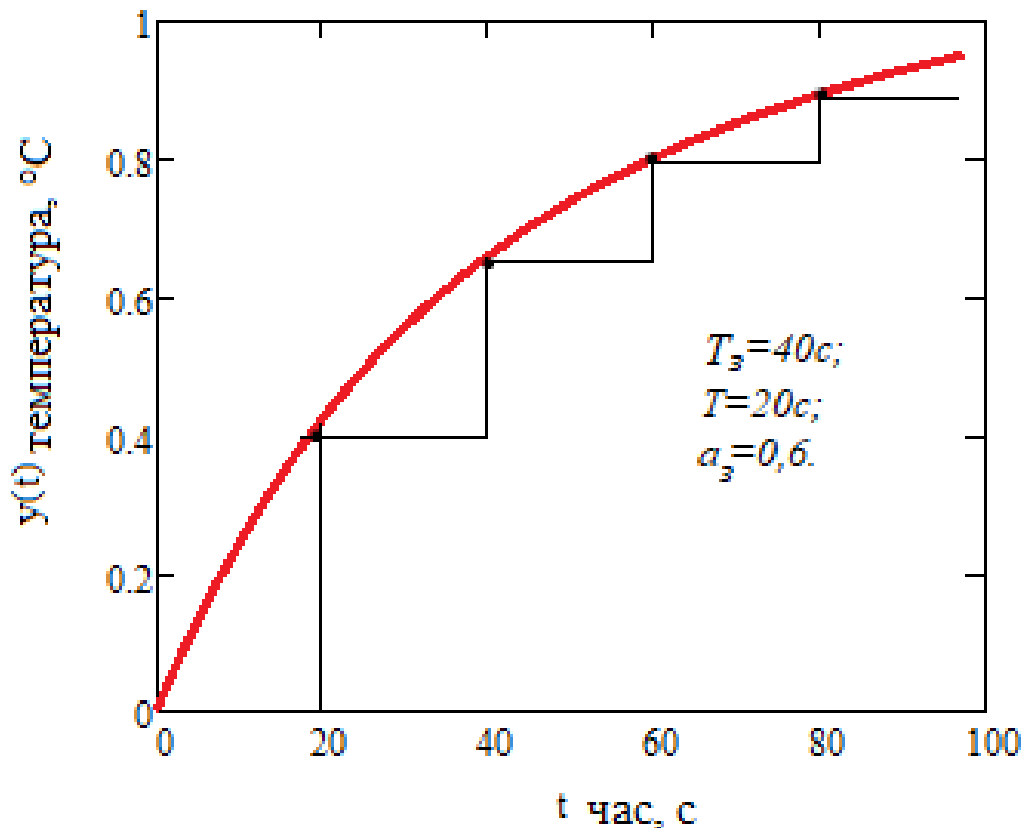


Рис.3.2. Графік зміни вихідної змальної (графік 2) і задавального діяння (графік 1)

3.3.4. Розробка програмувальної функції мікропроцесорного регулятора

Після того як одержано дискретну передавальну функцію регулятора температури сировини на виході парового кальцинатора (3.9), потрібно визначити його програмувальну функцію з метою реалізації на МПК МІК-52. «МІКРОЛ».

Дискретну передавальну функцію (3.9) подано у такому вигляді:

$$D(z) = \frac{U(z)}{e(z)} = \frac{\frac{(1-a_3)}{k_{11}(1-a_p)} - a_p * \frac{(1-a_3)}{k_{11}(1-a_p)} * z^{-1}}{1 - a_3 * z^{-1} - (1-a_3) * z^{-1}} \quad (3.15)$$

Нехай

$$a_0 = \frac{(1-a_3)}{k_{11}(1-a_p)};$$

$$a_1 = -a_0 * a_p;$$

$$b_1 = a_3;$$

$$b_2 = 1 - a_3.$$

Тоді дискретна передавальна функція (3.15) матиме вигляд:

$$D(z) = \frac{U(z)}{e(z)} = \frac{a_0 + a_1 * z^{-1}}{1 - b_1 * z^{-1} - b_2 * z^{-2}}; \quad (3.16)$$

Звідси випливає, що

$$[1 - b_1 * z^{-1} - b_2 * z^{-2}]U(z) = (a_0 + a_1 * z^{-1})e(z) \quad (3.17)$$

або

$$U(z) = a_0 e(z) + a_1 e(z) * z^{-1} + b_1 U(z) * z^{-1} + b_2 U(z) * z^{-2}$$

Отже різницеве рівняння дискретного регулятора температури сировини на виході парового кальцинатора або його програмувальна функція матиме вигляд:

$$U[i] = a_0 e[i] + a_1 e[i - 1] + (b_1 + b_2)U[i - 1]. \quad (3.18)$$

Згідно з математичної моделі парового кальцинатора:

- стала часу каналу керування $T_{11} = 34\text{с}$;
- коефіцієнт підсилення каналу керування $k_{11} = 25$.

До дискретної САК температурою висунуто такі вимоги:

- стала часу замкнутої системи $T_3 = 40\text{с}$;
- період дискретності системи $T = 20\text{с}$.

$$a_p = \exp\left(-\frac{T}{T_{11}}\right) = \exp\left(-\frac{20}{34}\right) = 0,554;$$

$$1 - a_p = 1 - 0,554 = 0,446;$$

$$a_3 = \exp\left(-\frac{T}{T_3}\right) = \exp\left(-\frac{20}{40}\right) = 0,6;$$

$$1 - a_3 = 1 - 0,6 = 0,4;$$

$$k_{11}(1 - a_p) = 25 * 0,4 = 10;$$

$$a_0 = \frac{(1 - a_3)}{k_{11}(1 - a_p)} = \frac{0,4}{10} = 0,04;$$

$$a_1 = -a_0 * a_p = -0,04 * 0,554 = -0,022;$$

$$b_1 = a_3 = 0,6;$$

$$b_2 = 1 - a_3 = 1 - 0,6 = 0,4;$$

Отже, програмувальна функція (3.18) матиме вигляд:

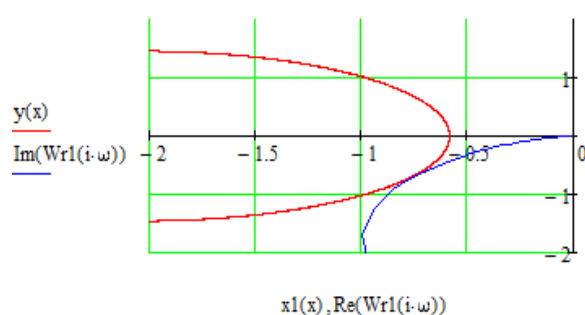
$$U[i] = 0,04e[i] - 0,022e[i - 1] + 1 * U[i - 1]. \quad (3.19)$$

3.4 Розрахунок контуру регулювання методом М-кола

Маючи опис об'єкта у вигляді аперіодичної ланки 2-го порядку з передатною функцією $W_{\text{об}} = \frac{10}{56.335 \cdot s^2 + 17.93 \cdot s + 1}$ налаштуємо параметри П- та ПІ-регуляторів.

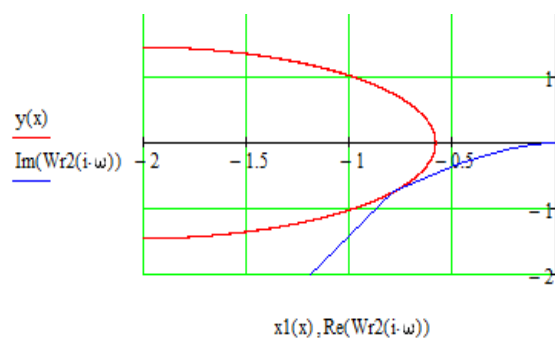
Побудуємо М-коло та знайдемо такі параметри регуляторів, при яких М-коло і годограф АФХ мають одну точку дотику для систем з П та ПІ-регуляторами:

$$M := 1.4 \quad R := \frac{M}{M^2 - 1} = 1.458 \quad L := \frac{M^2}{M^2 - 1} = 2.042 \quad x := 0, 0.01..100 \quad x1(x) := R \cdot \sin(x) - L$$



$$y(x) := R \cdot \cos(x)$$

а)



б)

Рис. 3.3 – Демонстрація налаштування П- (а) і ПІ- (б) регуляторів методом М-кола

Отже, для П-регулятора $K_p = 0.46$; для ПІ-регулятора $K_p = 0.029$, $T_i = 19.8$.

Отримаємо передатну функцію замкненої системи з розімкненої за формулою:

$$W_3(s) = \frac{W_{\text{роз}}(s)}{1 + W_{\text{роз}}(s)}$$

На рисунку зображені перехідні характеристики замкненої системи (по каналу керування) з регуляторами, налаштованими по методу М-кола.

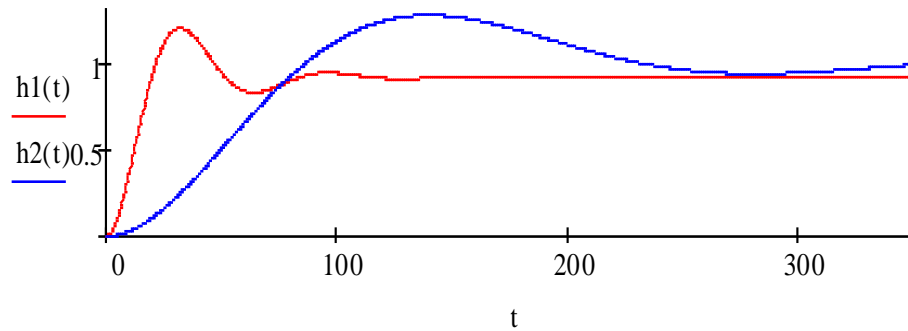
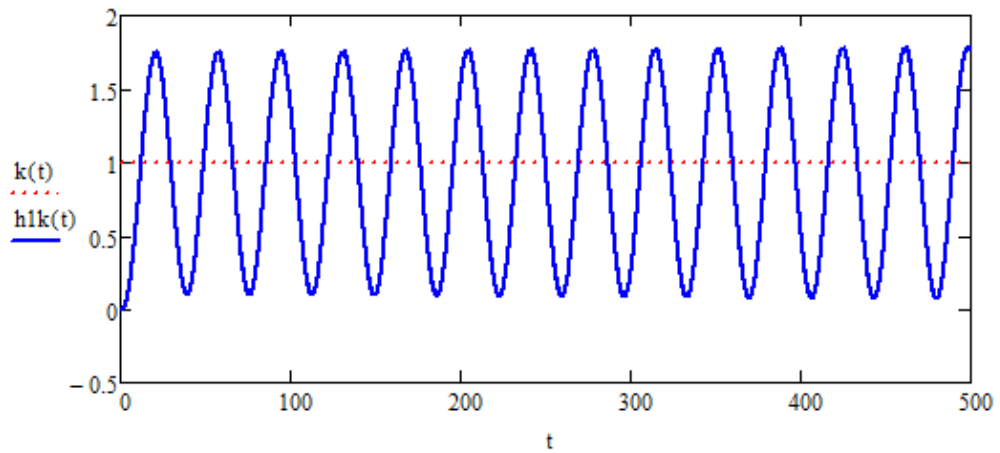


Рис. 3.4 – Перехідні характеристики замкненої системи по каналу керування з регуляторами, налаштованими методом М-кола

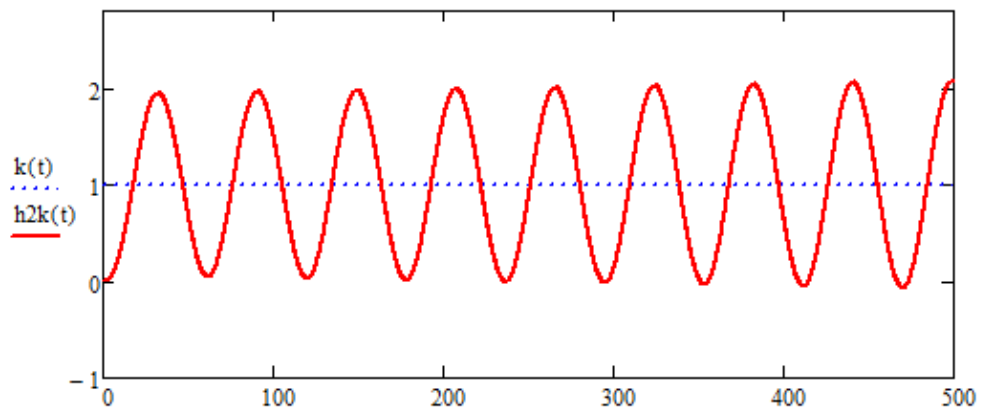
— система з П-регулятором,
— система з ПІ-регулятором.

3.5 Налаштування системи керування методом Ціглера-Нікельса

Знайдемо параметри налаштування П- (а) та ПІ-регуляторів (б) з використанням методу Циглера-Нікольса. Для цього експериментально знайдемо такі параметри регуляторів (критичні), за яких наша система знаходиться на межі стійкості – в ній починаються незагасаючі коливання.



а)



б)

Рис. 3.5— Перехідні характеристики системи з П- (а) і ПІ- (б) регуляторами на межі стійкості.

З дослідів з'ясовано, що

- для П-регулятора $K_{пкр} = 1.46$;
- для ПІ-регулятора $K_{пкр} = 0.29$, $T_{ікр} = 19,8$.

Тоді

- для П-регулятора $K_{понт} = 0.55 \cdot K_{пкр} = 0.803$;
- для ПІ-регулятора $K_{понт} = 0.45 \cdot K_{пкр} = 0.13$, а $T_{іонт} = \frac{T_{ікр}}{1.2} = 16,5$.

На рис. 2.8 зображені перехідні характеристики замкненої системи (по каналу керування) з регуляторами, налаштованими по методу Циглера-Нікольса.

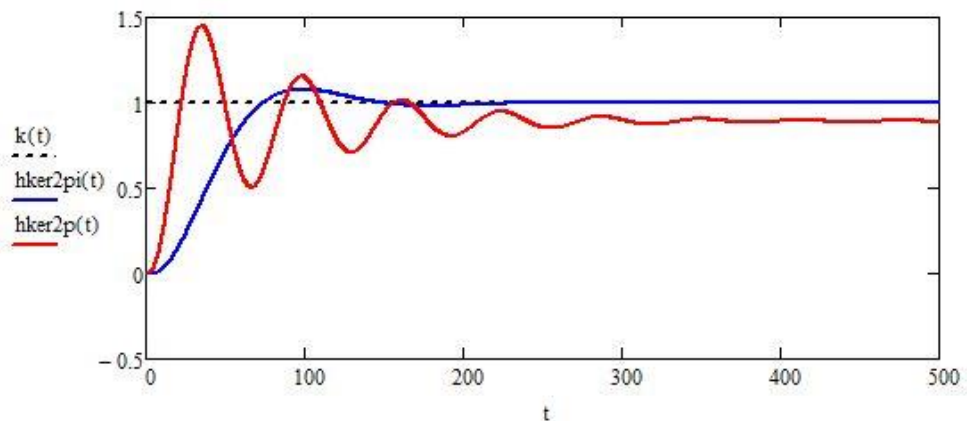


Рис. 3.6 – Перехідні характеристики замкненої системи по каналу керування з регуляторами, налаштованими методом Циглера-Нікольса

— система з П-регулятором,

— система з ПІ-регулятором.

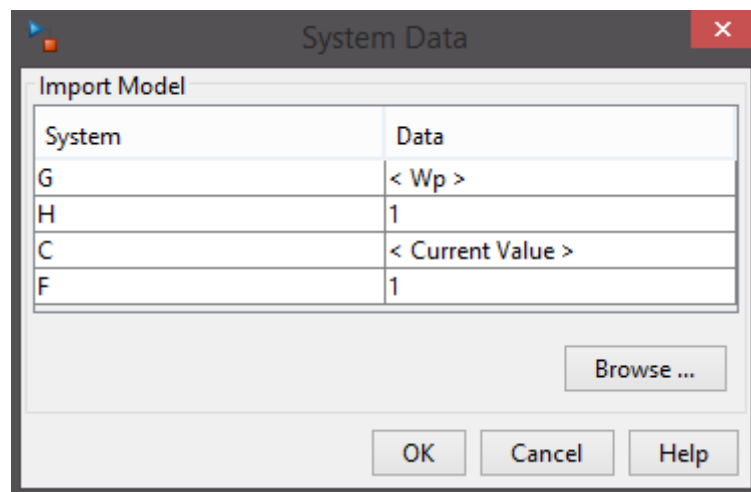
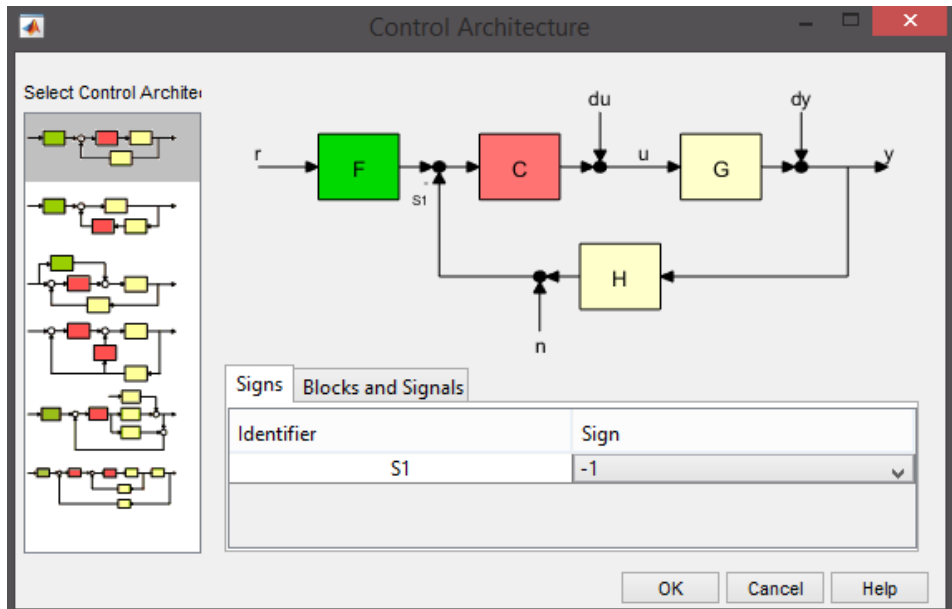
3.6 Налаштування регулятора за допомогою інтерактивного середовища SISOTool

Інтерактивне середовище SISOTool використовується для вирішення завдання синтезу коригуючого пристрою (регулятора) і попереднього фільтра (пристрою прямого зв'язку). Іншими словами цей засіб служить для вибору виду і параметрів керуючого пристрою виходячи з вимог, що пред'являються до якості роботи проектованої системи управління в перехідному і усталеному процесах. При такому синтезі передбачається, що попередньо отримані (отже відомі) математичні моделі елементів незмінної частини проектованої системи і що обрано допустимий закон управління, що визначає її структурну схему. Задаємо передатну функцію об'єкта в наступному вигляді і викликаємо інтерактивне середовище налаштування регулятора «SISOTool»:

```
num = [24.798]
den = [56.335 17.93 1]
Wp = tf(num, den)
Wp.variable = 'p'
```


Sisotool

Перед нами відкриється вікно редактора, з архітектурою системи, із закладками, що відкривають різноманітні налаштування, де обираємо



архітектуру системи:

Рис. 3.7 – Структура замкненої системи керування з ПІ-регулятором
G – plant (математична модель об'єкта) ;

H – sensordynamics (давач, що вимірює вихідну величину) ;

F — prefilter (фільтр) ;

C — compensator (регулятор).

Задаємо потрібні налаштування для підбору настройок регулятора, його тип, критерій налаштування.

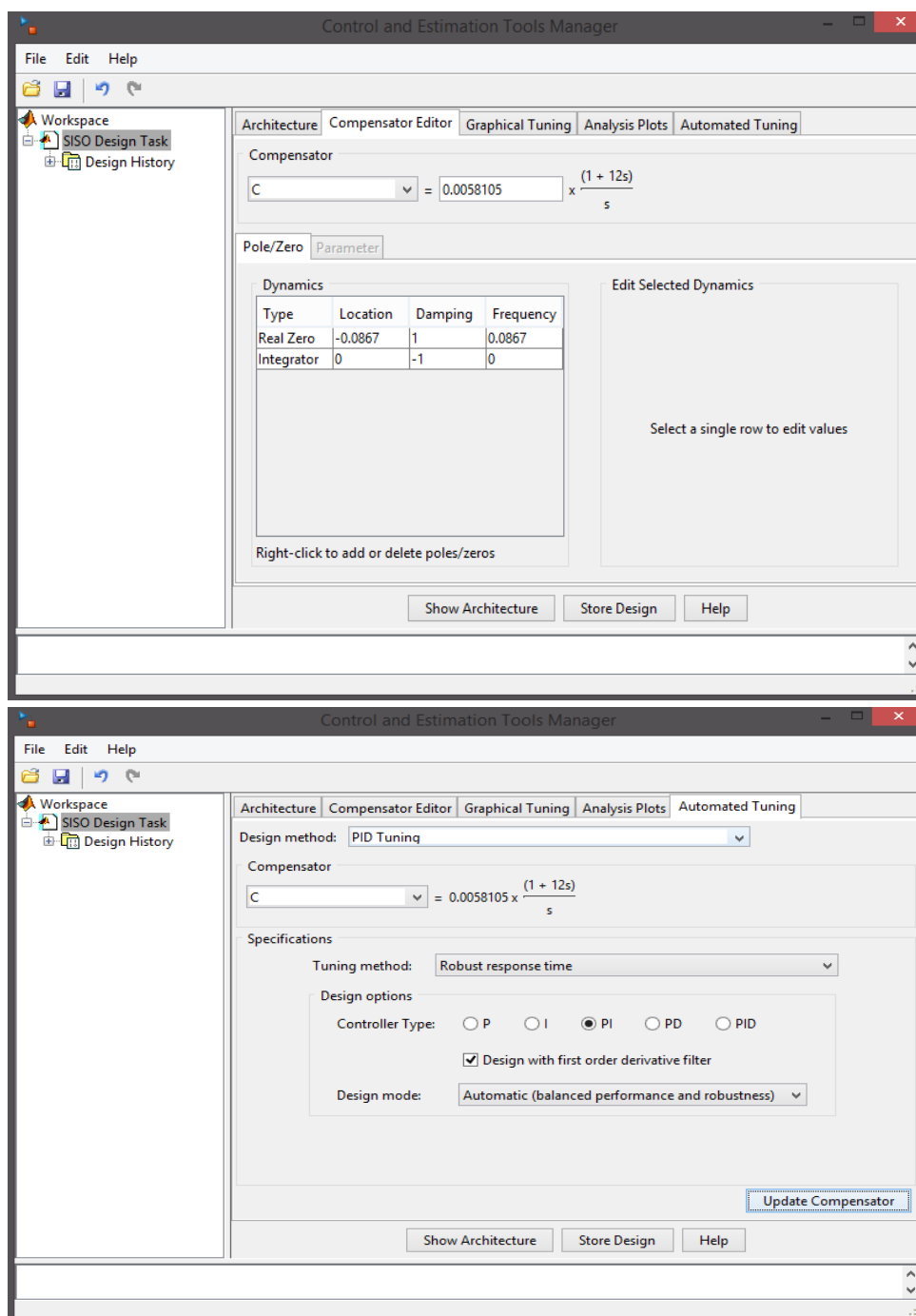


Рис. 3.8 – Налаштування настройок регулятора.

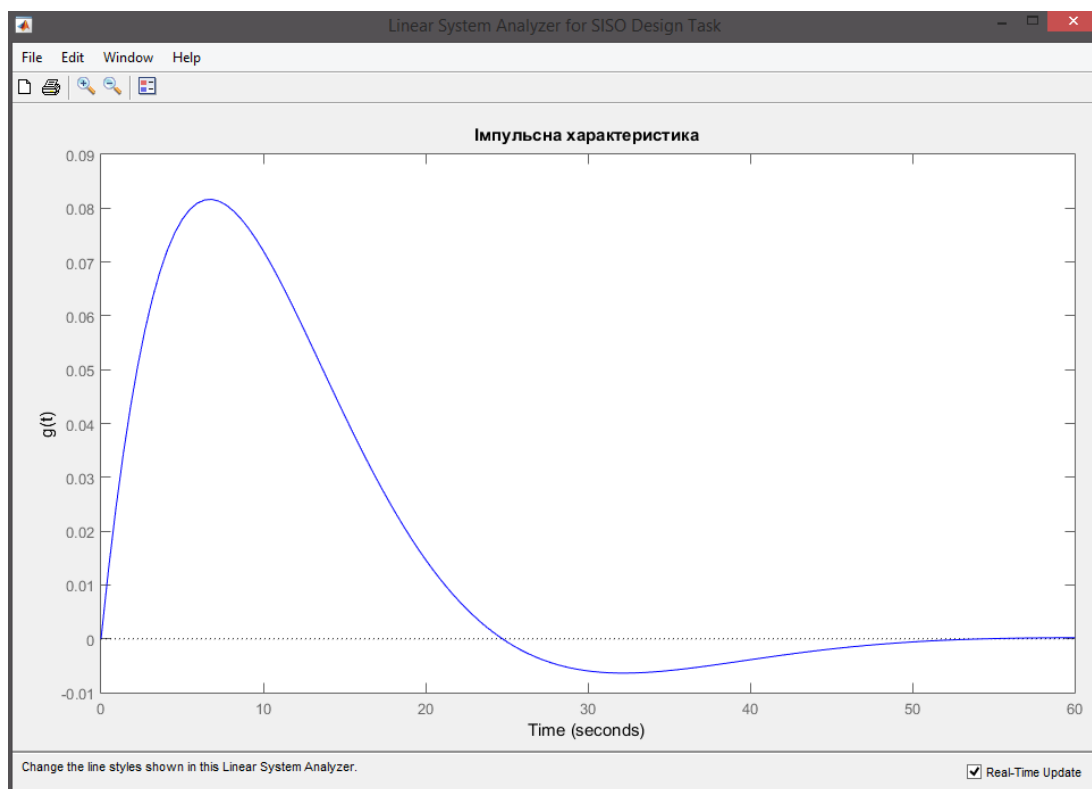


Рис. 3.9 – Перехідна характеристика замкненої системи керування з ПІ-регулятором

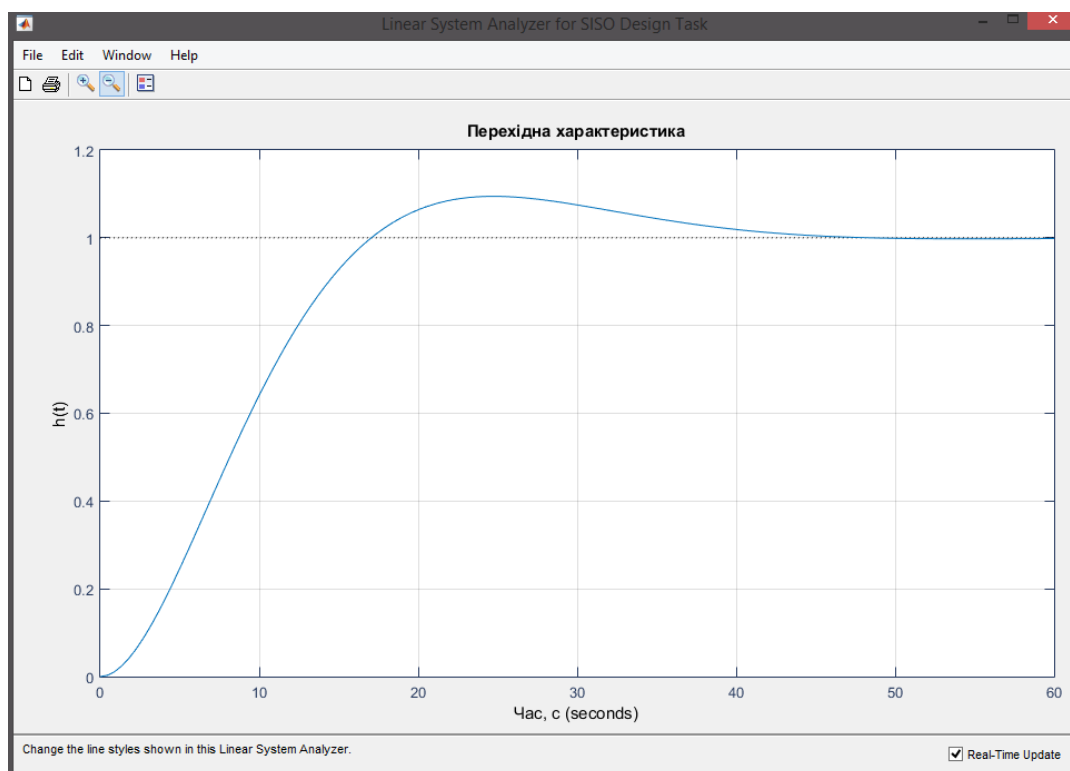


Рис. 3.10 – Імпульсна характеристика замкненої системи керування з ПІ-регулятором

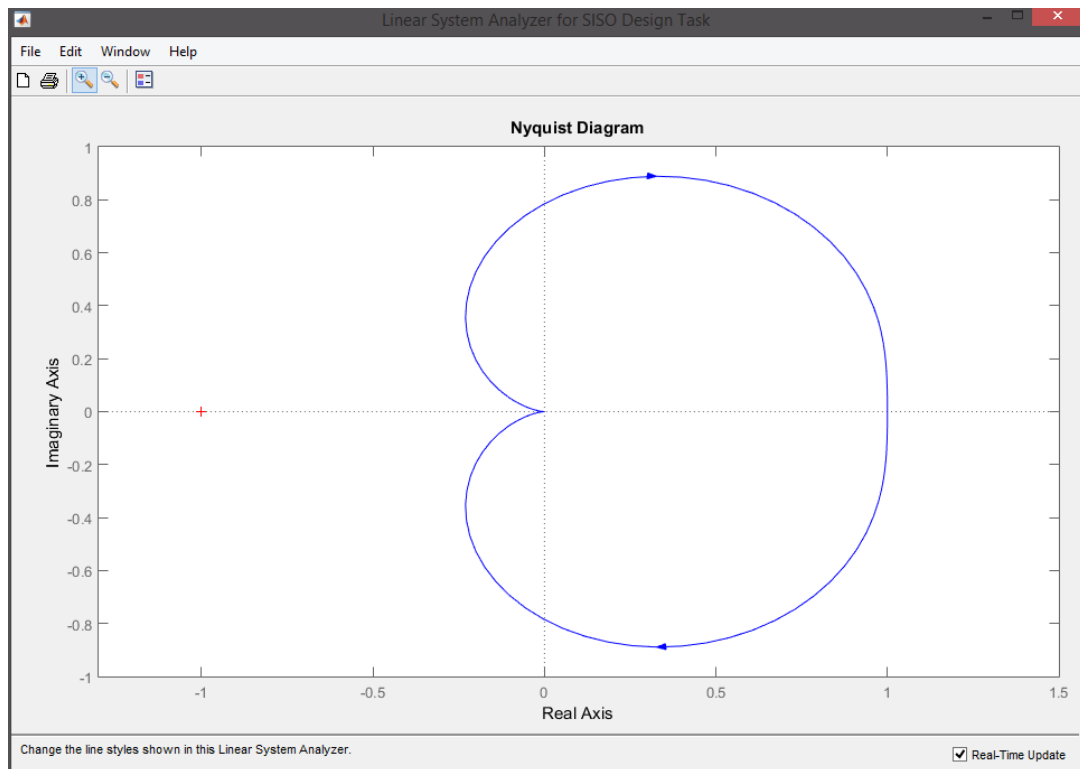


Рис. 3.11 – Діаграма Найквіста замкненої системи керування з ПІ-регулятором

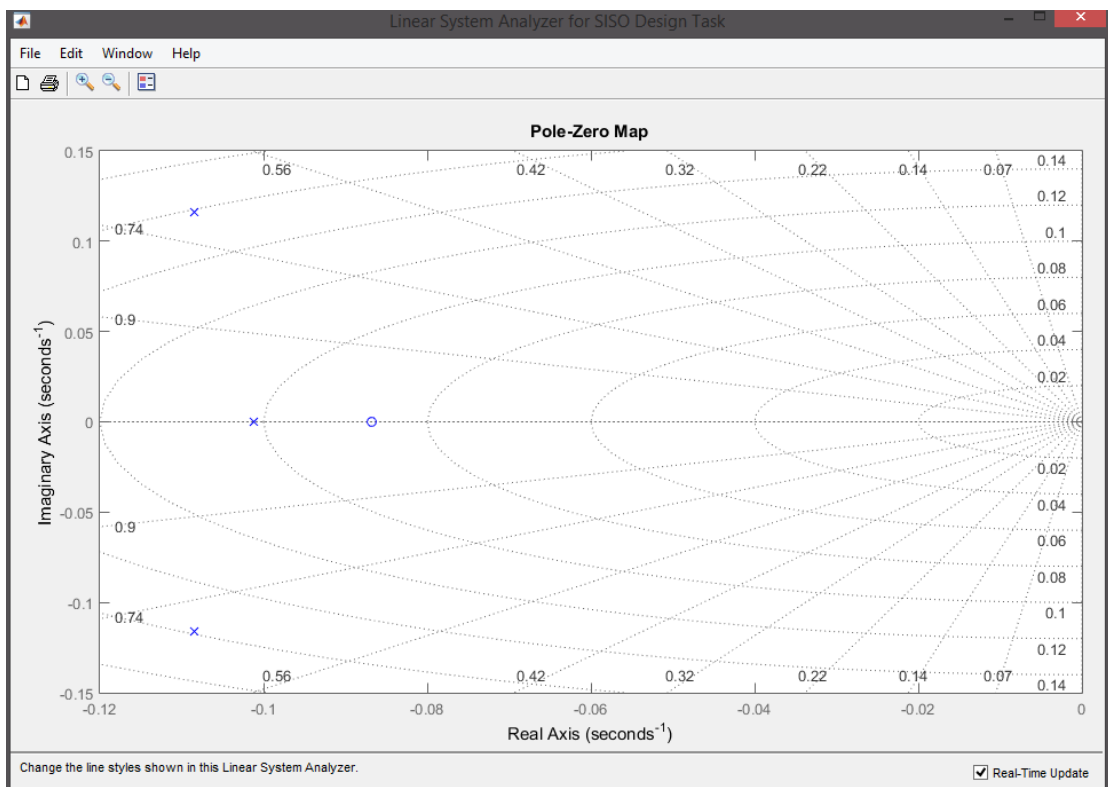


Рис. 3.12- Діаграма нулів та полюсів для замкненої системи керування з ПІ-регулятором

3.7 Моделювання системи керування у середовищі Simulink

Система Simulink є складовою частиною системи Matlab і призначена для структурно-графічного моделювання різних динамічних об'єктів, як безперервних, так і дискретних. Об'єкт моделювання представляється у вигляді сукупності готових, закінчених блоків, між якими встановлюються зв'язки по типу "вхід-вихід". При побудові моделі, такі зв'язки зображуються просто стрілками.

Складемо схему системи керування з ПІ-регулятором.

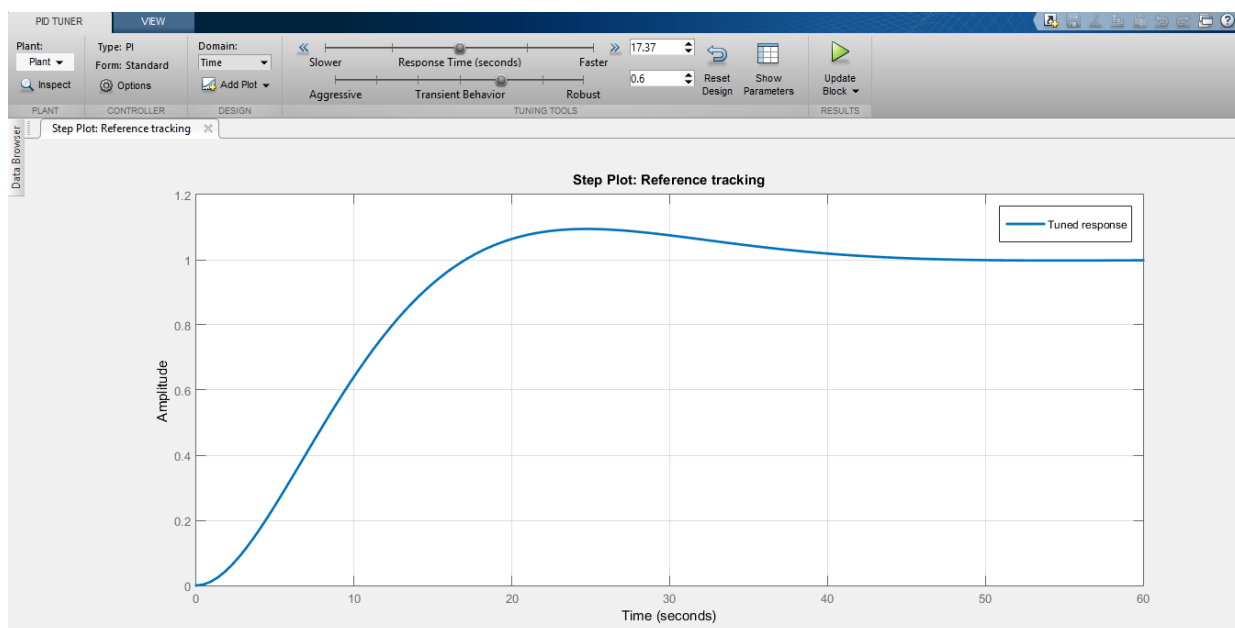
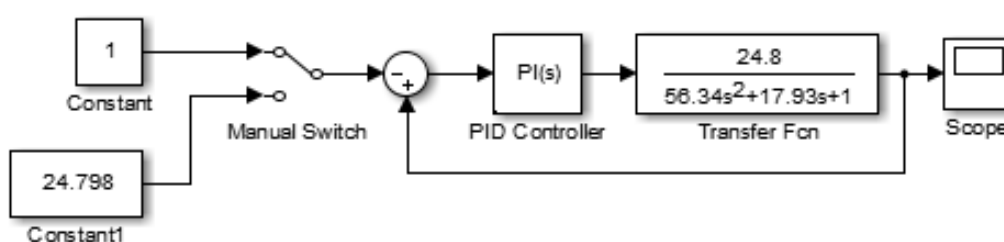


Рис.3.12 - Вікно налаштувань ПІ-регулятора у Simulink

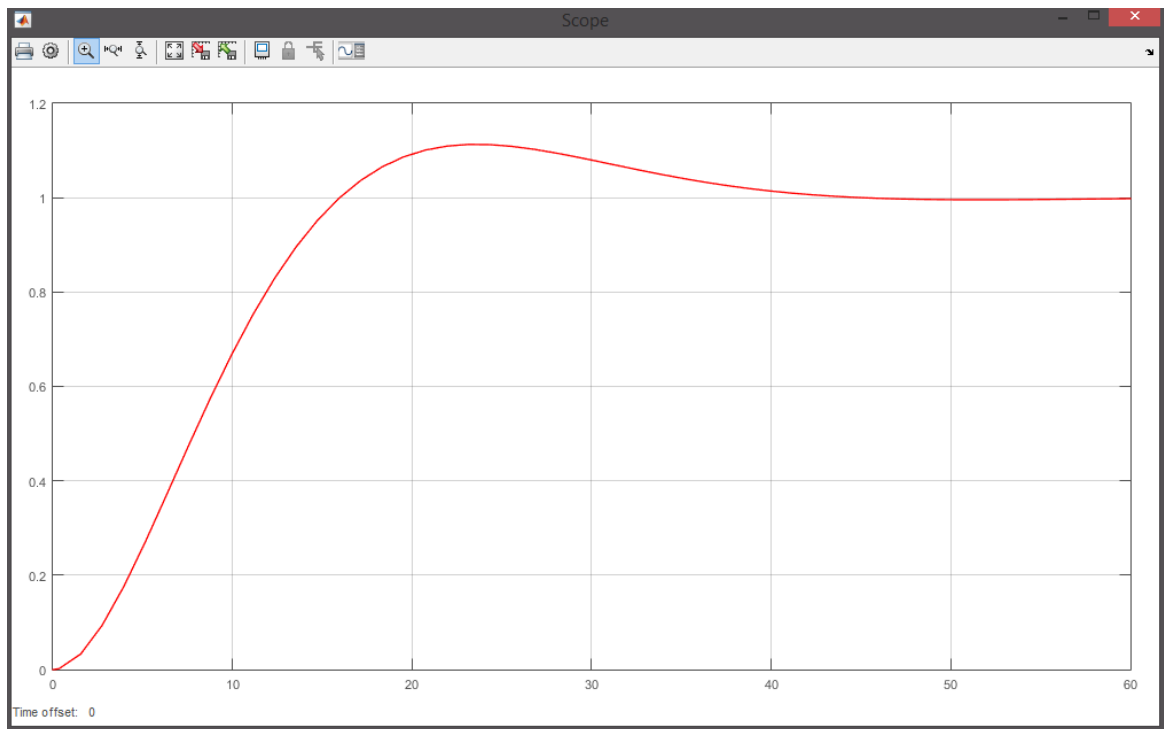


Рис.3.13 – Перехідна характеристика замкненої системи з ПІ-регулятором побудована в Simulink

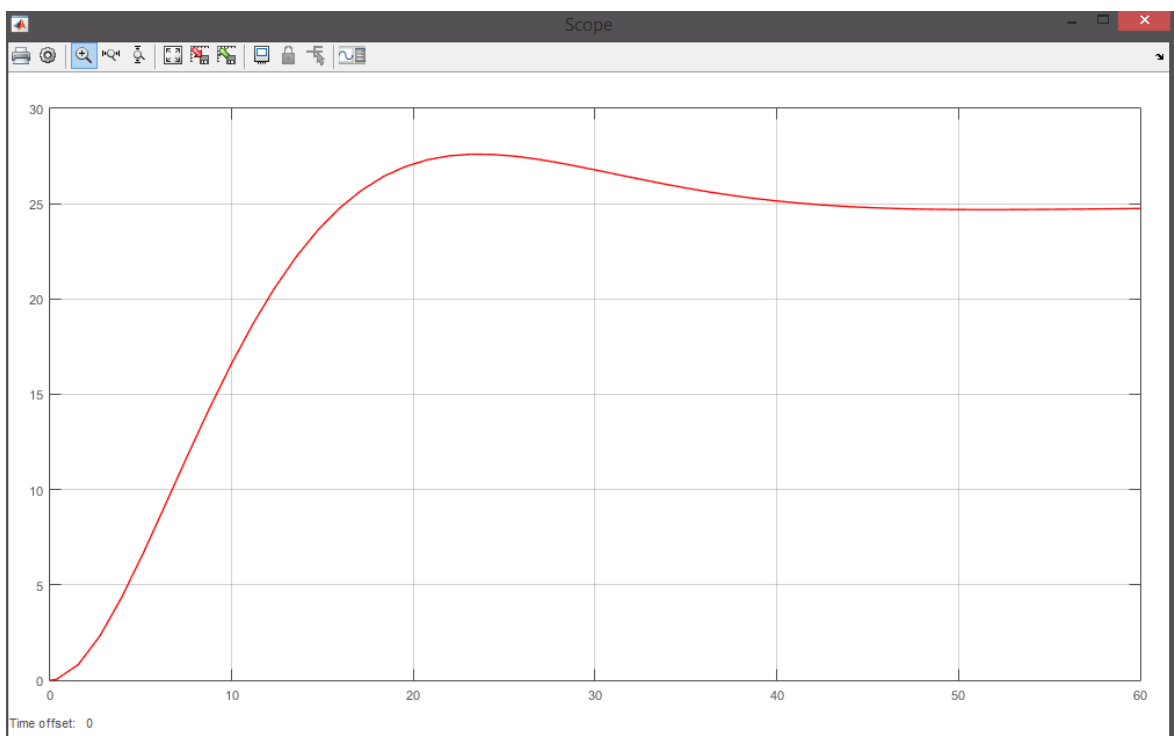


Рис.3.14 - Перехідна характеристика замкненої системи з ПІ-регулятором по каналу «завдання-вихід» в Simulink

Запишемо лістинг програми:

```
num = [24.798]
den = [56.335 17.93 1]
Wp = tf(num, den)
Wp.variable = 'p'
% Передаточная функция ПИ-регулятора sisotool%
num_reg_1 = [12 1]
den_reg_1 = [1 0]
W_reg_1 = (tf(num_reg_1, den_reg_1))*0.0058105
W_reg_1.variable = 'p'
% Передаточная функция замкнутой системы с ПИ-регулятором sisotool%
W_zam_1 = (Wp*W_reg_1)/(Wp*W_reg_1 + 1)
W_zam_1.variable = 'p'
% Передаточная функция ПИ-регулятора simulink%
num_reg_2 = [1 0.06]
den_reg_2 = [1 0]
W_reg_2 = (tf(num_reg_2, den_reg_2))*0.095044
W_reg_2.variable = 'p'
% Передаточная функция замкнутой системы с ПИ-регулятором simulink%
W_zam_2 = (Wp*W_reg_2)/(Wp*W_reg_2 + 1)
W_zam_2.variable = 'p'
step(W_zam_1,W_zam_2)
```

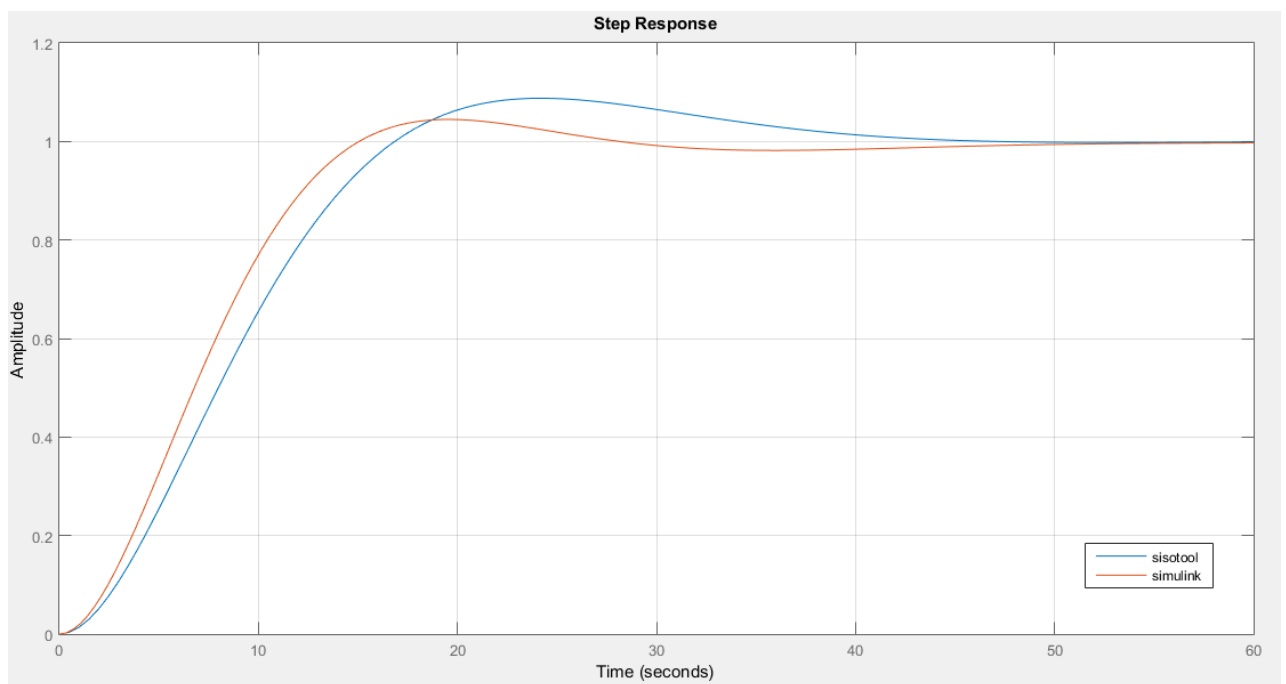


Рис.3.15 – Перехідні характеристики отримані за результатами отриманими в SISOTool та Simulink

З отриманих перехідних характеристик видно що кращими налаштуваннями для ПІ-регулятора є налаштування отримані в Simulink, оскільки час перехідного процесу і коливність менші ніж при

налаштуваннях отриманих в Sisotool. А також при налаштуваннях, отриманих в Simulink майже відсутнє перерегулювання.

Узагальнивши всі дослідження та проаналізувавши отримані перехідні характеристики, можна сказати:

Для налаштування П-регулятора кращим виявився метод М-кола, оскільки регулятор, налаштований цим методом краще виконує ф-ю мінімізації впливу збурення на систему. Також, система з цим регулятором має кращу швидкодію, та меншу коливність. П-регулятор налаштований методом Циглера-Нікольса, в свою чергу, дозволив зменшити значення статичної похибки, властивій П-регулятору.

Аналогічні результати були отримані і для ПІ-регулятора.

Для реальних об'єктів метод Циглера-Нікольса є далеко не найкращим, оскільки налаштування, отримані за ним, забезпечують дуже коливний перехідний процес, що може сильно вплинути на регулювання.

Отже, метод М-кола є більш практично застосовним.

Але для кожного випадку треба обирати свій метод налаштування, враховуючи умови використання та потреби, наприклад, більшу точність, або меншу коливність тощо.

4. Розробка схеми системи автоматизації

4.1. Розробка структури системи

4.1.1. Структура контурів контролю та керування

У процесі відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди необхідно забезпечувати автоматичний контроль та керування технологічних параметрів таких як температура у різних точках процесу, витрати та рівні в апаратах.

Контроль необхідно забезпечувати з метою отримання продукту необхідної якості, контрольовані параметри обов'язково повинні бути в межах встановленого технологічного регламенту процесу.

Призначення системи автоматичного регулювання полягає в забезпеченні стабілізації кальцинованої соди й зниження витрати вихідних реагентів при заданій продуктивності. Інакше кажучи, ця система призначена для підтримки параметрів у різних апаратах процесу.

Враховуючи особливості технологічного процесу відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди слід забезпечити автоматичний контроль та керування таких параметрів креслення:

- Витрата вологого Na_2HCO_3 (9500 кг/год), що регулюється витратою ретурної соди;
- Витрати ретурної соди (12217 кг/год);
- Рівень у приймачі 2 (3,3 м);
- Температури у паровому кальцинаторі 22 (210 °C);
- Рівень у збірнику конденсату 24 (3,3 м);
- Витрата ретурої соди на вході у шнековий транспортер 8 (9500 кг/год);

- Витрата готової соди на вході у шнековий транспортер 9 (12217 кг/год);
- Температури у циклоні 11 (210 °C);
- Тиск на вході у скребачковий транспортер 4 (1000 Па);
- Витрати готової соди на виході з бункера 5, що регулюється рівнем суміші у бункері 5;
- Рівень у бункері 5 (5 м);
- Витрата газу кальцинації і конденсату на вході у холодильник газу кальцинації 15 (7850 кг/год);
- Температури у холодильнику газу кальцинації 15 (32 °C);
- Витрати пари на вході у промивач газу кальцинації 16 (7247 кг/год);
- Витрати слабкої рідини на виході з відцентрового насоса 25 (1812 кг/год);
- Витрати слабкої рідини на виході з відцентрового насоса 27 (2416 кг/год), що керується рівнем у холодильнику газу кальцинації 15;
- Рівня суміші у холодильнику газу кальцинації 15 (3,3 м);
- Витрати слабкої рідини і води на виході з відцентрового насоса 26 (8153 кг/год), що керується рівнем у промивачі газу кальцинації 16;
- Рівень у промивачі газу кальцинації 16 (3,3 м);
- Рівень суміші у шнековому транспортері 20 (3,3 м);
- Витрата не поглинених газів у промивачі газу кальцинації 16 (906 кг/год)
- Тиску у змішувачі 1;
- Тиску у вивантажувальному шнеку 19;
- Тиску у центрифугі 7;
- Тиску на виході зі скребачкового транспортера 4;

- Тиску на виході з відцентрового насоса 25;
- Тиску на виході з відцентрового насоса 26;
- Тиску на виході з відцентрового насоса 27;

4.1.2. Структура системи дистанційного керування та аварійного захисту електродвигунів

У процесі відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди маємо 3 насоси, циклон, вивантажувальний шнек, скребачковий транспортер, змішувач та центрифугу. Враховуючи особливості роботи цих пристроїв з'являється необхідність додати до них мотори, за допомогою яких будуть відбуватися необхідні процеси у вище перелічених апаратах.

Тому потрібно забезпечити дистанційне керування і аварійний захист електродвигунів:

- Скребачкового транспортеру 4;
- Змішувача 1;
- Вивантажувального шнека 19;
- Циклона 11;
- Центрифуги 7;
- Відцентрового насоса 25;
- Відцентрового насоса 26;
- Відцентрового насоса 27.

Окрім того, процес небезпечний і якщо не дотримувати норм техніки безпеки та не витримувати необхідну умови проходження процесу, що може потягти за собою негативні наслідки, починаючи від низької якості вихідної продукції, закінчуючи аварією на виробництві. Саме тому

необхідно для двигунів, що будуть працювати у даному процесі забезпечити аварійний захист.

4.1.3. Структура системи технологічної сигналізації і блокувань

Система технологічної сигналізації та блокувань відіграє важливу роль у процесі відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди, адже завдяки ним можна вчасно зупинити виробництво в разі якогось збою. Потрібно обдумати і проаналізувати весь процес, всі апарати та зробити блокування певних частин схеми (або усієї) у разі виходу з ладу якогось апарата, наприклад, мотора до компресора, чи насосу без якого не будуть поступати потрібні речовини для реакцій, що несуть важливий характер.

Умрозглянутому процесі будемо сигналізувати:

- Скребачкового транспортера 4;
- Змішувача 1;
- Вивантажувального шнека 19;
- Центрифуги 7;
- Циклона 11;
- Відцентрового насоса 25;
- Відцентрового насоса 26;
- Відцентрового насоса 27.

Алгоритм дії побудований таким чином, що коли відбувається якась поломка відразу включається сигналізація і блокуються задані апарати, що унеможливило потрапляння речовин, які можуть зіпсувати продукт.

Блокувати маємо наступне:

1. При блокуванні мотора 1 має блокуватися клапан, що перекриває подачу води до циклону 11;
2. При блокуванні мотора 2 має блокуватися клапан, що перекриває подачу ретурної соди до змішувача 1;
3. При блокуванні мотора 3 має блокуватися клапан, що подає воду до вивантажувального шнеку 19;
4. При блокуванні мотора 4 має блокуватися клапан, що подає вологого Na_2HCO_3 до центрифуги 7;
5. При блокуванні мотора 5 має блокуватися клапан подачі ретурної соди у приймач 2;
6. При блокуванні мотора 6 мають блокуватися наступні клапани: слабкої рідини у колектор газу кальцинації та мотор 8.
7. При блокуванні мотора 7 має блокуватися клапан, що подає слабку рідину на вихід з холодильника газу кальцинації та мотор 8.
8. При блокуванні мотора 8 має блокуватися мотор 7 та клапан, що регулює подачу слабкої рідини і води на вихід з промивача газу кальцинації.

4.2. Опис схеми автоматизації

Для процесу відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди розроблена схема автоматизації (дивись схему ДП з 71.03. 00.001.СхА)

Схема автоматизації технологічного процесу відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди включає: системи технологічного контролю за технологічними параметрами; системи автоматичного регулювання технологічних

параметрів; системи технологічної сигналізації та захисту; системи дистанційного керування виконавчими механізмами; систему контролю наявності полум'я.

Для того, щоб підтримувати задане технологічним регламентом значення параметрів для процесу розроблено контури для регулювання таких технологічних параметрів:

Контури 1 та 2 забезпечують контроль та керування співвідношенням витрати вологого Na_2HCO_3 та ретурної соди на вході у приймач та включає: витратомір – діафрагму камерну (1-1); тензоперетворювач тиску з квадратичною функцією перетворення (1-2), пневматичний регулятор з функцією індикації (1-3), діафрагма камерна (2-1); тензоперетворювач тиску з квадратичною функцією перетворення (2-2); пневматичний регулятор з функцією індикації (2-3); пристрій регулюючий співвідношення (2-4), блок ручного управління (2-5), виконавчий механізм (2-6), який розташований на потоці ретурної соди.

Контур 3 забезпечує контроль та керування рівня суміші ретурної соди і вологого Na_2HCO_3 в стабілізаційній колоні та включає: рівнемір буйковий з пневматичним передавальним перетворювачем (3-1); прилад вторинний пневматичний, показувальний, реєструвальний зі станцією керування (3-2), блок ручного управління (3-3), виконавчий механізм (3-4), який розташований на потоці вологого Na_2HCO_3 .

Контур 4 забезпечує контроль та керування температури у паровому кальцинаторі та включає в себе: термоперетворювач опору типу ТСМУ з уніфікованим вихідним сигналом (4-1); пристрій регулюючий, показувальний і реєструвальний (4-2), блок ручного управління (4-3), електропневматичний перетворювач (4-4), виконавчий механізм (4-5).

Контур 5 забезпечує контроль та керування рівня води у збірнику конденсату та включає: рівнемір буйковий з пневматичним передавальним перетворювачем (5-1); прилад вторинний пневматичний, показувальний, реєструвальний зі станцією керування (5-2), блок ручного управління (5-3), виконавчий механізм (5-4), який розташований на потоці води.

Контур 6 забезпечує контроль та керування витрати ретурної соди на вході у шнековий транспортер та включає: витратомір – діафрагма камерна (6-1); тензоперетворювач тиску з квадратичною функцією перетворення (6-2); пристрій регулюючий, показувальний і реєструвальний (6-3), блок ручного управління(6-4), виконавчий механізм (6-5), який розташований на потоці ретурної соди.

Контур 7 забезпечує контроль та керування витрати готової соди на вході у шнековий траспортер та включає: витратомір – діафрагма камерна (7-1); тензоперетворювач тиску з квадратичною функцією перетворення (7-2); пристрій регулюючий, показувальний і реєструвальний (7-3), блок ручного управління(7-4), виконавчий механізм (7-5), який розташований на потоці готової соди.

Контур 8 забезпечує контроль та керування температури у циклоні та включає в себе: термоперетворювач опору типу ТСМУ з уніфікованим вихідним сигналом (8-1); пристрій регулюючий, показувальний і реєструвальний (8-2), блок ручного управління (8-3), електропневматичний перетворювач (8-4), виконавчий механізм (8-5).

Контур 9 забезпечує контроль і сигналізацію тиску у скребачковому транспортері та включає: манометр з пластинчатою пружиною (діафрагмою) (9-1); індикатор технологічний мікропроцесорний одноканальний з вмонтованою функцією сигналізації (9-2).

Контур 10 та 11 забезпечує контроль та керування витрати готової соди на виході з бункеру та включає: витратомір – діафрагма камерна (10-1); тензоперетворювач тиску з квадратичною функцією перетворення (10-2); пристрій регулюючий, показувальний і реєструвальний (10-3), рівнемір буйковий з пневматичним передавальним перетворювачем (11-1); прилад вторинний пневматичний, показувальний, реєструвальний зі станцією керування (11-2), блок ручного управління(10-4), виконавчий механізм (10-5), який розташований на потоці свіжого газу.

Контур 12 забезпечує контроль та керування витрати газу кальцинації та конденсату на вході у холодильник газу кальцинації та включає: витратомір – діафрагма камерна (12-1); тензоперетворювач тиску з квадратичною функцією перетворення (12-2); пристрій регулюючий, показувальний і реєструвальний (12-3), блок ручного управління(12-4), виконавчий механізм (12-5), який розташований на потоці газу кальцинації та конденсату.

Контур 13 забезпечує контроль та керування температури у холодильнику газу кальцинації та включає в себе: термоперетворювач опору типу ТСМУ з уніфікованим вихідним сигналом (13-1); пристрій регулюючий, показувальний і реєструвальний (13-2), блок ручного управління (13-3), електропневматичний перетворювач (13-4), виконавчий механізм (13-5).

Контур 14 забезпечує контроль та керування витрати води на вході у промивач газу кальцинації та включає: витратомір – діафрагма камерна (14-1); тензоперетворювач тиску з квадратичною функцією перетворення (14-2); пристрій регулюючий, показувальний і реєструвальний (14-3), блок ручного управління(14-4), виконавчий механізм (14-5), який розташований на потоці води.

Контур 15 забезпечує контроль та керування витрати слабкої рідини на вході у колектор газу кальцинації та включає: витратомір – діафрагма камерна (15-1); тензоперетворювач тиску з квадратичною функцією перетворення (15-2); пристрій регулюючий, показувальний і реєструвальний (15-3), блок ручного управління(15-4), виконавчий механізм (15-5), який розташований на потоці слабкої рідини.

Контур 16 та 17 забезпечує контроль та керування витрати слабкої рідини на виході з відцентрового насоса та включає: витратомір – діафрагма камерна (16-1); тензоперетворювач тиску з квадратичною функцією перетворення (16-2); пристрій регулюючий, показувальний і реєструвальний (16-3), рівнемір буйковий з пневматичним передавальним перетворювачем (17-1); прилад вторинний пневматичний, показувальний, реєструвальний зі станцією керування (17-2), блок ручного управління(16-4), виконавчий механізм (16-5), який розташований на потоці слабкої рідини.

Контур 18 та 19 забезпечує контроль та керування витрати слабкої рідини і води на виході з відцентрового насоса та включає: витратомір – діафрагма камерна (18-1); тензоперетворювач тиску з квадратичною функцією перетворення (18-2); пристрій регулюючий, показувальний і реєструвальний (18-3), рівнемір буйковий з пневматичним передавальним перетворювачем (17-1); прилад вторинний пневматичний, показувальний, реєструвальний зі станцією керування (19-2), блок ручного управління(18-4), виконавчий механізм (18-5), який розташований на потоці слабкої рідини і води.

Контур 20 забезпечує контроль та керування рівня суміші ретурної соди і вологого Na_2HCO_3 в аварійному збірнику вологи та включає: рівнемір буйковий з пневматичним передавальним перетворювачем (20-1); прилад

вторинний пневматичний, показувальний, реєструвальний зі станцією керування (20-2), блок ручного управління (20-3), виконавчий механізм (20-4), який розташований на потоці вологого Na_2HCO_3 .

Контур 21 забезпечує контроль та керування витрати непоглинених газів на виході з промивача газу кальцинації та включає: витратомір – діафрагма камерна (21-1); тензоперетворювач тиску з квадратичною функцією перетворення (21-2); пристрій регулюючий, показувальний і реєструвальний (21-3), блок ручного управління (21-4), виконавчий механізм (21-5), який розташований на потоці непоглинених газів.

Контур 22 забезпечує контроль і сигналізацію тиску у змішувачі та включає: манометр з пластинчатою пружиною (діафрагмою) (22-1); індикатор технологічний мікропроцесорний одноканальний з вмонтованою функцією сигналізації (22-2).

Контур 23 забезпечує контроль і сигналізацію тиску у вивантажувальному шнеку та включає: манометр з пластинчатою пружиною (діафрагмою) (23-1); індикатор технологічний мікропроцесорний одноканальний з вмонтованою функцією сигналізації (23-2).

Контур 24 забезпечує контроль і сигналізацію тиску у центрифугі та включає: манометр з пластинчатою пружиною (діафрагмою) (24-1); індикатор технологічний мікропроцесорний одноканальний з вмонтованою функцією сигналізації (24-2).

Контур 25 забезпечує контроль і сигналізацію тиску у скребачковому транспортері та включає: манометр з пластинчатою пружиною (діафрагмою) (25-1); індикатор технологічний мікропроцесорний одноканальний з вмонтованою функцією сигналізації (25-2).

Контур 26 забезпечує контроль і сигналізацію тиску у відцентровому насосі та включає: манометр з пластинчатою пружиною (діафрагмою) (26-1); індикатор технологічний мікропроцесорний одноканальний з вмонтованою функцією сигналізації (26-2).

Контур 27 забезпечує контроль і сигналізацію тиску у відцентровому насосі та включає: манометр з пластинчатою пружиною (діафрагмою) (27-1); індикатор технологічний мікропроцесорний одноканальний з вмонтованою функцією сигналізації (27-2).

Контур 28 забезпечує контроль і сигналізацію тиску у відцентровому насосі та включає: манометр з пластинчатою пружиною (діафрагмою) (28-1); індикатор технологічний мікропроцесорний одноканальний з вмонтованою функцією сигналізації (28-2).

4.3. Дистанційне керування і аварійний захист електродвигунів

Для дистанційного запуску електродвигунів насосів використовуються магнітні пускачі МП1-МП8, які керуються з щита керування кнопками *SB1, SB3, SB5, SB7, SB9, SB11, SB13, SB15* - для увімкнення та *SB2, SB4, SB6, SB8, SB10, SB12, SB14, SB16* - для вимкнення. Сигнальні лампи *HL17, HL19, HL21, HL23, HL25, HL27, HL29, HL31* - є індикаторами увімкнення та *HL18, HL20, HL22, HL24, HL26, HL28, HL30, HL32* - вимкнення двигуна. *SA1-SA8* - кнопки запобіжного відключення, які знаходяться на двигуні.

Дистанційному керуванню підлягають:

- двигун циклона М1 (*SB1, SB2*);
- двигун змішувача М2 (*SB3, SB4*);
- двигун вивантажувального шнека М3 (*SB5, SB6*);
- двигун центрифуги М4 (*SB7, SB8*);

- двигун скребачкового транспортера M5 (*SB9, SB10*);
- двигун відцентрового насоса M6 (*SB11, SB12*);
- двигун відцентрового насоса M7 (*SB13, SB14*);
- двигун відцентрового насоса M8 (*SB15, SB16*).

Сигналізація, блокування і захист являються надзвичайно важливими елементами у схемі автоматизації, адже захищають обладнання від поломок внаслідок збоїв у процесі виробництва продукції, а також повідомляють оператору про відхилення від технологічного регламенту параметрів, які впливають на якість продукції, що випускається, тому цим системам (сигналізації, блокування і захисту) варто приділити значну увагу.

Блокування та сигналізація можуть спрацьовувати в декількох випадках:

- Падіння тиску у насосах та компресорі (*HL1-HL16*).
- Увімкнення та вимкнення двигунів (*HL17-HL32*).

4.4. Опис та демонстраційні ролики для схеми технологічної сигналізації і блокувань

На основі функціональної схеми автоматизації процесу відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди розроблено принципову електричну схему дистанційного керування електродвигунами, аварійного захисту і технологічних блокувань (дивись схему ДП з 71.03. 000.03.СхЕ).

В цій схемі для вмикання і вимикання живлення електродвигунів використовуються магнітні пускачі – МП6, МП7, МП8.

Для захисту живлення електродвигунів від перевантаження та короткого замикання використовуються автоматичні вимикачі – *FP11, FP12, FP13, FP14, FP15, FP16*.

Для запобігання згорання магнітних пускачів в ланцюги струму підключаються плавкі запобіжники – *FU6, FU7, FU8*.

Для вимикання живлення встановлюються кнопки вимикання живлення електродвигунів – *SB11, SB13, SB15*.

Для вмикання живлення встановлюються кнопки вмикання живлення електродвигунів – *SB12, SB14, SB16*.

Для сигналізації увімкнутих електродвигунів встановлюються лампочки зеленого кольору – *HL27, HL29, HL31*.

Для сигналізації вимкнутих електродвигунів встановлюються лампочки червоного кольору – *HL28, HL30, HL32*.

Для індикації тисків що вимірюються з метою аварійного захисту використовуються технологічні індикатори, позиції 26-2, 27-2, 28-2.

Для аварійного відключення електродвигунів використовуються електромагнітні реле *KM11, KM13, KM15*.

Для сигналізації спрацювання аварійного захисту електродвигуна встановлюються лампочки *HL27, HL28, HL29, HL30, HL31, HL32*.

Щоб побачити як працює схема розглянемо приклади.

Вмикання двигуна М6. Спочатку контакт поз. 28-2 замкнутий, контакт *KM15-2* розімкнутий, а сигнальні лампочки *HL15, HL16* увімкнені. Для пуску електромотору натискають кнопку *SB16*. Миттєво на виході насоса тиск встановитися не може. Потрібно утримувати кнопку *SB16* щоб контакт поз. 28-2 розімкнувся і контакт *KM15-2* замкнувся. Кнопка *SB16* утримується до тих пір поки лампочки *HL15, HL16* не вимкнуться.

Аварійне вимикання двигуна М6. Якщо тиск після насоса подачі повітря виходить за допустимі межі, то спочатку замикається контакт поз. 28-2. В результаті цього вмикається сигнальна лампочка *HL15* і також утворюється замкнуте коло живлення для захисного реле КМ16. Контакт КМ16-1 замикається і вмикається друга сигнальна лампочка *HL16*. При цьому одночасно розмикається контакт КМ16-2. Цей контакт розриває ланцюг живлення пускача МП6, в результаті чого аварійні контакти МП6-4, МП6-5, МП6-6 розмикаються. Для двигунів М7, М6, М5, М4, М3, М2 та М1 використовуються аналогічні схеми.

ВИСНОВКИ

Аналіз технологічної схеми відділення ретурної кальцинації гідрокарбонату натрію у виробництві кальцинованої соди дозволяє зробити такі висновки:

1. Основним апаратом у виробництві кальцинованої соди є паровий кальцинатор.
2. Паровий кальцинатор як об'єкт керування температурою сировини на його виході може бути представлений по каналу керування «витрата пари, що подається до кальцинатора – температура сировини на його виході» аперіодичною ланкою 1-го порядку, а по каналу збурення «температура сировини на вході, що подається до кальцинатора – температура сировини на його виході» – аперіодичною ланкою 2-го порядку з диференціальними властивостями .
3. Реалізувати розроблену схема автоматизації виробництва кальцинованої соди пропонується виконати на базі аналогових та цифрових засобів автоматизації.

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Зайцев И. Д. Производство соды [Текст] / И. Д. Зайцев, Г. А. Ткач, Н. Д. Стоев. – М.: Химия, 1986. – 312 с.
2. Шокин И. Н. Технология соды [Текст] / И. Н. Шокин, С. А. Крашенинников. – М.: Химия, 1975. – 288 с.
3. Исламов М. Ш. Печи химической промышленности [Текст] / М. Ш. Исламов. – Ленинград: Химия, 1975. – 432 с.
4. Макаров Г. В. Охрана труда в химической промышленности [Текст] / Г. В. Макаров, А. Я. Васин, Л. К. Маринина. – М.: Химия, 1989. – 497 с.
5. Ткачук К. Н. Основы охорони праці. Підручник, 2-е видання, доповнене та перероблене [Текст] / За ред. К. Н. Ткачука і М. О. Халімовського – К.: Основа, 2006. – 448 с.
6. Жученко А.І. Математичні моделі цифрових систем. – К. : УЗМН ВО, 1997. – 240с.
7. Кубрак А.И. Комп'ютерне моделювання та ідентифікація автоматичних систем: Навч. посібник/ А.І. Кубрак, А.І. Жученко, М.З. Кваско – К.: ІВЦ “Видавництво «Політехніка»”, 2004, – 424с.
8. Аналітичне конструювання цифрових регуляторів навч.посіб. для студ.спеціалісті 151 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології», спеціалізація хіміко-технологічних процесів і виробництв»/А.І.Жученко, Л.Р.Ладієва, М.С.Піргач; КПП ім.Ігоря Сікорського. – К.: КПП ім. Ігоря Сікорського, 2018. – 154 с.

ДОДАТКИ ДО ДИПЛОМНОГО ПРОЕКТУ