

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
«ХАРКІВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»



А.М. Переверзева, О.М. Дзевочко,  
І.Л. Красніков, А.І. Дзевочко,

## **АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ І ВИРОБНИЦТВ**

**Текст лекцій**  
**з дисципліни «Автоматизація технологічних**  
**процесів і виробництв» для студентів спеціальності**  
**174 – Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології**  
**та робототехніка**

Харків 2024

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
«ХАРКІВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»

А.М. Переверзева, О.М. Дзевочко,  
І.Л. Красніков, А.І. Дзевочко,

**АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ  
ПРОЦЕСІВ І ВИРОБНИЦТВ**

**Текст лекцій  
з дисципліни «Автоматизація технологічних  
процесів і виробництв» для студентів спеціальності  
174 – Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології  
та робототехніка**

Рекомендовано  
редакційно-видавничою  
радою університету,  
протокол №2 від 27.06.2024 р.

Харків  
НТУ «ХПІ»  
2024

УДК 681.5  
А22

*Затверджено редакційно-видавничою радою університету  
(протокол №2 від 27.06.2024 р.)*

**Авторський колектив:**

*А.М. Переверзева, О.М. Дзевочко, І.Л. Красніков, А.І. Дзевочко,*

**Рецензенти:**

*Дьомін Д.О., д-р техн. наук, проф., професор кафедри ливарного виробництва  
Національного технічного університету «ХПІ»;*

*Лисаченко І.Г., к-т техн. наук, доц., доцент кафедри автоматизації  
технологічних систем та екологічного моніторингу Національного  
технічного університету «ХПІ»;*

**Автоматизація технологічних процесів і виробництв:** текст лекцій з  
дисципліни «Автоматизація технологічних процесів і виробництв» для  
А22 студентів спеціальності 174 – Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані  
технології та робототехніка. / уклад.: А.М. Переверзева, О.М. Дзевочко,  
І.Л. Красніков, А.І. Дзевочко, . – Харків: НТУ «ХПІ», 2024. – 119 с.

У тексті лекцій розглядаються теоретичні, методологічні та практичні методи вивчення, розробки і реалізації систем автоматичного контролю та керування технологічними процесами і виробництвами, а також надано перелік питань для кращого засвоєння матеріалу по кожній з тем дисципліни «Автоматизація технологічних процесів і виробництв».

Призначено для студентів спеціальності 174 – «Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології та робототехніка».

Табл. 6; Іл. 84; Бібліогр. 7

**УДК 681.5**

© Колектив авторів, 2024  
© НТУ «ХПІ», 2024

## ЗМІСТ

Вступ .....	4
Лекція 1 Характеристики технологічних процесів і виробництв. Основні поняття про автоматизацію .....	5
Лекція 2 Класифікація систем автоматизації .....	14
Лекція 3 Методика аналізу технологічних процесів як об'єктів керування та основні їх властивості .....	27
Лекція 4 Дослідження технологічних процесів та виробництв як об'єктів керування та розробка їх систем керування .....	34
Лекція 5 Автоматизація процесів переміщення рідин, газів та сипких матеріалів .....	41
Лекція 6 Регулювання рівня та тиску .....	52
Лекція 7 Автоматизація теплових процесів .....	62
Лекція 8 Автоматизація процесу випарювання .....	77
Лекція 9 Автоматизація процесу абсорбції .....	93
Лекція 10 Автоматизація процесу ректифікації .....	105
Список джерел інформації .....	119

## ВСТУП

У будь-якій галузі промисловості велику увагу приділяють питанню автоматизації виробництва. Це зумовлено, важкістю та високою швидкістю протікання технологічних процесів, а також чуттєвістю до порушення їх режиму, шкідливістю умов праці, вибухо- та пожежонебезпекою перероблюваних речовин. Автоматизація виробництва є ефективним засобом підвищення продуктивності праці, покращення якості продукції та умов трудової діяльності людини.

Для сучасного розвитку автоматизованих систем керування характерне широке застосування керуючої мікропроцесорної техніки та комп'ютерно-інтегрованих систем керування. Технічне та програмне забезпечення таких систем розвивається досить швидко в Україні, накопичено досить багатий досвід їх упровадження.

Мета тексту лекцій – навчити слухача побудові та експлуатації автоматизованих систем керування технологічними процесами, розв'язання теоретичних та прикладних задач автоматизації технологічних процесів і виробництв в різних галузях промисловості, формування у студентів знань про методи та засоби реалізації різноманітних систем автоматизації.

Текст лекцій поділений на 10 занять, в кожному з яких висвітлюються конкретні питання дисципліни «Автоматизація технологічних процесів і виробництв». Матеріал кожної лекції доповнений відповідним графічним матеріалом (схемами, рисунками). У кінці кожної лекції приведені запитання для самостійного вивчення студентами та підготовки їх до проміжного контролю.

# ЛЕКЦІЯ 1

## ХАРАКТЕРИСТИКИ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ І ВИРОБНИЦТВ.

### ОСНОВНІ ПОНЯТТЯ ПРО АВТОМАТИЗАЦІЮ

*1.1 Технологічні процеси і виробництва*

*1.2 Основні поняття автоматизації технологічних процесів і виробництв*

*1.3 Архітектура сучасної автоматизованої системи керування підприємством*

*1.4 Види забезпечень сучасних систем автоматизації*

#### **1.1 Технологічні процеси і виробництва**

Існують різні підходи до визначення виробництва – з економічних, технічних та соціальних позицій. У сучасному розумінні у загальному вигляді виробництво – це процес створення матеріальних та нематеріальних благ та послуг, необхідних для існування та розвитку суспільства.

Виробництво можна поділити на кілька категорій:

– видобувне виробництво, що забезпечує видобуток сировини із природних запасів (розробка надр, рибальство тощо);

– сільськогосподарське виробництво, пов'язане із відтворенням тварин та рослинних продуктів за участю самої природи (рослинництво, тваринництво тощо);

– обробна промисловість, що займається переробкою сировини у потрібні людині вироби (хімічна промисловість);

– транспортні та торгові послуги, суть яких можна звести до переміщення сировини та продукції від виробника до споживача.

Відповідно процеси видобутку, виробництва, створення, обробки, перетворення та переміщення сировини та готової продукції можна назвати процесами виробництва, або виробничими процесами.

Якщо все різноманіття виробничих процесів згрупувати за основними діями, що становлять суть цих процесів, то такими діями можуть бути створення, накопичення, перетворення та транспортування. Ці дії можуть проводитися над речовиною, енергією та інформацією. Якщо об'єктом впливу є інформація, то процеси називаються *інформаційними*, а якщо речовина та енергія – то *технологічними*.

*Технологічні процеси* – це процеси створення, накопичення,

перетворення та транспортування матеріалів, виробів та енергії.

Незважаючи на все різноманіття технологічних процесів, залежно від закономірностей їх протікання, можна звести до п'яти основних груп: гідромеханічних, теплообмінних, масообмінних, механічних, біохімічних.

*Гідромеханічні процеси* – це процеси, швидкість яких визначається законами механіки та гідродинаміки.

*Механічні процеси* – це процеси суто механічної взаємодії тіл.

*Теплообмінні процеси* – це процеси, пов'язані з перенесенням теплоти від нагрітих тіл (або середовищ) до менш нагрітих.

*Масообміні* або *дифузійні процеси* – це процеси, пов'язані з перенесенням речовини в різних агрегатних станах з однієї фази в іншу. Швидкість масообмінних процесів визначається законами масопередачі.

*Хімічні та біохімічні процеси* – це процеси, пов'язані зі зміною хімічного складу та властивості речовини, швидкість протікання яких визначається законами хімічної кінетики.

Нижче приведені класи та типи технологічних процесів (див. табл. 1).

Таблиця 1 – Класи та типи технологічних процесів

Клас процесу	Тип процесу
Гідромеханічні	Переміщення рідин та газів, розділення неоднорідних систем, перемішування, очистка газів
Механічні	Подрібнення, дозування, сортування, переміщення
Теплообмінні	Нагрівання, охолодження, випарювання, кристалізація, штучне охолодження, пастеризація
Масообміні	Ректифікація, абсорбція, адсорбція, екстракція, розчинення, зволоження, сушіння, сублімація, діаліз, іонний обмін
Хімічні	Окислення, відновлення, синтез, розкладання солей, утворення гідроокисів, нейтралізація, дегідратація, електроліз, нітрування, сульфатування, лужне плавлення, полімеризація, омилення, гідрогенізація, ароматизація, ізомеризація, конденсація та ін.

Сучасне виробництво – складна система, яка складається з багатьох підсистем: технічних, економічних, екологічних, соціальних та інших, і призначена для вирішення поставлених перед нею завдань. Елементи

системи з'єднані між собою найрізноманітнішими зв'язками. Для успішного керування такою системою потрібно знати основні закономірності і принципи її функціонування та тенденції розвитку.

Кожне сучасне виробництво характеризується двома тенденціями:

– намаганням спростити виробництво з метою його економічності, технологічності та ефективності (ця тенденція спостерігається і у природі: там, де це можливо, природа спростила явища і речі);

– необхідністю ускладнення виробництва, яке викликається прагненням освоювати нові види продукції, підвищувати її якість, використовувати досягнення науки і техніки. Ускладнення виробництва, його внутрішніх та зовнішніх зв'язків неминуче викликає необхідність ускладнення керування ним. Без якісного керування виробництво не може бути ефективним.

## **1.2 Основні поняття автоматизації технологічних процесів і виробництв**

У більшості галузей промисловості питанням механізації та автоматизації приділяється велика увага. Це наслідок складності і високої швидкості протікання технологічних процесів, а також чутливості їх до порушення режиму, шкідливості умов роботи, вибухо- і пожежонебезпечних речовин, що переробляються.

В міру здійснення механізації виробництва скорочується важка фізична праця, зменшується чисельність робітників, безпосередньо зайнятих у виробництві, збільшується продуктивність праці і т. п.

Під механізацію розуміють заходи щодо упровадження механізмів і машин, які спрямовані, як правило, на полегшення фізичної праці. Наприклад, для завантаження каталізатора в реторти використовують піднімальні механізми – тельфери, для проведення землерийних робіт застосовують машини-ескаватори. У механізованому технологічному процесі людина (персонал) продовжує брати безпосередню участь, але її фізична робота зводиться лише до натискання кнопок, повороту важелів і т. п. Тут на людину покладені функції керування механізмами і машинами.

Зі збільшенням навантажень апаратів, потужностей машин, складності і масштабів виробництва, з підвищенням тисків, температур і швидкостей хімічних реакцій ручна праця навіть у механізованому виробництві часом просто немислимий процес. Наприклад, у виробництві поліетилену тиск досягає 300 МПа, у виробництві карбиду кальцію температура в електричних печах дорівнює 3000 °С. У таких умовах навіть

досвідчений робітник часто не в змозі вчасно впливати на процес у випадку відхилення його від норми, а це може привести до аварій, пожеж, вибухів, псування великої кількості сировини і напівфабрикатів.

Обмежені можливості людського організму (стомлюваність, недостатня швидкість реакції на зміну навколишнього оточення і на велику кількість інформації, що одночасно надходить, суб'єктивність в оцінці сформованої ситуації і т. п.) є перешкодою для подальшої інтенсифікації виробництва. Настає новий етап машинного виробництва – автоматизація, коли людина звільняється від особистої участі у виробництві, а функції керування технологічними процесами, механізмами, машинами передаються автоматичним пристроям. Автоматизація приводить до поліпшення основних показників ефективності виробництва: збільшення кількості, поліпшення якості і зниження собівартості продукції, що випускається, підвищенню продуктивності праці. Впровадження автоматичних пристроїв забезпечує високу якість продукції, скорочення браку і відходів, зменшення витрат сировини й енергії, зменшення чисельності основних робітників.

*Автоматизація виробництва* – це етап машинного виробництва, що характеризується звільненням людини від безпосереднього виконання функцій керування виробничими процесами та передачею цих функцій технічним засобам – автоматичним пристроям і системам. В основі автоматизації виробництва лежить поняття керування (управління).[1-4]

*Керування (управління)* – цілеспрямоване діяння на процес (об'єкт), яке забезпечує оптимальний чи заданий режим його роботи. Процес керування з погляду загальних систем керування складається з ряду елементарних операцій та етапів, які є спільними для технічних систем і систем живої природи. Незалежно від мети, призначення, структури об'єкта процес керування передбачає виконання таких операцій, як:

- одержання та попереднє оброблення інформації про фактичний стан об'єкта, системи і навколишнього середовища;

- аналіз одержаної інформації, порівняння існуючої виробничої ситуації із заданою (необхідною);

- прийняття рішення про дію на об'єкт у певному напрямку та оцінювання можливості реалізації такої дії;

- реалізація керування, тобто формування і здійснення дії за допомогою відповідних технічних засобів.[1-4]

Системи керування поділяються на два класи: *системи автоматичного керування (САК)* і *автоматизовані системи керування*

(АСК). У САК керування об'єктом або системою здійснюється автоматичними пристроями без безпосередньої участі людини, за людиною залишаються лише функції по обслуговуванню систем і контролю за її функціями. [3]

На відміну від САК в АСК у сферу керування включена людина, на яку покладаються функції прийняття найважливіших рішень і відповідальності за прийняті рішення. АСК є людино-машинними системами, що використовують сучасні економіко-математичні методи, засоби електронно-обчислювальної техніки, а також нові організаційні принципи для пошуку і реалізації ефективного керування об'єктом. У роботі АСК необхідна участь людини-оператора.[3]

Автоматичне керування і відповідно САК є більш досконалішими, вони перебувають на вищому ступені розвитку. Проте складні системи в комп'ютерно-інтегрованому виробництві часто не мають простих однозначних варіантів роботи; в них завжди є високий рівень невизначеності, тому вони й функціонують як автоматизовані. При здійсненні процесу керування часто доводиться спочатку відшукувати потрібний режим роботи, а потім його підтримувати. В окремому випадку для простих об'єктів значення технологічних параметрів задаються наперед, тоді системи називаються *автоматичними системами регулювання* (АСР). Використовують також термін *системи автоматичного регулювання* (САР) що можна розцінювати як синоніми.[3]

*Автоматизована система керування технологічним процесом* – людино-машинна система керування, що забезпечує збирання і оброблення інформації та реалізацію керуючих дій, які необхідні для оптимізації керування об'єктом відповідно до обраного критерію (якість продукції, кількість, зменшення енергоресурсів).[3]

### **1.3 Архітектура сучасної автоматизованої системи керування підприємством**

Сучасні системи автоматизації є інтегрованими, оскільки включають у себе взаємопов'язані різні за функціями та рівнями керування підсистеми (рис. 1.1). [3]

Рівень Input/ Output являє собою набір датчиків (сенсорів), виконавчих механізмів та інших пристроїв, призначених для збору первинної інформації та реалізації керуючих впливів. Рівень Control призначений для безпосереднього керування виробничим процесом за

допомогою різних пристроїв зв'язку з об'єктом (програмовані логічні контролери чи промислові комп'ютери).[3]

Рівень SCADA (Supervisory Control and Data Acquisition) здійснюється диспетчеризація збору даних та оперативне керування технологічним процесом, приймаються рішення, перш за все спрямовані на досягнення стабільності процесу. Функцій перших трьох рівнів реалізуються автоматизованою системою керування технологічним процесом (АСК ТП) і забезпечує оптимальне протікання технологічного процесу. [3]

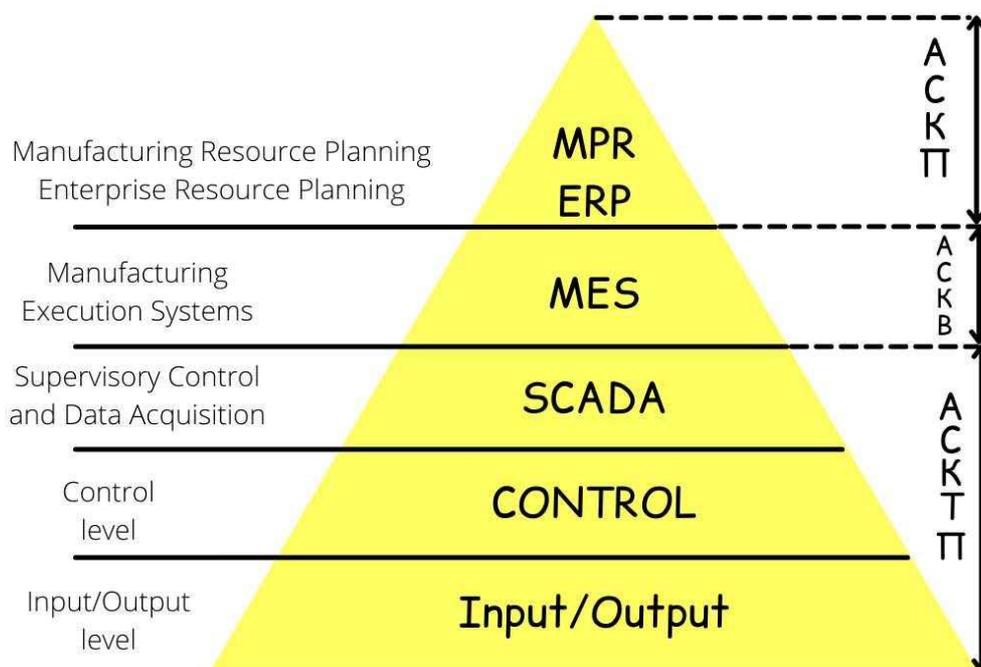


Рисунок 1.1 – Архітектура сучасної автоматизованої системи керування підприємством

Рівень MES (Manufacturing Execution System, система керування виробництвом) – це спеціалізована система, призначена для вирішення завдань синхронізації, координації, аналізу та оптимізації випуску продукції. Аббревіатуру MES іноді розшифровують як manufacturing enterprise solutions (корпоративні рішення для керування виробництвом); цей термін застосовується по відношенню до всіх автоматизованих систем, орієнтованих на завдання керування виробництвом. Але іноді терміном MES позначають сукупність функцій автоматизованої системи, що використовуються для оперативного керування виробництвом лише на рівні цеху.[3]

MES-системи виконують такі функції:

- RAS (resource allocation and status) – контроль стану і розподіл ресурсів.
- ODS (operations/detail scheduling) – оперативне/детальне планування.
- DPU (dispatching production units) – диспетчеризація виробництва.
- DOC (document control) – управління документами.
- DCA (data collection/acquisition) – збір і зберігання даних, що циркулюють у виробничому середовищі підприємства.
- LM (labor management) – управління персоналом.
- QM (quality management) – управління якістю.
- PM (process management) – управління виробничими процесами.
- MM (maintenance management) – управління технічним обслуговуванням і ремонтом.
- PTG (product tracking and genealogy) – відстеження продукції.
- PA (performance analysis) – аналіз продуктивності.

Рівень MES відносяться до задач автоматизованої системи керування виробництвом (АСКВ), ця система слугує також зв'язувальною ланкою між АСКТП та АСКП (автоматизована система керування підприємством).[3]

Рівень ERP (Enterprise Resource Planning, планування ресурсів підприємства) – організаційна стратегія інтеграції виробництва і операцій, управління трудовими ресурсами, фінансового менеджменту і управління активами, орієнтована на безперервне балансування і оптимізацію ресурсів підприємства за допомогою спеціалізованого інтегрованого пакета прикладного програмного забезпечення, що забезпечує загальну модель даних і процесів для всіх сфер діяльності. Стратегія ERP є розвитком концепції MRP (Manufacturing Resource Planning, планування ресурсів підприємства) і охоплює майже всі напрямки діяльності підприємства. Рівень ERP відносяться до задач АСУП (автоматизовані системи управління підприємством).[3]

#### **1.4 Види забезпечень сучасних систем автоматизації**

Для ефективного виконання наведених в підрозділі 1.3 функцій можливе лише при взаємодії складових системи: технічного, програмного, інформаційного та організаційного забезпечень, а також підготовки оперативного персоналу.[1-4]

**Технічне забезпечення АСУ (АСУТП, АСУВ, АСУП)** – повний комплекс технічних засобів, достатній для функціонування АСУТП

(АСУВ, АСУП) і реалізації системою всіх її функцій. До комплексу технічних засобів входять обчислювальні і керуючі пристрої, засоби отримання (датчики), перетворення, зберігання, відображення і реєстрації інформації (сигналів), пристрої передачі сигналів і виконавчі механізми. На сьогоднішній день великого поширення набули мікропроцесорні засоби автоматизації, зокрема: промислові контролери, інтелектуальні датчики, різноманітні перетворювачі, виконавчі механізми, операторські панелі тощо.[1-4]]

**Програмне забезпечення** – сукупність програм, які необхідні для реалізації функцій системи. Програмне забезпечення поділяється на загальне і спеціальне. Загальне поставляється у комплекті із засобами обчислювальної техніки (наприклад, операційна система) або пакети для автоматизації розроблення додатків та інших службових і стандартних програм (офісні програми, пакети для програмування тощо). Спеціальне програмне забезпечення використовується для реалізації основних інформаційних і управляючих функцій системи.

Серед програмних засобів рівня АСУТП можна виділити програми для побудови автоматизованих робочих місць (АРМ) операторів-технологів, а саме – спеціально розроблені програми – SCADA (Supervisory Control And Data Acquisition – диспетчерське керування і збирання даних) та HMI (Human Machine Interface – людино-машинний інтерфейс). Застосування SCADA-технологій дає змогу досягти високого рівня автоматизації в рішенні завдань розроблення систем керування, збирання, оброблення, передачі, зберігання й відображення інформації. Дружність людино-машинного інтерфейсу, що надається SCADA-системами, повнота й наочність інформації, що представляється на екрані, доступність «важелів» керування, зручність користування підказками й довідковою системою й та ін. підвищують ефективність взаємодії диспетчера із системою й заводять до мінімуму його критичні помилки при керуванні. [1-4]

До **інформаційного забезпечення** належать:

- інформація, яка характеризує стан автоматизованого технологічного комплексу;
- системи класифікації кодування технологічної й техніко-економічної інформації;
- масиви даних і документів, необхідних для виконання всіх функцій АСУ, в тому числі й нормативно-довідкову інформацію.[1-4]

**Організаційне забезпечення** – сукупність опису функціональної,

технічної і організаційної структур, інструкцій і регламентів для оперативного персоналу АСКТП, яке забезпечує відповідне функціонування оперативного персоналу АСКТП, яке забезпечує відповідне функціонування оперативного персоналу в складі АТК (автоматизованого технологічного комплексу).[1-4]

**Питання за лекцією:**

1. У сучасному розумінні виробництво – це?.
2. На які категорії можна поділити виробництво?
3. Як називаються процеси, якщо об'єктом впливу є інформація?
4. Як називаються процеси, якщо об'єктом впливу є речовина та енергія?
5. До яких основних 5 груп можна звести технологічні процеси?
6. Що розуміють під механізацією виробництва?
7. Що розуміють під автоматизацією виробництвом?
8. До поліпшення яких основних показників призводить автоматизація виробництва?
9. Дайте визначення поняттю «керування».
10. Виконання яких операцій передбачає процес керування?
11. Чим відрізняється «автоматичне» і «автоматизоване» керування?
12. Що таке Автоматизована система керування технологічними процесами?
13. На які рівні поділяється сучасна автоматизована система керування підприємством?
14. Які види забезпечень можна виділити у складі АСКП?
15. Що входить до технічного забезпечення АСКТП?
16. Що входить до програмного забезпечення АСКТП?
17. Що входить до інформаційного забезпечення АСКТП?
18. Що входить до організаційного забезпечення АСКТП?

## ЛЕКЦІЯ 2

### КЛАСИФІКАЦІЯ СИСТЕМ АВТОМАТИЗАЦІЇ

#### 2.1 Основні поняття керування процесами

#### 2.2 Класифікація автоматизованих систем керування

#### 2.1 Основні поняття керування процесами

**Об'єктом керування** називається динамічна система, характеристики якої змінюються під впливом збурюючих та керуючих впливів. На рис. 2.1 представлена узагальнена схема об'єкта керування. Найпростішим об'єктом керування є апарати, в яких протікають технологічні процеси. До складних об'єктів відносяться діючі виробництва, підприємства і навіть цілі галузі промисловості. [4-5]

Об'єкти керування класифікуються відповідно за типом технологічного процесу, що протікає, оскільки він в основному визначає важливі рішення автоматизації (які параметри процесу слід регулювати, контролювати, сигналізувати, з зміною яких параметрів потрібно вносити керуючі впливи).

Технологічні процеси, характеризуються великою кількістю різних параметрів. Особливою складністю відрізняється хімічні та масообмінні процеси. Незважаючи на різноманіття параметрів, всі вони можуть бути зведені в три групи: вхідні, режимні та вихідні.

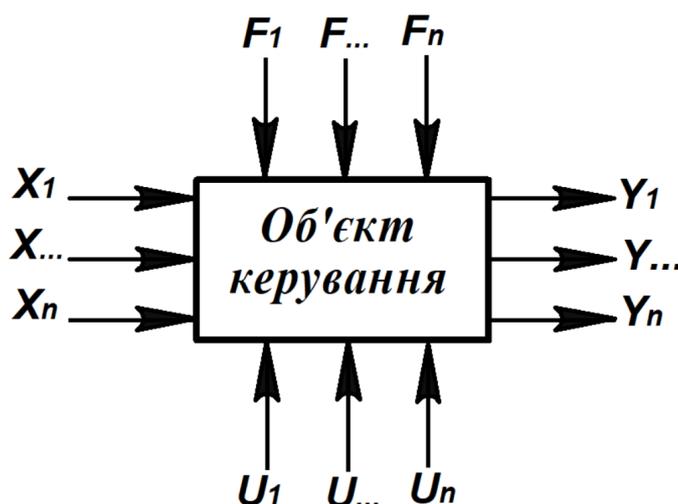


Рисунок 2.1 – Узагальнена схема об'єкта керування

**Вхідні параметри** ( $X_1, \dots, X_n$ ) характеризують матеріальні та енергетичні потоки (витрата сировини, тиск пару, що гріє та ін.) на вході в технологічний апарат.

**Режимні** параметри дають уявлення про умови протікання процесу в апараті. В деяких об'єктах значення параметрів неоднакові в різних точках одного і того ж апарату (ректифікаційна колона – тиск, температура і склад продукту змінюються по висоті колони). Такі параметри називають розподіленими. Здійснювати керування об'єктами з розподіленими параметрами, як правило, складніше, ніж об'єктами із зосередженими параметрами.

**Вихідні параметри** ( $Y_1, \dots, Y_n$ ) є характеристикою матеріальних та енергетичних потоків (склад кінцевого продукту, кількість відходів та ін.) на виході із технологічного апарату. До них також можна віднести і зведені економічні показники процесу, наприклад собівартість або витрати на виробництво кінцевої продукції. Природно, що вимоги до витримання режимних та особливо вихідних параметрів у заданому інтервалі є обов'язковою умовою проведення технологічного процесу.

Сукупність значень всіх параметрів процесу називають *технологічним режимом*, а сукупність значень параметрів, що забезпечують вирішення задачі, поставленої під час керування процесом, – *нормальним технологічним режимом*. Нормальний технологічний режим задають та оформляють у вигляді технологічної карти. Керування технологічним процесом зводиться до підтримки параметрів на рівні, що відповідає нормальному технологічному режиму.

Об'єкти керування постійно більшою чи меншою мірою піддаються збурюючим впливам, які порушують нормальний режим процесу. Багато збурюючих впливів важко заздалегідь передбачити, що значно ускладнює керування процесом. Розрізняють зовнішні та внутрішні збурюючі впливи.[5]

*Зовнішні збурюючі впливи* проникають в об'єкти керування зовні – із зміною вхідних параметрів ( $X_1, \dots, X_n$ ), деяких вихідних параметрів, а також параметрів середовища ( $F_1, \dots, F_n$ ), що оточує апарат. Зміна будь-якого вхідного параметру процесу обов'язково призводить до зміни технологічного режиму. Більшість вихідних параметрів об'єкту (наприклад, склад та температура кінцевого продукту) не впливає на технологічний режим. Однак зміна деяких із них призводить до зміни режимних параметрів. Так, зміна витрати пари, що виходить із ректифікаційної колони, позначається на тиску в колоні, а зміна витрати

залишку – на рівень рідини в кубі.

Збурення, що вносяться в об'єкт керування при зміні параметрів навколишнього середовища, найбільш сильно відображаються на технологічному режимі у випадку встановлення апаратів під відкритим небом.

*Внутрішні збурюючі впливи* виникають у самому об'єкті автоматизації (наприклад, при перерозподілу насадки в колонах насад очного типу, при забрудненні та корозії внутрішніх поверхонь апарату, зміна активності каталізатору тощо).

При керуванні процесом особливу увагу потрібно звернути на зовнішні збурюючі впливи, оскільки вони поступають в об'єкт частіше, чим внутрішні, і деякі з них можна ліквідувати до надходження на об'єкт.

Зміну характеристик об'єкта керування з метою отримання бажаних результатів роботи об'єкту здійснюється керуючою системою шляхом формування керуючих впливів ( $U_1, \dots, U_n$ ). **Керуючою системою** називають сукупність персоналу та автоматичних пристроїв, які пов'язані загальною задачею керування. Автоматичні пристрої, які входять в керуючу систему за функціональними ознаками підрозділяються на пристрої контролю, регулювання, програмного керування, сигналізації, блокування та автоматичного захисту.

**Пристрої контролю** (контрольно-вимірювальні прилади – КВП) – призначені для отримання інформації про стан об'єкту (вимірювання фізичної величини) та умови його роботи. Вони є необхідним інструментом, які не тільки відображають реальні дані технологічних процесів, а й дають можливість вчасне зреагувати на зміни величин і внести поправки. До КВП відносяться термометри, манометри, газоаналізатори, витратоміри, рівнеміри, РН-метри й інші. КВП встановлюються на апаратах, у безпосередній близькості від нього (місцевий контроль) або на центральних пультах керування (дистанційний контроль).

**Пристрої регулювання** – призначені для підтримки постійного значення параметрів технологічного процесу (стабілізуючі регулятори), для підтримки параметрів за заданим законом (програмні регулятори) або за невідомим законом (екстремальні, оптимальні і регулятори, що стежать). Регулюючі пристрої одержують інформацію від об'єкта керування через пристрої контролю і впливають на об'єкт керування через виконавчі пристрої промислових регуляторів (ВП) за допомогою зміни положення їхнього регулюючого органа (РО).



## 2.2 Класифікація автоматизованих систем керування

### 2.2.1 Класифікація АСК за метою керування

Мета керування у веденні технологічного процесу – високоефективна робота об'єкта керування. Ефективність роботи оцінюється показником ефективності (ПЕ), в якості якого виступають вихідні параметри процесу, які характеризують кінцевий продукт (кількість, якість, собівартість тощо). [5]

За метою керування АСК поділяються на ті що стабілізують та системи, що оптимізують.

Мета керування АСК, що *стабілізують* – підтримка ПЕ на постійному, заданому заздалегідь значенні:  $ПЕ = const$ . Стабілізуючі АСК повністю виправдовують себе при керуванні допоміжними процесами, показник ефективності яких слід підтримувати постійним для найкращого ведення основного процесу. Наприклад, при нагріванні початкової суміші, що поступає в ректифікаційну колону, показником ефективності процесу є температура суміші на виході із теплообмінника, яка повинна підтримуватись постійною.

При стабілізації ПЕ основних процесів не завжди використовуються всі можливості технологічної апаратури. Для конкретних умов протікання цих процесів можна знайти таку комбінацію керованих параметрів, при якій значення ПЕ буде вище заданого. Наприклад, стабілізуюча АСК прагне підтримувати вихід цільового продукту постійним, а за нових умов, що виникли в якийсь момент можна так керувати процесом, щоб вихід продукту став вище. Тому стабілізуючі АСК виправдовують себе при автоматизації основних процесів тільки на стаціонарних об'єктах керування, де умови протікання процесу змінюються рідко та несуттєво.

АСК, що *оптимізують* підтримують ПЕ не на постійному, а на оптимальному (максимальному або мінімальному) значенні при дотриманні *обмежувальних умов*. ПЕ АСК, що оптимізують носить назву критерію оптимальності. Параметр кінцевого продукту, що виступає в якості критерія оптимальності, характеризує процес тільки з однієї, найбільш важливої, сторони, а при оцінці повної ефективності процесу необхідно враховувати і інші параметри кінцевого продукту. Наприклад, в якості критерію оптимальності при веденні процесу ректифікації обраний склад залишку (залишок має бути як можна більш чистим). Однак при рішенні тільки цієї задачі повна ефективність процесу може виявитись невисокою (наприклад, у випадку отримання невеликої кількості залишку високої собівартості). У зв'язку з цим на параметри кінцевого продукту,

які характеризують ефективність ведення процесу, проте які не є критерієм оптимальності, накладаються обмежувальні умови. В приведеному прикладі обмежувальні умови за кількістю залишку та його собівартості можна представити наступними нерівностями:

$$G_T \geq G_3$$

$$C_T \leq C_3$$

де  $G_T$  – поточне значення витрати залишку;  $G_3$  – мінімальне допустиме значення;  $C_T$  – поточне значення собівартості залишку;  $C_3$  – максимально допустиме задане значення собівартості залишку.

Обмежувальні умови накладаються також і на ті параметри, які неможна нескінченно змінювати з метою отримання найкращого значення критерію оптимальності. Наприклад, тиск в апараті не повинен бути вище певної межі, інакше відбудеться розрив стінки апарату; витрата продуктів повинна лімітуватися пропускною здатністю трубопроводів тощо.

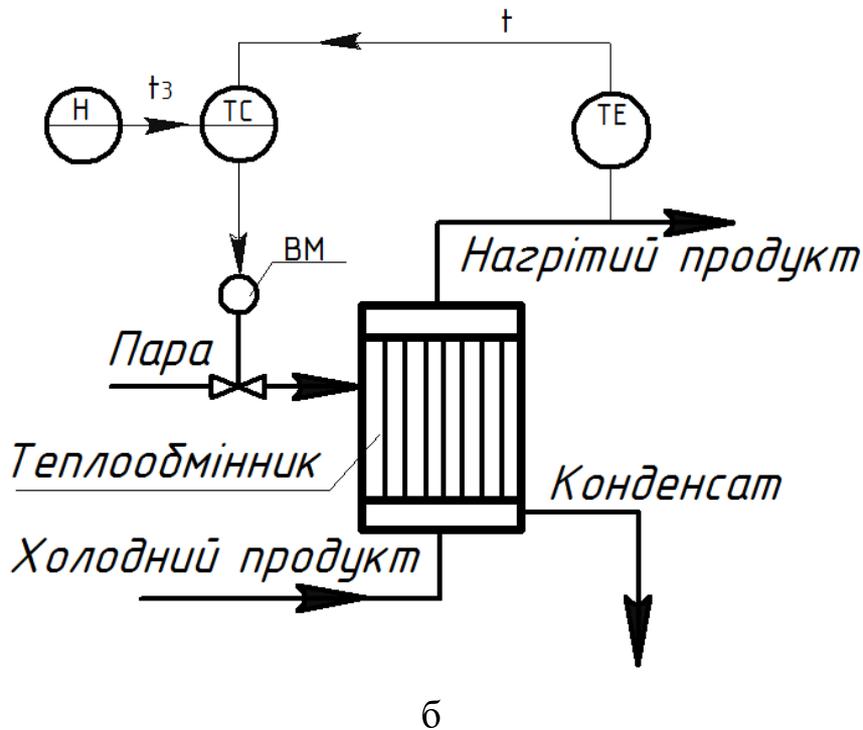
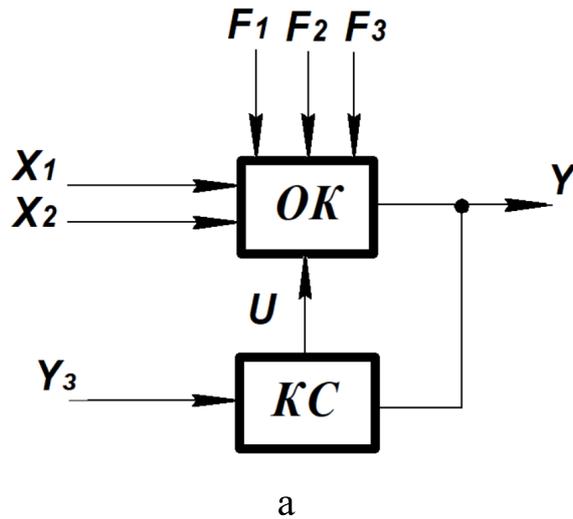
### 2.2.2 Класифікація АСК за способом керування.

За способом керування АСК поділяються на замкнені, розімкнені та комбіновані.[5]

В *замкнених системах* керуючий вплив формується в залежності від відхилення поточного значення ПЕ від заданого. Розглянемо принцип дії АСК за структурною схемою, представленої на рис. 2.3, а.

В об'єкті керування (ОК) протікає технологічний процес, який схильний до різних збурюючих впливів. Зовнішні впливи проникають у нього при зміні вхідних навколишніх параметрів  $F_1, F_2, F_3$  та вхідних параметрів технологічного процесу  $X_1$  та  $X_2$ . Метою керування є збереження заданого закону зміни ПЕ. Керування здійснюється керуючою системою (КС), яка отримує інформацію від об'єкта керування про поточне значення показника ефективності  $Y$ , порівнює його з заданим значенням  $Y_3$  та відповідно до величини і знаком неузгодженості  $(Y - Y_3)$  вносить керуючий вплив  $U$ , який усуває неузгодженість.

На рис. 2.3,б в якості прикладу показана *замкнена* АСК, де керуючою системою є регулятор температури (ТС). Показником ефективності в даному випадку служить температура  $t$  нагрітого продукту. При відхиленні поточного значення температури  $t$  від заданого значення  $t_3$  регулятор ТС за допомогою виконавчого механізму (ВМ) вносить керуючий (регулюючий) вплив, змінюючи подачу пари в теплообмінник.



а – структурна схема; б – приклад в умовних позначеннях

Рисунок 2.3 – Приклад замкненої АСК

Перевагою замкнутих систем є те, що вони дозволяють здійснити заданий закон зміни ПЕ незалежно від виду кількості та місця застосування збурюючих впливів. Одним керуючим впливом компенсується всі збурення. Однак замкнуті системи не перешкоджають проникненню в керований об'єкт збурюючих впливів, а тільки реагують на їх наслідки; у результаті заданий закон зміни ПЕ точно не виконується. Замкнуті АСК, відповідно, не можуть забезпечити високу якість

керування, особливо у випадку складних об'єктів, схильних до численних збурюючих вплив.

В *розімкнених системах* керуючі впливи здійснюються незалежно від поточного значення ПЕ. Розрізняють два види розімкнутих систем: *системи програмного керування та системи компенсації*.

В *системах програмного керування* (рис. 2.4) керуючий пристрій вносить вплив  $U$  по заздалегідь заданому у часі закону, тобто збурюючий вплив і стан об'єкту при цьому не враховується. Так, пристрої програмного керування у визначенні, заздалегідь задані моменти часу видають командні сигнали на виконавчий пристрій.

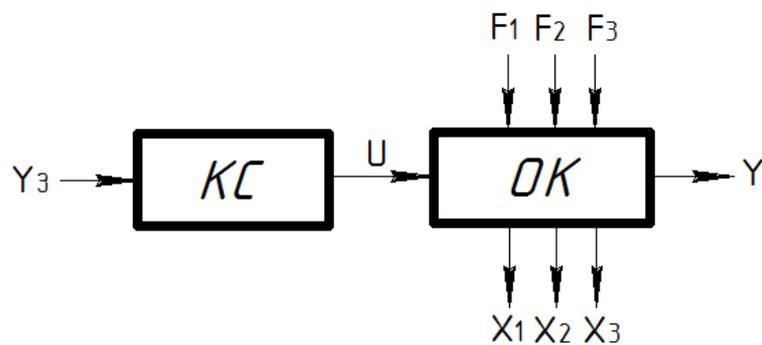
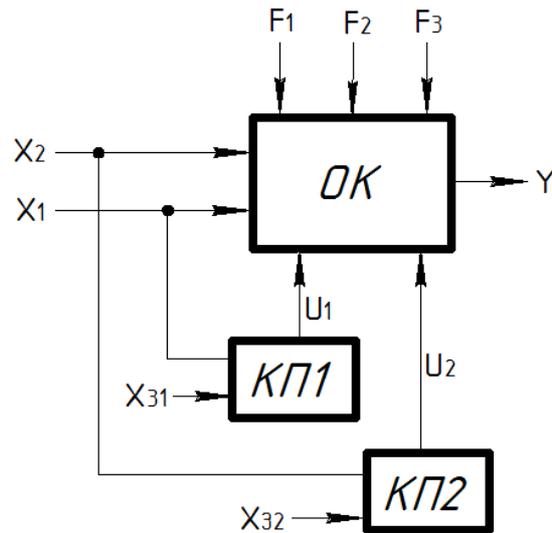
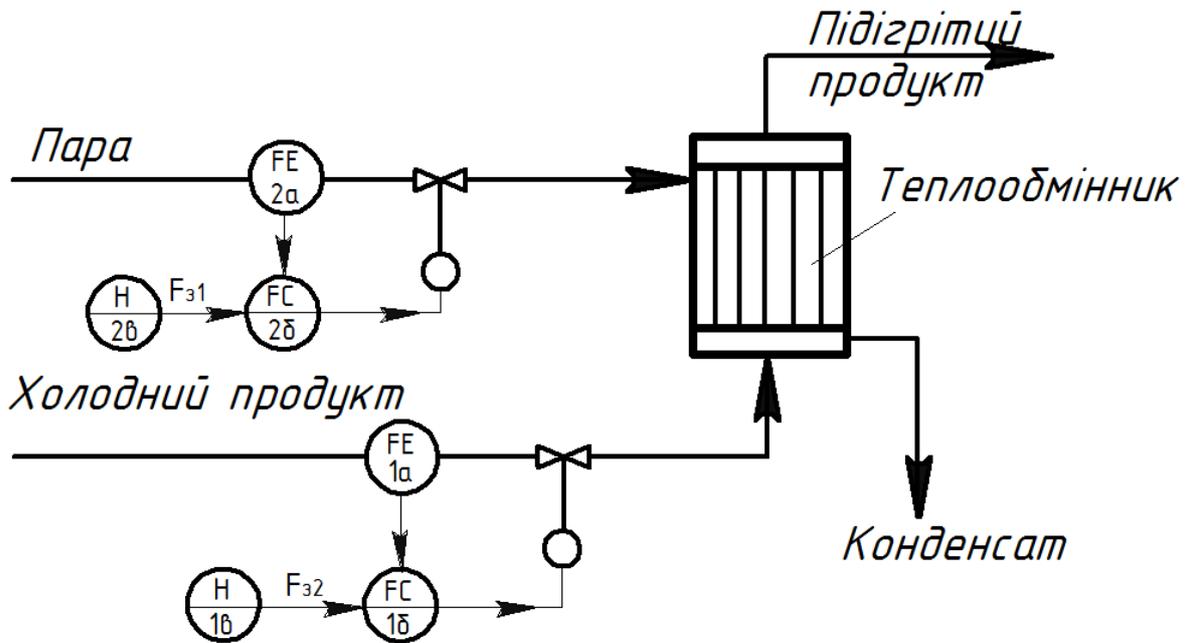


Рисунок 2.4 – Структурна схема розімкнених АСК програмного керування

В *системах компенсації* керуючий вплив формується в залежності від збурюючого впливу. Роботу їх можна проаналізувати за структурною схемою (рис. 2.5, а). Вимірюються два вхідних параметра  $X_1$  та  $X_2$  зі зміною яких в об'єкт керування (ОК) поступають зовнішні збурюючі впливи, та результати вимірювань подаються відповідно на керуючі пристрої КП1 і КП2, які є складовою системи керування (СК). Тут поточні значення цих параметрів порівнюються з заданим значенням  $X_{31}$  та  $X_{32}$ . Якщо поточне значення не співпадає з заданим, в об'єкт вносять керуючі впливи  $U_1$  та  $U_2$ , які компенсують впливи.



а



б

а – структурна схема; б – приклад в умовних позначеннях.

Рисунок 2.5 – Розімкнена АСК компенсації

Приклад розімкненої системи компенсації приведено на рис. 2.5,б. В теплообмінник можуть надходити декілька збурюючих впливів: зміна навантаження об'єкту (витрата продукту), зміна витрати, температури, тиску пари і т. д. Системою компенсації ліквідується збурення по навантаженню об'єкту продуктом (регулятор FC поз. 1б) та витраті пари

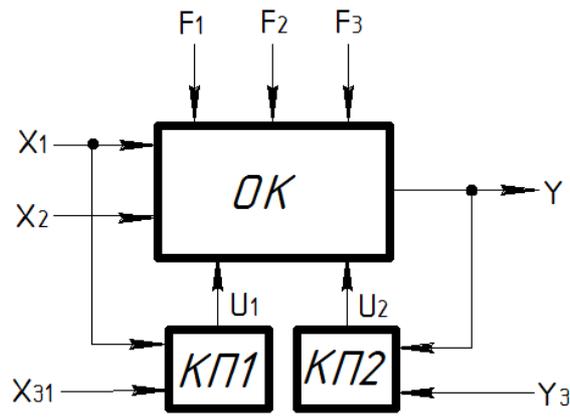
(регулятором FC поз. 2б). При цьому, незважаючи на те що АСК містить, по суті, два замкнених контури, вона залишається розімкненою. Оскільки ПЕ – температура підігрітого продукту – не використовується для внесення керуючих впливів.

Перевагою систем компенсації є те, що збурюючі впливи ліквідуються до надходження їх на об'єкт, у результаті ПЕ може і не змінюватись. Але оскільки ліквідувати всі збурюючі впливи неможливо, використання тільки системи компенсації частіше всього не дає великого ефекту.

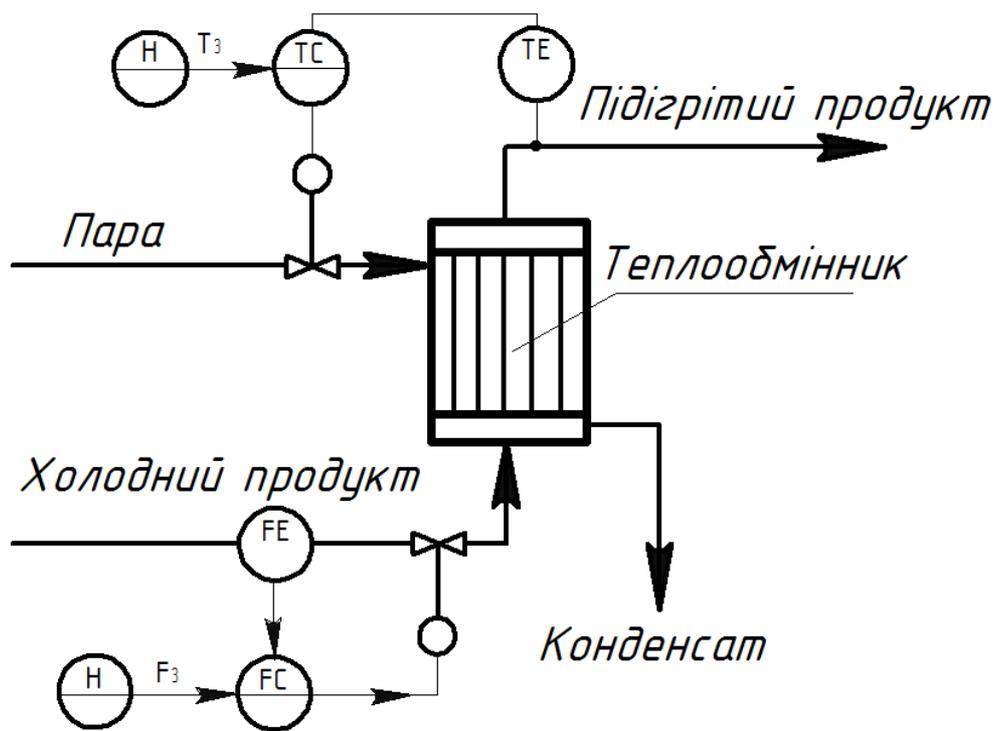
В *комбінованих* системах використовується принцип формування керуючих впливів як замкнених, так і розімкнених систем. В основу комбінованих систем покладена замкнута АСК, причому для покращення якості керування в систему додатково вводять керуючі пристрої, які ліквідують найбільш сильні збурюючі впливи. Наприклад, окрім основного вузлу регулювання температури можна ввести в АСК вузол стабілізації навантаження (рис. 2.6,б), що значно зменшить динамічну похибку та час регулювання. Структурна схема такої АСК представлена на рис. 2.6, а.

Різновидом комбінованих систем є системи, в яких використовуються *багатоконтурні* АСК (автоматизовані системи регулювання). В багатоконтурних АСК керуючий вплив  $U$  є одночасно функцією відхилення поточного значення ПЕ від заданого та функцією одного або декількох збурюючих впливів.

Такі АСК (рис. 2.7, а) включають в себе як мінімум, два керуючих пристрої: головний (КП) та допоміжний (КП1). На вхід пристрою КП подається поточне значення показника ефективності, а на вхід пристрою КП1 – поточне значення параметру  $X_2$ . Вихідний сигнал пристрою КП подається в якості завдання пристрою КП2, а вихідний сигнал пристрою КП1 слугує керуючим впливом  $U_2$ . Така АСК підтримує показник ефективності на заданому значенні  $Y_3$  та ліквідує збурюючий вплив за каналом параметру  $X_2$  до надходження його на об'єкт. Для ліквідування збурюючих впливів за каналом параметру  $X_1$  в схемі передбачено спеціальний пристрій КП1.



а



б

а – структурна схема; б – приклад в умовних позначеннях  
Рисунок 2.6 – Комбінована АСК

В прикладі з теплообмінником (рис. 2.7, б) головним регулятором багатоконтурної АСК є регулятор температури ТС, а допоміжним – регулятор витрати пари FC. При відхиленні температури  $t$  нагрітого продукту зміниться завдання  $F_3$  регулятору витрати, який, впливаючи на виконавчий механізм, змінить положення регулюючого органу. Якщо за будь-якими причинами зміниться витрата пари, то регулятор витрати FC

відразу переставить регулюючий орган. Збурюючий вплив, таким чином, буде ліквідовано до надходження його в теплообмінник, тобто зміна температури нагрітого продукту від такого збурення практично не відбудеться.

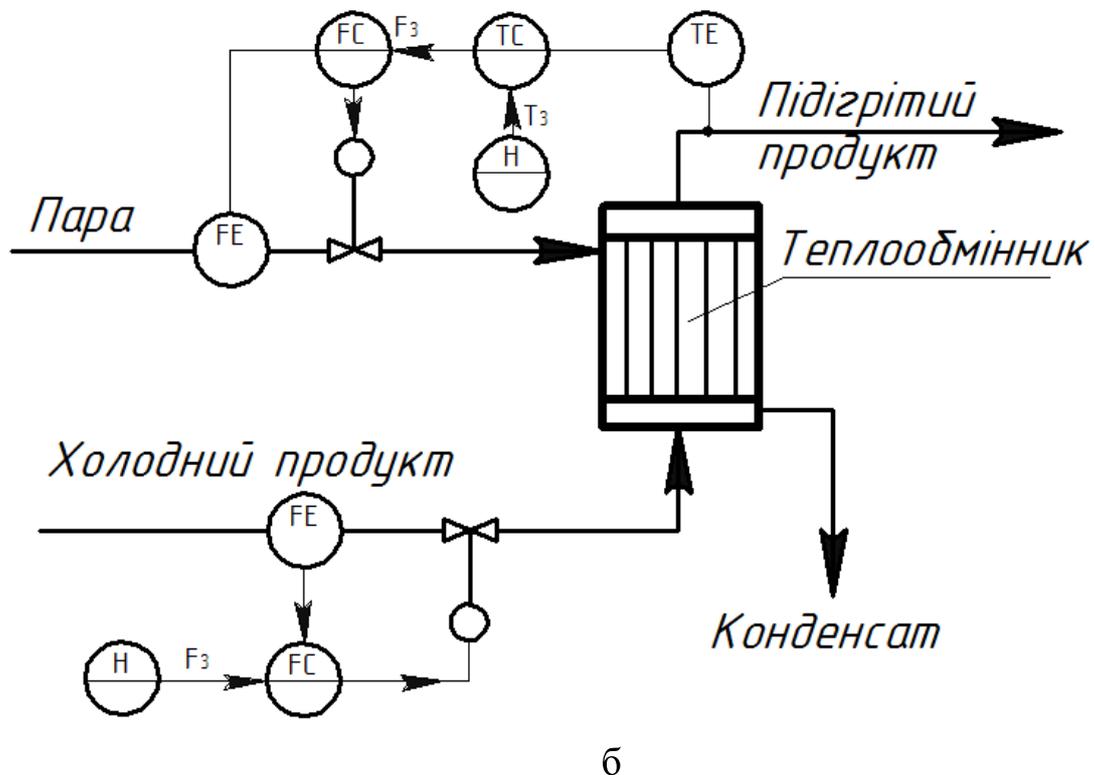
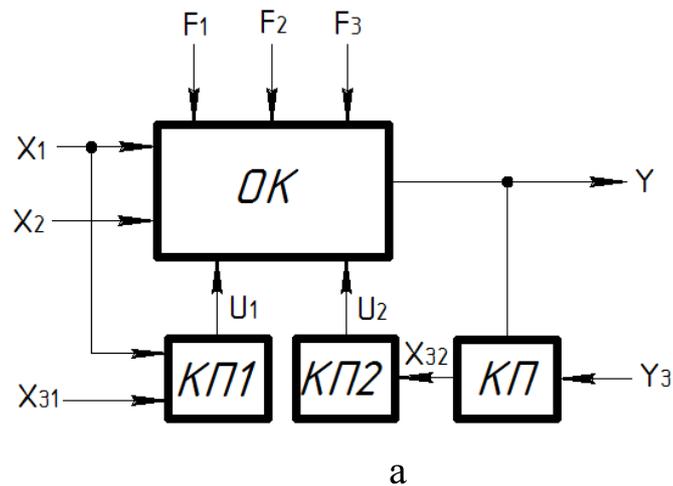


Рисунок 2.7 – Комбінована АСК на базі багатоконтурної САР:  
а – структурна схема; б – приклад.

Ще АСК класифікують за такими ознаками як:

- за характером носія енергії АСК поділяють на *електричні, пневматичні, гідравлічні та комбіновані*;
- за характером сигналів – *на аналогові та дискретні* (за рівнем – релейні системи, по часу – імпульсні системи, по рівню і часу одночасно – цифрові системи);

### **Питання за лекцією:**

1. Дайте визначення поняттю «об'єкт керування»? Привести приклад об'єкту керування.
2. На які групи можна поділити параметри технологічного процесу?
3. Які параметри технологічного процесу можна віднести до вхідних, до режимних та до вихідних параметрів?
4. Що називають технологічним режимом та нормальним технологічним режимом?
5. Які збурюючі впливи бувають? Надати характеристику кожному.
6. Що таке керуюча система?
7. Автоматичні пристрої, які входять в керуючу систему за функціональними ознаками підрозділяються? Надати коротку характеристику кожному пристрою.
8. Що при взаємодії між собою складають систему керування? Які системи керування бувають?
9. Класифікація АСК за метою керування.
10. Яка мета керування АСК, що стабілізують?
11. Яка мета керування АСК, що оптимізують?
12. Класифікація АСК за метою керування.
13. Принцип дії замкнених АСК.
14. Назвіть переваги замкнених систем.
15. На які види поділяються розімкнені системи?
16. Яка особливість системи програмного керування ?
17. Яка особливість системи компенсації?
18. Який принцип використовується в комбінованих системах?

## ЛЕКЦІЯ 3

### МЕТОДИКА АНАЛІЗУ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ ЯК ОБ'ЄКТІВ КЕРУВАННЯ ТА ОСНОВНІ ЇХ ВЛАСТИВОСТІ

*3.1 Методика аналізу технологічних процесів як об'єктів керування*

*3.2 Основні властивості об'єкта регулювання*

#### **3.1 Методика аналізу технологічних процесів як об'єктів керування**

##### **1. Визначення критерію ефективності об'єкта керування.**

- Для виробництв – це, як правило, економічні критерії для максимізації прибутку або мінімізації витрат на виробництво.
- Для технологічних процесів – це технологічні критерії для максимізації якості або максимізації виходу цільового продукту.

##### **2. Розробка математичного опису процесу як об'єкта керування в статиці та динаміці.**

- Розробляючи математичний опис складного хіміко-технологічного процесу треба прагнути створити найпростіші моделі.
- Не треба будувати завершені і вичерпні математичні моделі а лише достатні для вирішення задач керування.

##### **3. Математичне моделювання та вивчення статичних режимів об'єктів керування.**

- Основні методи створення математичного опису для цілей керування – аналітичні; статистичні (регресивні, методи групового врахування аргументів); моделі, засновані на нечітких методах.
- Вивчення статичних характеристик об'єктів керування, на основі яких визначають:[6]

- можливі діапазони варіації параметрів під час керування;
- можлива кількість стаціонарних станів процесу;
- аналіз стійкості стаціонарних станів процесу;
- вплив основних параметрів режиму на робочі зони об'єкту керування;
- вивчення нелінійності коефіцієнтів підсилення та можливості лінаризації статичних характеристик тощо.

##### **4. Побудова інформаційної схеми об'єкта керування.**

Інформаційна схема об'єкта керування – це схема, що показує вхідні та вихідні змінні об'єкта керування та їх взаємозв'язок.

Побудова інформаційної схеми можлива на основі математичного опису (при розробці нових технологій) або на основі інформації про експлуатацію об'єкта (під час модернізації системи керування).

### **5. Аналіз інформаційної схеми.**

Аналіз інформаційної схеми проводиться для класифікації вхідних та вихідних впливів на наступні групи:

- можливі збурюючі впливи;
- можливі впливи керування;
- змінні, якими найбільш доцільно керувати.

Вибір можливих каналів керування.

### **6. Математичний опис динаміки об'єкта керування**

• Складається математичний опис динаміки об'єкта за можливими каналами керування.

- Проводиться дослідження динаміки можливих каналів керування.
- Виконується визначення найбільш підходящих каналів керування.
- Складається структурна схема системи керування.

### **7. Вибір параметрів контролю, сигналізації та захисту.**

## **3.2 Основні властивості об'єкта регулювання**

Об'єкт регулювання є основною складовою частиною АСР і визначає її характер. Деякі властивості об'єкта сприяють якісному процесу регулювання, інші заважають, тому визначення характеристик і властивостей об'єкта регулювання є дуже важливим завданням.

Незважаючи на широку різноманітність об'єктів регулювання, всі вони мають ряд загальних властивостей: самовирівнювання, ємність, інерційність і запізнення.

**Самовирівнювання** – це властивість об'єкта самостійно відновлювати після нанесення на нього збурюючого впливу, яке порушило рівновагу процесу. Самовирівнювання є наслідком внутрішнього негативного зворотного зв'язку в стійкому об'єкті (вплив значення керованої величини на приток в об'єкт та витрати з нього речовини або енергії). Чим більша величина самовирівнювання, тим менше відхилення керованого параметру від стану рівноваги, існуючого до прикладення збурюючого впливу. Самовирівнювання сприяє стабілізації керованої величини в об'єкті і таким чином полегшує роботу керуючого пристрою.[3]

Об'єкт, які володіють самовирівнюванням, називається *стійким* або *статичним*.

В об'єкті, що не володіє самовирівнюванням, після прикладення збурюючого вплива керована величина вільно змінюється (якщо немає керуючого впливу), необмежено зростає або зменшується до нуля.

Об'єкти, які не володіють самовирівнюванням називаються *нейтральними* або *астатичними*. Вони не мають відновлювальної сили, що протидіє порушенню рівноваги об'єкту. При відсутності збурюючого впливу астатичний об'єкт може знаходитися в стані рівноваги за будь-яких значеннях керованої величини. При порушенні рівноваги процесу швидкість зміни керованої величини пропорційна величині збурюючого впливу. Відсутність самовирівнювання погіршує керованість об'єкту.

Самовирівнювання характеризується коефіцієнтом самовирівнювання  $\rho$  та швидкістю розгону  $\varepsilon$ . Нехай описується рівнянням:

$$y' + \rho \varepsilon y = \varepsilon x. \quad (3.1)$$

Швидкість розгону об'єкта  $\varepsilon$  дорівнює відношенню швидкості зміни  $y$  в перший момент після подачі стрибкоподібного збурюючого впливу до величини цього впливу. Часто замість  $\varepsilon$  використовують зворотну їй величину – час розгону  $T$  (час, протягом якого вихідна величина об'єкту, змінюється від нуля зі швидкістю рівної  $\varepsilon$ , досягла би прийнятої номінальної величини).

Величина коефіцієнту самовирівнювання змінюється в часі. Середня для всього перехідного процесу величина коефіцієнта самовирівнювання обернено пропорційна передаточному коефіцієнту та визначається за рівнянням:

$$\rho = \rho_1 + \rho_2 = x / y_{вст}, \quad (3.2)$$

де  $\rho_1$  та  $\rho_2$  – коефіцієнти самовирівнювання на вході та виході об'єкту,  $x$  – вхідна величина,  $y_{вст}$  – значення керованої величини після закінчення самовирівнювання.

Із рівняння (3.2) слідує, що знаючи середню величину  $\rho$  та збурюючий вплив, можна заздалегідь визначити вільне відхилення керованої величини в об'єкті (без прикладення керуючого впливу):

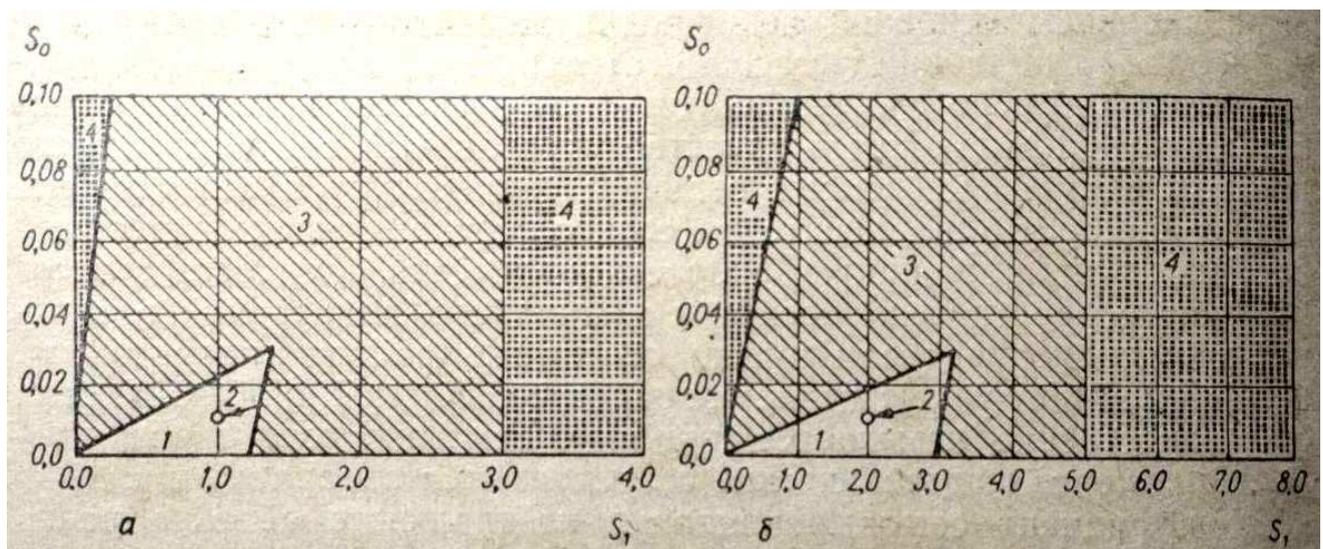
$$y_{вст} = x / \rho. \quad (3.3)$$

Очевидно, що при достатньо великому коефіцієнті самовирівнювання в об'єкті застосування регулятора зайве.

**Ємність** об'єкту називається кількість речовини або енергії, яке міститься в об'єкті в даний момент. Накопичення речовини або енергії можливе завдяки тому, що в кожному об'єкті мається опір виходу речовини або енергії (рідини, пари, газу, тепла тощо).[3]

При зміні значення керованої величини ємність об'єкту змінюється. Наприклад, якщо підвищити рівень та температуру рідини в апараті, то гідравлічна та теплова ємність збільшиться.

На рис. 3.1 приведено приклад впливу величині ємності об'єкту на стійкість процесу регулювання. Вплив величини ємності (затримки) нижньої частини ректифікаційної колони на стійкість процесу регулювання при відборі імпульсу з нижньої тарілки було розраховано для нормальної затримки (б) та зменшеної в 10 раз (а).



а

б

1 – область аперіодичного процесу регулювання; 2 – рекомендовані налаштування регулятора; 3 – область коливального процесу регулювання; 4 – область нестійкого процесу регулювання

Рисунок 3.1 – Приклад впливу величині ємності об'єкту на стійкість процесу регулювання

З порівняння рисунків видно, що область стійкого регулювання при невеликій ємності низу колони значно менше, чим при нормальній.

Склад рідини в нормальній (з великою ємністю) нижній частині колони змінюється повільно, і це надає стабілізуючий вплив на процес.

При невеликій ємності цей вплив зменшується, що погіршує в розглянутому випадку динаміку системи регулювання.

Властивість об'єкту регулювання (керування) протистояти збурюючим впливом, направленим на різку зміну його показника, називається *інерційністю*.

Підвищення інерційності об'єкту підвищує стійкість АСР, оскільки при цьому зменшується швидкість зміни керованої величини після внесення збурюючого впливу. Якщо об'єкт з малою інерційністю та значними запізненнями піддається швидким та великим збурюючим впливам, то керувати їм важко. Цю обставину потрібно мати на увазі при конструюванні технологічних апаратів та розробці технологічних режимів, оскільки при інтенсифікації процесів та зростанням питомих навантажень інерційність апаратів значно зменшується. Для полегшення автоматичного регулювання в цих умовах потрібно покращувати інші динамічні властивості апаратів, зокрема зменшувати запізнення та усувати джерела великих та швидких збурюючих впливів.

Ще однією властивістю об'єкта регулювання є *запізнення*, показником якого є час запізнення. Під ним розуміють різницю часу між моментами нанесення збурюючого впливу або зміною вхідної величини та початком зміни вихідної змінної. Розрізняють запізнення перехідне і транспортне. [3]

*Перехідне (смісне)*, яке також називається інерційністю, характерне для багатоемнісних об'єктів. Величина цього запізнення зростає зі збільшенням кількості ємностей і виникає під час подолання потоком речовини або енергії опору, які розділяють гідравлічні, теплові та інші ємності об'єкта.

**Транспортне (чисте) запізнення** – час, необхідний для того, щоб потік речовини або енергії, який має певну швидкість, пройшов відстань від місця внесення збурюючого впливу до місця, де вимірюється значення регульованого параметра.

Загальне запізнення складається з суми окремих запізнень. Запізнення завжди негативно впливає на якість регулювання, тому необхідно намагатися його зменшити.

Властивості об'єкта регулювання впливають на показники якості процесу регулювання.

Розглядають статичні і динамічні характеристики об'єкта керування.

*Статичною характеристикою об'єкта* називають залежність його вихідної величини від вхідної в усталеному режимі. Статичні

характеристики об'єкта показують його властивості тільки в рівноважному стані і визначаються експериментальним або аналітичним шляхом. Більшість реальних об'єктів нелінійні. Розрахунок таких систем дуже складний, тому використовуються методи лінеаризації. Для характеристики об'єкта в інших станах необхідно знати його динамічні властивості.[6]

**Динамічною характеристикою об'єкта** називається зміна вихідної (регульованої) величини в часі у перехідному режимі. Найбільш розповсюдженим експериментальним методом визначення динамічних характеристик є побудова кривої розгону, яка визначає зміну регульованої величини при нанесенні на вхід об'єкта миттєвого стрибкоподібного збурення. За допомогою кривої розгону визначають такі динамічні характеристики: **запізнення ( $\tau$ )**, **постійну часу ( $T$ )** і **коефіцієнт передачі ( $K_{об}$ )**. На рис. 3.2 показано криву розгону, яка отримана для гідравлічного об'єкта. На рисунку показано, що клапан притоку знаходиться на певній відстані від об'єкта. Це створює транспортне запізнення, оскільки повинен пройти деякий час після того, як клапан відкриється і рідина потрапить у збірник.[3, 6]

В усталеному режимі стікання  $G_{cm1}$  дорівнював притоку  $G_{np}$  і рівень в ємності був постійним зі значенням  $H_1$ . В деякий момент часу при відкриванні клапана стрибкоподібно збільшився приток і став дорівнювати  $G_{np2}$ . Оскільки  $G_{np2} > G_{cm1}$  то рівень в ємності починає збільшуватись.[3, 6]

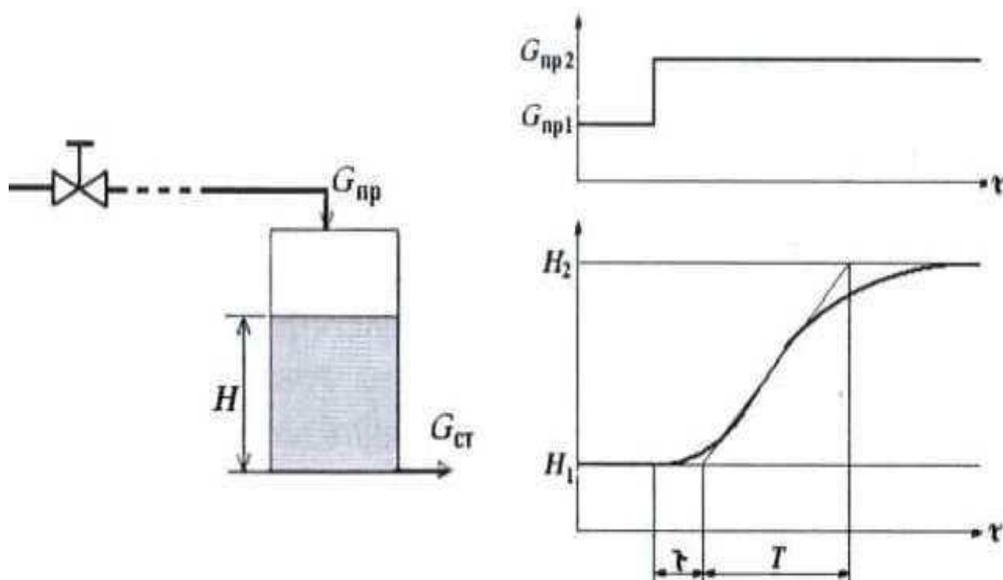


Рисунок 3.2 – Приклад кривої розгону

Однак внаслідок збільшення гідростатичного тиску поступово починає збільшуватися стікання до моменту, поки нове значення  $G_{ст2}$  не стане дорівнювати притоку  $G_{np2}$ . Виникне новий врівноважений стан, при якому в об'єкті встановиться новий рівень  $H_2$ . По кривій розгону можна визначити динамічні характеристики об'єкта. Для визначення часу запізнення  $\tau$  і постійної часу  $T$  до кривої розгону проводиться дотична. Графічне визначення  $\tau$  і  $T$  показано на рис. 3.2. Коефіцієнт передачі  $K_{об}$  визначається як відношення зміни вихідної величини  $H$  між двома станами рівноваги до величини стрибкоподібного збурення, яке викликало цю зміну:[3, 6]

$$K_{об} = (H_2 - H_1) / (G_{np2} - G_{np1}). \quad (3.4)$$

Динамічні характеристики та параметри об'єктів регулювання використовують для вибору регуляторів та їх налаштування.

### Питання за лекцією:

1. З яких етапів складається аналіз технологічних процесів як об'єктів керування?
2. Які загальні властивості мають об'єкти регулювання?
3. Що таке самовирівнювання об'єкта?
4. Що відбувається з об'єктом, який не володіє самовирівнюванням?
5. Якими параметрами характеризується самовирівнювання?
6. Що таке час розгону?
7. Що називається ємність об'єкта?
8. Що таке інерційність об'єкта регулювання?
9. Що розуміють під властивістю об'єкта регулювання «запізнення»?
10. Які види запізнення бувають?
11. Що таке статистична характеристика об'єкта?
12. Що таке динамічна характеристика об'єкта?
13. Які характеристики об'єкта регулювання визначають за допомогою кривої розгону?

## ЛЕКЦІЯ 4

### ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ ТА ВИРОБНИЦТВ ЯК ОБ'ЄКТІВ КЕРУВАННЯ ТА РОЗРОБКА ЇХ СИСТЕМ КЕРУВАННЯ

*4.1 Дослідження об'єктів керування*

*4.2 Розробка систем керування*

#### **4.1 Дослідження об'єктів керування**

Об'єкти керування є заданою частиною автоматизованої системи керування (АСК), що не змінюється. Щоб АСК досягла мети керування, необхідно на основі хорошого знання об'єкта керування підібрати відповідну систему керування. Властивості об'єкта керування вивчаються на основі статичних та динамічних характеристик. Отримати характеристики об'єкта можна аналітичним методом та експериментальними методами – активним та пасивним.

##### **4.1.1 Аналітичний метод**

Складають балансові рівняння процесу, котрі перетворюють таким чином, щоб отримати найбільш повне представлення про залежність між параметрами об'єкта. Наприклад, рівняння теплового балансу об'єкта керування може бути записано наступним чином:

$$Q_1 + Q_2 - Q_3 - Q_4 = 0, \quad (4.1)$$

де  $Q_1, Q_2$  – кількість тепла, підведеного до об'єкта керування;  $Q_3, Q_4$  – кількість тепла, відведеного від об'єкта керування.

Якщо  $Q_1$  – кількість тепла, що надходить в об'єкт з сировиною, його можна представити так:

$$Q_1 = G_c \times t_c \times c_c. \quad (4.2)$$

де  $G_c, t_c, c_c$  – відповідно витрата, температура та теплоємність сировини.

Таким же чином можна перетворити інші члени балансового рівняння. У результаті буде отримано рівняння взаємозалежності між параметрами об'єкта в рівноважному стані. Таке рівняння часто називають математичною моделлю статички об'єкта.

Для того, щоб отримати рівняння динаміки об'єкта (диференціальне рівняння), виробляють наступні операції. Вхідним параметрам балансових рівнянь дають невеликий приріст. Потім з отриманого рівняння віднімають вихідне та результат ділять на приріст часу  $\Delta\tau$  (де  $\Delta\tau \rightarrow 0$ ). Знайдене відношення представляє собою динамічну характеристику (математичну модель динаміки) об'єкта.

Перевагою аналітичного методу полягає в можливості складання характеристики об'єкта керування на стадії проектування. Однак при аналітичному дослідженні важко отримати коефіцієнти рівняння та важко врахувати конкретні особливості даного технологічного об'єкта, такі, як зміна активності каталізатору, поява накипу та деякі інші. Тому аналітичний метод використовують для отримання характеристик тільки простих об'єктів керування.

#### **4.1.2 Експериментальні методи**

**Активний метод**, чи, як його називають, метод штучних впливів, складається в тому, що вхідному параметру об'єкта здійснюють пробну зміну (ступінчате, імпульсне, у вигляді гармонійних коливань тощо), при цьому реєструють зміну вихідних параметрів об'єкта.

При дослідженні складних об'єктів з багатьма взаємозалежними параметрами необхідно зняти характеристики для всіх можливих режимів з урахуванням всіх джерел збурень. Після проведення експериментів результати досліджень оброблюють.

Для реалізації цього методу можуть бути використані як наявні на установці контрольно-вимірні прилади, так і встановлені спеціально.

Перевагою активного методу полягає і в його простоті, а також в тому, що не потрібно великої кількості часу для спостереження та обробки результатів. Однак в діючих технологічних апаратах не завжди можна вносити випробувальні зміни вхідних параметрів. Окрім того, в ряді випадків неможливо прослідити реакцію об'єкта тільки на пробні зміни, оскільки в об'єкти, як правило, поступають і інші впливи.

**Пасивний метод** (статистичний) заснований на дослідженні об'єктів керування в процесі нормальної експлуатації технологічних апаратів. Протягом тривалого часу (6-12 місяців) збирають дані апаратури, що нормально працює, котрі потім оброблюють, у результаті чого отримують характеристики об'єкта.

В якості прикладу використання цього методу можна привести праці по складанню математичної моделі одного з процесів виробництва синтетичного каучука. Вихідними даними послужив статистичний матеріал, зібраний в результаті 82 дослідів, які були проведені в нормальному режимі експлуатації обладнання. Досліди полягали в одночасній реєстрації 25 змінних, що характеризують процес. Основні рівняння складеної математичної моделі – залежність критерію оптимальності від параметрів процесу – має вигляд:

$$\tau = A + A_1x_1 + A_2x_2 + \dots + A_{25}x_{25}. \quad (4.3)$$

де  $\tau$  – час процесу;  $A_1, \dots, A_{25}$  – постійні коефіцієнти;  $x_1, \dots, x_{25}$  – змінні величини.

## **4.2 Розробка систем керування**

Розробку систем керування починають з вибору параметрів, що беруть участь в керуванні. До них відносяться контрольовані, сигналізовані та регульовані параметри, параметри захисту та блокування, а також параметри, шляхом зміни яких будуть вноситись регулюючі впливи. Потім вибирають конкретні автоматичні пристрої керуючої системи.

Проектована система керування повинна забезпечувати досягнення мети керування за будь-яких умов і бути простою та надійною. Істотне значення має мінімізація кількості параметрів керування.

Основними автоматичними пристроями, що визначають технологічний режим процесу є регулятори. Тому спочатку доцільно намітити регульовані параметри процесу та канали внесення регулюючих впливів і після цього приступати до вибору інших параметрів.

### **4.2.1 Вибір регульованих величин та каналів внесення регулюючих впливів**

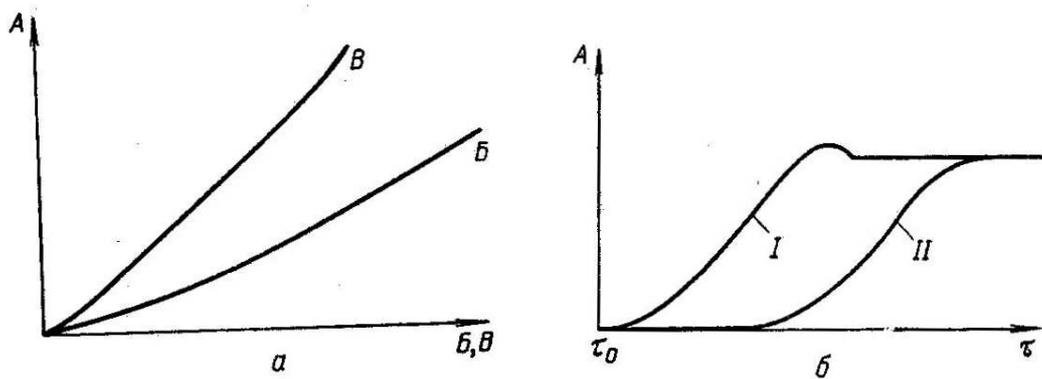
Вибрати з низки параметрів процесу ті, які слід регулювати та зміною яких доцільно вносити регулюючі впливи, можна лише при хорошому знанні процесу. При цьому визначають цільове призначення процесу, взаємозв'язок його з іншими процесами виробництва, обирають показник ефективності, задаються значенням, на якому він повинен підтримуватися, знаходять статичні та динамічні характеристики об'єкта.

Потім технологічний процес аналізують з погляду збурюючих впливів і можливості їх ліквідації до надходження на об'єкт. При цьому особливу увагу необхідно звернути на стабілізацію вхідних параметрів, оскільки з їхньою зміною в об'єкт надходять найбільш сильні збурення.

Як правило, всі збурюючі впливи не вдається ліквідувати до надходження їх на об'єкт керування. Дуже важко (а часто практично неможливо) передбачити та усунути внутрішні збурюючі впливи. З іншого боку, не всі вхідні параметри піддаються стабілізації, оскільки багато із них визначаються технологічним режимом попереднього чи наступного процесу.

Отже, в об'єкт будуть поступати збурюючі впливи, що призведе до зміни режимних параметрів, а в підсумку і показника ефективності. Щоб забезпечити задане значення показника ефективності, необхідно стабілізувати або змінювати за певним законом режимні параметри. Оскільки регулювати всі режимні параметри об'єкту, як правило, не вдається, в якості регулюючої величини беруть зазвичай показник ефективності, а регулюючий вплив вносять зміною одного чи двох вхідних параметрів. Щоб в об'єкт поступало мінімальна кількість збурюючих впливів, раніше передбачені вузли стабілізації вхідних та режимних параметрів залишаються. Вони підвищують якість регулювання показника ефективності.

При виборі регульованих величин та каналів внесення регулюючих впливів широко використовуються статичні та динамічні характеристики об'єктів. Статичні характеристики дозволяють оцінити рівень впливу одних параметрів на інші. На рис. 4.1, а показана залежність параметра А від параметрів Б і В. Аналіз цих статичних характеристик показує, що навіть великі зміни вхідного параметра Б не дають помітного впливу на параметр А. Отже, по даному каналу в об'єкт надходять слабкі збурюючі впливи. Тому недоцільно використовувати параметр Б для внесення регулюючих впливів. Зміни ж параметра В викликають порівняно сильний вплив на параметр А.[6]



а – статичні; б – динамічні;

А – показник ефективності; Б, В – вхідні параметри; I – при зміні параметра В; II – при зміні параметра Б;  $\tau$  – час;  $\tau_0$  – момент збурення.

Рисунок 4.1 – Характеристики об'єкта

Динамічні характеристики сприяють вибору каналів, за якими регулюючі впливи вносяться найбільш ефективно. З графіка на рис. 4.1, б видно, що найменші запізнення мають місце при зміні вхідного параметра В (див. криву I на рисунку). При знятті динамічних характеристик I і II величини збурень по каналах параметрів В і Б були підібрані таким чином, щоб величина нового значення параметра А в обох випадках була однаковою.[6]

Більшість апаратів хімічної технології є багатосемними об'єктами з декількома регульованими параметрами, пов'язаними між собою. У таких об'єктах регулюючі впливи, що спрямовані на усунення відхилення однієї регульованої величини, здійснюють вплив і на інші. Наприклад, зміна кількості пари, що подається в кип'ятильник колони ректифікації, здійснюється регулятором температури нижньої частини колони, впливає не тільки на температуру в кубі, але і на рівень рідини в ньому. З іншого боку, регулюючі впливи, що вносяться регулятором рівня рідини в кубі, позначаються і на температурі в ньому.

При керуванні складними технологічними апаратами застосовують такі способи усунення або ослаблення внутрішніх зв'язків між окремими параметрами: вибір в якості регульованих величин таких параметрів, які не пов'язані (або слабо пов'язані) між собою; введення в кола регулювання компенсуючих зовнішніх зв'язків між регуляторами (автономне регулювання).

#### **4.2.2 Вибір контрольованих величин**

Для вибору параметрів контролю, як і регульованих величин, потрібно добре знання об'єкта керування. При виборі контрольованих величин необхідно керуватися тим, щоб за мінімальної кількості вони давали найбільш повне уявлення про процес.

Контролю підлягають передусім параметри, знання поточних значень яких полегшує пуск, налагодження і ведення технологічного процесу. До таких параметрів, зокрема, відносяться нерегульовані режимні параметри та вхідні параметри, при зміні яких об'єкт надходитимуть збурюючі впливи.

Для здійснення оперативного керування виникає необхідність контролювати найважливіші вихідні параметри процесу, наприклад кількість отриманого кінцевого продукту, його температуру та тиск.

З метою отримання даних, необхідних **для госпрозрахункових** операцій та підрахунку техніко-економічних показників, контролюють ще одну групу параметрів, до яких відносяться, наприклад, кількість електроенергії, що споживається, тепло- і холодоносіїв.

#### **4.2.3 Вибір величин, що сигналізуються**

До вибору параметрів сигналізації приступають після аналізу об'єкта щодо його вибухо- та пожежонебезпеки, а також токсичності та агресивності речовин, що переробляються.

Сигналізації підлягають усі параметри, зміна яких може спричинити аварію або серйозне порушення технологічного режиму. До них відносяться, наприклад, концентрація вибухонебезпечної речовини у приміщенні, рівень рідини, тиск та температура в апараті.

Якщо до відхилення регульованих величин пред'являються жорсткі вимоги, вони одночасно сигналізуються. Слід сигналізувати основні параметри регулювання багатоконтурних АСР; зупинення обладнання, яке не передбачене технологічним регламентом; граничні значення параметрів, що контролюються з метою проведення оперативного керування.

Одним із серйозних моментів роботи пристроїв сигналізації є оповіщення обслуговуючого персоналу про порушення технологічного процесу, які можуть призвести до браку продукції, що випускається. Виходячи з цих міркувань слід сигналізувати відхилення параметрів, які дають представлення про умови протікання процесу в апараті та

показника ефективності, а також припинення подачі продуктів, теплоносіїв тощо.

#### **4.2.4 Вибір параметрів захисту та заходів, що запобігають аваріям**

В якості параметрів, при неприпустимому відхиленні яких спрацьовують пристрої автоматичного захисту, насамперед необхідно брати концентрації вибухонебезпечних речовин у повітрі виробничого приміщення. Якщо концентрація досягає небезпечного значення, за допомогою пристроїв захисту проводяться такі основні заходи: припиняється надходження на цю виробничу ділянку тих речовин, які сприяють виникненню небезпечної концентрації; знижується тиск у апаратах; приводиться в дію аварійна система вентиляції.

Небезпека вибуху або аварії може виникнути і в тому випадку, якщо припиняється подача однієї з речовин до технологічного апарату: наприклад, подача, холодоносія до реактора, де йде реакція з виділенням тепла. При цьому пристрої захисту повинні ізолювати апарат, відключивши від нього всі магістралі.

В апаратах, що працюють під тиском, одним із обов'язкових параметрів захисту має бути тиск. У разі підвищення тиску до небезпечної межі порожнина апарата повинна автоматично сполучатися з атмосферою або лінією продування. Одночасно мають бути вжиті заходи для ізоляції апарату від джерела тиску.

При виході з ладу насоса (компресора) пристрій захисту має автоматично увімкнути резервний насос (компресор).

#### **Питання за лекцією:**

1. Якими методами можна отримати характеристики об'єкта? Надати коротку характеристику кожному методу.
2. З чого починають розробку системи керування?
3. Які основні принципи вибору регульованих величин та каналів внесення регулюючих впливів?
4. Які параметри слід контролювати?
5. Які параметри підлягають сигналізації?
6. Які основні принципи вибору параметрів захисту та заходів, що запобігають аваріям?

## ЛЕКЦІЯ 5

### АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕМІЩЕННЯ РІДИН, ГАЗІВ ТА СІПКИХ МАТЕРІАЛІВ

5.1 Загальні питання щодо переміщення рідин та газів

5.2 Типове рішення з автоматизації переміщення рідин та газів

5.3 Типове рішення з автоматизації співвідношення витрат двох речовин

5.4 Типове рішення з автоматизації переміщення сипких матеріалів

#### 5.1 Загальні питання щодо переміщення рідин та газів

Рух рідини та газів характеризуються одними й тими самими законами (при умові, що швидкість газів менше швидкості звуку). Тому рішення по автоматизації можна розробляти одночасно як для процесів переміщення рідини, так і для процесів переміщення газів.

В якості об'єкту керування приймемо трубопровід, по якому транспортується рідина та відцентровий насос, що забезпечує її переміщення (рис. 5.1). Показником ефективності даного процесу слугує витрата  $G$  рідини, що переміщується. Процес переміщення в хімічній промисловості є допоміжним; його необхідно проводити таким чином, щоб забезпечувався ефективний режим основного процесу. Тому витрату  $G$  необхідно підтримувати на певному, частіше всього постійному значенні. Метою керування процесом переміщення будемо вважати підтримування постійного значення витрати  $G$ .

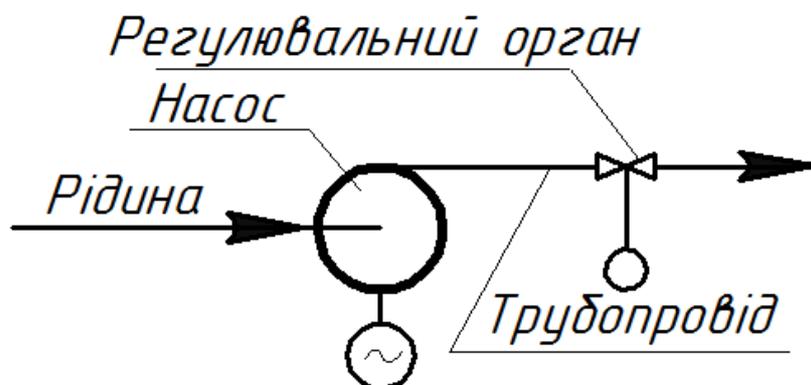


Рисунок 5.1 – Схема переміщення рідини

Масова витрата рідини в трубопроводі визначається за формулою:

$$G = V \times F \times \rho \quad (5.1)$$

де  $V$  – швидкість переміщення рідини в трубопроводі;  $F$  – поперечний переріз трубопроводу;  $\rho$  – густина рідини.

Швидкість  $V$  в загальному випадку залежить від наступних параметрів:

$$V = f(\Delta P, \mu, \rho) \quad (5.2)$$

де  $\Delta P$  – рушійна сила процесу (різниця тиску на початку  $P_{\Pi}$  і в кінці  $P_K$  трубопроводу);  $\mu$  – динамічна в'язкість переміщення рідини.

Проаналізуємо всі величини, які впливають на витрату  $G$ , та визначимо можливість їх стабілізації та використання для внесення регулюючих впливів.

Тиск  $P_{\Pi}$  залежить, зокрема, від загального гідравлічного опору трубопроводу, яке повинна подолати рідина на своєму шляху.

Найменша зміна кута повороту заслінки  $\alpha$  визивають значні зміни коефіцієнту опору  $\xi$  заслінки і отже, загального гідравлічного опору трубопроводу.

Величину  $P_{\Pi}$  можна стабілізувати чи цілеспрямовано змінювати шляхом зміни показників роботи насосу, до яких відносять число обертів валу та кут нахилу лопатей.

Тиск  $P_K$  дорівнює тиску в апараті, куди переміщується рідина. Якщо у відповідності з технологічним режимом тиск в цьому апараті змінюється, то в об'єкт керування будуть надходити збурення, які впливають на ПЕ.

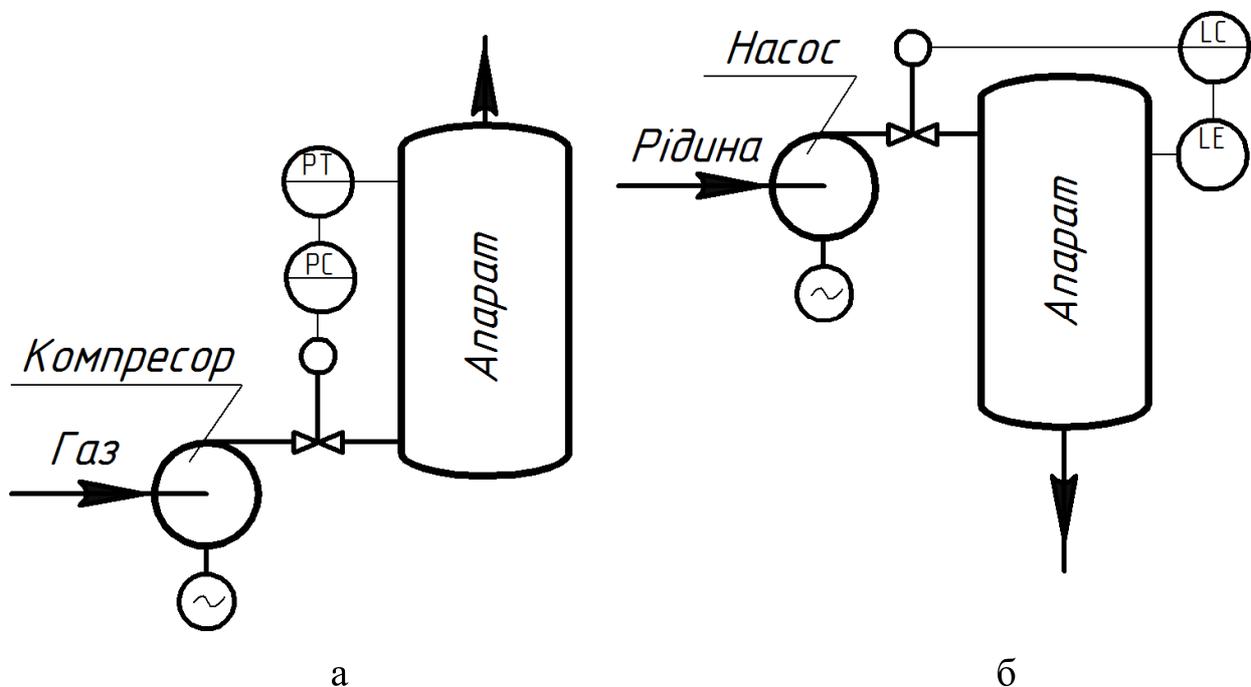
В'язкість  $\mu$  та густина  $\rho$  рідини визначається перебігом попереднього технологічного процесу, тому їх зміни є збурюючим впливом, ліквідувати які неможливо.

Аналіз об'єкту керування на збурюючі впливи показує, що більшу частину з них не вдається ліквідувати. Слід враховувати також можливість виникнення внутрішніх збурюючих впливів (наприклад, корозію внутрішньої поверхні трубопроводу чи відкладення солей тощо).

### Регулювання процесу переміщення при різних цілях керування.

Процес переміщення часто ведеться з метою стабілізації будь-якого параметра (температури, тиску, рівня тощо) технологічного процесу, попереднього процесу переміщення чи наступного за ним. В якості регульованої величини в таких випадках береться той параметр, постійність якого необхідно забезпечити, а регулюючий вплив вноситься шляхом зміни витрати. При проведенні процесу переміщення газу найчастіше необхідно стабілізувати тиск в апараті (рис. 5.2, а), а при проведенні процесу переміщення рідини – рівень (рис. 5.2, б).

Якщо заздалегідь відомо, що на установку переміщення будуть впливати збурюючі фактори, які призводять до зміни витрати, а значить, і регульованої величині, слід застосувати багатоконтурну САР. Головним регулятором в цій САР буде регулятор параметру, постійність якого забезпечується, а допоміжним – регулятор витрати. Необхідність в багатоконтурній САР виникає, наприклад, в тому випадку, якщо тиск в апараті буде змінним (рис. 5.2, б). При використанні одноконтурної САР зміна тиску спричинило би за собою зміну витрати рідини, а потім і рівня. В багатоконтурній же САР (рис. 5.3) допоміжний регулятор запобігає зміні витрати при зміні тиску в апараті.[7]



а – стабілізація тиску газу в апараті, б – стабілізація рівня в апараті.

Рисунок 5.2 – Схеми регулювання процесу переміщення

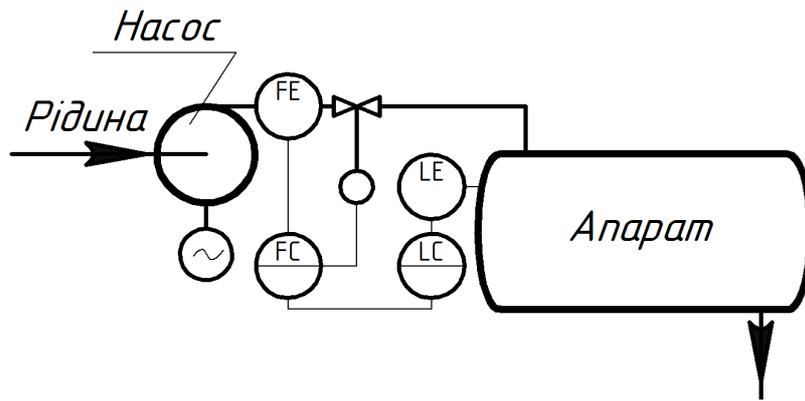


Рисунок 5.3 – Схеми регулювання процесу переміщення

## 5.2 Типове рішення з автоматизації перміщення рідин та газів

В системах регулювання витрати застосовують один із трьох способів зміни витрат:

1. Дроселювання потоку речовини через регулюючий орган, який встановлений на трубопроводі (клапан, шибер, заслінка);
2. Байпасування, тобто перекидання надлишку із основного трубопроводу в обвідну лінію;
3. Зміна напору в трубопроводі за допомогою регулюючого джерела (наприклад, зміна кількості обертів двигуна насосу або кута повороту лопатей вентилятора).

Регулювання витрати після відцентрового насосу здійснюється регулюючим клапаном, який встановлений на нагнітальному трубопроводі (рис. 5.4). При використанні поршневого насосу, застосування подібної САР неприпустимо, оскільки при роботі регулятора клапан може закритися повністю, що призведе до розриву трубопроводу (або до помпажу, якщо клапан встановлений перед насосом). В цьому випадку для регулювання витрати використовується байпасування потоку (рис. 5.5).[7]

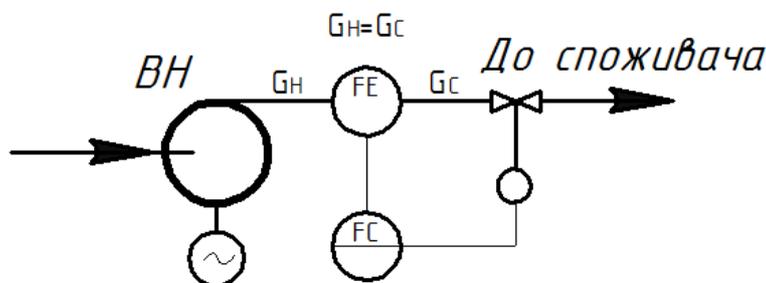


Рисунок 5.4 – Схема регулювання витрати після відцентрового насосу

Регулювання витрати за допомогою зміни кількості обертів електропривода (рис. 5.6) може застосовуватись як з відцентровими так і

поршневими насосами, перевагою такого способу регулювання є економія електроенергії та відсутність регулювального органу на трубопроводі.

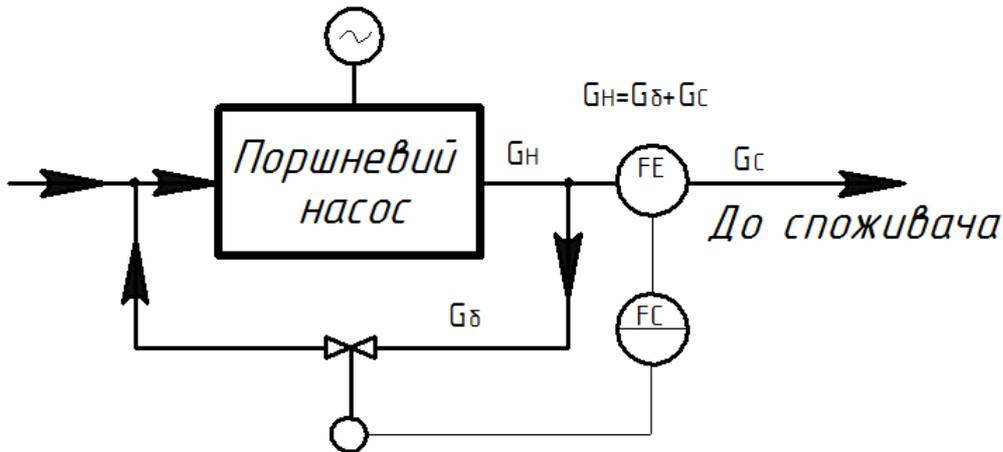


Рисунок 5.5 – Схема регулювання витрати після поршневого насоса

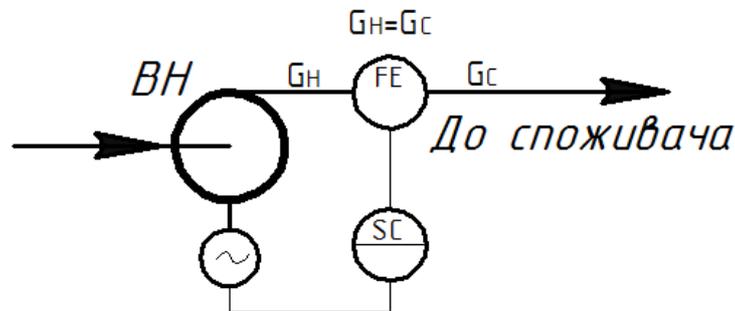


Рисунок 5.6 – Схема регулювання витрати шляхом зміни кількості обертів електропривода насоса

Враховуючи вищесказане, при проектуванні типової схеми автоматизації процесу переміщення рідини відцентровим насосом в якості регульованого параметру взята витрата FE (поз. 3а), при чому регулювальний вплив вносить зміну в ступінь відкриття регулювального органу (поз. 3з), який встановлено на лінії нагнітання рідини (див. рис 5.7).

Для пуску, налагодження та підтримки нормального режиму процесу необхідно також контролювати такі параметри як: тиск в трубопроводі на всасі насоса; тиск в напірному трубопроводі; тиск та витрату охолоджувальної рідини, температуру охолоджувальної рідини на виході з охолоджувальної сорочки насоса; тиск та витрату мастила, температуру мастила на виході насоса; температури підшипників та обмоток двигуна.

Для сигналізації обрані величини, які при значних змінах свідчать про суттєві порушення процесу.[7]

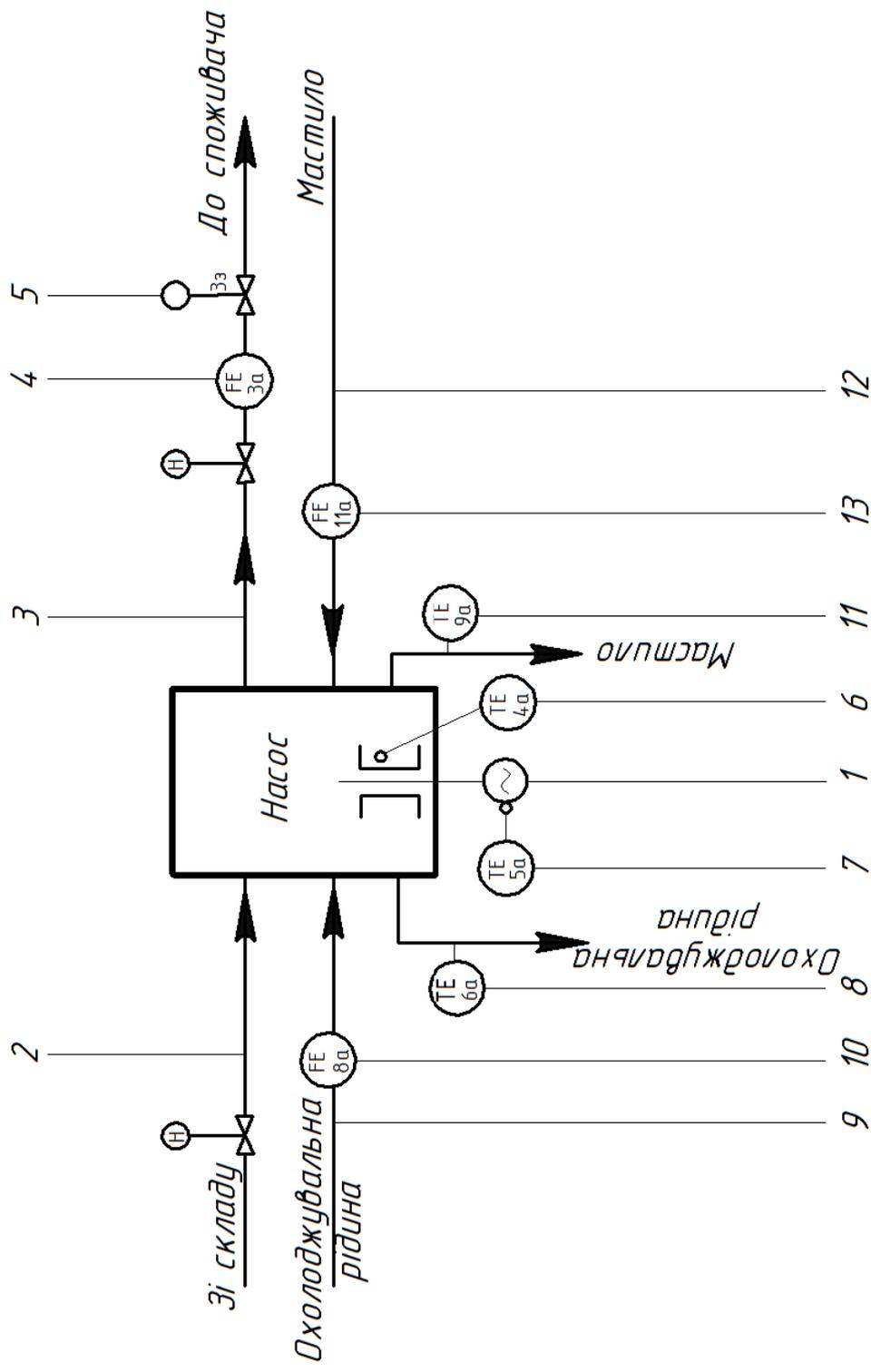


Рисунок 5.7 – Типова схема автоматизації процесу переміщення рідини відцентровим насосом (1 частина)

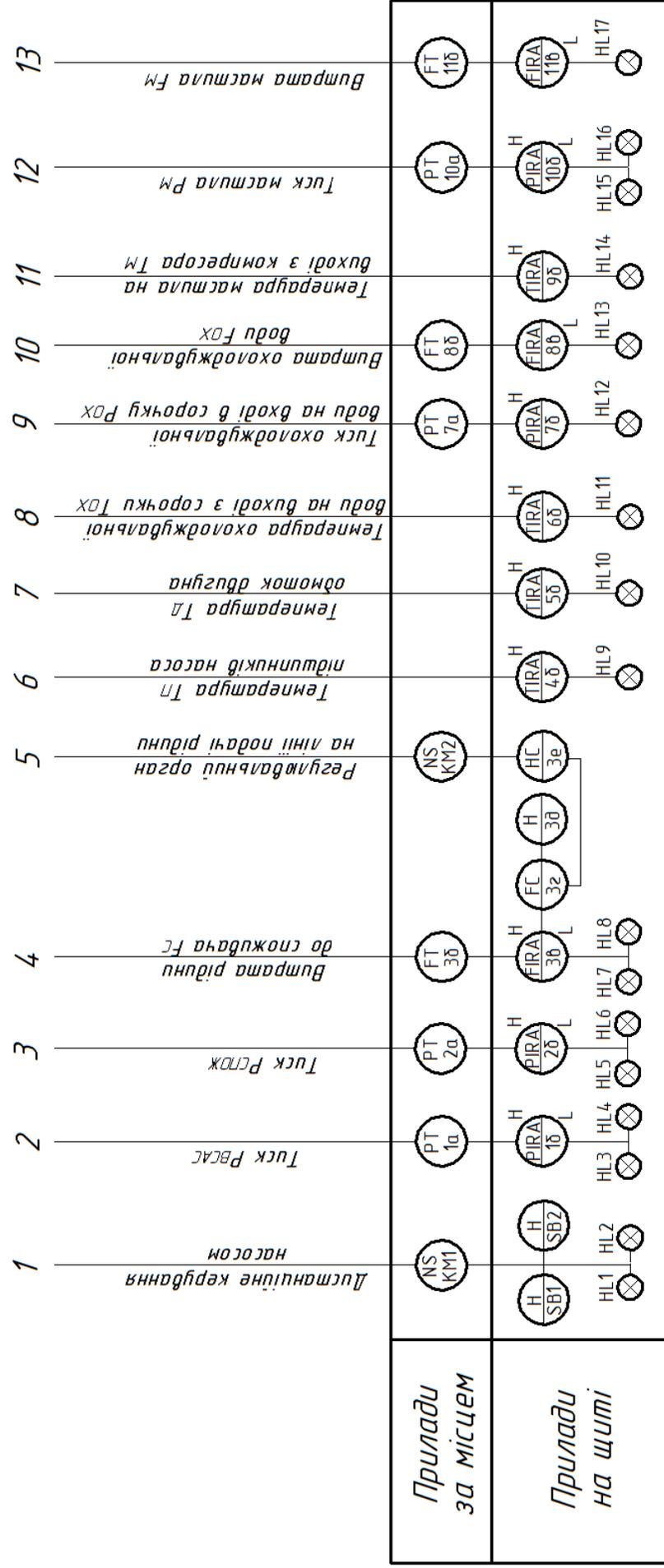


Рисунок 5.7 – Типова схема автоматизації процесу переміщення рідини відцентровим насосом (2 частина)

### 5.3 Типове рішення з автоматизації співвідношення витрат двох речовин

Регулювання співвідношення витрат двох речовин можна здійснювати трьома способами:

1. При незаданій загальній продуктивності витрати однієї речовини (рис. 5.8)  $F_1$ , що називається «ведучою» і може змінюватись довільно: друга речовина подається при постійному співвідношенні  $\gamma$  з першою, так що «ведена» витрата дорівнює  $\gamma F_1$ .

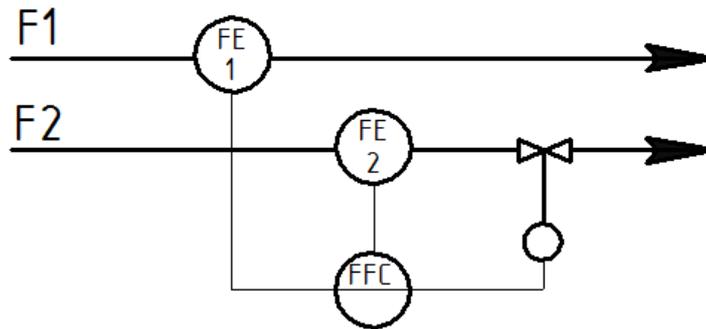


Рисунок 5.8 – Схема регулювання співвідношення витрат при нефіксованому навантаженні

2. При заданій «ведучій» витраті окрім САР співвідношення застосовують і САР «ведучої» витрати (рис. 5.9). При такій схемі у випадку зміни завдання за витратою  $F_1$  автоматично змінюється і витрата  $F_2$  (в заданому співвідношенні з  $F_1$ ).

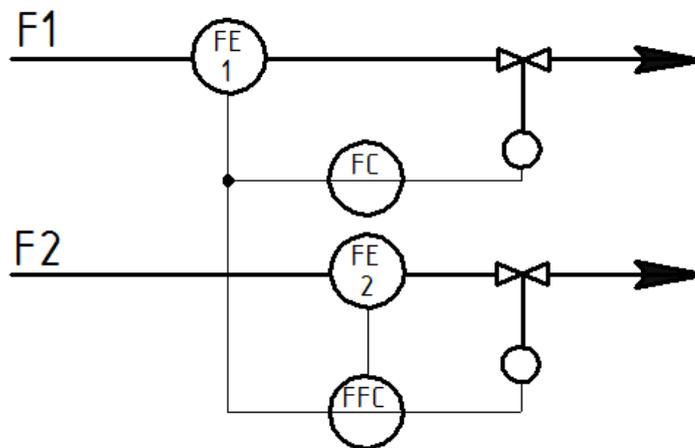


Рисунок 5.9 – Схема регулювання співвідношення витрат при фіксованому навантаженні

3. При заданому загальному навантаженні та корекцією коефіцієнту за третім параметром. САР співвідношення витрат є внутрішнім контуром каскадної системи регулювання третього технологічного параметру  $y$  (наприклад, температури в апараті). При цьому заданий коефіцієнт співвідношення встановлюється зовнішнім регулятором в залежності від цього параметру, отже  $F_2 = \gamma(y)F_1$  (рис. 5.10). Особливість настроювання каскадних САР складається в тому, що на завдання внутрішнього регулятора встановлюють обмеження  $x_{рн} \leq x_p \leq x_{рв}$ . Для САР витрат це відповідає обмеженням  $\gamma_n \leq \gamma \leq \gamma_v$ . Якщо вихідний сигнал зовнішнього регулятора вихід за межі  $[x_{рн}, x_{рв}]$ , то завдання регулятора співвідношення залишається на гранично допустимих значеннях  $\gamma$  (тобто  $\gamma_n$  або  $\gamma_v$ ).

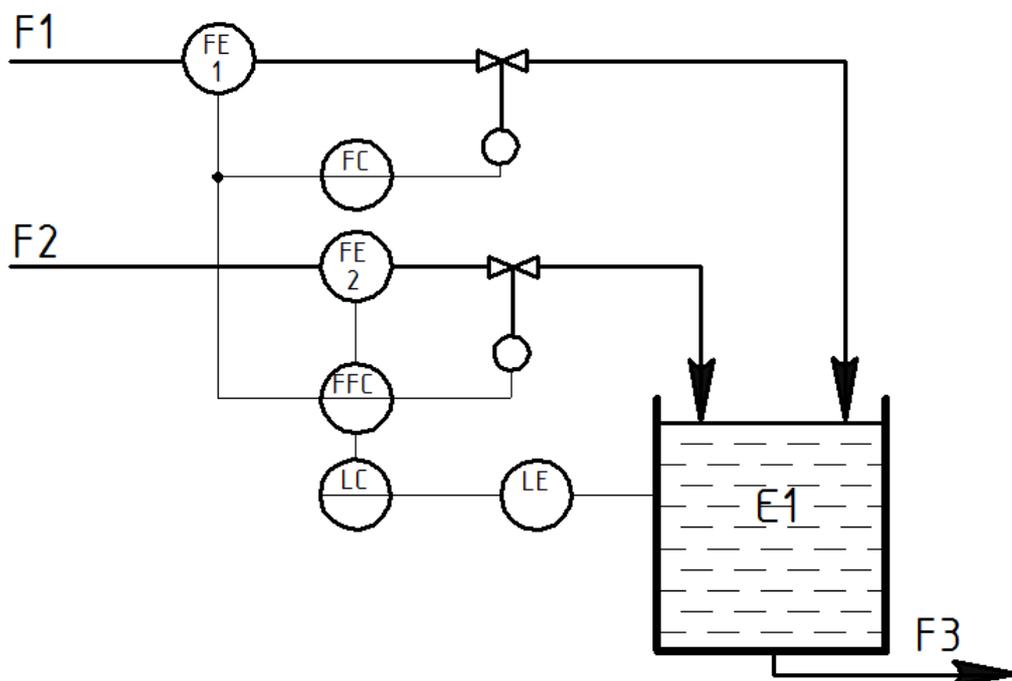


Рисунок 5.10 – Схема регулювання співвідношення витрат при фіксованому навантаженні з корекцією з рівнем в ємності

#### 5.4 Типове рішення з автоматизації перміщення сипких матеріалів

Регулювання витрати сипких речовин здійснюється зміною ступеня відкриття регулюючої заслінки на виході із бункера (рис. 5.11), або зміною швидкості руху стрічки транспортера. Вимірювачем витрати в такому випадку є зважувальний пристрій, який визначає масу матеріалу на стрічці транспортера (рис. 5.12).

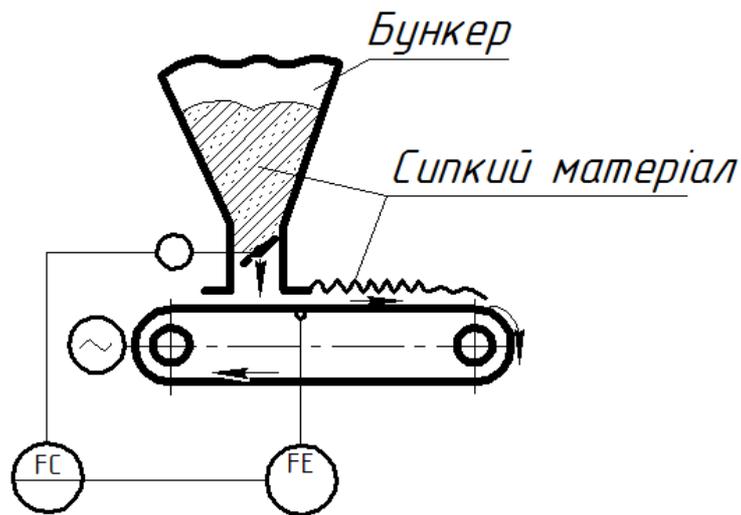


Рисунок 5.11 – Схема регулювання витрати сипучих речовин шляхом зміни положення живильника

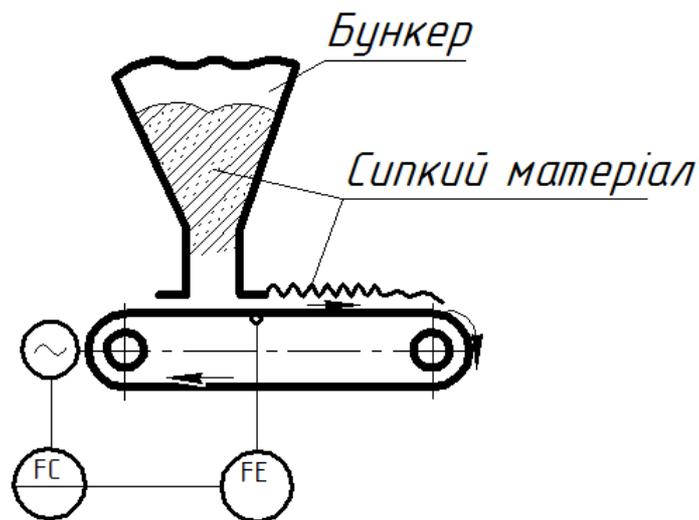


Рисунок 5.12 – Схема регулювання витрати сипучих речовин шляхом зміни швидкості конвеєрної стрічки

### Питання за лекцією:

1. Показником ефективності процесу переміщення рідини є? На якому значенні цей показник потрібно підтримувати?
2. За якою формулою визначається масова витрата рідини в трубопроводі?
3. Які величини впливають на витрату ?

4. Який параметр найчастіше потрібно стабілізувати при проведенні процесу переміщення газу, а який при проведенні процесу переміщення рідини?

5. У якому випадку потрібно застосовувати багатоконтурну САР процесу переміщення?

6. Які способи зміни витрати застосовують в системах регулювання витрати? Навести схему до кожного способу.

7. Які параметри також потрібно регулювати для пуску, налагодження та підтримки нормального режиму процесу переміщення?

8. Навести типову схему автоматизації процесу переміщення рідини відцентрованим насосом.

9. Якими способами можна здійснювати регулювання співвідношення витрат двох речовин? Навести схему до кожного способу.

10. Яким чином здійснюється регулювання витрати сипких речовин?

## ЛЕКЦІЯ 6 РЕГУЛЮВАННЯ РІВНЯ ТА ТИСКУ

*6.1 Теоретичні основи регулювання рівня*

*6.2 Типові схеми реалізації АСР рівня*

*6.3 Теоретичні основи регулювання тиску*

*6.4 Типові схеми реалізації АСР тиску, розрідження та перепаду тиску*

### 6.1 Теоретичні основи регулювання рівня

Рівень є непрямым показником гідродинамічної рівноваги в апараті. Постійність рівня свідчить про дотримання матеріального балансу, коли приток рідини дорівнює стоку, та швидкості зміни рівня дорівнює нулю.

В загальному випадку зміна рівня описується рівнянням виду:

$$S \frac{dL}{dt} = G_{\text{вх}} - G_{\text{вих}} \pm G_{\text{ум}}, \quad (6.1)$$

де  $S$  – площа горизонтального перетину апарату;  $G_{\text{вх}}, G_{\text{вих}}$  – витрати рідини на вході та виході апарату;  $G_{\text{ум}}$  – кількість рідини, що утворюється (чи витрачається) в апараті в одиницю часу.

### 6.2 Типові схеми реалізації АСР рівня

В залежності від потрібної точності підтримання рівня застосовують один з наступних двох способів регулювання:[7]

1. **Позиційне (двопозиційне)** регулювання, при якому рівень в апараті підтримується в заданих достатньо широких межах:  $L_{\text{г}} \leq L \leq L_{\text{н}}$ . Такі системи регулювання встановлюють на збірниках рідин (готової продукції) або проміжних ємностях (рис. 6.1, 6.2, відповідно). Згідно рис. 6.1 через неможливість впливу на потік, який спрямований до ємності при досягненні максимального значення рівня в основній ємності (ОЄ) відбувається автоматичне перемикавання потоку на резервну ємність (РЕ), а в резервній ємності передбачено контроль рівня продукту. При регулюванні рівня в проміжній ємності (рис. 6.2), де кількість речовини, яка витрачається з ємності залежить від того, скільки продукту споживає технологічний процес, регулювання здійснюється шляхом включення або

відключення насосу при досягненні мінімального або максимального рівня, відповідно.

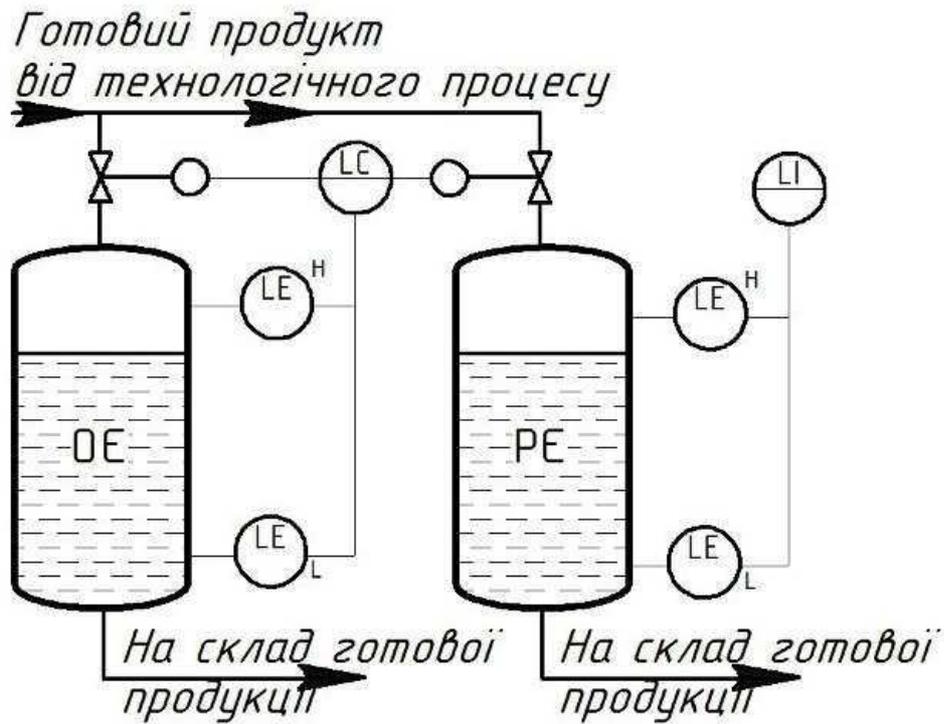


Рисунок 6.1 – Схема позиційного (двопозиційного) регулювання рівня в ємностях що працюють як збірники готового продукту

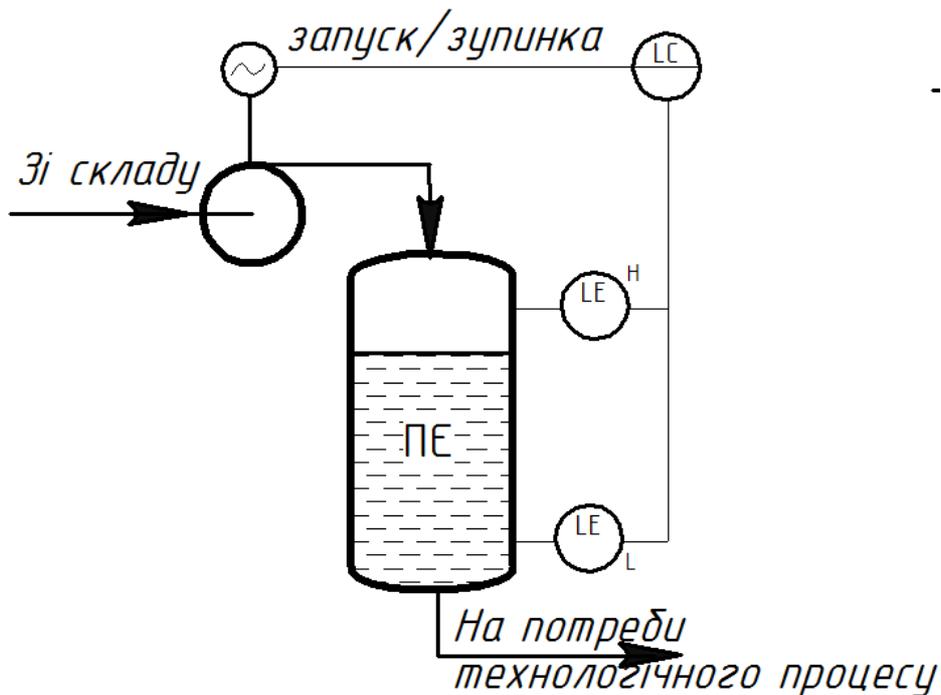


Рисунок 6.2 – Схема позиційного регулювання рівня в проміжній ємності технологічного процесу

2. **Безперервне регулювання**, при якому забезпечується стабілізація рівня на заданому значенні, тобто  $L_{вим} = L_{зад}$ .

Особливо високі вимоги пред'являються до точності регулювання рівня в теплообмінних апаратах, в яких рівень рідини суттєво впливають на теплові процеси. Наприклад, в парових теплообмінниках рівень конденсату визначає фактичну поверхню теплообмінну. В таких АСР для регулювання рівня без статичної похибки застосовують ПІД-регулятори. П-регулятори використовують лише в тих випадках, коли не потребується високої якості регулювання і збурення в системі не мають постійної складової, яка може привести до накопичення статичних похибок.

При відсутності фазових перетворень в апараті рівень в ньому регулюють одним із трьох способів:

1. зміною витрати рідини на вході в апарат (регулювання «на притоці», рис. 6.3);

2. зміною витрати рідини на виході із апарату (регулювання на «стоці») (рис. 6.4);

3. Регулюванням відношенням витрат рідини на вході в апарат та виході із нього з корекцією за рівнем (**каскадна АСР**, рис. 6.5); відключення корегувального контуру може привести до накопичення похибки при регулюванні рівня, оскільки внаслідок неминучих погрешностей в налаштуванні регулятора співвідношення витрати рідини на вході та виході апарату не будуть точно дорівнювати один одному, і внаслідок інтегруючих властивостей об'єкту, рівень в апараті буде безперервно зростати (або зменшуватися).

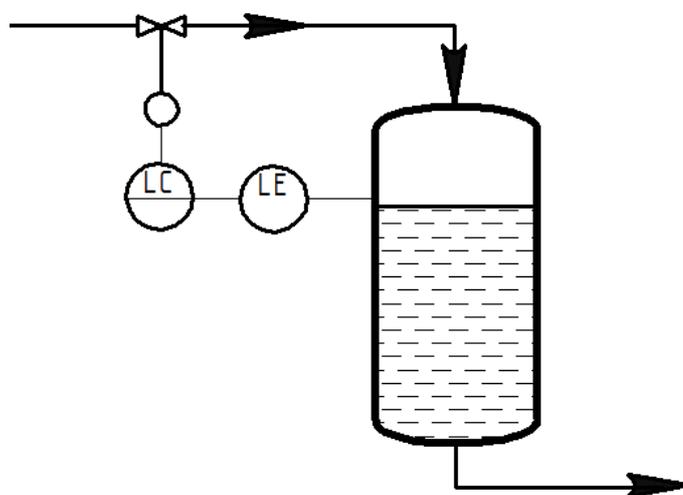


Рисунок 6.3 – Схема неперервного регулювання рівня «на притоці»

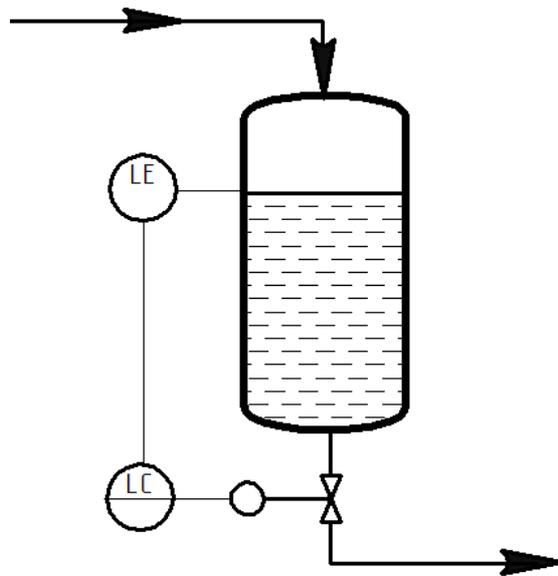


Рисунок 6.4 – Схема неперервного регулювання рівня «на витоці»

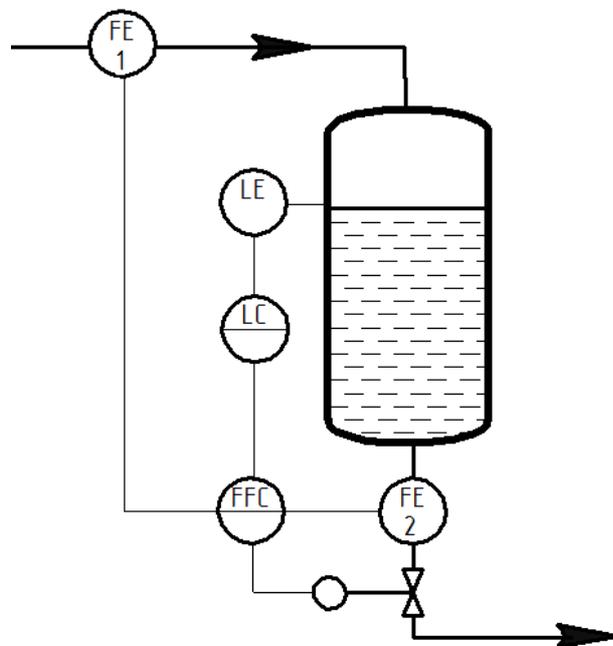


Рисунок 6.5 – Схема каскадної системи неперервного регулювання рівня

У випадку, коли гідродинамічні процеси в апараті супроводжуються фазовими перетвореннями, можна регулювати рівень зміною подачі теплоносія (або холодоагенту). В таких апаратах рівень взаємозалежний з іншими параметрами (наприклад, тиском), тому вибір способу регулювання рівня в кожному конкретному випадку повинен виконуватися з врахуванням інших контурів регулювання.

Особливе місце в контурах регулювання рівня займають АСР рівня в апараті з киплячим (псевдозрідженим) шаром зернистого матеріалу (рис. 6.6). Стійке підтримання рівня киплячого шару можливе в достатньо

вужьких межах співвідношення витрати газу та маси шару. При значних коливаннях витрати газу (або витраті зернистого матеріалу) настає режим винесення шару або його осідання. Тому до точності регулювання рівня киплячого шару пред'являються особливо високі вимоги. В якості регулюючих впливів використовують витрату зернистого матеріалу на вході або виході апарату (рис. 6.6) або витрату газу на зрідженні шару (рис. 6.7).

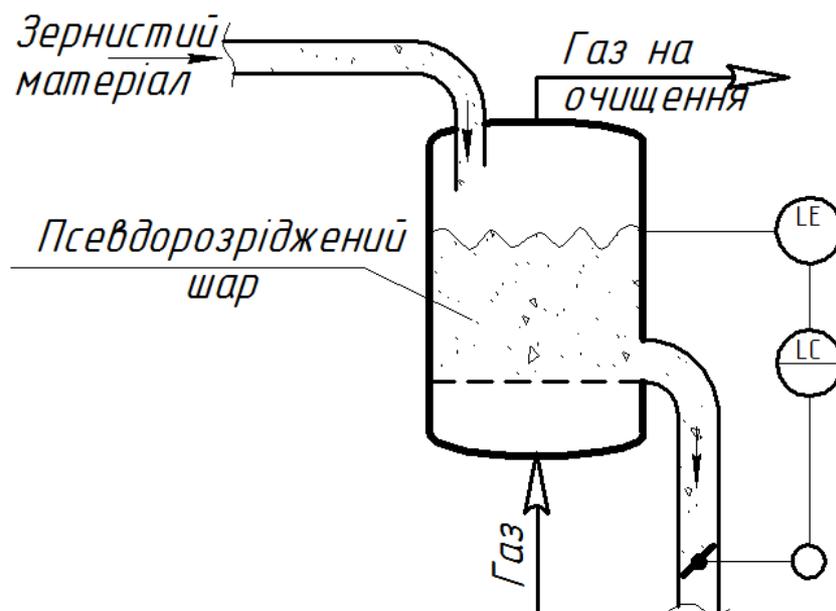


Рисунок 6.6 – Регулювання рівня киплячого шару шляхом відводу частини зернистого матеріалу

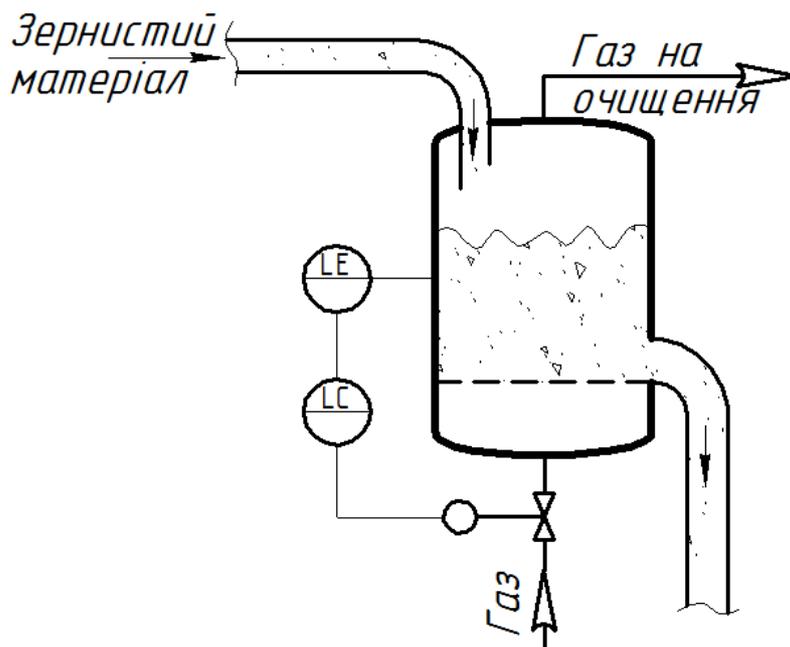


Рисунок 6.7 – Регулювання рівня киплячого шару зміною витрати газу

### 6.3 Теоретичні основи регулювання тиску

Тиск газу можна регулювати, змінюючи кількість речовини в системі, тобто величину матеріальних потоків. В рівноважних парорідинних системах тиск регулюють, змінюючи матеріальний або тепловий потоки. Тиск рідини в якості параметру регулювання використовують рідко, оскільки вона практично нестискається. [7]

**Регулювання тиску газу.** Поведінка ідеальних газів підпорядковується рівнянню Клапейрона:

$$pV = MRT \quad (6.1)$$

де  $p$  – тиск;  $V$  – об'єм;  $M$  – число молей газу;  $R$  – питома газова стала;  $T$  – абсолютна температура.

Виходить, що при постійному об'ємі системи залежність швидкості зміни тиску від кількості речовини виражається:

$$\frac{dp}{dt} = \frac{dM}{dt} \cdot \frac{RT}{V} \quad (6.2)$$

Якщо  $R$  та  $T$  сталі, то швидкість зміни кількості газу в системі дорівнює різниці масових витрат потоків, що входять та виходять:

$$\frac{dp}{dt} = \frac{FRT}{V} (f_i - f_0), \quad (6.3)$$

де  $F$  – номіальна масова витрата газу;  $f_i$  та  $f_0$  – відповідно відносні потоки, що входять та виходять.

Інтегруючи останнє рівняння, знайдемо залежність тиску від витрати:

$$p = \frac{RT}{V/F} \int (f_i - f_0) dt. \quad (6.4)$$

Якщо  $V$  виражено в  $\text{м}^3$ , а  $F$  – в  $\text{м}^3/\text{с}$ , то стала часу виражається в секундах.

Система регулювання тиску газу використовується для приведення в рівноважний стан потоку газоподібної речовини. Об'єкт, в якому регулюється тиск газу, зазвичай володіє властивостями самовирівнювання, оскільки тиск газу в резервуарі впливає на потоки, що

входять та виходять. Це, по суті, одноємнісний об'єкт регулювання, тому що наявність датчику тиску та регулюючого клапану призводить лише до незначного збільшення сталої часу системи.

Тиск газу легко піддається регулюванню навіть при малому об'ємі системи (наприклад в трубопроводі).

#### 6.4 Типові схеми реалізації АСР тиску, розрідження та перепаду тиску

Тиск є показником співвідношення витрат газової фази на вході в апарат і виході із нього. Постійність тиску свідчить про дотримання матеріального балансу по газовій фазі. Зазвичай тиск (або розрідження) в технологічній установці стабілізують в будь-якому одному апараті, а по всій системі тиск встановлюється у відповідності з гідравлічним опором лінії та апаратів. Наприклад, у багатокорпусній випарній установці (рис. 6.8) стабілізують розрідження в останньому випарному апараті. В інших апаратах при відсутності збурюючих впливів встановлюється розрідження, яке визначається із умов матеріального та теплового балансів з урахуванням гідравлічного опору технологічної лінії.

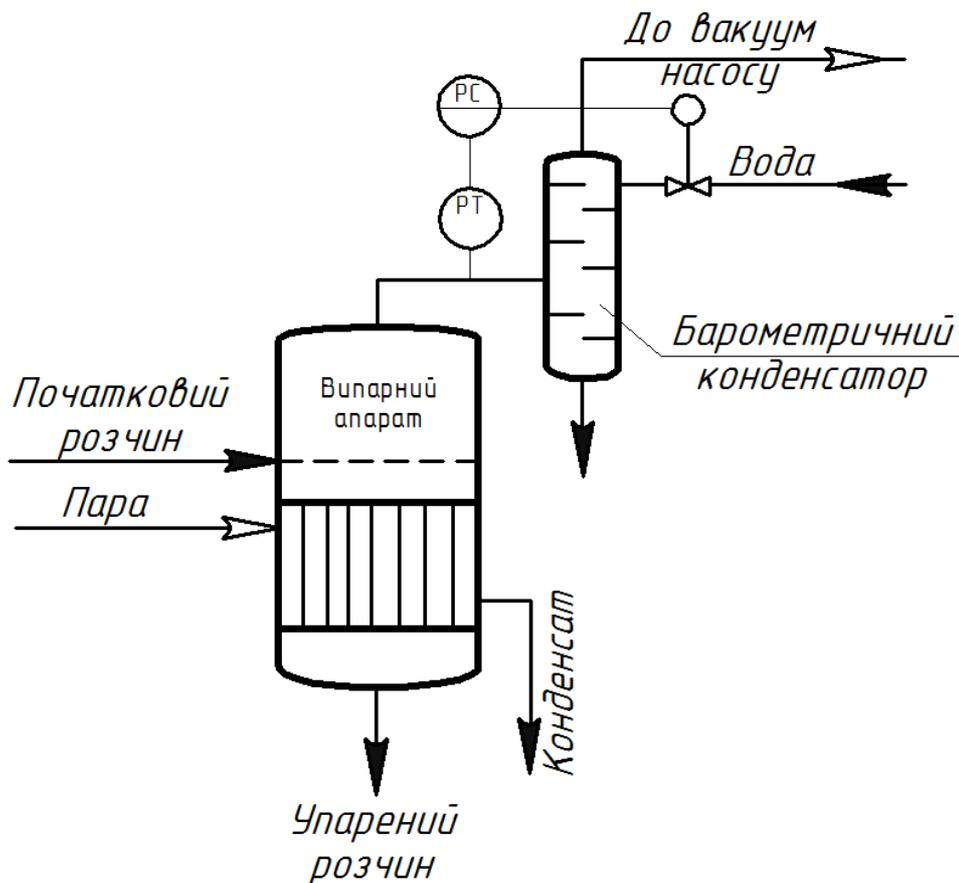


Рисунок 6.8 – Схема регулювання розрідження у вакуум-випарній установці

При регулюванні розрідження в випарній установці регулюючим впливом є витрата охолоджувальної води в барометричний конденсатор, який впливає на швидкість конденсації вторинної пари.

У тих випадках, коли тиск суттєво впливає на кінетику процесу (наприклад, в процесі ректифікації), передбачається система стабілізації тиску в окремих апаратах (рис. 6.9). Окрім того, при регулюванні процесу бінарної ректифікації часто в якості непрямого показника складу суміші використовують її температуру кипіння, яка однозначно пов'язана зі складом лише при постійному тиску. Тому в продуктових ректифікаційних колонах звичайно передбачається спеціальні системи стабілізації тиску.

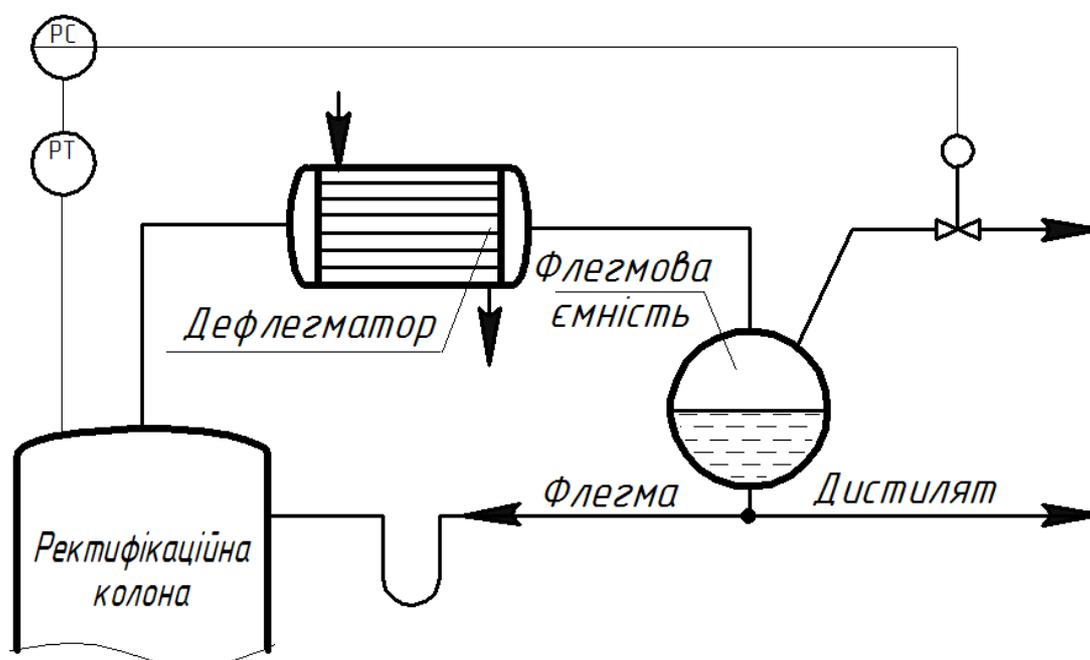


Рисунок 6.9 – Схема регулювання тиску в ректифікаційній колоні

При регулюванні перепаду тиску в апаратах він характеризує гідродинамічний режим, який впливає на протікання процесу (рис. 6.10 та 6.11).

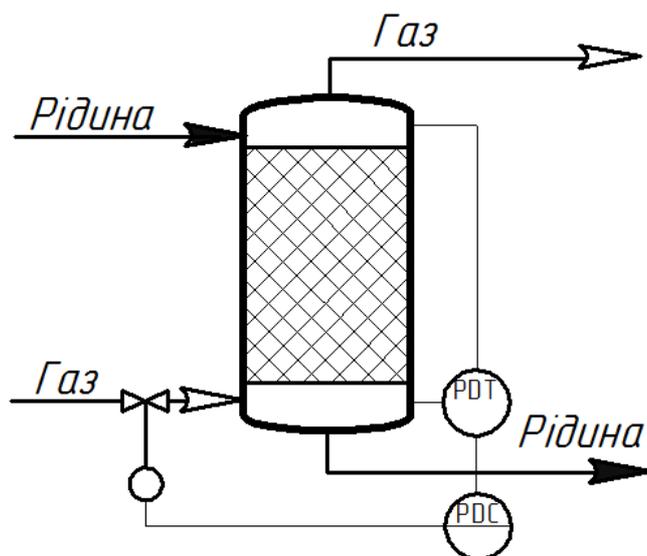


Рисунок 6.10 – Схема регулювання перепаду тиску в насадковій колоні

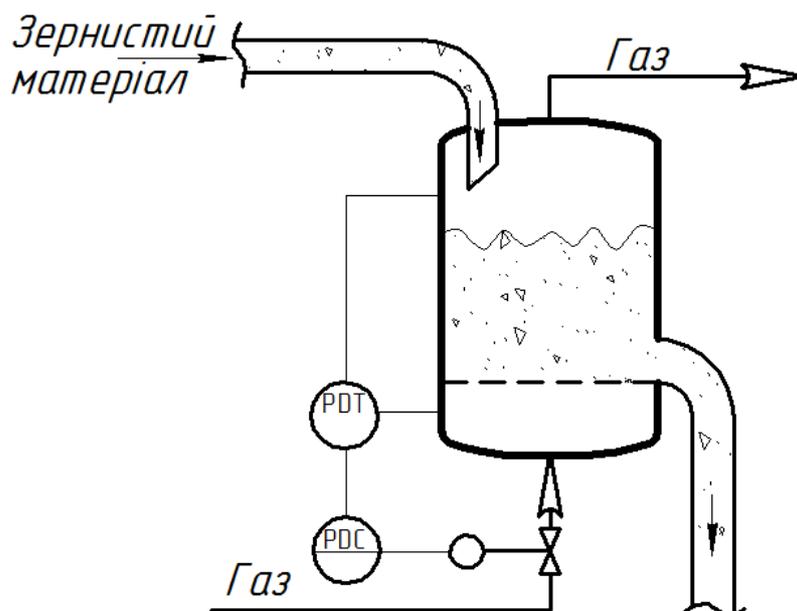


Рисунок 6.11 – Схема регулювання перепаду тиску в апараті з киплячим шаром

**Питання за лекцією:**

1. Про що свідчить постійність рівня? Яким рівнянням описується зміна рівня?
2. Які способи регулювання рівня застосовуються в залежності від потрібної точності підтримання рівня?
3. Позиційне (двопозиційне) регулювання, привести схеми регулювання.

4. Яким способом можна регулювати рівень, якщо відсутні фазові перетворення в апараті? Привести схеми.

5. Яким способом можна регулювати рівень, якщо гідродинамічні процеси в апараті супроводжуються фазовими перетвореннями?

6. Які особливості регулювання в апараті з киплячим (псевдорозрідженим) шаром зернистого матеріалу? Навести схеми регулювання.

7. Як особливості регулювання тиску газу?

8. Яким показником є тиск? Про що свідчить постійність тиску?

9. Способи стабілізація тиску (або розрідження). Привести схеми регулювання.

## ЛЕКЦІЯ 7

### АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕПЛОВИХ ПРОЦЕСІВ

7.1 Автоматизація теплових процесів

7.2 Одноконтурне регулювання

7.3 Каскадне регулювання

7.4 Комбіноване регулювання

7.5 Регулювання теплообмінників змішування

7.6 Автоматизація температурних режимів котлів і топок

#### 7.1 Автоматизація теплових процесів

Теплообмінники – це апарати, в яких відбувається теплообмін між гріючим і нагрівним середовищами.

У теплообмінниках можуть виконуватися різні теплові процеси: нагрівання; охолодження; випаровування; конденсація; кипіння, а також складні комбіновані процеси. Теплообмінні апарати залежно від призначення поділяють на підігрівники, випарники, конденсатори, регенератори, парогенератори, скрубери, кип'ятильники та ін.

Рівняння теплового балансу має вигляд:

$$F_H C_H (T_H^{BIX} - T_H^{BX}) = F_T C_T (T_T^{BX} - T_T^{BIX}) \quad (7.1)$$

де  $F_H$ ,  $F_T$  – витрати відповідно холодного та гарячого теплоносія;  $C_H$ ,  $C_T$  – питомі теплоємності відповідно холодного та гарячого теплоносіїв;  $T_H^{BX}$ ,  $T_T^{BX}$  – температури відповідно холодного та гарячого теплоносіїв на вході в теплообмінник;  $T_H^{BIX}$ ,  $T_T^{BIX}$  – температури відповідно холодного та гарячого теплоносіїв на виході з теплообмінника.

Звідки можна визначити основний (вихідний) параметр регулювання:

$$T_H^{BIX} = \frac{F_T C_T (T_T^{BX} - T_T^{BIX})}{F_H C_H} + T_H^{BX} \quad (7.2)$$

Показником ефективності теплообмінних апаратів є температура  $T_H^{BIX}$  холодного теплоносія на виході з теплообмінника; мета керування – підтримувати цю температуру на заданому рівні.

Проаналізуємо процес нагрівання як об'єкт керування на прикладі поверхневого кожухотрубного теплообмінника.

У теплообмінник надходять два потоки – теплоносії  $F_T$  і нагрівний продукт  $F_H$ . Витрату теплоносія можна легко стабілізувати і використовувати для внесення ефективних регулюючих впливів. Витрата продукту  $F_H$  визначається іншими технологічними процесами і в більшості випадків не може бути стабілізованою. У разі зміни витрати  $F_H$  до теплообмінника надходять сильні збурення. Температури потоків  $T_H^{BX}$  і  $T_T^{BX}$  на вході в теплообмінник, а також питомі теплоємності  $C_T$  і  $C_H$  визначаються технологічними режимами інших процесів. Тому стабілізувати їх під час протікання процесу нагрівання неможливо. До збурюючих факторів належать температура навколишнього середовища і властивості теплопередавальної стінки внаслідок відкладання солей і корозії.

Теплообмінники як об'єкт керування температури мають велике запізнення, що впливає на роботу АСР. Щоб зменшити цей вплив, вимірювальний перетворювач потрібно розмістити якомога ближче до теплообмінника, використовувати ПД-регулятори, виконавчі механізми з позиціонерами, а також спеціальні системи регулювання.

Автоматичний контроль необхідно проводити за витратами теплоносія та продукту, температурами потоків на вході в об'єкт та виході з нього. Витрати  $F_T$  необхідно знати для розрахунку техніко-економічних показників процесу, а витрату  $F_H$  і температуру  $T_H^{BX}$  – для оперативного керування ним.

Сигналізації підлягають температура  $T_H^{BX}$  і витрата  $F_H$  продукту. Оскільки різке падіння  $F_H$  може призвести до аварійної ситуації, пристрої захисту мають перекривати лінію подавання теплоносія.

## 7.2 Одноконтурне регулювання

Регульованою величиною є температура продукту на виході з теплообмінника. Регулюючою може бути витрата теплоносія або продукту.

Регулювання температури  $T_H^{BX}$  шляхом зміни витрати теплоносія використовують тоді, коли теплообмінник має порівняно мале запізнення, а до якості перехідного процесу не висувається жорстких вимог. [7]

Якщо тиск теплоносія змінюється істотно або з якихось причин вплинути на зміну теплоносія неможливо (наприклад, в утилізаторах), а також при великому часі чистого запізнення теплообмінника, використовують метод байпасного перетікання продукту. Причому витрата

теплоносія може підтримуватись на одному рівні за допомогою стабілізуючої АСР.

Якщо на витрату продукту  $F_H$  не накладається обмежень за його зміною, то для ефективного керування процесом доцільно стабілізувати ці витрати перед входом в теплообмінник або регулювати температуру безпосередньо зміною витрати  $F_H$ . [7]

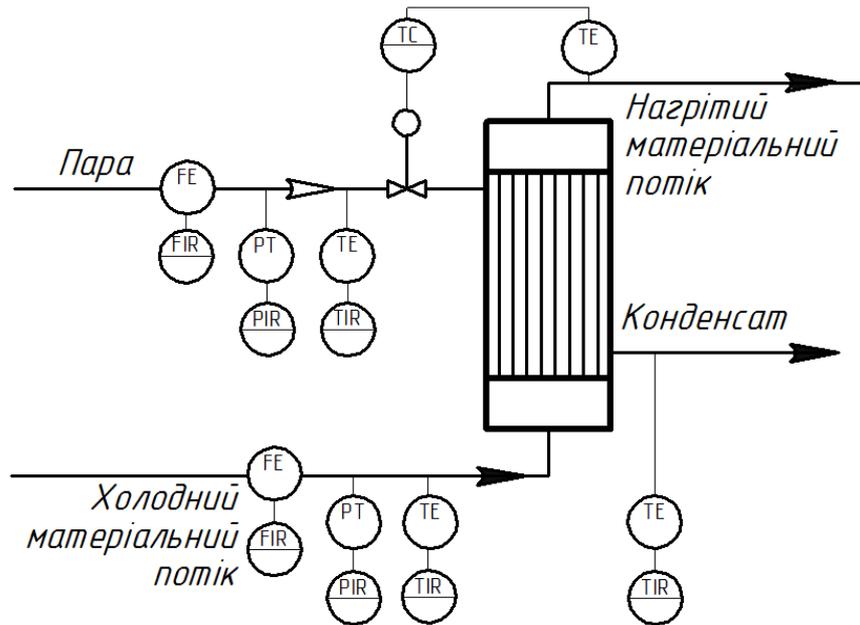


Рисунок 7.1 – Схема автоматизації теплообмінника

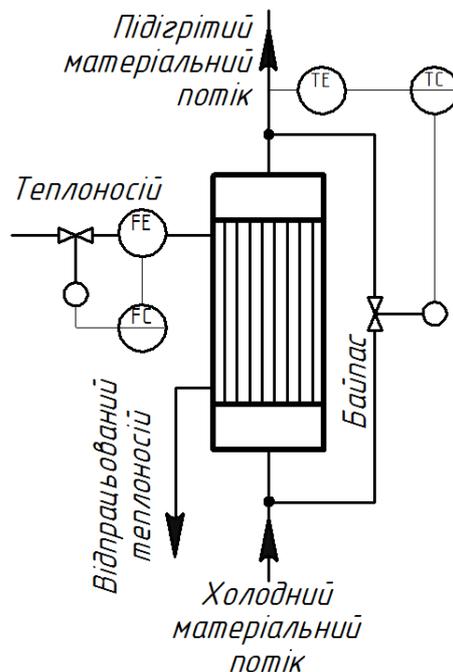


Рисунок 7.2 – Схема регулювання температури зміною витрати продукту в байпасному трубопроводі за допомогою одного регулювального органу

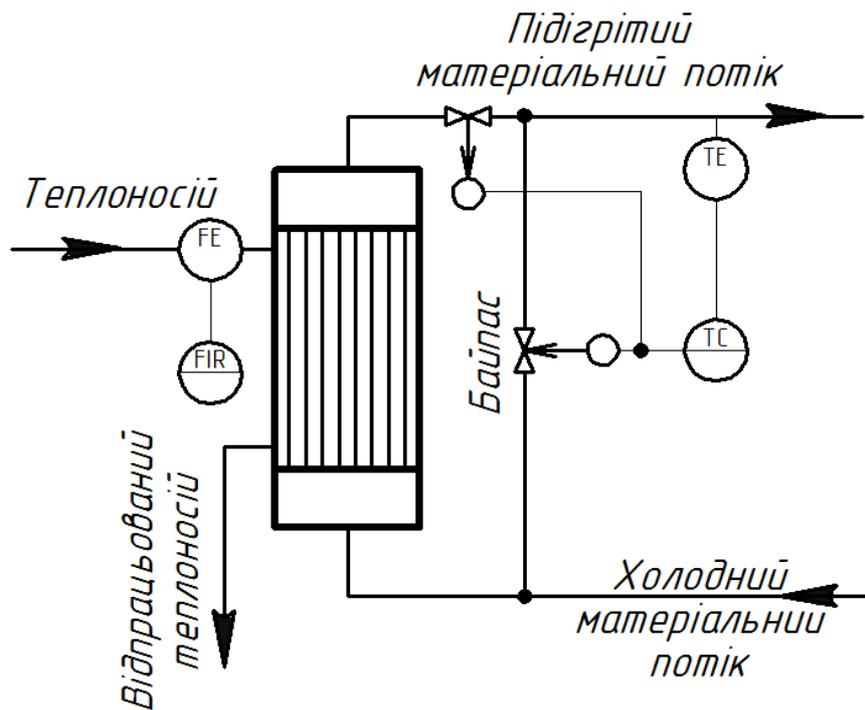


Рисунок 7.3 – Схема регулювання температури зміною витрати продукту в байпасному трубопроводі за допомогою двох клапанів

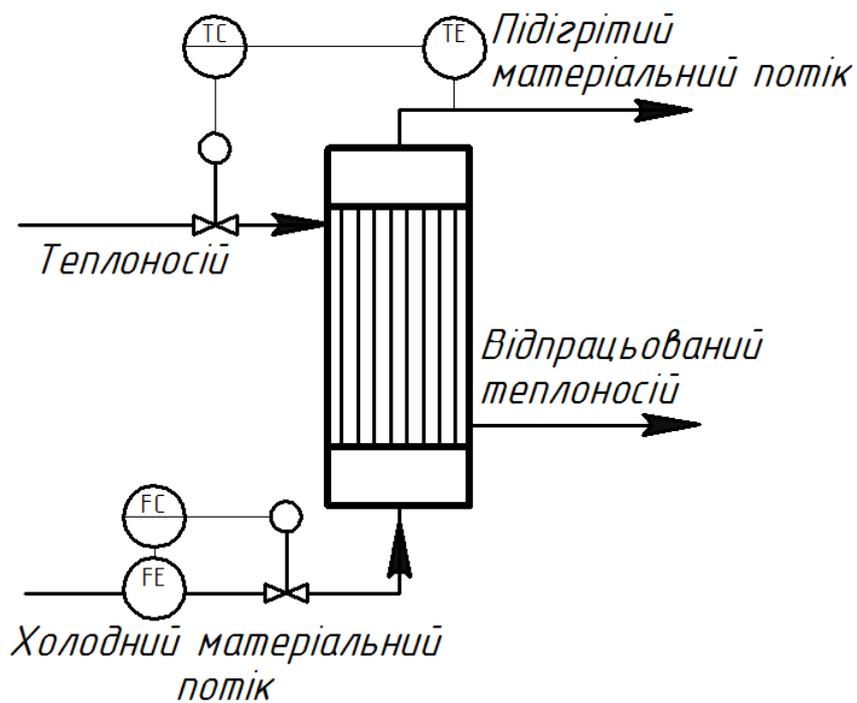


Рисунок 7.4 – Схема регулювання температури матеріального потоку при стабілізації його витрати

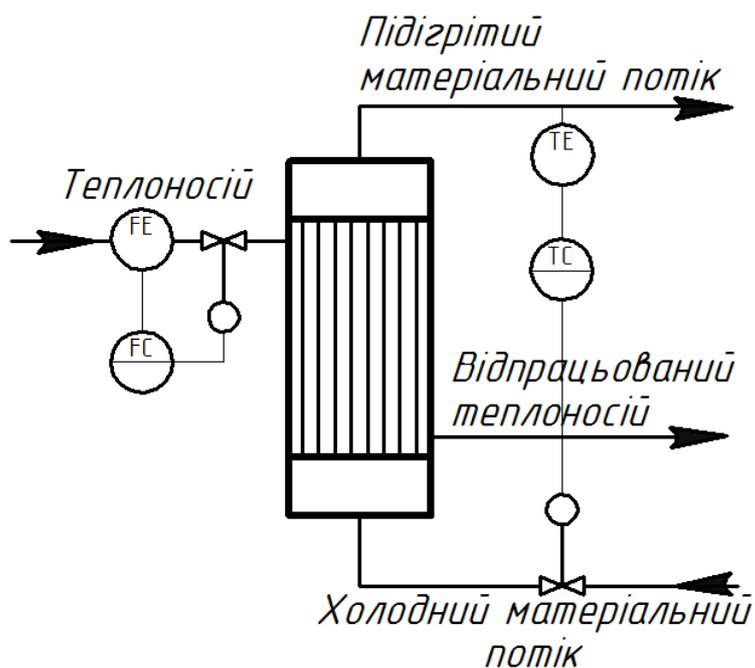


Рисунок 7.5 – Схема регулювання температури матеріального потоку при стабілізації витрати теплоносія.

### 7.3 Каскадне регулювання

Використання одноконтурного регулювання не завжди забезпечує необхідну якість перехідного процесу, особливо коли мають місце сильні збурення за основними матеріальними потоками або теплообмінник має досить великий час чистого запізнення. У таких випадках використовують двоконтурні АСР. Такі системи значно поліпшують якість регулювання, якщо допоміжною регульованою величиною є параметр, зі зміною якого відбудеться сильне збурення процесу теплообміну. Якщо сильним збуренням є витрата теплоносія, то її використовують як допоміжну координату.

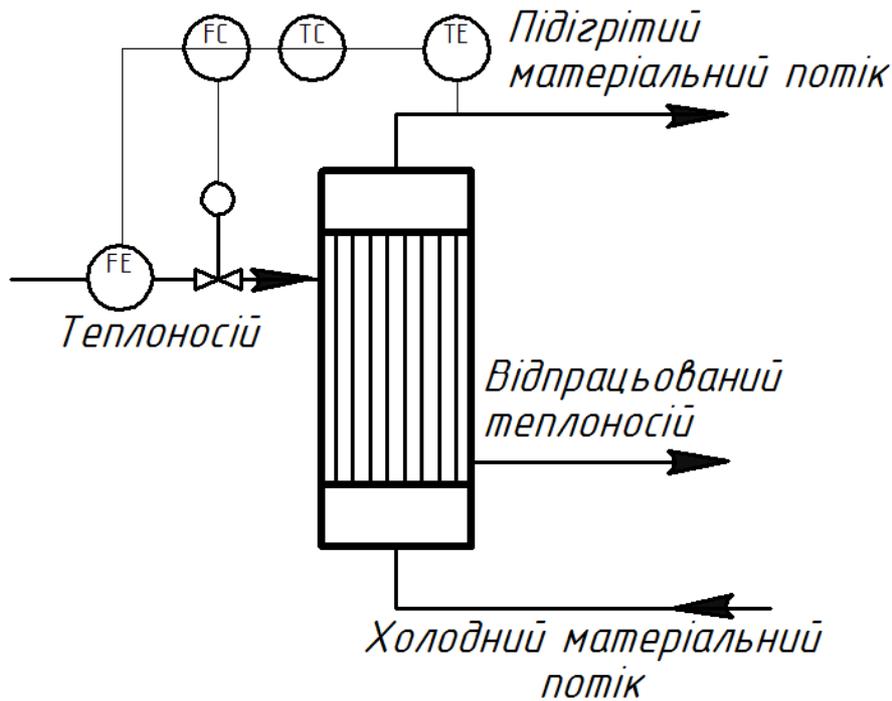


Рисунок 7.6 – Схема каскадного регулювання температури матеріального потоку за допоміжною координатою за витратою теплоносія

Каскадна АСР за допоміжною координатою за тиском на вході в апарат або в міжтрубному просторі дає досить ефективний результат навіть тоді, коли сильним збуренням є витрата продукту  $F_H$  або його температура, оскільки тиск у міжтрубному просторі є значно меншим інерційним параметром, ніж кінцева температура продукту. Перш ніж те чи інше збурення вплине на вихідну координату, воно сприйметься по внутрішньому контуру і відповідно зміниться його регулятор  $R_1$ . Залишковий вплив цього збурення буде компенсовано коректуючим контуром із регулятором  $R_2$ .

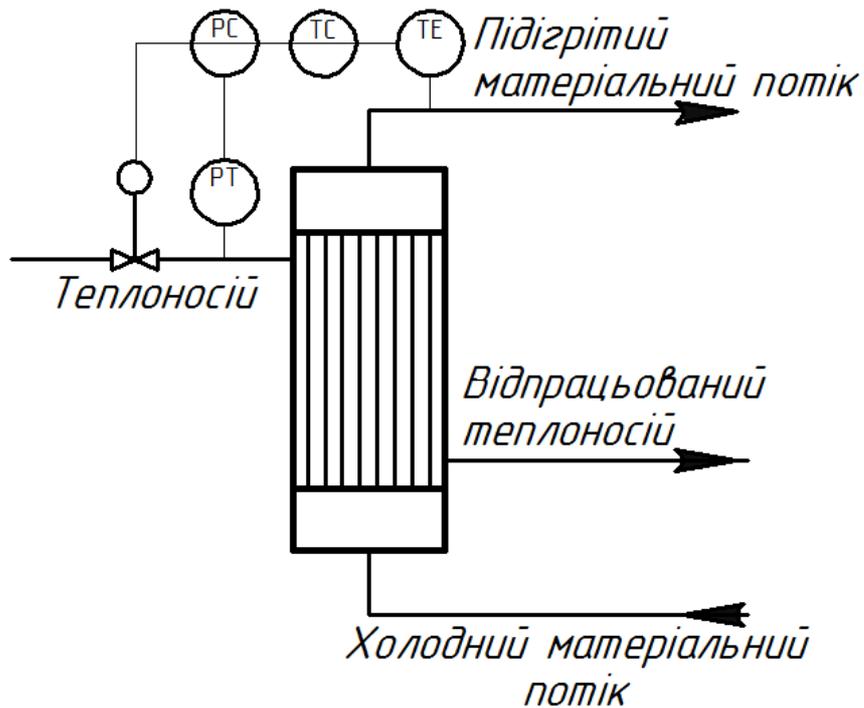


Рисунок 7.7 – Схема каскадного регулювання температури матеріального потоку за допоміжною координатою за тиском теплоносія

Якщо теплообмінник має велике запізнення, а сильним збурюючим параметром є витрата  $F_n$  або температура  $T_n$  продукту, то доцільно використати АСР з імпульсом за похідною з його проміжної точки. За наявності відповідного збурення почне змінюватися температура в точці  $a$ , диференціатор  $D$  подасть на вхід регулятора  $R$  випереджаючий імпульс і регулятор включиться в роботу скоріше, ніж вихідна координата відхилиться від заданого значення.

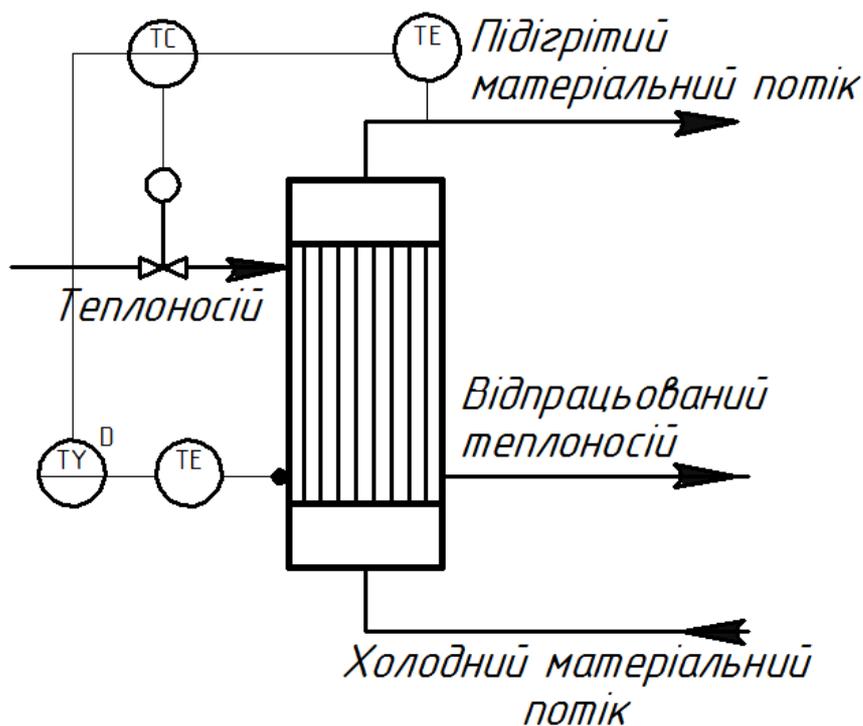


Рисунок 7.8 – Схема регулювання температури матеріального потоку з додатковим імпульсом за похідною.

#### 7.4 Комбіноване регулювання

Комбіноване регулювання використовують тоді, коли сильним збуренням є витрата або температура продукту, а запізнення по каналу  $F_{n \rightarrow T_n'}$  або  $T_{n \rightarrow T_n'}$  перевищує запізнення по каналу регулювання. Вибираючи динамічний компенсатор, потрібно виходити з таких міркувань. Якщо частота зміни збурення достатньо велика, то динамічним компенсатором слід обрати диференціальну ланку. Якщо частота зміни мала, то компенсатором може бути інша динамічна ланка – аперіодична, інтегро-диференціальна або немінімально-фазова. Функціональну схему комбінованої АСР показано на рис. 7.9. У разі зміни витрати продукту компенсатор  $K$  подасть на вхід регулятора  $K$  сигнал, який дасть змогу йому включитися в роботу дещо скоріше, ніж збурення досягне вихідної координати.

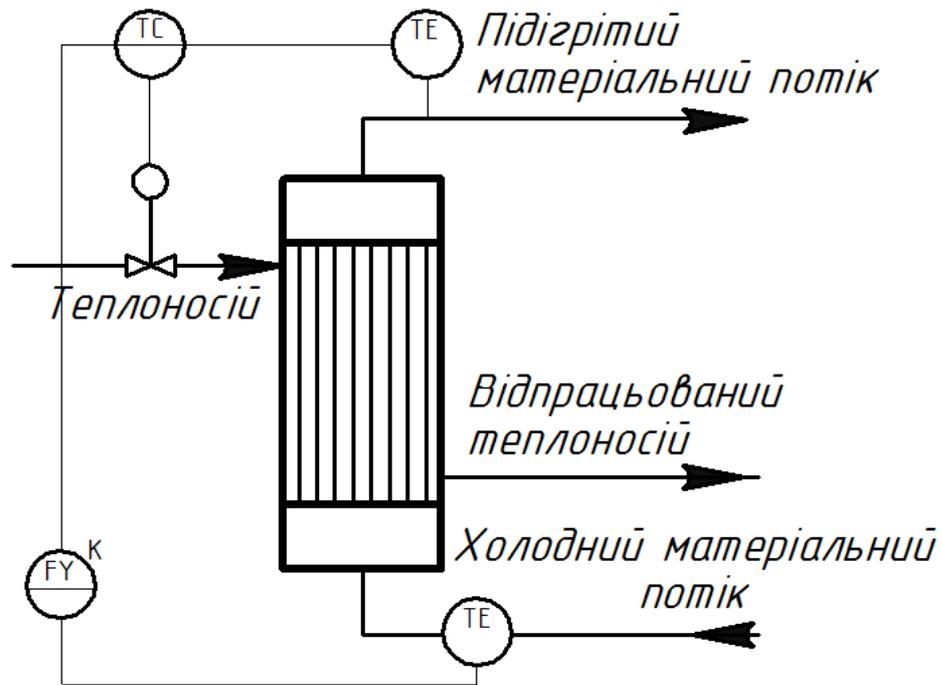


Рисунок 7.9 – Функціональна схема комбінованого регулювання температури матеріального потоку

### 7.5 Регулювання теплообмінників змішування

Схема регулювання температури холодного теплоносія на виході з теплообмінника представлена на рис. 7.10. У зв'язку з тим що найменші зміни витрати агента, який гріє в теплообмінниках змішування призводять до значних коливань кінцевої температури продукту, що нагрівається, при регулюванні теплообмінників цього типу доцільно застосовувати зв'язане регулювання (рис. 7.11). Допоміжним параметром є витрата потоку, який гріє.

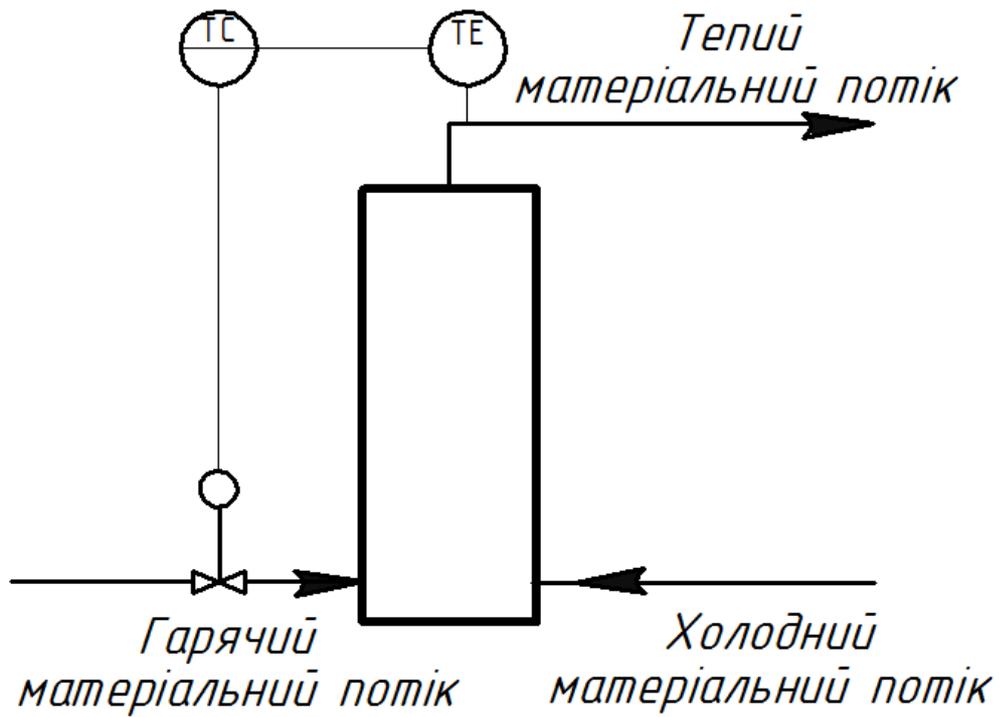


Рисунок 7.10 – Схема регулювання температури матеріального потоку на виході з теплообмінника-змішувача (незв'язане регулювання)

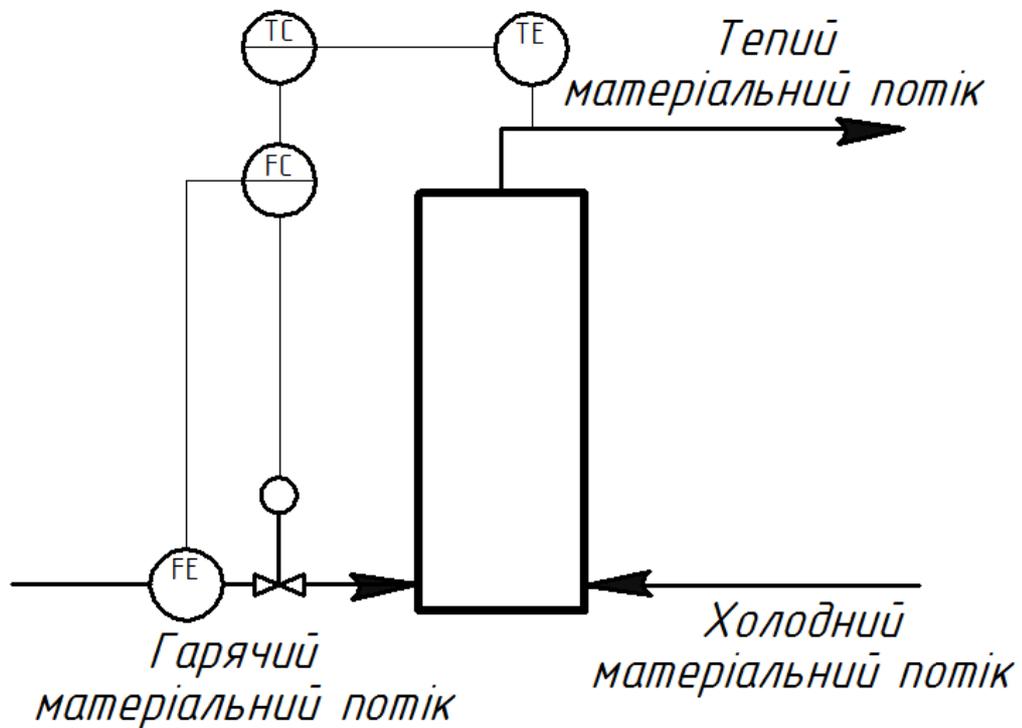


Рисунок 7.11 – Схема регулювання температури матеріального потоку на виході з теплообмінника-змішувача (зв'язане регулювання)

## 7.6 Автоматизація температурних режимів котлів і топок

### 7.6.1 Регулювання парокотельних установок

На багатьох хімічних підприємствах є парокотельні установки; одним з важливих параметрів їх як об'єктів регулювання є температура пари, що виходить. Між температурою та тиском насиченої пари існує чітка залежність, тому якщо пара поступає до споживача безпосередньо з барабану котла, то при стабілізації температури пари забезпечується і постійність його тиску. Запізнення ж при вимірюванні тиску зазвичай менше, чим при зміні температури. У зв'язку з цим часто замість регулятора температури насиченої пари використовують регулятор тиску.

Однією з задач при регулюванні процесу горіння є економічне спалення палива за рахунок подачі певної кількості повітря. Показником відповідності витрати повітря та палива може слугувати коефіцієнт надлишку повітря  $\alpha$ . Задане значення  $\alpha$  можна забезпечити, підтримуючи постійним співвідношення витрат палива та повітря (рис. 7.12).

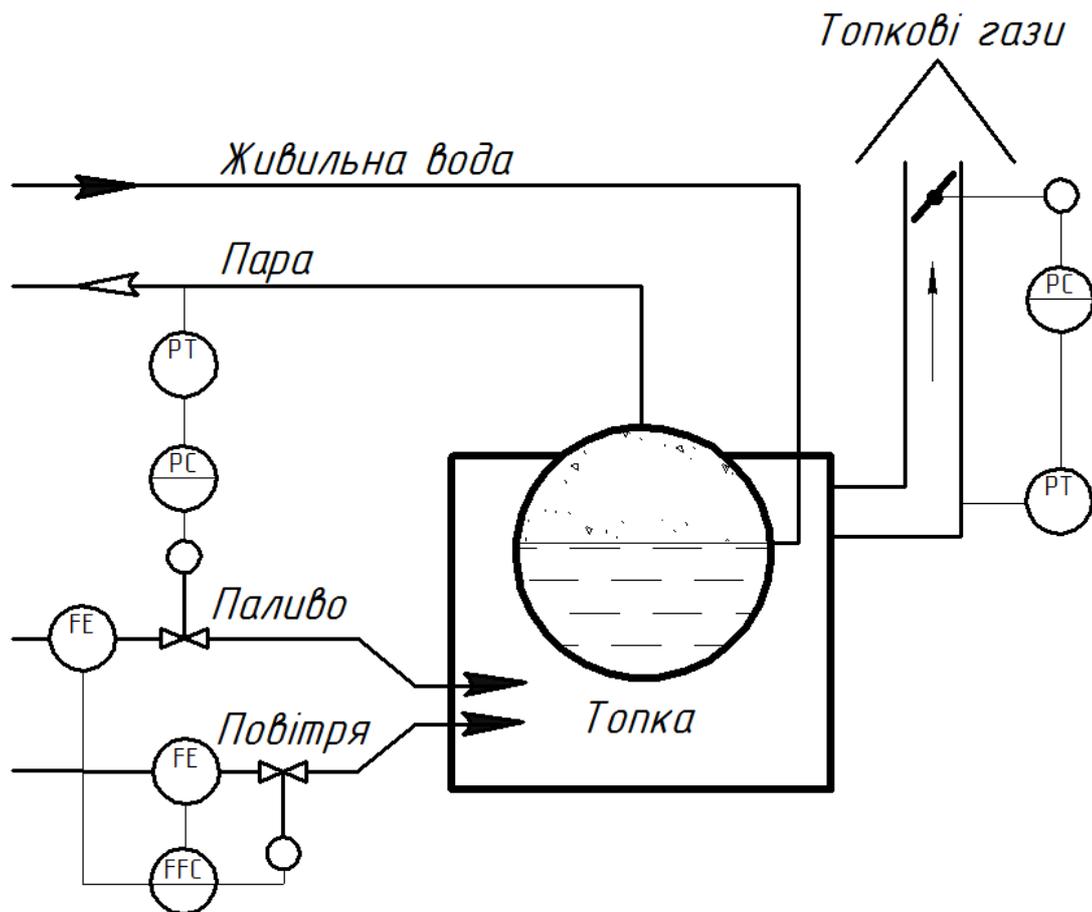


Рисунок 7.12 – Схема регулювання тиску пари та співвідношення витрат палива та повітря

При просочуванні повітря через щілини топки, а також при зміні теплотворної спроможності палива коефіцієнт  $\alpha$  буде відхилятися від оптимального значення, тому необхідно застосувати більш складну схему регулювання (рис. 7.13). Коефіцієнт надлишку повітря  $\alpha$  може бути вирахований за одним з наступних рівнянь:

$$\alpha = \frac{21}{21 - O_2}, \quad \alpha = \frac{CO_{2max}}{CO_2},$$

де  $O_2$  та  $CO_2$  – вміст (в %) відповідно кисню та двооксиду вуглецю в топкових газах;  $CO_{2max}$  – вміст двооксиду вуглецю в газах при умові, що повне згорання палива мало місце при теоретичній необхідній кількості повітря.

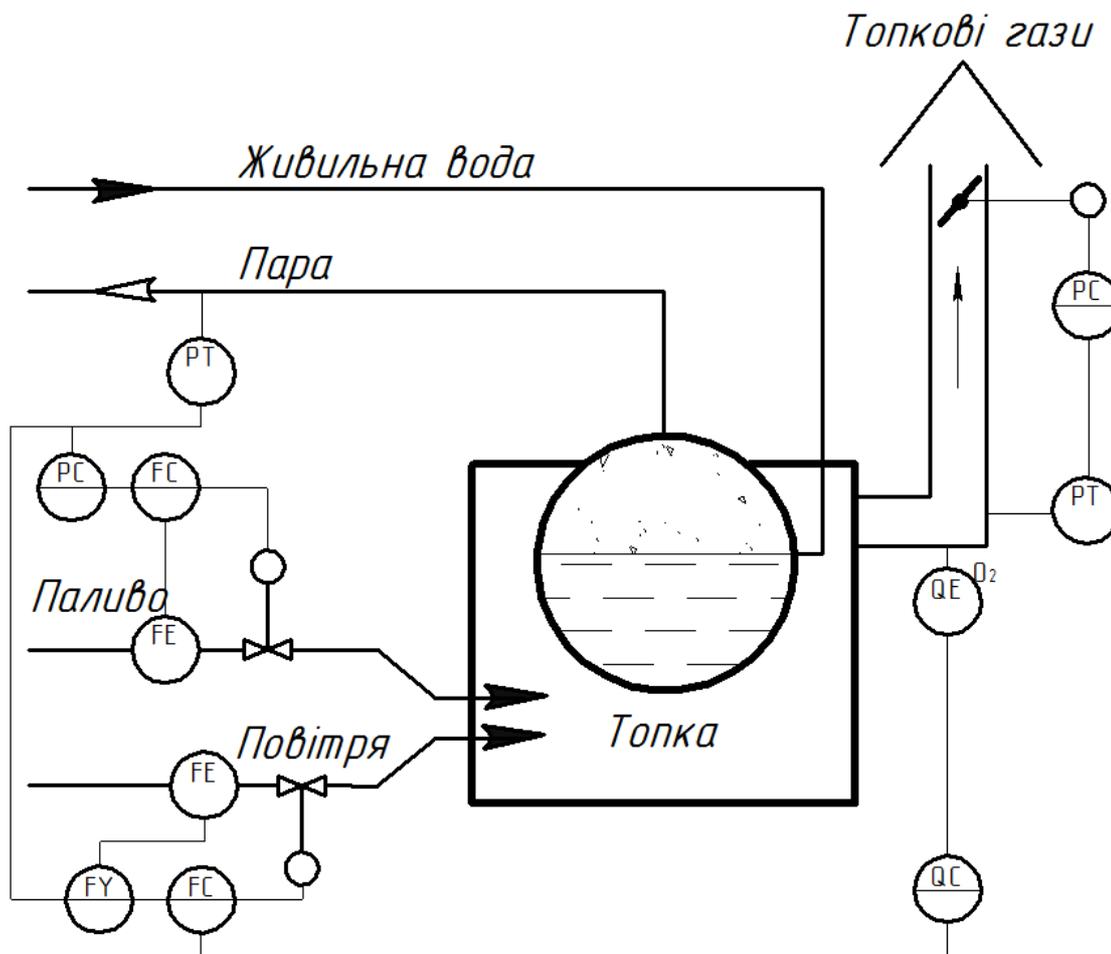


Рисунок 7.13 – Схема регулювання тиску пари та співвідношення витрат палива та повітря з корекцією по концентрації кисню в димових газах

З рівняння видно, що можна вести регулювання подачі повітря в топку за прямим показником – вмісту  $O_2$  чи  $CO_2$  топкових газах. Зміна тиску пари викликає одночасно зміну подачі палива та повітря, причому сигнал про тиск пари буде врівноважуватися в суматорі сигналу про витрату повітря. У випадку невідповідності вмісту  $O_2$  в топкових газах заданому значенню регулятор вмісту кисню змінює завдання регулятора витрати повітря.

Зміна розрідження в топці відображається на витратах палива та повітря. Для ліквідування цих збурюючих впливів встановлюють регулятор розрідження в топці.

### 7.6.2 Регулювання топок.

В якості сушильного агенту в процесах сушки часто використовують топкові гази, які одержуються в результаті спалювання палива (рис. 7.14). Для підтримки процесу горіння палива в лінію подають повітря. Температуру топкових газів регулюють шляхом зміни витрати палива, а економічне спалювання палива забезпечується регулюванням співвідношення витрат палива та повітря (шляхом зміни витрати повітря).

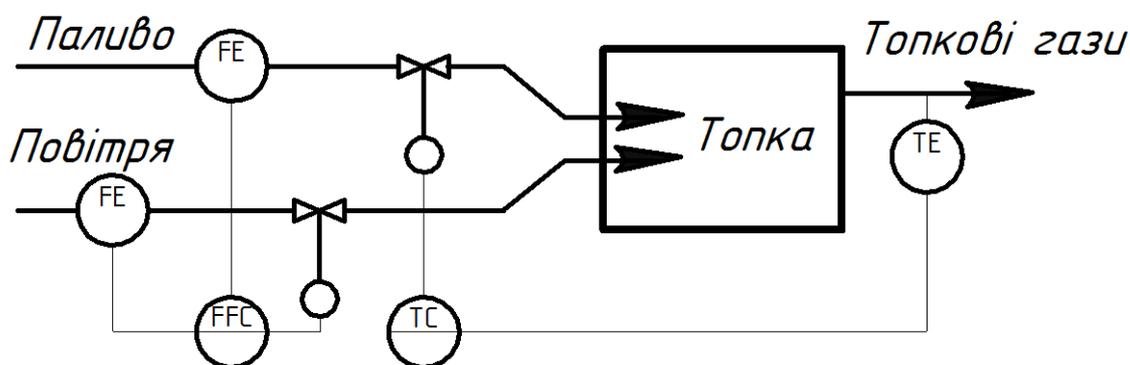


Рисунок 7.14 – Схема регулювання роботи топки без змішувальної камери

Для пониження температури та підвищення витрати сушильного агенту топкові гази змішують з вторинним повітрям в змішувальній камері. (рис. 7.15).

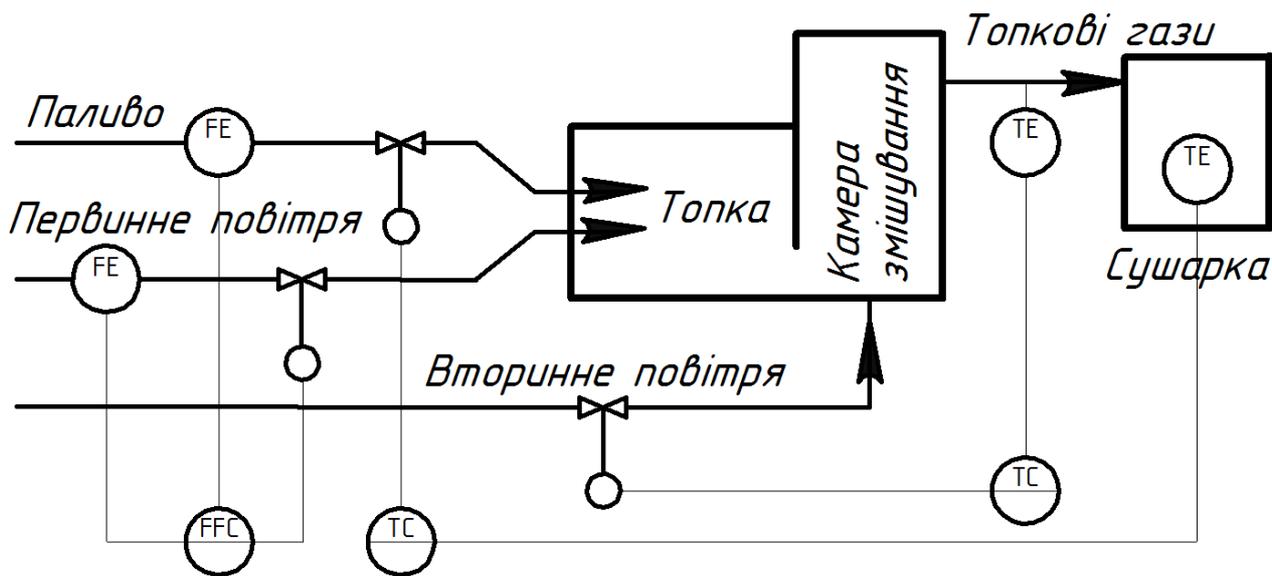


Рисунок 7.15 – Схема регулювання роботи попки зі змішувальною камерою

Зміна витрати вторинного повітря стабілізується температура топкових газів на виході. Витрата палива змінюється за допомогою регулятора температури в сушарці чи регулятора вологості матеріалу, що виходить із сушарки.

### Питання за лекцією:

1. Що таке теплообмінник? Які теплові процеси можуть виконуватися в теплообмінниках?
2. Теплообмінні апарати в залежності від призначення поділяються?
3. Аналіз процесу нагрівання як об'єкта керування на прикладі поверхневого кожухотрубного теплообмінника.
4. Одноконтурне регулювання процесу нагрівання. Привести схему автоматизації теплообмінника.
5. Схема регулювання температури зміною витрати продукту в байпасному трубопроводі за допомогою одного регулювального органу.
6. Схема регулювання температури зміною витрати продукту в байпасному трубопроводі за допомогою двох клапанів.
7. Схема регулювання температури матеріального потоку при стабілізації його витрати.

8. Схема регулювання температури матеріального потоку при стабілізації витрати теплоносія.
9. Каскадне регулювання процесу нагрівання. Привести схему каскадного регулювання температури матеріального потоку за допоміжною координатою за витратою теплоносія.
10. Каскадна АСР за допоміжною координатою за тиском на вході в апарат . Привести схему регулювання.
11. Схема регулювання температури матеріального потоку з додатковим імпульсом за похідною.
12. Комбіноване регулювання процесу нагрівання. Привести схему регулювання.
13. Регулювання теплообмінників змішування. Привести схему регулювання.
14. Особливості регулювання парокотельних установок.
15. Коли доцільно використовувати схему регулювання тиску пари та співвідношення витрат палива та повітря? Привести цю схему регулювання.
16. Коли доцільно схему регулювання тиску пари та співвідношення витрат палива та повітря з корекцією по концентрації кисню в димових газах? Привести цю схему регулювання.
17. Особливості регулювання топків. Привести схеми регулювання.

## ЛЕКЦІЯ 8

### АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ ВИПАРЮВАННЯ

- 8.1 Загальні принципи керування процесом випарювання
- 8.2 Основи регулювання окремих параметрів процесу випарювання
- 8.3 Керування випарними апаратами періодичної дії.
- 8.4 Автоматизація процесу випарювання за допомогою багатоконтурних систем

#### 8.1 Загальні принципи керування процесом випарювання

Основні принципи керування процесом випарювання розглянемо на прикладі випарної установки природної циркуляції (рис. 8.1). Показником ефективності процесу є концентрація упареного розчину, а метою керування – підтримування відповідного (регламентного) значення цієї концентрації.

Рівняння матеріального балансу випарної установки по розчиненій речовині та по всій кількості речовини має відповідно наступний вигляд:

$$G_{c.p} \times C_{c.p} = G_{v.p} \times C_{v.p}, \quad (8.1)$$

$$G_{c.p} = G_{v.p} + G_{\Pi}, \quad (8.2)$$

де  $G_{c.p}$ ,  $G_{v.p}$  – витрата початкового та упареного розчину;  $C_{c.p}$  – концентрація розчиненої речовини в початковому розчині;  $C_{v.p}$  – концентрація розчиненої речовини в упареному розчині (показник ефективності);  $G_{\Pi}$  – витрата пари розчинника.

Вирішуючи спільно ці рівняння, отримаємо:

$$C_{v.p} = \frac{G_{c.p} C_{c.p}}{G_{v.p}} = \frac{G_{c.p} C_{c.p}}{G_{c.p} - G_{\Pi}}, \quad (8.3)$$

Витрату  $G_{c.p}$  можна стабілізувати або змінити для досягнення мети керування процесом випарювання, оскільки цей процес в більшості випадків є основним на хімічних виробництвах. Так, її зменшення

призводить до зниження швидкості руху розчину по апараті, а отже – до збільшення концентрації  $C_{B.p}$ . Теж можна сказати і про  $G_{в.р}$ .

Концентрація  $C_{с.р}$  визначається попереднім технологічним процесом і її зміна буде сильним збуренням для процесу випарювання.

Витрата  $G_{п}$  визначається параметрами вихідного розчину, а також режимними параметрами апарату: температурою, тиском, концентрацією розчину та інтенсивністю підводу тепла.

Якщо припустити, що мета керування досягнута, тобто концентрація  $C_{B.p}$  на виході із апарату постійна та відповідає заданій, то між температурою та тиском в апараті буде дотримуватися певна залежність.

Тому достатньо стабілізувати тільки один з цих параметрів. У більшості випадків це – тиск в апараті, який можна регулювати зміною відбору пари з апарату.

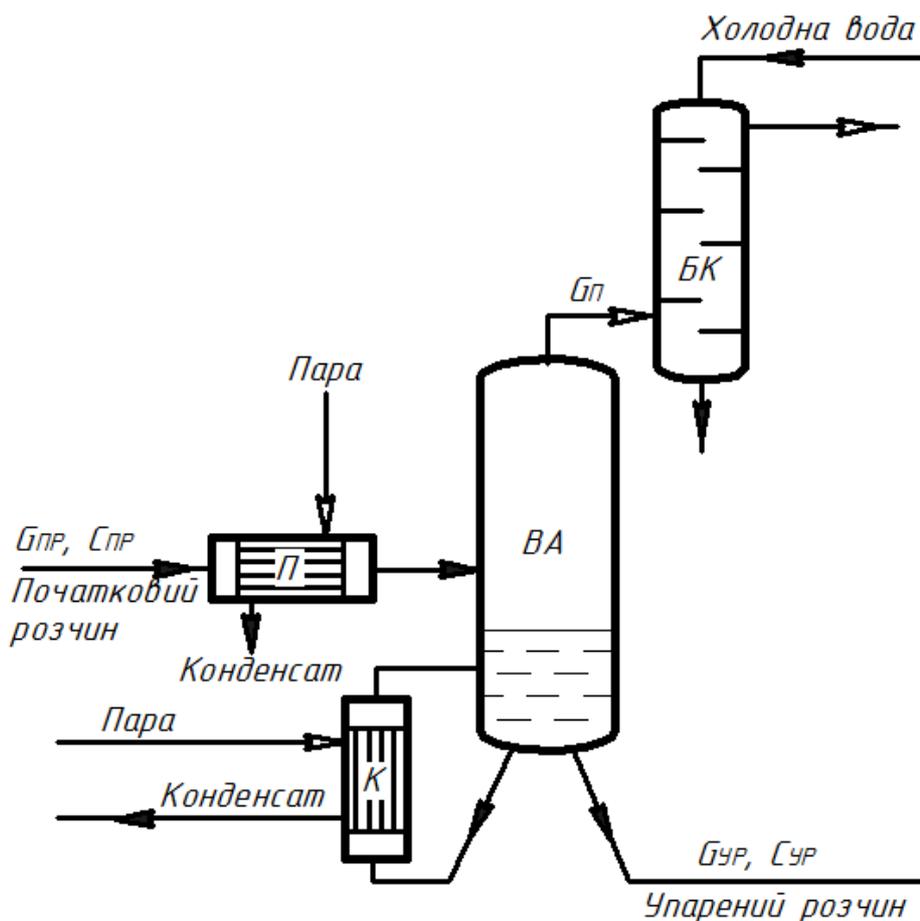


Рисунок 8.1 – Схема випарної установки

Інтенсивність підводу тепла до кип'ятильнику визначається параметрами теплоносія: витратою, температурою, тиском та ентальпією.

До найбільш сильних збурюючих впливів відносяться зміна витрати теплоносія. Ці збурення компенсують установкою стабілізуючого регулятора витрати. При цілеспрямованій зміні витрати теплоносія в об'єкт можуть вноситися і регулюючий вплив. Проте при цьому може виникнути «плівкове кипіння», що не економічно. Із зміною інших параметрів теплоносія в об'єкті будуть мати місце інші збурення.

Аналіз збурюючих впливів в об'єкті керування показав, що частина параметрів, що визначає концентрацію  $C_{B,p}$ , буде змінюватися. Сильним збуренням процесу випарювання є «засолення» гріючої камери теплообмінника. Щоб при наявності збурюючих впливів мета керування була досягнута, слід в якості головної регулюючої величини взяти концентрацію  $C_{B,p}$ , а регулюючий вплив вносити зміною витрати  $G_{c,p}$ .

Концентрацію  $C_{B,p}$  визначають за різницею між температурами кипіння розчину та розчинника (по температурній дисперсії). Про концентрацію  $C_{B,p}$  можна судити і за іншими непрямими параметрами: щільності, питомій електропровідності, показнику заломлення світла або температурі замерзання випареного розчину.

Отже, для досягнення мети керування процесом слід регулювати температурну дисперсію (змінюючи витрати  $G_{c,p}$ ); тиском в апараті (змінюючи витрати  $G_n$ ) і витратою теплоносія.

Для підтримки матеріального балансу в апараті необхідно регулювати рівень розчину зміною витрати випареного розчину  $G_{v,p}$ .

У процесі випарювання контролюють витрати  $G_{c,p}$ ,  $G_{v,p}$ ,  $G_n$ ; температури свіжого та випареного розчину; температуру, тиск та витрату теплоносія; тиск, температуру та рівень в апараті; температурну дисперсію. Сигналізації підлягають відхилення концентрації  $C_{B,p}$  від заданого значення та припинення подачі розчину. В останньому випадку пристрій захисту повинен відключити подачу теплоносія для запобігання псування продукту та аварії.

## 8.2 Основи регулювання окремих параметрів процесу випарювання

### 8.2.1 Регулювання роботи теплообмінника початкового розчину

Нормальний технологічний режим випарного апарату можливий лише при температурі свіжого розчину, близької до температури кипіння. Якщо температура розчину буде значно нижча, порушиться циркуляція розчину та знизиться коефіцієнт теплопередачі; перегрів розчину призведе до скипання його на вході в апарат, що супроводжується виділенням кристалів солі, яка забиває трубопроводи. У зв'язку з цим при наявності теплообмінника на лінії свіжого розчину температуру розчину на його вході регулюють зміною витрати теплоносія.

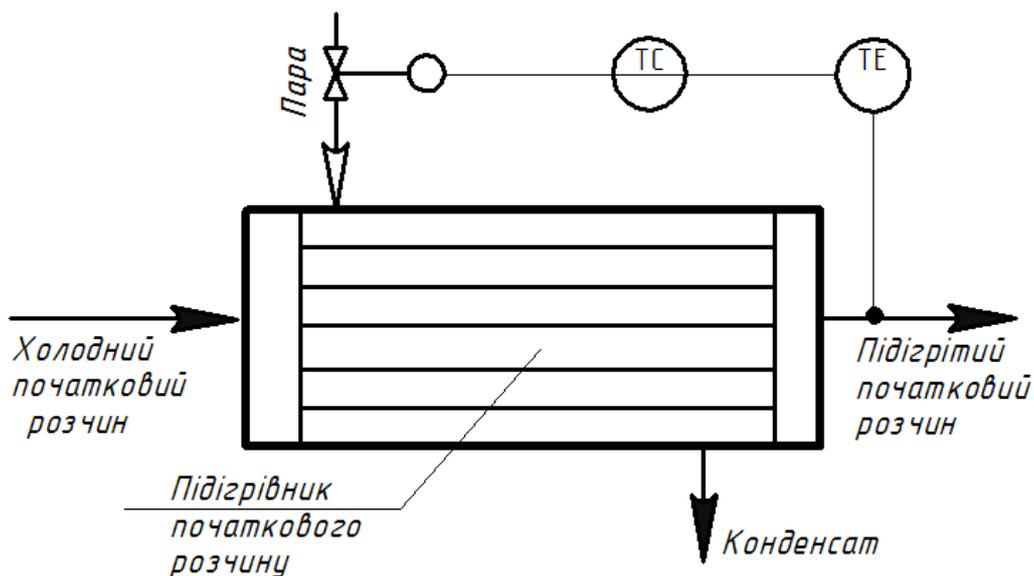


Рисунок 8.2 – Схема автоматизації процесу підігріву початкового розчину

### 8.2.2 Регулювання концентрації упареного розчину зміною його витрати

У окремих випадках для запобігання оголення труб кип'ятильника, пред'являють підвищенні вимоги до вузла регулювання рівня у випарному апараті. Якість регулювання рівня можна покращати, вносячи регулюючі впливи зміною витрати свіжого розчину. Концентрацію  $C_{в.р}$  у цих випадках стабілізують зміною витрати випареного розчину, а вузли регулювання витрати теплоносія і тиску в апараті залишаються тими ж.

Така схема переважніше і при частих «засоленнях» поверхні теплообміну і пов'язаних з ними промивках теплообмінника, оскільки регулятори можуть бути включені відразу після промивки. При

регулюванні концентрації у відповідності з типовим рішенням включення випарного апарату здійснюється вручну.

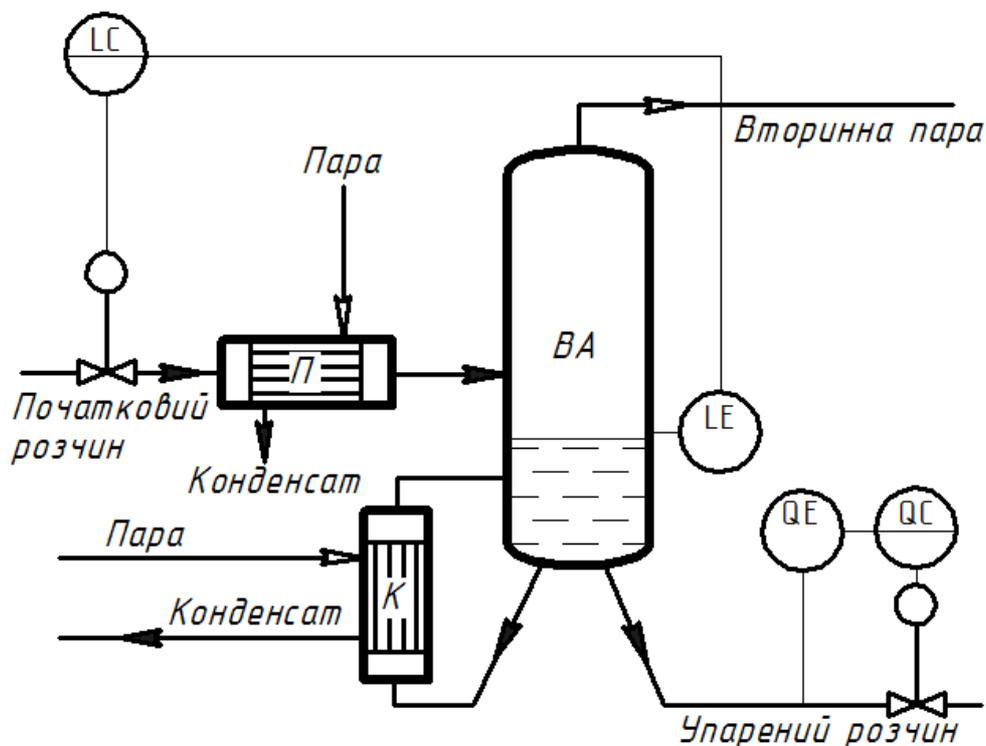


Рисунок 8.3 – Регулювання концентрації упареного розчину зміною його витрати

### 8.2.3 Регулювання концентрації упареного розчину зміною витрати теплоносія

Якщо витрата свіжого розчину визначається перебігом попереднього технологічного процесу, то ці параметри неможна використовувати для регулювання концентрації або рівня. В цих випадках концентрацію випареного розчину регулюють зміною витрати теплоносія. Аналогічна ситуація виникає і у випадку, якщо наступним процесом визначається витрата випареного розчину. Тоді витрата свіжого розчину слід використовувати для стабілізації рівня і єдиним регулюючим впливом при стабілізації концентрації буде зміна витрати теплоносія.

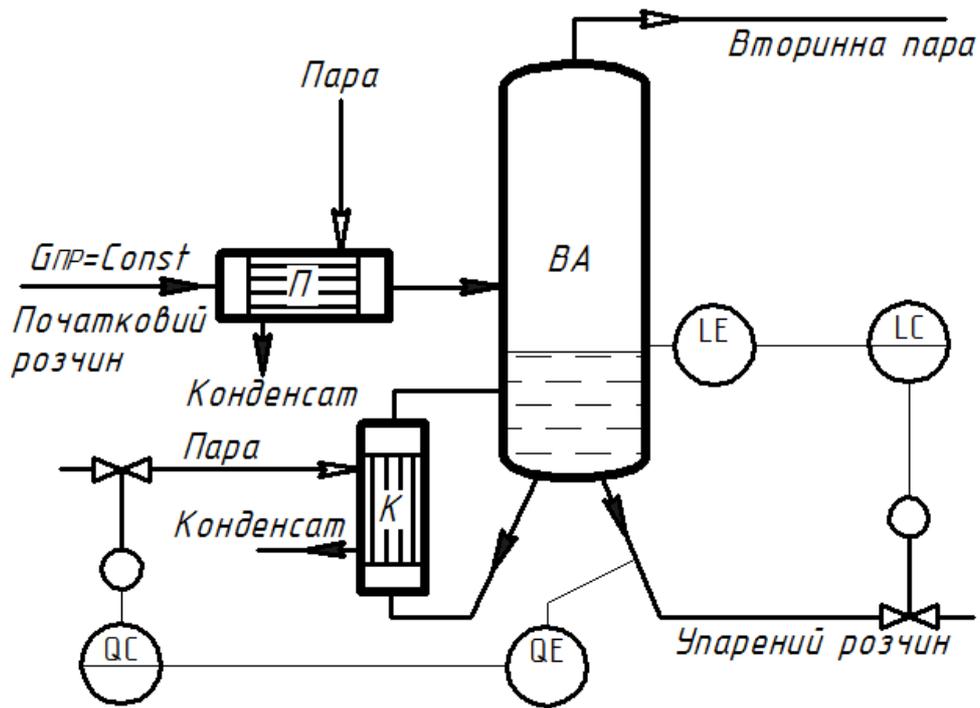


Рисунок 8.4 – Регулювання концентрації упареного розчину зміною витрати теплоносія при стабілізації витрати початкового розчину

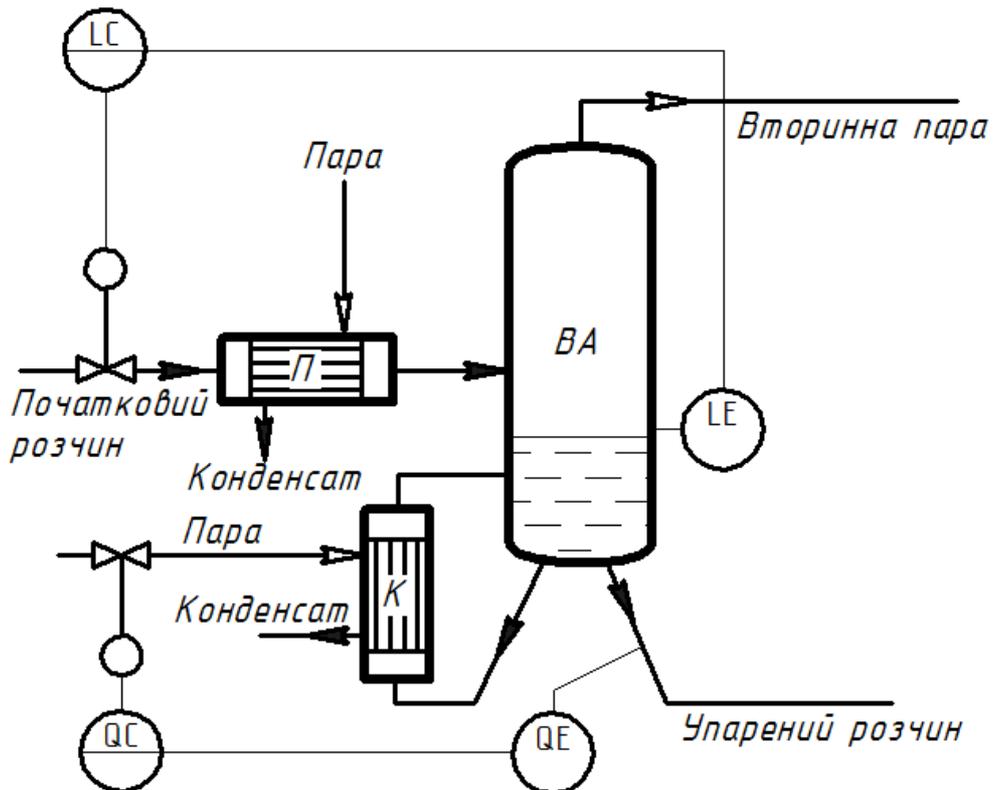


Рисунок 8.5 – Регулювання концентрації упареного розчину зміною витрати теплоносія при стабілізації витрати упареного розчину

### 8.2.4 Регулювання при сталій концентрації початкового розчину

Якщо відсутній один з найсильніших збурюючих впливів – зміна концентрації речовини в початковому розчині, доцільно замість важкого та ненадійного вузла регулювання концентрації  $C_{B,p}$  встановити витрату свіжого розчину. При цьому концентрацію  $C_{B,p}$  тільки контролюють і за її значенням періодично роблять переналаштування регуляторів системи.

При сильно змінних витратах свіжого розчину та теплоносія якість регулювання показника ефективності можна покращити (зменшити запізнювання), регулюючи відношення цих витрат зміною витрати теплоносія. Регулятор співвідношення буде реагувати і на інші збурення, оскільки вони призведуть в підсумку до спрацювання регулятора концентрації розчину та зміни витрати свіжого розчину.

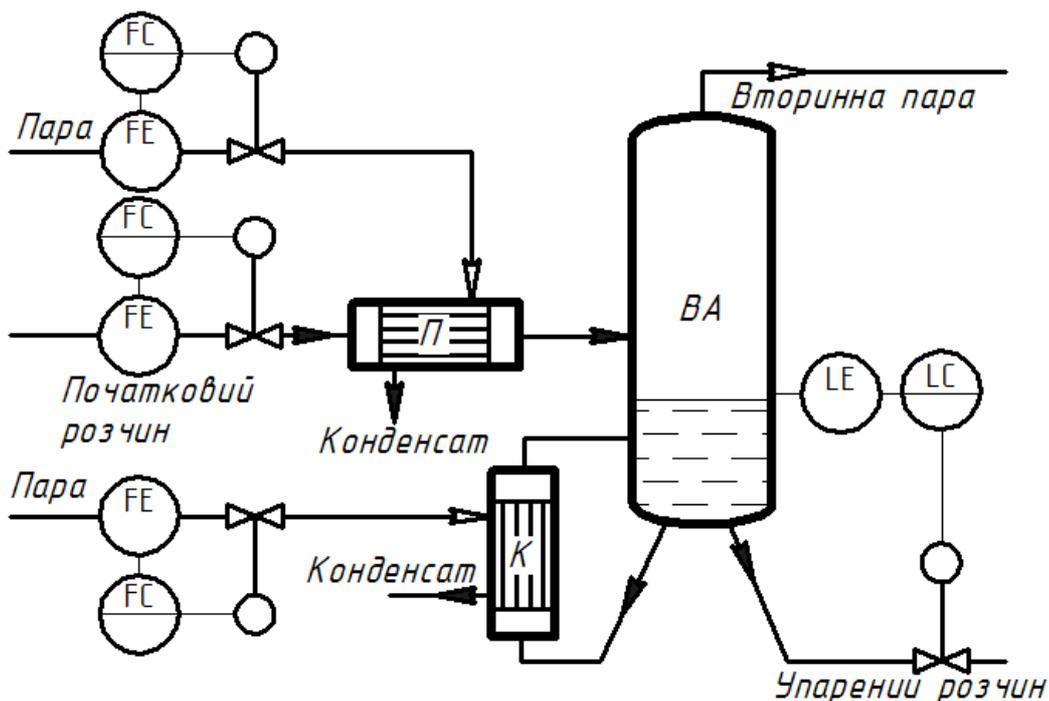


Рисунок 8.6 – Регулювання при сталій концентрації початкового розчину

### 8.2.5 Регулювання розрідження в вакуум-випарних апаратах

Розрідження при вакуум-випаруванні створюється за допомогою барометричних конденсаторів і вакуум-насосів, що слугують для відсмоктування суміші несконденсованих газів з повітрям. Регулювання розрідження може здійснюватися зміною витрати та температури води, витратою парів розчинника (рис. 8.7), що поступають в барометричний

конденсатор, витратою повітря, що підсмоктується вакуум-насосом із атмосфери. Всі ці способи знайшли застосування в промисловості. Найбільш частіше застосовують останній спосіб (рис. 8.8). Витрата води при цьому змінюється в залежності від температури стоків з барометричного конденсатору в якості регулюючої величини можна використовувати також перепад температур води на вході і виході конденсатору.

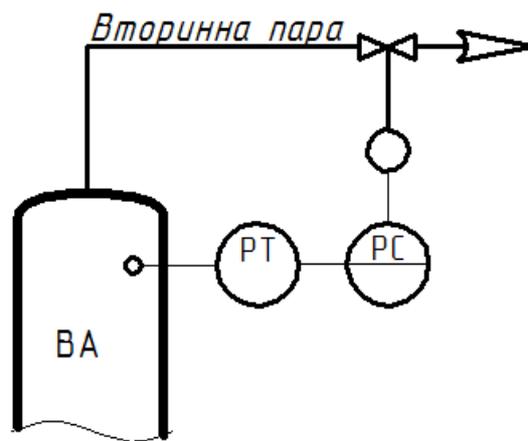


Рисунок 8.7 – Регулювання тиску у випарних апаратах

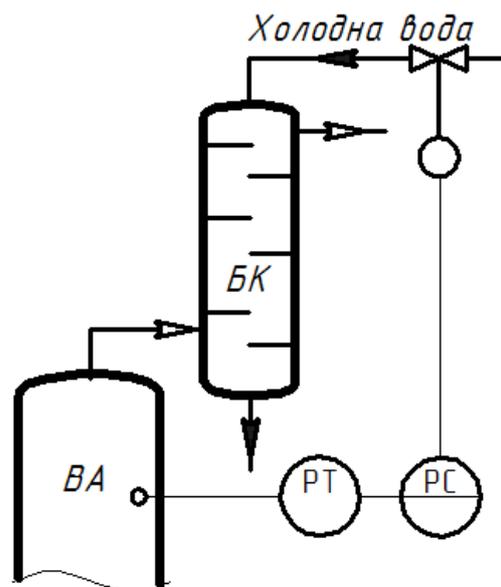


Рисунок 8.8 – Регулювання розрідження в вакуум-випарних апаратах

### **8.3 Керування випарними апаратами періодичної дії**

Процес випарювання в апаратах періодичної дії протікає при безперервному підвищенні концентрації, температури кипіння та зміні всіх фізико-хімічних властивостей розчину. Істотну роль при розрахунку випарних апаратів періодичної дії грає режим подачі розчину в апарат. На практиці застосовують три варіанти живлення:

1) випарний апарат заповнюють розчином до заданого рівня і потім припиняють подачу розчину. При цьому в міру концентрування розчину рівень його в апараті зменшується і після досягнення заданої кінцевої концентрації розчину апарат спустошують. Цей варіант роботи апарату характеризується безперервним зниженням рівня, тобто зменшення обсягу розчину в апараті;

2) в апараті підтримують постійний рівень розчину, безперервно додаючи початковий розчин у міру випаровування розчинника; або варіант характерний постійним рівнем чи об'ємом розчину в апараті;

3) в апарат, наповнений спочатку до деякого рівня, безперервно подають розведений розчин з таким розрахунком, щоб вагова кількість розчину в апараті залишалася постійною протягом всього процесу випарювання. Через збільшення щільності розчину в міру його концентрування, цей варіант характерний безперервним зниженням рівня (зменшенням обсягу) розчину в апараті при постійній ваговій кількості.

## **8.4 Реалізація типових систем автомаізації випарних установок**

### **8.4.1 Одноконтурне регулювання випарною установкою**

Розглянемо принципи автоматизації процесу випарювання на прикладі однокорпусної випарної установки ВА із виносним кип'ятильником К, підігрівником П свіжого розчину та бараметричним конденсатором БК (рис. 8.9). Аналіз технологічного процесу як об'єкта керування показує, що сильним збуренням буде витрата свіжого розчину. Оскільки в більшості випадків витрата і концентрація основного компонента визначаються попередніми технологічними процесами, використовувати їх як регулюючі фактори не можна. Їх зміна буде сильним збуренням для процесу випарювання. Витрата парів розчинника визначається параметрами свіжого розчину, а також режимними параметрами в апараті: температурою, тиском, концентрацією розчину та інтенсивністю теплоперенесення.

Якщо припустити, що мету керування досягнуто, тобто концентрація на виході установки стала і відповідає заданій, то між тиском і

температурою в апараті дотримуватиметься відповідна залежність. Тому достатньо стабілізувати один із цих параметрів. У більшості випадків таким параметром є тиск, який можна регулювати зміною витрати пари.

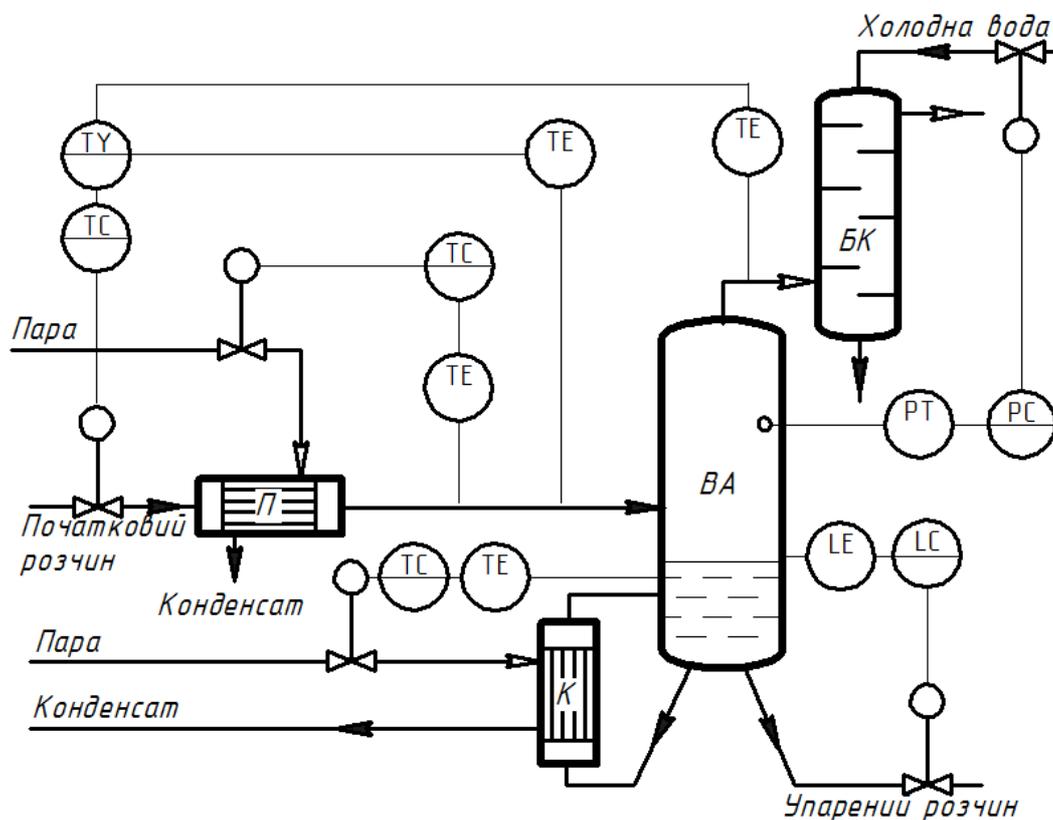


Рисунок 8.9 – Схема одноконтурного регулювання випарною установкою

Інтенсивність теплоти, яка надходить у кип'ятильник, визначається параметрами теплоносія: його витратою, температурою, тиском і ентальпією. Зміна витрати теплоносія належить до найсильніших збурюючих факторів. У разі відповідної зміни витрати теплоносія в об'єкт можуть вноситися регулюючі дії.

Концентрацію визначають за різницею між температурами кипіння розчину та розчинника (за температурною депресією), хоча її можна визначити за густиною розчину в кубовій частині, питомою електропровідністю тощо. Звичайно найефективніше було б регулювати концентрацію при можливості впливу на витрату свіжого розчину та стабільній витраті теплоносія. На рис. 8.9 показано схему одноконтурного регулювання процесом випарювання. Концентрація упареного розчину стабілізується за величиною температурної

дисперсії зміною витрати свіжого розчину; температура в кубовій частині регулюється зміною витрати теплоносія, який надходить у кип'ятильник; температура свіжого розчину на вході у випарну установку – зміною витрати теплоносія, що надходить на підігрівник П; тиск пари в апараті - зміною витрати холодоносія, що надходить у конденсатор БК. Загальний матеріальний баланс забезпечується стабілізацією рівня рідини в кубі шляхом зміни витрати упареного розчину.

#### 8.4.2 Багатоконтурне регулювання випарною установкою

Поліпшити якість регулювання можна завдяки використанню багатоконтурних АСР. Особливо ефективним є каскадний принцип регулювання, якщо сильними збурюючими параметрами є витрати свіжого розчину та теплоносія. При цьому особливу увагу звертають на стабільність температурного режиму та тиску пари в установці (рис. 8.10).

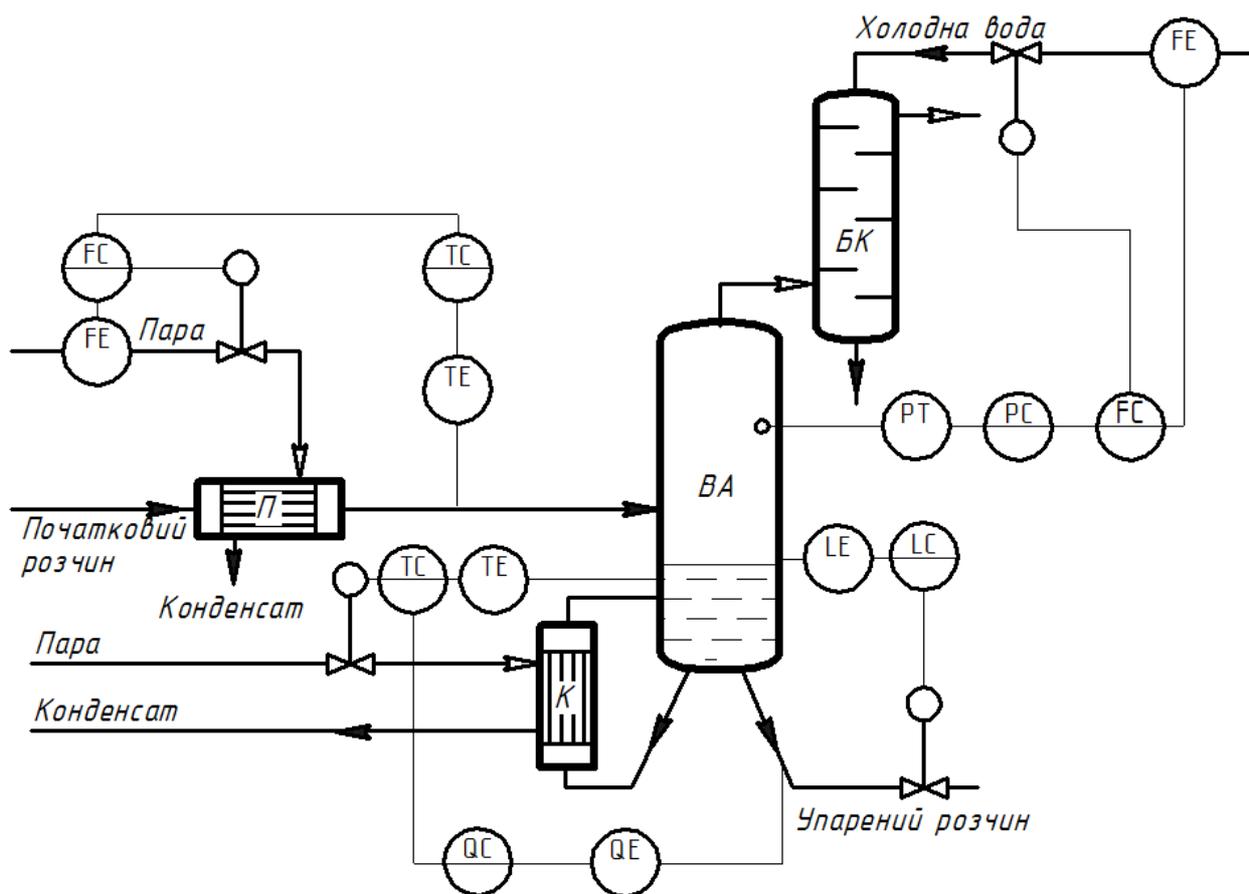


Рисунок 8.10 – Схема каскадного регулювання випарною установкою

Якщо сильними збурюючими факторами є одночасно витрата, концентрація свіжого розчину та витрата теплоносія, то для регулювання процесом доцільно використовувати АСР співвідношення потоків свіжого розчину та теплоносія, який надходить на кип'ятильник. Досить ефективною є каскадна АСР стабілізацією тиску в апараті, в якій допоміжна координата - витрата конденсату після конденсатора БК.

Іноді у випарних установках особливу увагу приділяють стабільності рівня кубової рідини. У цьому разі позитивний ефект дає каскадна АСР із допоміжною координатою за витратою упареного розчину. Схему АСР співвідношення основних потоків показано на рис. 8.11.

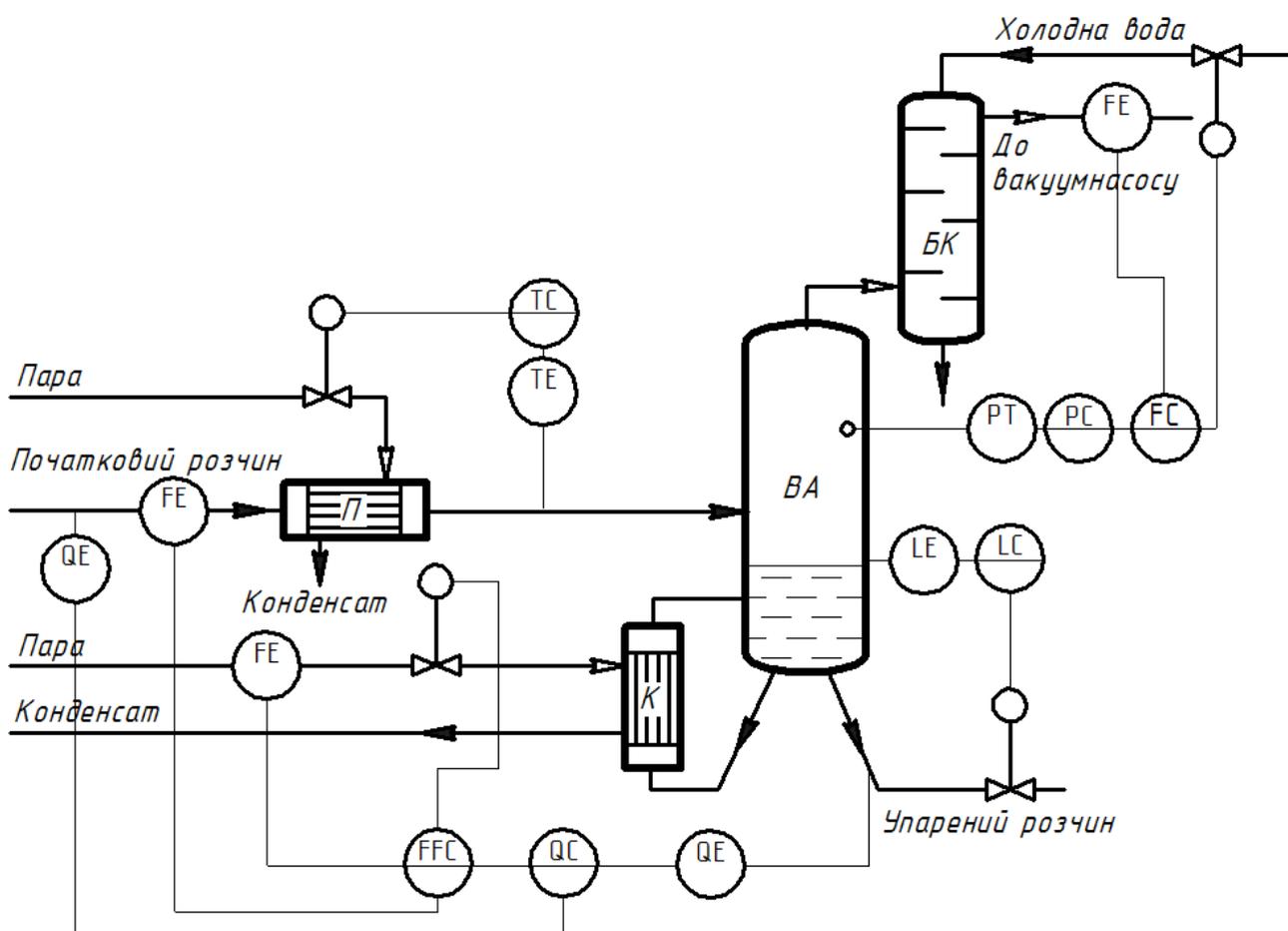


Рисунок 8.11 – Схема регулювання за концентрацією упареного розчину з допоміжною АСР співвідношення потоків

Основною є каскадна АСР за концентрацією упареного розчину за допоміжною координатою за співвідношенням потоків початкового розчину та пари. Крім того, у цю систему вводиться компенсуючий сигнал

за концентрацією свіжого розчину. Він надходить на регулятор QC, створюючи тим самим каскадно-комбінований принцип регулювання. В АСР співвідношення веденим є потік свіжого розчину, а ведучим – витрата теплоносія, на який відбувається регулюючий вплив регулятора співвідношення FFC.

### **8.4.3 Автоматизація багатокорпусних установок**

У разі каскадного принципу випарювання дві або більше випарних установок з'єднують послідовно. При цьому особливу увагу приділяють останній установці. Розглянемо принцип автоматизації двокорпусної випарної установки. Перша установка працює під тиском, а вторинна пара є теплоносієм для другого каскаду випарювання (рис. 8.12).

Оскільки особливих вимог до показника ефективності першого каскаду не висувається, процес керування достатньо здійснювати побудовою АСР співвідношення витрати свіжого розчину та теплоносія. Щоб зменшити збурюючий вплив, обумовлений зміною концентрації, можна ввести компенсацію за цим параметром. Температуру достатньо стабілізувати за допомогою одноконтурної АСР.

Оскільки упарений розчин із кубової частини першого каскаду є свіжим для другого, до його витрати висуваються підвищені вимоги. Тому рівень упареного розчину стабілізують за допомогою каскадної системи регулювання, в якій допоміжною координатою є витрата.

Другий каскад випарної установки має забезпечувати високий показник ефективності, тому до нього приділяють підвищену увагу щодо концентрації випареного розчину та тиску пари. Концентрація визначається посередньо за температурою депресії нагрітого свіжого розчину та вторинної пари і стабілізується каскадною АСР, допоміжною координатою якої є рівень упареного розчину. Стабілізувати тиск також доцільно за каскадним принципом так, як показано на рис. 8.12.

У процесі випарювання контролюють витрати розчинів на вході в установку та на виході з неї; температури розчинів; витрати та тиск теплоносія; тиск, температуру та рівень в апараті; концентрацію основного компонента у свіжому та упареному розчинах. Сигналізації підлягають відхилення концентрації від заданого значення, витрати свіжого розчину при його зменшенні та тиск при його підвищенні.

Захист установки виконується за витратою розчину; якщо припиняється його подача, система захисту має відімкнути подачу теплоносія.

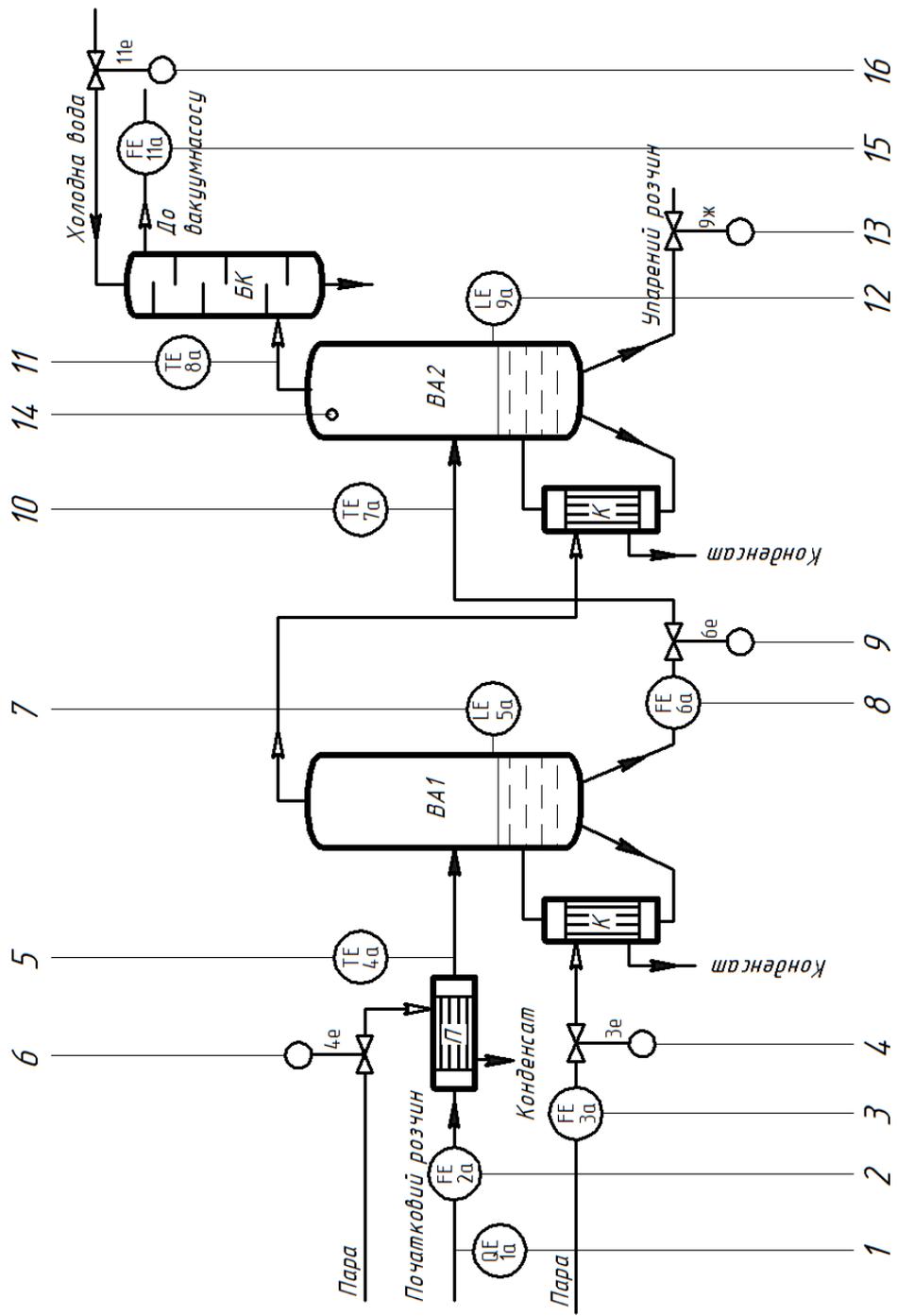


Рисунок 8.12 – Схема автоматизації двокорпусної випарної установки (частина 1)



### Питання за лекцією:

1. Показником ефективності процесу випарювання на випарній установці природної циркуляції є? Яка мета керування цим процесом?
2. Навести рівняння матеріального балансу випарної установки по розчиненій речовині та по всій кількості речовини.
3. Привести основні принципи керування процесом випарювання.
4. Зміна яких показників призводить до найбільш збурень в процесі випарювання? Як ці збурення можна компенсувати?
5. Як визначають концентрацію випарного розчину?
6. Для досягнення мети керування процесом випарювання, які параметри слід регулювати, які параметри підлягають контролю, а які сигналізації?
7. Особливості регулювання роботи теплообмінника початкового розчину. Привести схему автоматизації процесу підігріву початкового розчину.
8. Особливості регулювання концентрації упареного розчину зміною його витрати. Привести схему регулювання концентрації упареного розчину зміною його витрати.
9. Особливості регулювання концентрації упареного розчину зміною витрати теплоносія. Привести схеми регулювання концентрації упареного розчину зміною витрати теплоносія при стабілізації витрати початкового розчину та при стабілізації витрати упареного розчину.
10. Особливості регулювання упареного розчину при сталій концентрації початкового розчину. Привести схему регулювання при сталій концентрації початкового розчину.
11. Основні принципи регулювання розрідження в вакуум-випарних апаратах.
12. Які три варіанта живлення випарних апаратів періодичних дії застосовують на практиці?
13. Особливості одноконтурного регулювання випарною установкою. Привести схему одноконтурного регулювання випарною установкою.
14. Особливості багатоконтурного регулювання випарною установкою. Привести схему каскадного регулювання випарною установкою.

## ЛЕКЦІЯ 9

### АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ АБСОРБЦІЇ

9.1 Аналіз процесу абсорбції як об'єкта керування

9.2 Регулювання концентрації в насиченому абсорбенті компоненту, що вилучається.

9.3 Регулювання складу при змінній витраті газової суміші

9.4 Регулювання процесу при постійній концентрації в газовій суміші компоненту, що вилучається

9.5 Регулювання перепаду тиску в колоні

9.6 Регулювання процесу рециклу абсорбенту

9.7 Регулювання з використанням багатоконтурних систем

#### 9.1 Аналіз процесу абсорбції як об'єкта керування

В якості об'єкту керування процесом абсорбції прийемо абсорбційну установку, яка складається з абсорбційної колони та двох холодильників – на лініях абсорбенту та газової суміші (рис. 9.1). Показником ефективності процесу є концентрація  $Y$  компоненту, що вилучається з збідненої суміші, а метою керування – досягнення певного (мінімальноможливого для даних виробничих умов) значень цієї концентрації.

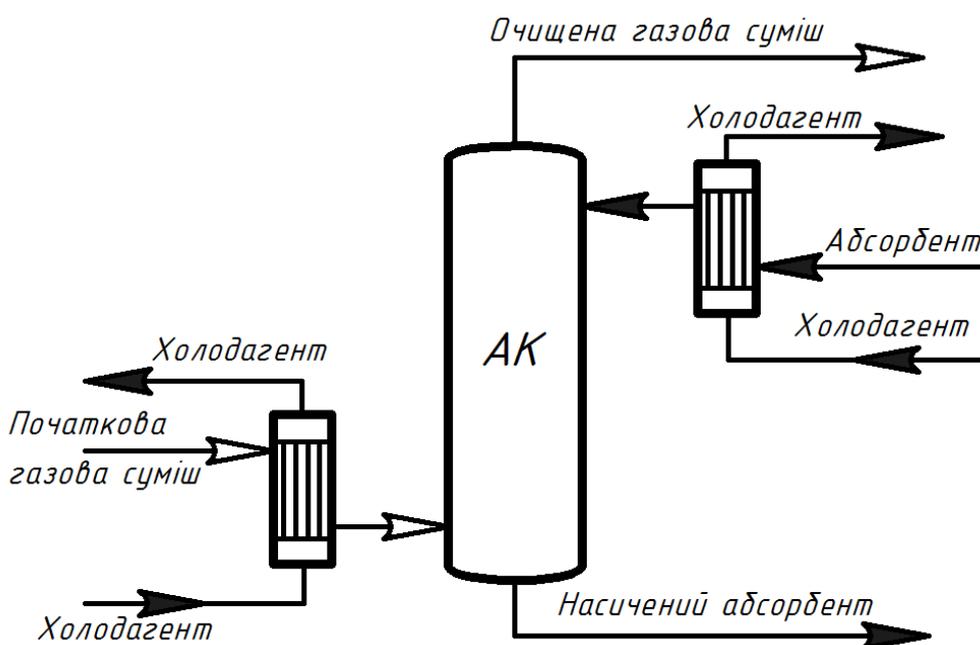


Рисунок 9.1 – Схема процесу абсорбції

Концентрація  $Y_k$  визначається різницею кількості компонента, що вилучається, який надходить з газовою сумішшю та в абсорбенті, який з неї поглинається.

Кількість компонента, що подається в колону, розраховується за рівнянням  $M = G_c \times Y_p$ , тобто однозначно визначається витрата газової суміші  $G_c$  та початкової концентрації компонента, що вилучається з неї  $Y_p$ .

Кількість же компонента, який переходить з газової фази в рідку, визначається наступним чином:

$$M' = KF\bar{\Delta}$$

де  $K$  – коефіцієнт масопередачі;  $F$  – поверхня контакту;  $\bar{\Delta}$  – середня рушійна сила процесу.

Якщо врахувати, що для конкретної колони коефіцієнт  $K$  та поверхня  $F$  – величини, що малозмінні, то кількість  $M'$  в основному буде залежати від рушійної сили на вході в апарат  $\Delta_1$  і на виході з апарату  $\Delta_2$ , тобто від положення робочої та рівноважної лінії процесу. Положення рівноважної лінії визначається температурою та тиском процесу, а положення робочої лінії – початковою та кінцевою концентраціями компонента на обох фазах. Якщо мету керування досягнуто, концентрація  $Y_k$  буде постійною; в рідкій фазі ( $X_k$ ) вона визначається питомою витратою рідини  $G_a/G_c$  (де  $G_a$  – витрата абсорбенту).

Таким чином, концентрація  $Y_k$  залежить від витрати газової суміші, концентрацій  $X_p$   $Y_p$ , відношення витрат  $G_a/G_c$ , температури та тиску в апараті.

Зміна витрати газової суміші можуть бути сильними збуреннями, тому витрату газу слід стабілізувати. Змінювати його з метою регулювання показника ефективності недоцільно, оскільки при цьому продуктивність абсорбера може опинитися нижче розрахованої, і тому економічність процесу знизиться.

Концентрації  $X_p$  і  $Y_p$  визначається режимами інших технологічних процесів; з їх зміною в об'єкт регулювання будуть вноситися збурюючі впливи.

Відношення витрат  $G_a/G_c$  можна підтримувати постійними шляхом стабілізації обох витрат. Це відношення можна використовувати також для регулювання процесу, причому змінювати його слід шляхом зміни витрат  $G_a$ .

Температура в абсорбері залежить від багатьох параметрів: температури, теплоємності та витрати газової та рідкої фази, інтенсивності масообміну між фазами (процес абсорбції екзотермічний), втрат тепла в навколишнє середовище. Частина цих параметрів звичайно схильна до значних коливань у часі; це відноситься, наприклад, до інтенсивності масообміну, котра для досягнення мети керування повинна бути змінною при змінних концентраціях  $X_{II}$  і  $Y_{II}$ . Такі збурення призводять до порушень теплового балансу і, отже, до зміни температури в абсорбері. Щоб цього не відбувалося, температуру слід регулювати, проте в абсорбері, що розглядається немає внутрішнього охолодження, тому обмежуються стабілізацією температур абсорбенту та газової суміші на вході в абсорбер шляхом зміни витрат холодоносіїв.

Тиск в абсорбері доцільно стабілізувати шляхом зміни витрати збідненої газової суміші.

Отже, стабілізувати всі параметри, які впливають на показник ефективності, практично неможливо. Тому в якості регулюючої величини слід брати концентрацію  $Y_K$ , а регулюючий вплив реалізувати зміною відношення витрат  $G_a/G_c$ . Для покращення якості регулювання показника ефективності треба передбачити вузли регулювання витрат  $G_c$ , температур  $t_c$  і  $t_a$  та тиску в абсорбційній колоні.

В нижній частині абсорбційної колони повинно знаходитися деяка кількість рідини, що забезпечує гідравлічний затвор, що виключає надходження газової суміші із абсорберу в лінію насиченого абсорбенту та дозволяє регулювати тиск в абсорбері. Постійна кількість цієї рідини підтримується регулюванням рівня в абсорбері шляхом зміни витрати насиченого абсорбенту.

В якості параметрів, які необхідно контролювати слід обрати витрату та температуру початкового та насиченого абсорбенту, початкової та збідненої газової суміші, холодоносіїв, а також концентрацію компоненту, що вивільняють в збідненій суміші, рівень в нижній частині колони, температуру по висоті колони, тиск та перепад тиску в ній. Сигналізації підлягає відхилення тиску колоні від граничних значення.

Схемою автоматизації повинно бути передбачено пристрій захисту, що виключає значне підвищення тиску в колоні. Це пристрій при певному значенні тиску забезпечує припинення живлення регуляторів повітря. Вибір регулюючих органів, встановлених на магістралях, повинно проводитись так, щоб регулюючий орган на магістралі збідненої суміші відкривався, а на всіх інших закривався.

## 9.2 Регулювання концентрації в насиченому абсорбенті компоненту, що вилучається.

Така мета керування часто ставиться при проведенні процесу абсорбції у виробництві кислот. В цьому випадку з газової суміші необхідно поглинати таку кількість компоненту яке б забезпечувало постійність концентрації  $X_k$ . (див. рис. 9.2).

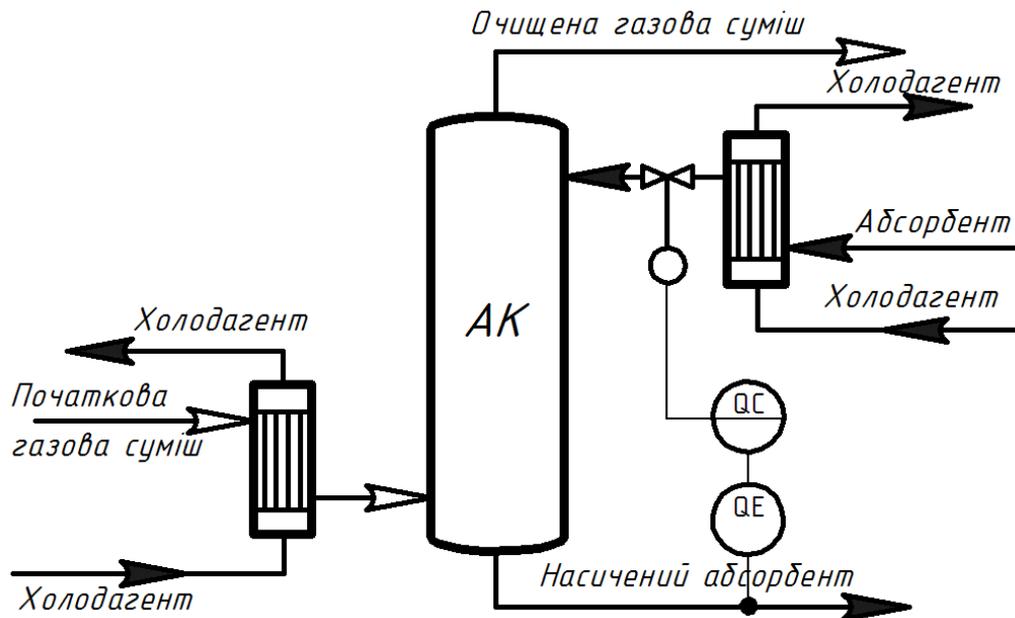


Рисунок 9.2 – Регулювання концентрації в насиченому абсорбенті компоненту, що вилучається

В якості основного регулюючого параметру тут слід обрати цю концентрацію (часто також використовують щільність продукту), а регулюючий вплив повинен здійснюватися витратою абсорбенту. При цьому датчик складу з метою зменшення запізнення може бути встановлений не на лінійні насиченого абсорбенту, а в кубі колони.

## 9.3 Регулювання складу при змінній витраті газової суміші

Якщо витрата газової суміші визначається технологічним режимом попереднього процесу, то стабілізувати його не можна, а зміна його є для адсорбенту сильним збуренням. Для якісного регулювання процесу ці збурення слід компенсувати до розповсюдження їх в об'єкті. Задачу вирішує регулятор співвідношення витрат газової суміші і абсорбенту з корекцією по концентрації  $Y_k$  (див. рис. 9.3).

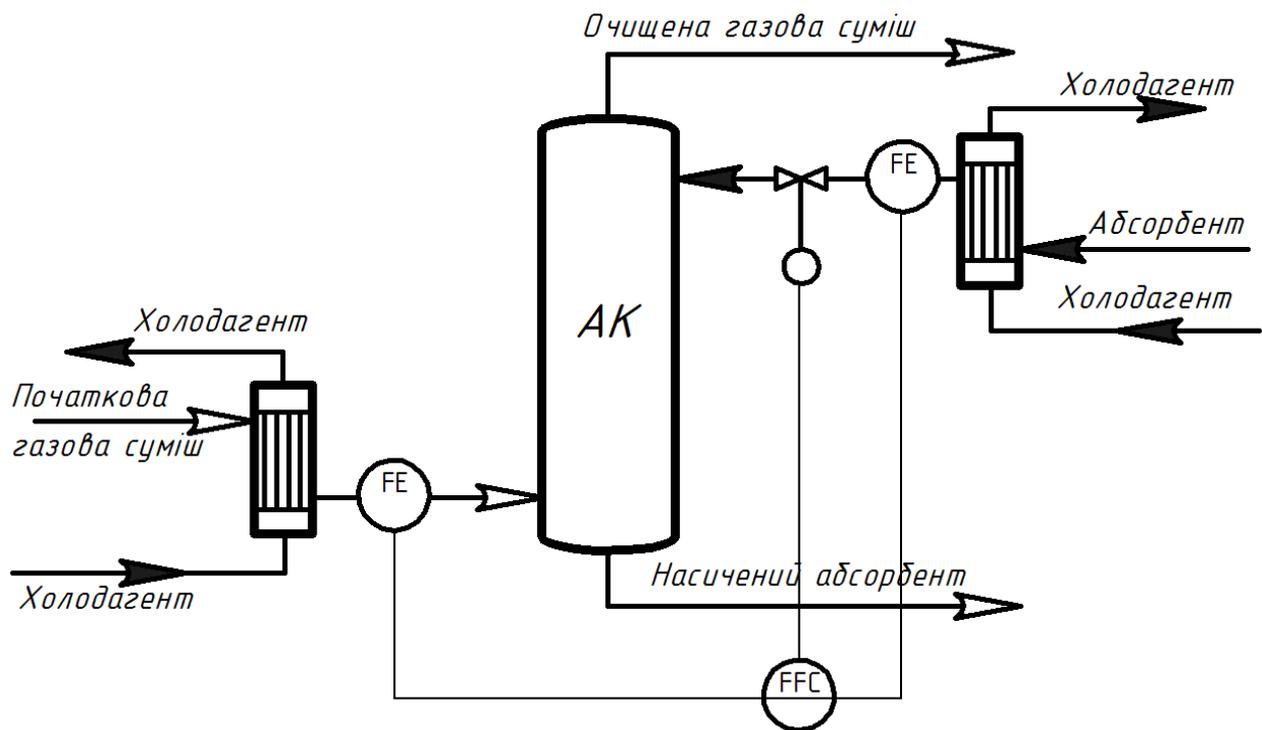


Рисунок 9.3 – Регулювання складу при змінній витраті газової суміші

#### 9.4 Регулювання процесу при постійній концентрації в газовій суміші компоненту, що вилучається

Якщо на установку поступає суміш постійного складу, то виключається один із сильних збурюючих впливів, тоді достатньо замість регулювання концентрації  $Y_k$  обмежитися стабілізацією витрат газової суміші і абсорбенту (див. рис. 9.4).

Якщо при цьому витрата газової суміші змінюється в часі, встановлюють регулятор співвідношення витрат газової суміші і абсорбенту без корекції по концентрації (див. рис. 9.5).

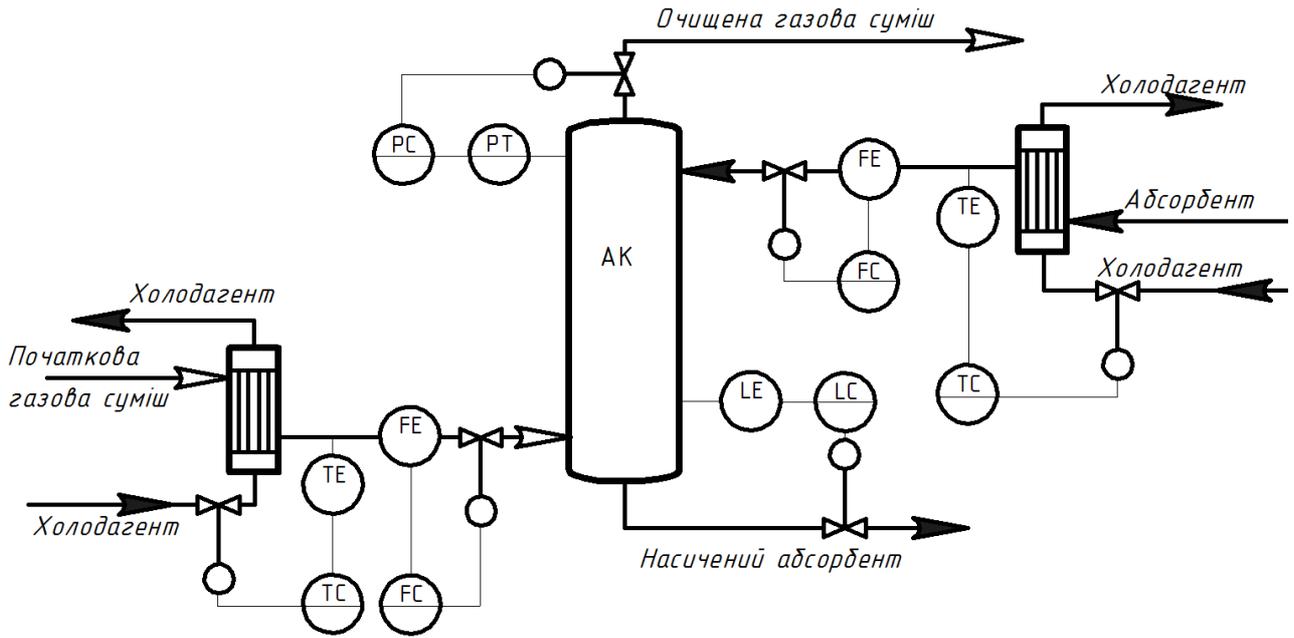


Рисунок 9.4 – Стабілізація витрат абсорбенту та початкової газової суміші

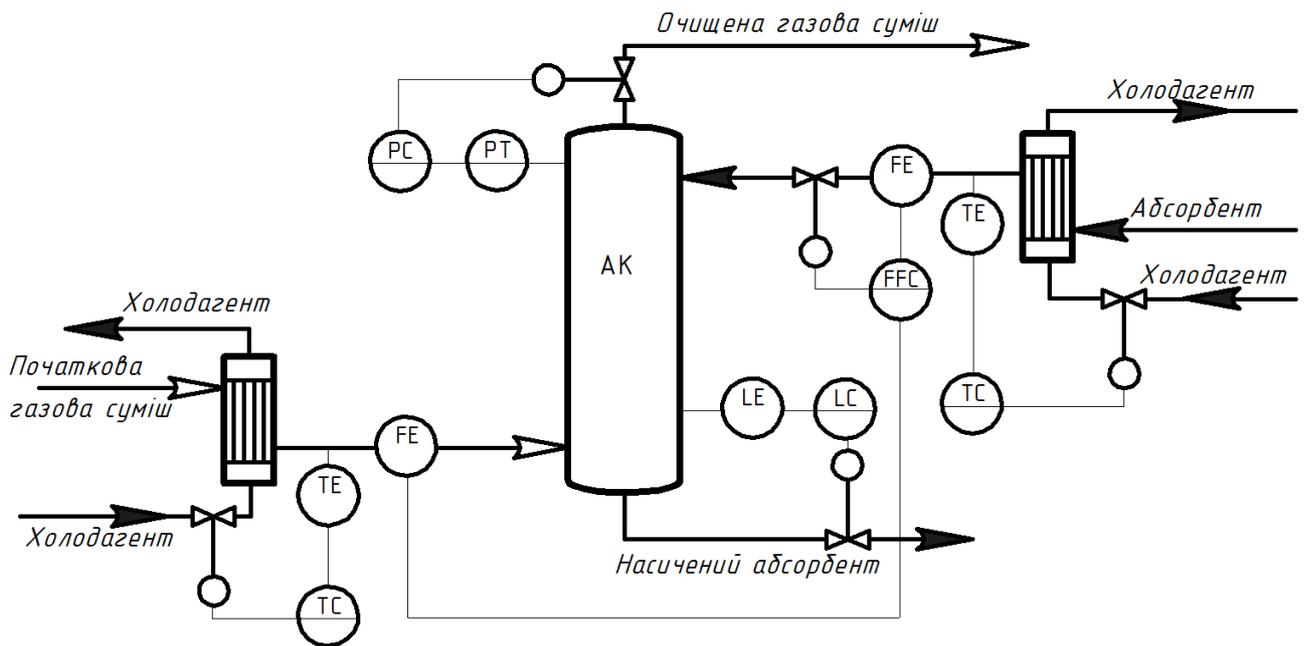


Рисунок 9.5 – Стабілізація співвідношення витрат абсорбенту та початкової газової суміші

### 9.5 Регулювання перепаду тиску в колоні

Деякі конструкції абсорбційних колон дуже чутливі до порушень гідродинамічного режиму, навіть незначні зміни швидкості газу в колоні ведуть до нестабільним режимам її роботи. В цих випадках слід стабілізувати не тиск, а перепад тиску в колоні зміною витрати газового потоку, що виходить з абсорбційної колоні (див. рис. 9.6).

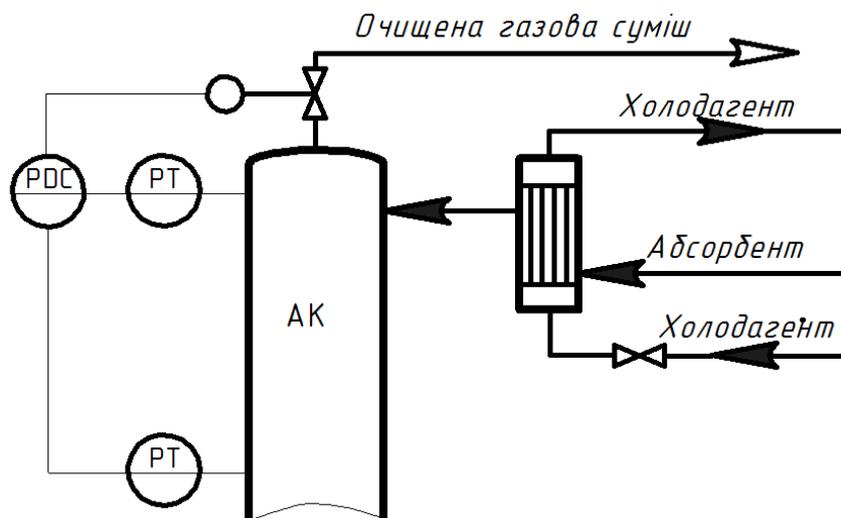


Рисунок 9.6 – Регулювання перепаду тиску в колоні

### 9.6 Регулювання процесу рециркуляції абсорбенту

В деяких випадках абсорбент, що виходить з куба колоні, лише частково відбирається з установки, більша ж його частина повертається в колону у якості рециркуляції. Рівень в колоні при такій технології регулюють зміною витрати насиченого абсорбенту, який виводиться з установки, а концентрацію  $Y_k$  – зміною витрати свіжого абсорбенту (див. рис. 9.7).

Досить часто, наприклад у виробництві аміаку, метанолу, оцтової кислоти використовують режим рециркуляції абсорбенту. Останній полягає в тому, що частина відпрацьованого (насиченого) абсорбенту повертається в колону. Особливість регулювання процесом при рециркуляції абсорбенту полягає в тому, що рівень рідини в кубовій частині стабілізується зміною витрати насиченого абсорбенту, який виводиться з колоні, а концентрація  $Q_a$  - зміною витрати абсорбенту (див. рис. 9.7).

У цьому разі на зрошення надходить абсорбент, який концентрацію  $Q_H$  вилучуваного компонента.

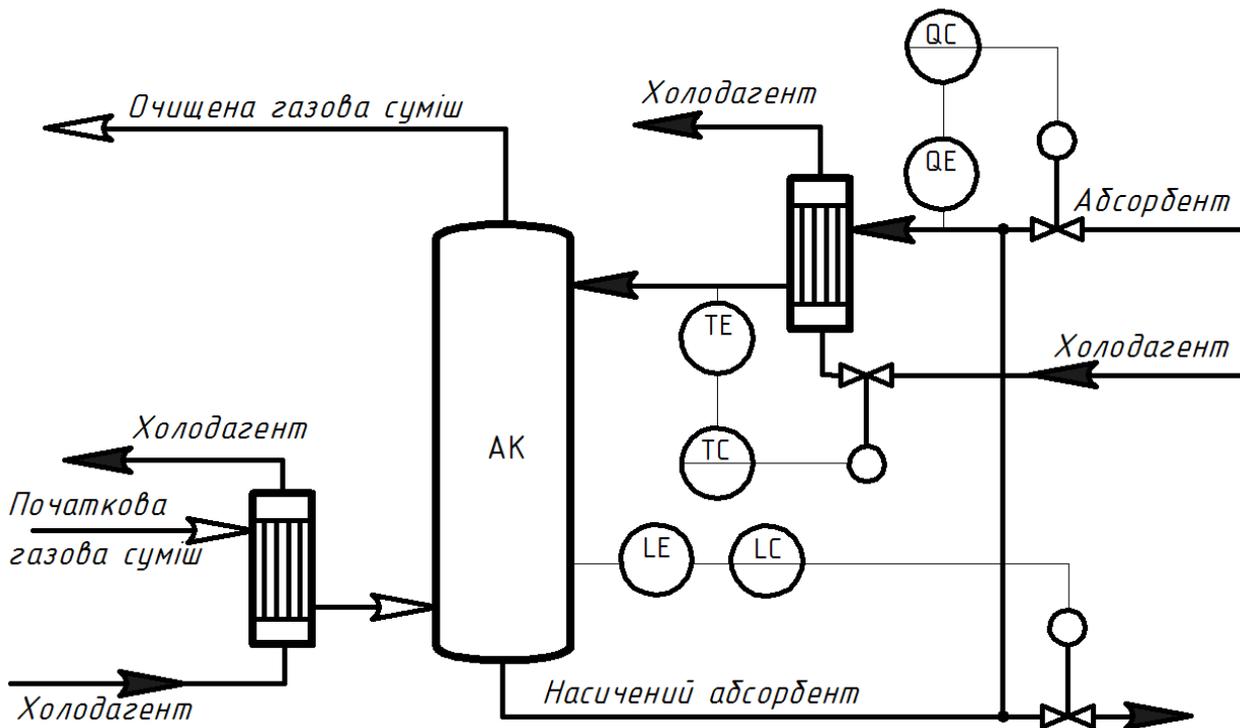


Рисунок 9.7 – Регулювання процесу рециклу абсорбенту

Баланс між витратами свіжого та відпрацьованого абсорбенту, який виводиться з системи підтримується за допомогою регулятора рівня, що впливає на витрату абсорбенту, який зливається.

### 9.7 Регулювання з використанням багатоконтурних систем

Якщо в об'єкт надходять сильні збурення у вигляді зміни концентрації витрати  $Q_r$  та витрати  $F_r$ , а до точності концентрації висуваються особливі вимоги, то можна використовувати каскадно-комбінований принцип регулювання (див. рис. 9.8).

У разі сильного збурення з боку концентрації основного продукту  $Q_r$  компенсуючий сигнал, сформований компенсатором  $K$ , надходить на регулятор стабілізації температури абсорбенту на вході в колону. Компенсуючий сигнал діє так, що в разі збільшення концентрації  $Q_r$  дещо знижується температура  $T_c$  абсорбенту. Це призводить до того, що збільшення температури абсорбції в колоні буде компенсоване зниженням температури абсорбенту. Якщо при цій дії комбінованої АСР не вдається стабілізувати концентрацію  $Q_a$ , то в роботу вступає каскадна АСР.

Збільшення  $Q_a$  призведе до збільшення витрат абсорбенту і відповідно до глибшого поглинання основного продукту.

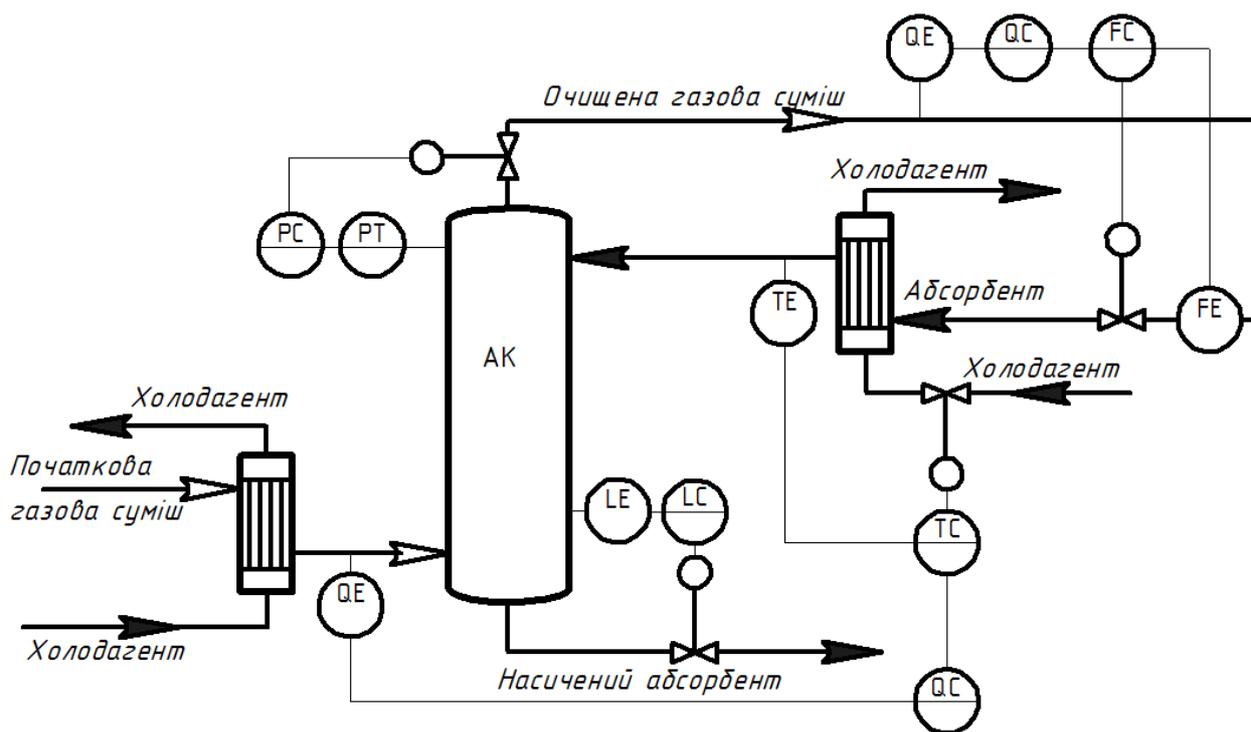


Рисунок 9.8 – Схема каскадно-комбінованого регулювання абсорбційною колоною

Для оптимального проведення процесу абсорбції, а також при високих вимогах, які висуваються до показників його ефективності, використовують складні багатоконтурні системи регулювання, в яких основну роль відіграють АСР співвідношення витрат газу та абсорбенту (див. рис. 9.8). При цьому можуть мати місце як компенсуючі, так і коректуючі контури. Регулювання, як правило, проводиться шляхом впливу на витрату абсорбенту. У цьому разі тиск, температура абсорбенту на вході в колону і рівень стабілізуються одноконтурними АСР. Схема, яку показано на рис. 9.9, має компенсуючий контур за концентрацією  $Q_r$  і коректуючий - за концентрацією  $Q_a$ .

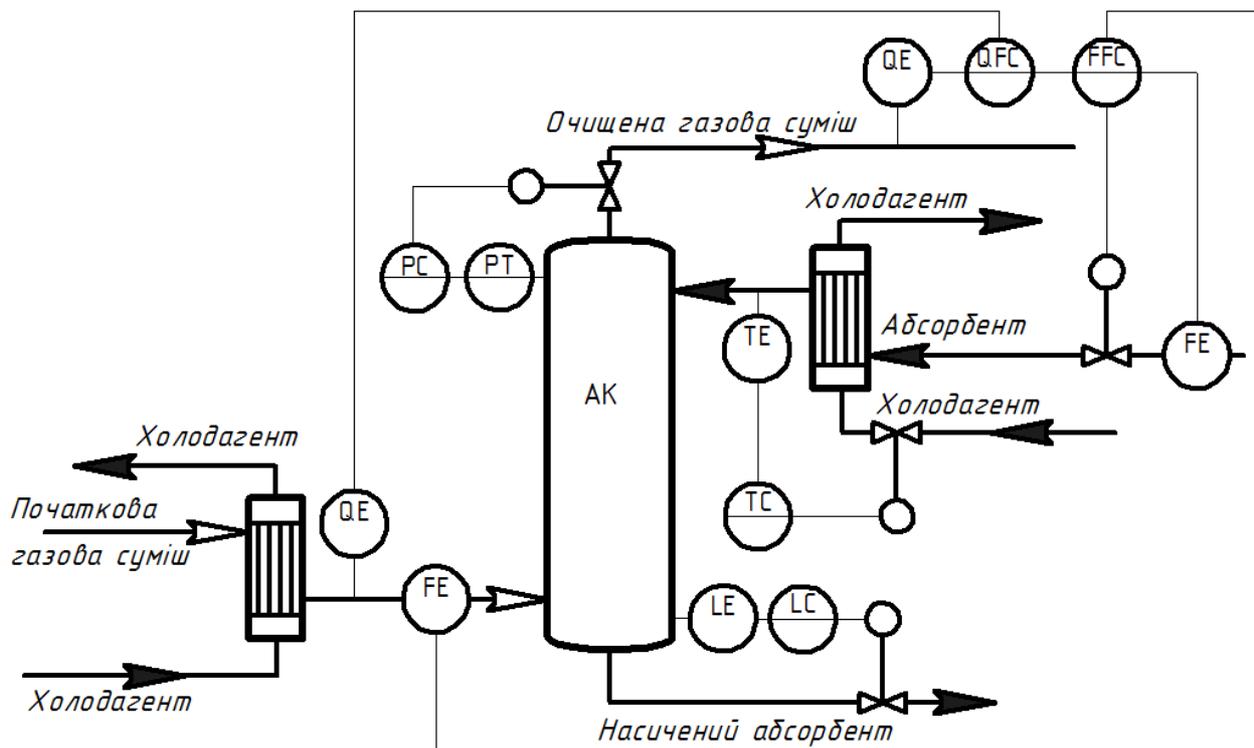


Рисунок 9.9 – Схема регулювання абсорбційною колоною за допомогою АСР співвідношення

Основним є регулятор співвідношення  $R_1$ . АСР співвідношення потоків являє собою внутрішній контур каскадно-комбінованої системи регулювання концентрацією основного компонента в абгазі. Якщо витрата  $F_2$  і концентрація  $Q_2$  можуть змінюватися в доволі вузьких межах, то достатньо замість регулювання концентрації  $Q_a$  обмежитися стабілізацією співвідношення потоків  $F_2$  і  $F_c$ .

### 9.8 Регулювання декількома послідовно встановленими абсорбційними колонами

Система автоматичного регулювання послідовно встановлених абсорберів (див. рис. 9.10) принципово не відрізняється від систем регулювання одного абсорберу. Концентрацію  $Y_k$  регулюють зміною подачі абсорбенту, що поступає в перший за ходом абсорбенту апарат. Стабілізуються рівні в кожному абсорбері, температури газової суміші та абсорбенту на вході в установку і тиск в останньому за ходом газу абсорбері. У тих випадках, коли між абсорберами встановлені проміжні холодильники для охолодження абсорбенту, необхідно передбачити регулювання температури абсорбенту перед абсорберами шляхом зміни витрати холодоносіїв.

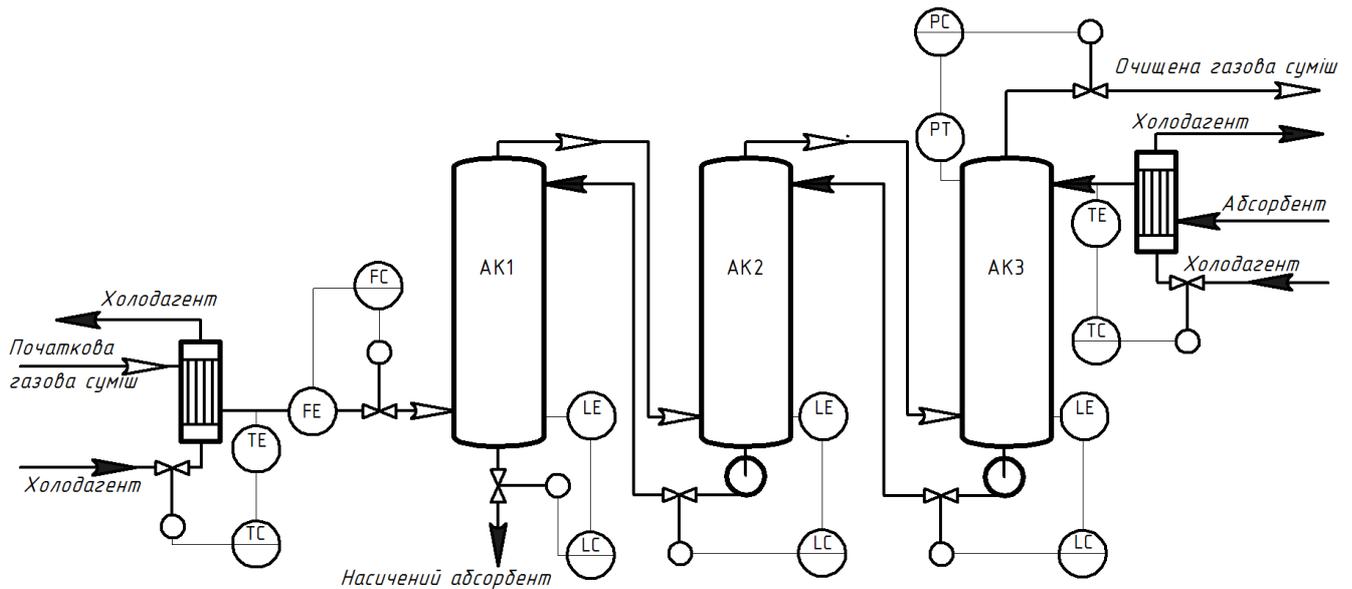


Рисунок 9.10 – Схема регулювання декількома послідовно встановленими абсорбційними колонами

### Питання за лекцією:

1. Показник ефективності процесу абсорбції є? Яка мета керування даним процесом?
2. Для досягнення мети керування процесом абсорбції, які параметри слід регулювати, які контролювати, а які параметри підлягають сигналізації?
3. Особливості регулювання концентрації в насиченому абсорбенті компоненту, що вилучається. Привести схему регулювання концентрації в насиченому абсорбенті компоненту, що вилучається.
4. Особливості регулювання складу при змінній витраті газової суміші. Привести схему регулювання складу при змінній витраті газової суміші.
5. Особливості регулювання процесу при постійній концентрації в газовій суміші компоненту, що вилучається. Привести схеми стабілізації витрат та стабілізації співвідношення витрат абсорбенту та початкової газової суміші.
6. Особливості регулювання перепаду тиску в колоні. Привести схему регулювання тиску в колоні.
7. Особливості регулювання процесу рециркуляції абсорбенту. Привести схему регулювання процесу рециркуляції абсорбенту.

8. Коли доцільно використовувати каскадно-комбінований принцип регулювання абсорбційною колоною. Привести схему Схеми каскадно-комбінованого регулювання абсорбційною колоною.

9. Особливості регулювання декількома послідовно встановленими абсорбційними колонами. Привести схему регулювання декількома послідовно встановленими абсорбційними колонами.

## ЛЕКЦІЯ 10

### АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ РЕКТИФІКАЦІЇ

*10.1 Аналіз процесу ректифікації як об'єкта керування*

*10.2 Одноконтурне регулювання ректифікаційною колоною*

*10.3 Регулювання концентрації цільового продукту в кубовій рідині*

*10.4 Регулювання концентрації в кубі колони за різницею температур кипіння свіжого розчину та еталонної рідини*

*10.5 Регулювання процесом ректифікації за допомогою регулювання співвідношень витрат*

*10.6 Перехресне регулювання температури та рівня в кубовій частині колони*

*10.7 Регулювання концентрації основної речовини в закріплюючій частині колони*

#### **10.1 Аналіз процесу ректифікації як об'єкта керування**

Багаторазове чергування процесів випарювання та конденсації з метою поділу рідинної суміші на чисті компоненти називається ректифікацією. Процес ректифікації відбувається в разі зустрічного руху рідини та пари, причому пара, піднімаючись по колоні, збагачується низькокиплячими компонентами при кожному контакті з рідиною, що стікає.

Процес ректифікації належить до основних процесів хімічної технології. Показником його ефективності є склад цільового продукту. Залежно від технологічних властивостей цільовим продуктом може бути як дистилят, так і кубовий залишок. Мета керування – підтримувати концентрацію цільового продукту на заданому рівні.

Оскільки затрати на ректифікацію є однією з найістотніших складових у собівартості продукції, задача автоматизації зводиться до задачі оптимального керування. Залежно від призначення ректифікаційної колони використовують різні критерії оптимальності:

- мінімізацію енергозатрат на одержання цільового продукту заданої концентрації при обмеженні на продуктивність цього продукту;
- максимізацію продуктивності за цільовим продуктом при обмеженні на його склад та енергозатрати.

В якості об'єкта керування при автоматизації процесу ректифікації приймемо установку для розділення бінарної суміші, яка складається з

тарілчастої ректифікаційної колони, виносного кип'ятильника, дефлегматору та теплообміннику для підігріву вихідної суміші (рис. 10.1).

Ректифікаційні колони мають ряд технологічних особливостей, які ускладнюють регулювання. По-перше, вони є об'єктами з розподіленими параметрами – склади, температури та тиски по висоті колони різні. По-друге, вони володіють великим запізненням. Так, при надходженні на об'єкт найбільш розповсюджених збурюючих впливів за складом вихідної суміші параметри верхньої та нижньої частини колони можуть почати змінюватися лише через 1–3 год.

Розглянемо можливості регулювання тиску в ректифікаційній колоні. Внаслідок градієнту тиску в колоні регулювати тиск можна тільки в одній точці, у всіх інших воно буде підтримуватися приблизно постійним. Як правило, тиск регулюється у верхній частині ректифікаційної колони.

Від тиску у верхній частині колони залежить швидкість руху парів по колоні, яка впливає на інтенсивність та економічність роботи ректифікаційної установки. Зменшення тиску може призвести до «захливання» колони (висхідний потік пари починає перешкоджати стіканню рідини по тарілках донизу), а збільшення – до зниження продуктивності установки.

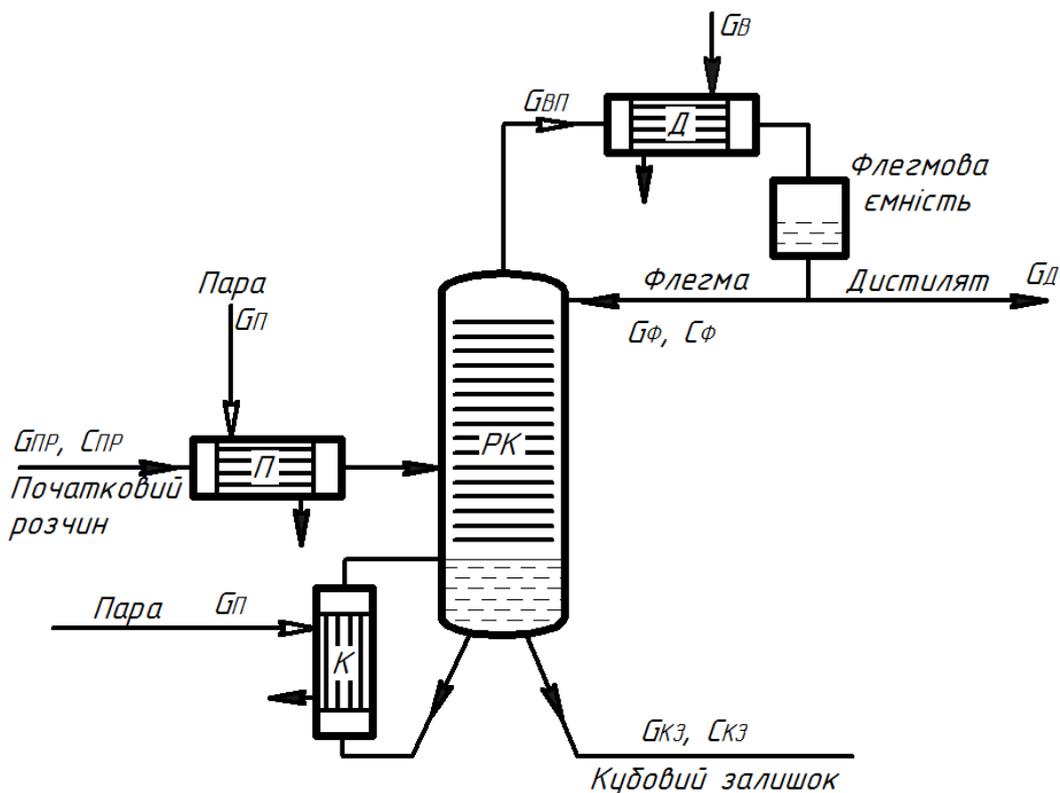


Рисунок 10.1 – Ректифікаційна установка

На практиці знаходять застосування різні способи регулювання тиску. Регулювання шляхом дроселювання потоку пара в шоломовій трубі застосовується рідко. Це визвано, зокрема, тим, що при дроселюванні пари дефлегматор працює в режимі змінних тисків, а такий режим несприятливо впливає на процес конденсації. Найбільш поширеним способом внесення регулюючих впливів є зміна витрати холодоносія (води), що подається в дефлегматор. Витрата холодоносія визначає інтенсивність конденсації пари в дефлегматорі і, отже, тиск в дефлегматорі та в ректифікаційній колоні.

Розглянемо можливості регулювання температури в ректифікаційній колоні. Температура в колоні є явно вираженим розподіленим параметром, причому її величину в різних точках неможна регулювати зміною одного і того ж параметра (наприклад, витрата теплоносія, що подається в кип'ятильник). Це пояснюється великим тепловим опором колони: температури у верхній та нижній частинах промислових колон великої висоти пов'язані між собою слабо. Зміна температури у верхній частині колони з великим запізненням відображаються на температурі в нижній частині, і навпаки. По цій причині виникає необхідність в автономному регулюванні цих температур.

Температура в нижній частині колони стабілізується шляхом зміни витрати теплоносія, що подається в кип'ятильник. Температура у верхній частині колони в значному ступені визначається витратою флегми. При зміні витрати флегми змінюється склад рідини на тарілках, а потім і її температура. Тому температура у верхній частині регулюють шляхом зміни витрати флегми.

В ректифікаційній колоні є такі тарілки, де найбільш сильно змінюється температура при зміні складів дистиляту та кубового залишку. Їх називають контрольними тарілками. Установка датчиків регуляторів температури на контрольних тарілках дозволяє, як правило, отримати чисті цільові продукти. Установка датчиків регуляторів температури на контрольних тарілках підвищує якість регулювання, оскільки чутливий елемент тут значно раніше реагує на зміну складу вихідної суміші – найбільш розповсюджений та сильно збурюючий вплив.

Велике значення для процесу ректифікації має температура початкової суміші. Якщо суміш починає поступати в колону з температурою, меншою, чим температура кипіння, вона повинна нагрітися до цієї температури парами, що йдуть з нижньої частини колони. Конденсація парів при цьому збільшується, що порушує увесь режим процесу ректифікації. Тому

температуру початкової суміші стабілізують шляхом зміни витрати теплоносія, що подається в теплообмінник.

З міркувань наладки, пуску та експлуатації процесу, підрахунку техніко-економічних показників та оперативного керування слід контролювати витрати початкової суміші, дистиляту, залишку, тепло- та холодоносіїв, склади та температури кінцевих продуктів, температури початкової суміші, тепло- та холодоносіїв, рівень в кубі колони, температури по висоті колони, тиск у верхній та нижній частині колони.

Сигналізації підлягають значні відхилення складів цільових продуктів, температури, рівня та тиску в колоні від заданих значень. При тиску в колоні вище допустимого, а також при припиненні надходженні вихідної суміші повинні спрацювати автоматичні пристрої захисту, які відмикають ректифікаційну установку. При цьому магістралі теплоносіїв, залишку та дистиляту закриваються, а магістралі холодоносіїв та флегми повністю відкриваються.

## **10.2 Одноконтурне регулювання ректифікаційною колоною**

Розглянемо можливості регулювання режимних параметрів верхньої (закріплюючої) частини ректифікаційної колони. Аналіз процесу ректифікації показує, що концентрація  $Q$  цільового продукту визначається концентрацією низькокиплячого компонента  $Q_k$ , температурою кипіння рідини  $T$  та тиском парів над рідиною  $P$ . Тиск  $P$  легко стабілізувати зміною витрати пари з колони. При цьому, як правило, регулюючий орган установлений на лінії подавання холодоносія в дефлегматор. Стабілізація тиску у верхній частині колони необхідна для підтримування не лише нормального гідродинамічного режиму колони, в її заданого складу цільового продукту. Концентрацію  $Q$  в парах верхньої частини регулюють зміною витрати флегми. При цьому регулюючий орган може бути встановлений як на лінії флегми, так і на лінії дистиляту. Якість регулювання цих параметрів залежить від складу та швидкості парів, які рухаються з нижньої (вичерпної) частини колони, тиску, температури та складу рідини в кубі колони.

Регулюючі впливи в нижній частині колони можуть чинитися зміною витрати кубового залишку та теплоносія, який подається в теплообмінник. Якщо враховувати, що витрату залишку доцільно використовувати для підтримування матеріального балансу колони, то єдиним регулюючим впливом при регулюванні температури є зміна витрати теплоносія, який надходить на кип'ятильник.

Таким чином, якщо цільовим продуктом є дистиллят, то для досягнення мети керування доцільно регулювати такі технологічні параметри: температуру свіжого розчину на вході в колону та температуру розчину в нижній частині колони шляхом впливу на витрату теплоносія відповідно підігрівника та кип'ятильника; тиск у верхній частині зміною витрати холодоносія; концентрацію цільового продукту впливом на витрату флегми, а також рівень рідини в кубі та флегмовій ємності. Схему регулювання процесом ректифікації за допомогою одноконтурної АСР показано на рис. 10.2.

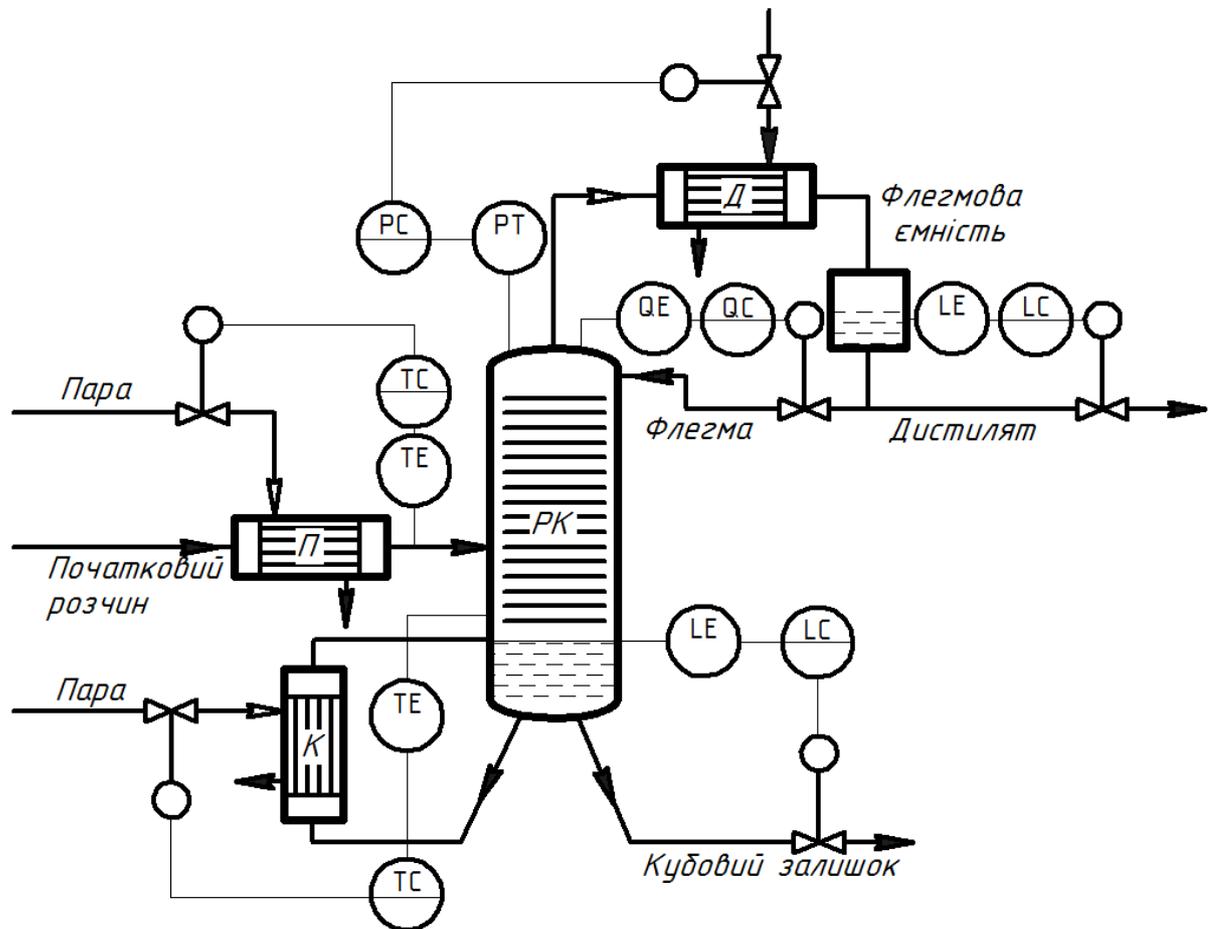


Рисунок 10.2 – Схема одноконтурного регулювання ректифікаційною колоною

Незважаючи на простоту одноконтурне регулювання має також недоліки. Так, стабілізація витрати гріючої пари без урахування реальних обставин в системі звичайно призводить до перевитрати пари, оскільки регулятору  $R_1$  встановлюється дещо вище завдання з урахуванням можливих коливань ентальпії гріючої пари, переохолодження флегми та інших впливів.

Відсутність компенсуючих впливів за збуреннями з боку живлення призводить до великих динамічних похибок регулювання складом продуктів, оскільки регулятор  $R_2$  одержить сигнал про відхилення регульованої координати лише після того, як зміниться склад рідини по всій колоні.

Для поліпшення якості регулювання процесом ректифікації використовують багатоконтурні АСР, допоміжними координатами яких є збурюючі фактори.

### 10.3 Регулювання концентрації цільового продукту в кубовій рідині

Якщо показником ефективності є концентрація у кубовій рідині  $Q_k$ , то особливу увагу приділяють зменшенню збурюючих впливів з боку витрати теплоносія  $F_T$  та свіжого розчину  $F_p$ . На рис. 10.3 показано схему триконтурної каскадної АСР стабілізацією концентрації.

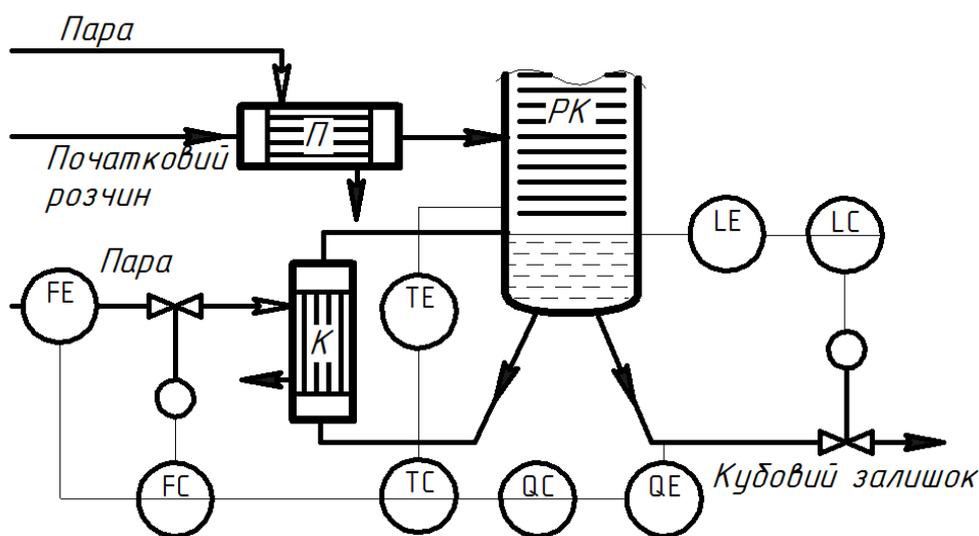


Рисунок 10.3 – Схема триконтурного каскадного регулювання концентрації в кубі колони

Допоміжними координатами є температура в кубовій частині колони та витрата теплоносія, що надходить на кип'ятильник.

### 10.4 Регулювання концентрації в кубі колони за різницею температур кипіння свіжого розчину та еталонної рідини

При розділенні багатокомпонентних сумішей часто використовують принцип регулювання за різницею температур кипіння свіжого розчину та

еталонної рідини кубового залишку заданого складу. Останній конденсується в спеціальній камері конденсації, в якій розміщується датчик температури. Другий датчик температури вимірює температуру кипіння рідини в колоні. Датчики температури з'єднані диференційно, а різниця їх подається на регулятор ТС (рис.10.4). Допоміжною координатою може бути витрата теплоносія.

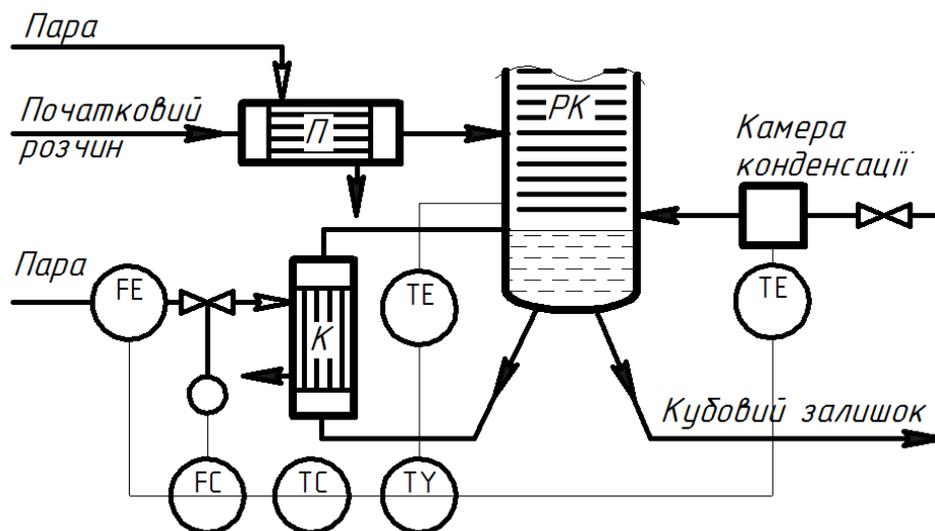


Рисунок 10.4 – Схема регулювання складом цільового компонента за різницею температури кубового залишку та еталонної рідини

### 10.5 Регулювання процесом ректифікації за допомогою регулювання співвідношень витрат

Якщо сильним збурюючим параметром є витрата теплоносія та початкового розчину, то доцільно використовувати АСР співвідношення цих потоків (рис. 10.5). При цьому можна використовувати корекцію за концентрацією цільової концентрації в кубовій рідині. У цьому разі АСР співвідношення є внутрішнім контуром каскадної системи регулювання концентрацією  $Q_k$ .

Часто при сильному збурюючому впливі концентрації свіжого розчину  $Q_p$  використовують АСР співвідношення потоків свіжого розчину та флегми. Для поліпшення процесу регулювання вводиться компенсація за концентрацією  $Q_p$  (рис. 10.6).

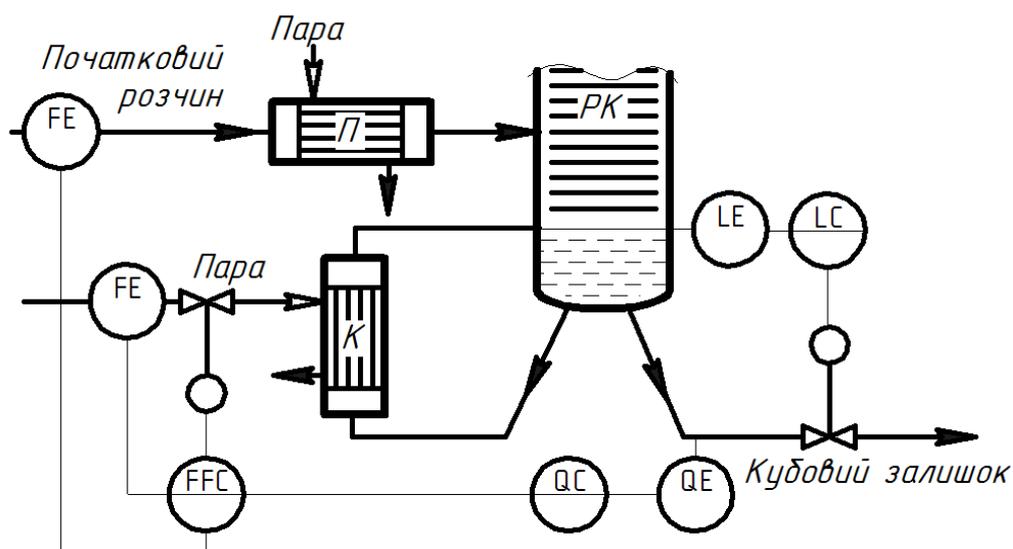


Рисунок 10.5 – Схема регулювання співвідношення витрати свіжого розчину та теплоносія

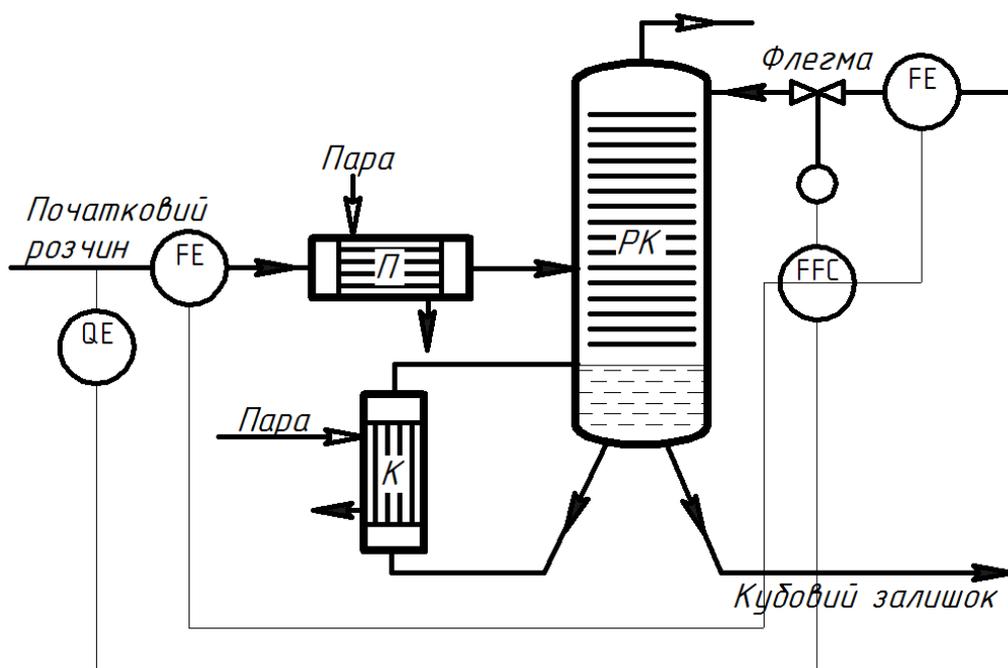


Рисунок 10.6 – Схема регулювання співвідношення витрати свіжого розчину та флегми

## 10.6 Перехресне регулювання температури та рівня в кубовій частині колони

Такий принцип регулювання використовують тоді, коли підлягають розділенню висококонцентровані рідини, причому температура кипіння кубової рідини достатньо близька до дистилляту.

Принцип регулювання ґрунтується на тому, що рівень кубової рідини змінюється залежно від температури в нижній частині колони. Причому рівень кубової рідини стабілізується зміною витрати теплоносія, який надходить на кип'ятильник К, а температура - зміною витрати кубової рідини (рис. 10.7).

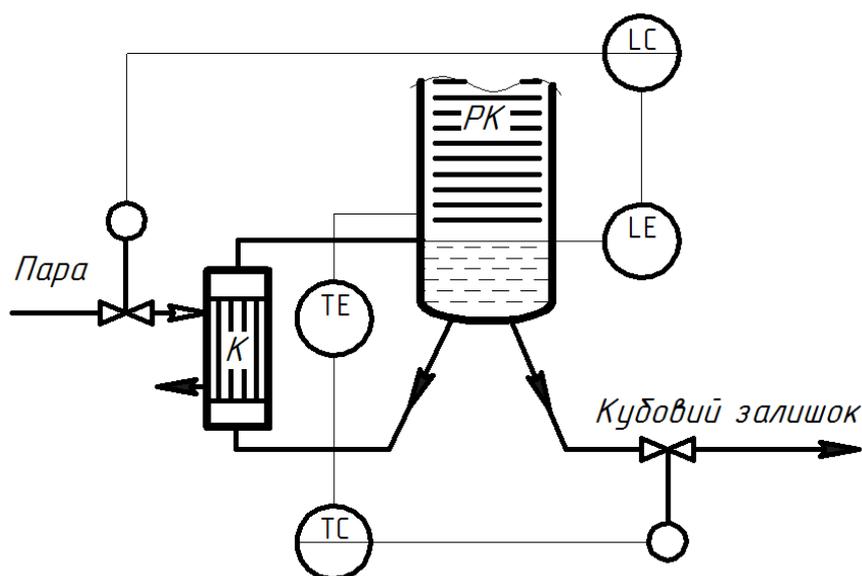


Рисунок 10.7 – Схема перехресного регулювання температури та рівня

## 10.7 Регулювання концентрації основної речовини в закріплюючій частині колони

Для більшості ректифікаційних колон цільовим компонентом є пара у верхній частині колони. Тому до неї приділяється особлива увага за стабілізацією концентрації, температури та тиску. Як правило, концентрацію регулюють зміною витрати флегми, яка надходить на зрошення. Якщо немає можливості безпосередньо вимірювати концентрацію основного продукту, то регулювання виконують посередньо за температурою парів у верхній частині колони. Одним із таких методів

є метод регулювання складу за різницею температури на різних тарілках (рис. 10.8).

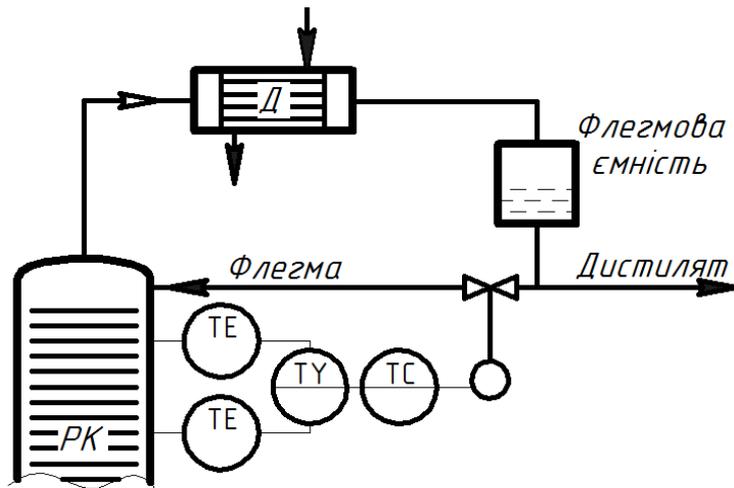


Рисунок 10.8 – Схема регулювання складу за різницею температури на тарілках

Для поліпшення якості регулювання, особливо при сильних збуреннях з боку витрати флегми та температури парів, які піднімаються з вичерпної колони, часто використовують багатоконтурні АСР. Якщо є можливість безпосередньо вимірювати концентрацію цільового компонента, то при чутливому збуренні за витратою флегми використовують каскадний принцип регулювання, при якому допоміжною координатою є ця витрата (рис. 10.9).

При особливих вимогах, які висуваються до концентрації дистилляту, можна використовувати триконтурну каскадну АСР (рис. 10.10) з якої видно, що коректуючий контур виконаний за концентрацією цільового компонента в дистилляті.

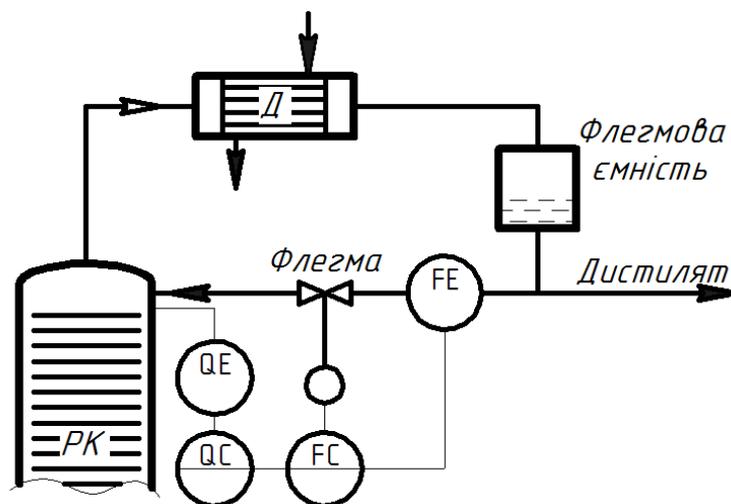
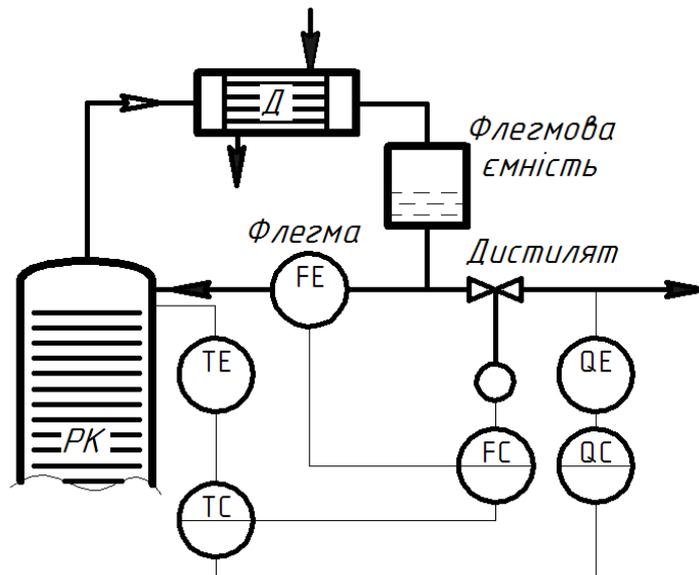


Рисунок 10.9 – Схема каскадного регулювання складом у верхній частині колони



3

Рисунок 10.10 – Схема триконтурного каскадного регулювання складом дистиляту

### 10.8 Регулювання тиску в колоні

Залежно від величини гідравлічного опору за висотою колони тиск можна стабілізувати як у верхній, так і в нижній її частинах. Типовий метод регулювання тиску зміною витрати холодоносія, що подається на дефлегматор, пов'язаний із великим запізненням. Тому в ректифікаційних колонах тиск у її закріплюючій частині стабілізується іншими методами:

- зміною витрати інертних газів із флегмової ємності;
- байпасуванням потоку пари;
- зміною витрати пари холодоагента після дефлегматора;
- паровим ежектором.

Перший метод використовують тоді, коли пара основного компонента містить інертну складову, яка не конденсується в дефлегматорі. Роль сепаратора відіграє флегмова ємність (рис. 10.11). Вона забезпечує запас флегми, необхідний для стабілізації концентрації дистиляту при значних збуреннях. Для підтримування матеріального балансу в цьому збірнику необхідно регулювати рівень флегми зміною витрати дистиляту.

Поліпшити якість регулювання тиску можна за допомогою двох виконавчих механізмів, один з яких установлюється в лінії виходу інертних газів  $F_i$ , а інший - у лінії подачі холодоагента  $F_x$ .

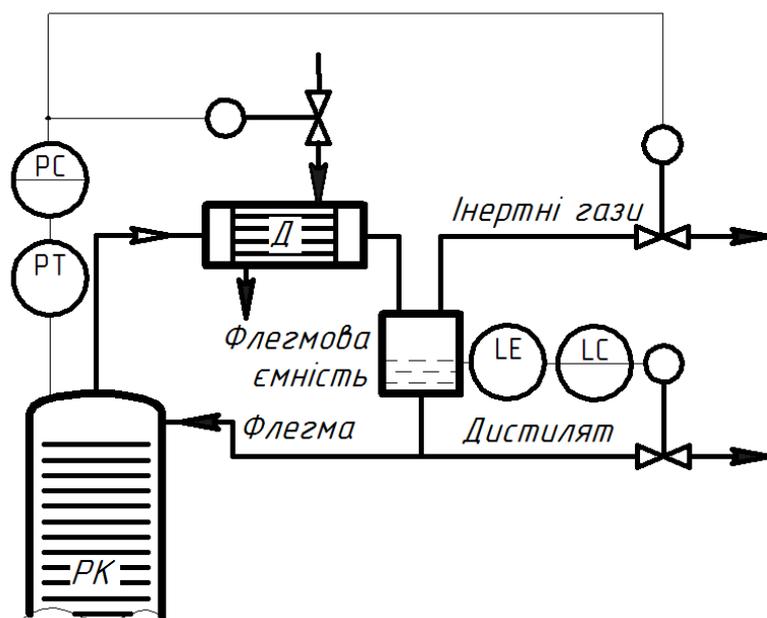


Рисунок 10.11 – Схема регулювання тиску зміною витрати інертних газів

При використанні методу байпасування частину пари з колони пропускають через дефлегматор у збірник флегми, де вона конденсується (рис. 10.12). Якщо запізнення в системі регулювання необхідно звести до мінімального рівня, то дроселюють пару, яка виходить із колони.

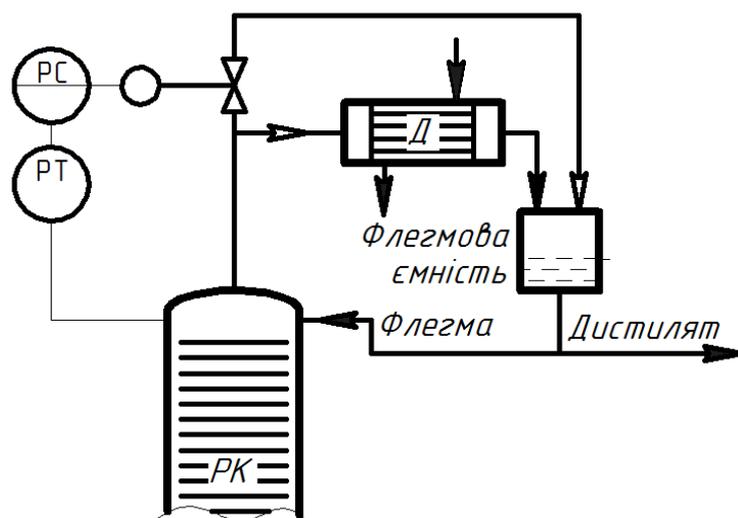


Рисунок 10.12 – Схема регулювання тиску методом байпасування

У разі значного гідравлічного опору колони стабілізація тиску у верхній її частині не забезпечує сталості тиску в нижній. Якщо в колоні розганяється суміш, склад якої чутливіший до зміни тиску, ніж до зміни

температури, то стабілізують тиск не лише у верхній, а й у нижній її частині. У цьому разі тиск у кубовій частині колони регулюється, як правило, зміною витрати теплоносія, що надходить на кип'ятильник (рис. 10.13).

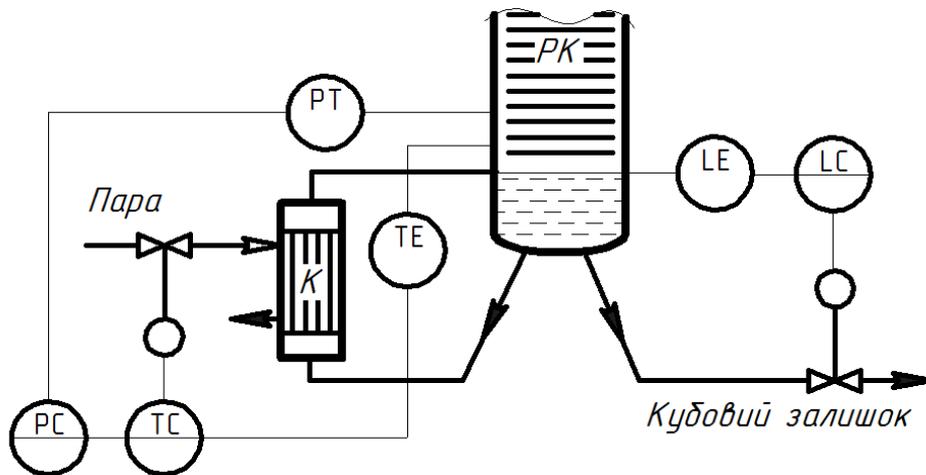


Рисунок 10.13 – Схема каскадної системи регулювання тиску в кубі колони

Часто використовують каскадний принцип регулювання. При цьому допоміжною координатою може бути температура кипіння кубової рідини.

### Питання за лекцією:

1. Показник ефективності процесу ректифікації є? Яка мета керування процесом ректифікації?
2. Навести ряд технологічних особливостей ректифікаційної колони, які ускладнюють регулювання.
3. Особливості регулювання тиску в ректифікаційній колоні.
4. Особливості регулювання температури в ректифікаційній колоні.
5. Які параметри в процесі ректифікації слід контролювати, а які параметри підлягають сигналізації?
6. Особливості одноконтурного регулювання ректифікаційною колоною. Привести схему одноконтурного регулювання ректифікаційною колоною.
7. Особливості регулювання концентрації цільового продукту в кубовій рідині. Привести схему триконтурного каскадного регулювання концентрації в кубі колони.

8. Особливості регулювання концентрації в кубі колони за різницею температур кипіння свіжого розчину та еталонної рідини. Привести схему регулювання складом цільового компонента за різницею температури кубового залишку та еталонної рідини.

9. Особливості регулювання процесом ректифікації за допомогою регулювання співвідношень витрат. Привести схему регулювання співвідношення витрати свіжого розчину та теплоносія та схему регулювання співвідношення витрати свіжого розчину та флегми.

10. Особливості перехресного регулювання температури та рівня в кубовій частині колони. Привести схему перехресного регулювання температури та рівня.

11. Коли доцільно використовувати метод регулювання складу за різницею температури на різних тарілках? Привести схему регулювання складу за різницею температури на тарілках.

12. Коли доцільно використовувати каскадний принцип регулювання складом у верхній частині колони? Привести схему каскадного регулювання складом у верхній частині колони.

13. Коли доцільно використовувати триконтурне каскадне регулювання складом дистиляту? Привести схему триконтурного каскадного регулювання складом дистиляту.

14. Якими методами в ректифікаційній колоні стабілізується тиск у її закріплюючій частині?

## СПИСОК ДЖЕРЕЛ ІНФОРМАЦІЇ

1 Гончаренко, Б. М. Автоматизація виробничих процесів харчових технологій : підручник / Б. М. Гончаренко, А. П. Ладанюк. – К. : НУХТ, 2014. – 530 с.

2 Автоматизація виробничих процесів: підручник для студ. ВТНЗ / Б. М. Гончаренко, С. І. Осадчий, Л. Г. Віхрова, В. М. Каліч, О. К. Дідик. – Кіровоград : Лисенко В.Ф., 2016. – 352 с.

3 Автоматизація технологічних процесів і виробництв : текст лекцій для студ. спец. 151 "Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології" / уклад.: А. О. Бобух [та ін.] ; Нац. техн. ун-т "Харків. політехн. ін-т". – Харків : НТУ "ХП", 2019. – 94 с.

4 Автоматизація технологічних процесів і виробництв харчової промисловості: підручник / Ладанюк АП, Трегуб ВГ, Ельперін ІВ, Цюцюра ВД. – К.: Аграрна освіта, 2001. – 224 с.

5 Ельперін І. В. Автоматизація виробничих процесів: підручник / І. В. Ельперін, О. М. Пупена, В. М. Сідлецький, С. М. Швед. – Київ : Видавництво Ліра, 2016. – 378 с.

6 Кожухар В. Я. Автоматизовані системи керування хіміко-технологічними процесами: навчальний посібник /В.Я. Кожухар, В.В. Брем, О.В. Макаров. – Одеса: ОП, 2021. – 223 с.

7 Комп'ютерне моделювання процесів та систем : навч.-метод. посібник / І. Л. Красніков [та ін.]; Нац. техн. ун-т "Харків. політехн. ін-т". – Харків : Мірошніченко Олег Анатолійович, 2023. – 108 с.

8 Основи проєктування систем автоматизації в прикладах і задачах: навч.-метод. посіб. з дисципліни «Основи проєктування систем автоматизації» для студентів спеціальності 174 – Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології та робототехніка. / уклад.: О.М. Дзевочко, М.О. Подустов, А.К. Бабіченко, А.М. Переверзева. – Харків: НТУ «ХП», 2023. – 143 с.

Навчальне видання

**АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ  
ПРОЦЕСІВ І ВИРОБНИЦТВ**

**Текст лекцій  
з дисципліни «Автоматизація технологічних  
процесів і виробництв» для студентів спеціальності  
174 – Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології  
та робототехніка**

Укладачі: ПЕРЕВЕРЗЄВА Алевтина Миколаївна  
ДЗЕВОЧКО Олександр Михайлович  
КРАСНІКОВ Ігор Леонідович  
ДЗЕВОЧКО Альона Ігорівна

Відповідальний за випуск Дзевочко О.М.

Роботу до видання рекомендувала доцент Крилова В.

В авторській редакції

План 2024 р. поз. 73