

Міністерство освіти і науки України
ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ "ОДЕСЬКА ПОЛІТЕХНІКА"

АВТОМАТИЗОВАНІ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ
ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИМИ ПРОЦЕСАМИ

Навчальний посібник

Затверджено на засіданні кафедри ТНРЕ
Протокол № 11, від 24.05.2021 р.

Одеса: ОП, 2021

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.

Автори: Кожухар В.Я., д.т.н., професор,
Брем В.В., к.х.н., доцент
Макаров О.В., ст. викладач

В.Я. Кожухар, В.В. Брем, О.В. Макаров. Автоматизовані системи керування хіміко-технологічними процесами : навчальний посібник. В навчальному посібнику розглянуто загальні питання автоматизації хіміко-технологічних процесів. Описано характерні об'єкти хімічної технології та основні методи керування ними. Розглянуто питання теорії розрахунку і проектування АСУТП. Розглянуто приклади автоматизації основних хіміко-технологічних процесів і деяких виробництв. Навчальний посібник призначено для здобувачів усіх форм навчання за спеціальністю 161 – Хімічні технології та інженерія.

ЗМІСТ

ВСТУП. ОСНОВНІ ПОНЯТТЯ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСАМИ	3
1 АВТОМАТИЧНІ СИСТЕМИ УПРАВЛІННЯ ХІМІЧНИМИ ВИРОБНИЦТВАМИ	7
1.1 Основні види автоматичних систем регулювання	7
1.2 Статика і динаміка систем	19
1.3 Тимчасові характеристики систем	25
1.4 Структурні схеми систем і їх типові динамічні ланки	29
1.5 Передаточні функції систем	32
1.6 Властивості об'єктів і їхні перехідні процеси	38
1.7 Складання математичного опису об'єкта	55
2 ВІМІРЮВАЛЬНІ ПЕРЕТВОРЮВАЧІ, РЕГУЛЯТОРИ, ВИКОНАВЧІ ПРИСТРОЇ АВТОМАТИЧНИХ СИСТЕМ РЕГУЛЮВАННЯ	58
2.1 Загальна характеристика приладів	58
2.2 Вимірювальні перетворювачі і прилади	59
2.3 Автоматичні регулятори	79
2.4 Виконавчі пристрої	98
2.5 Розрахунок виконавчих пристроїв	101
3 АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ	105
3.1 Автоматизація гідромеханічних процесів	105
3.1.1 Переміщення рідин і газів	105
3.1.2 Змішання рідин	114
3.1.3 Відстоювання рідких систем	116
3.1.4 Центрифугування рідких систем	120
3.1.5 Фільтрування рідких систем	123

3.1.6 Фільтрування газових систем.....	125
3.1.7 Мокре очищення газів.....	126
3.1.8 Електричне очищення газів.....	128
3.2 Автоматизація теплових процесів.....	131
3.2.1 Нагрівання й охолодження рідин.....	131
3.2.2 Штучне охолодження.....	139
3.2.3 Випарювання.....	143
3.2.4 Кристалізація.....	148
3.3 Автоматизація масообмінних процесів.....	150
3.3.1 Ректифікація.....	150
3.3.2 Абсорбція.....	166
3.3.3 Адсорбція.....	174
3.3.4 Сушіння.....	177
3.4 Автоматизація механічних процесів.....	190
3.4.1 Переміщення твердих матеріалів.....	190
3.4.2 Дозування твердих матеріалів.....	192
3.4.3 Здрібнювання твердих матеріалів.....	199
4 РОЗРОБКА ФУНКЦІОНАЛЬНОЇ СХЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ	
ВИРОБНИЦТВА	203
4.1 Загальні принципи розробки схеми автоматизації.....	203
4.2 Обсяг автоматизації виробництва.....	205
4.3 Умовні позначення приладів і засобів автоматизації на схемах.....	206
4.4 Виконання схеми автоматизації.....	209
4.5 Пояснювальна записка до схеми автоматизації.....	210
ДОДАТКИ	213
СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ	222
КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ	223

ВСТУП. ОСНОВНІ ПОНЯТТЯ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСАМИ

У хімічній промисловості комплексній механізації й 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 механізацією 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-екскаватори. 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 карбїду кальцію температура в електричних печах дорівнює 3000 °С; процес випалу сірчаного колчедану в киплячому шарі продовжується кілька секунд. 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, зниження капітальних витрат на будівництво будівель (виробництво організується під відкритим небом), подовження термінів міжремонтного пробігу устаткування.

Проведення деяких сучасних технологічних процесів можливо тільки за умови їхньої повної автоматизації (наприклад, процеси, що здійснюються на атомних установках і в парових казанах високого тиску, процеси дегідрування й ін.). При ручному керуванні такими процесами найменше втручання людини і несвоєчасний вплив її на процес можуть привести до серйозних наслідків.

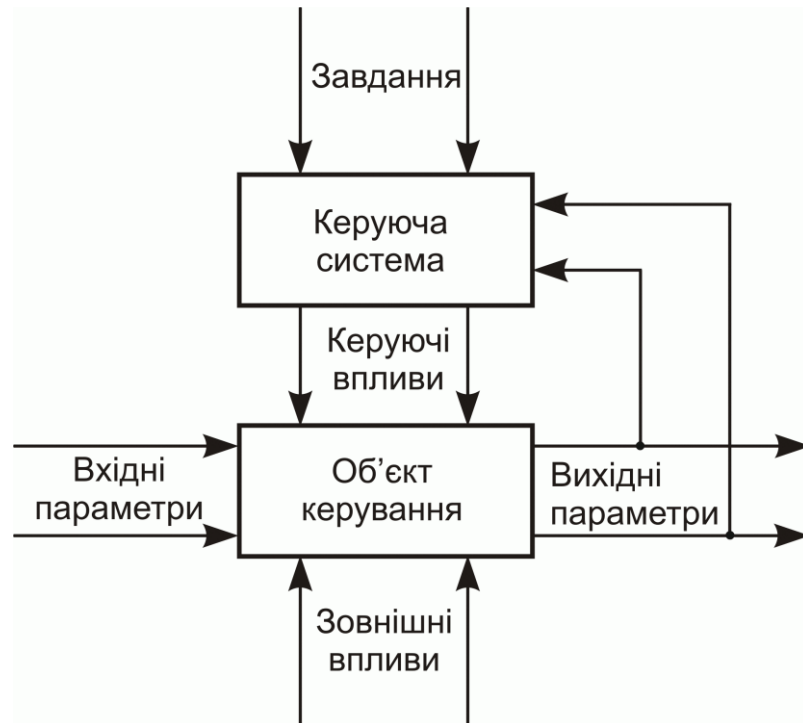
Упровадження спеціальних автоматичних пристроїв сприяє безаварійній роботі устаткування, виключає випадки травматизму, попереджає забруднення атмосферного повітря і водою промисловими відходами.

Комплексна автоматизація процесів (апаратів) хімічної технології припускає не тільки автоматичне забезпечення нормального ходу цих процесів з використанням різних автоматичних пристроїв (контролю, регулювання, сигналізації й інше), але й автоматичне керування пуском і зупинкою апаратів для ремонтних робіт і в критичних ситуаціях.

В автоматизованому виробництві персонал переключається на творчу роботу – аналіз результатів керування, складання завдань і програм для автоматичних приладів, налагодження складних автоматичних пристроїв і т. д. Для обслуговування агрегатів, оснащених складними системами автоматизації,

вимагаються фахівці з високим рівнем знань. З підвищенням кваліфікації і культурного рівня робітників стирається грань між фізичною і розумовою працею.

Під *керуванням* розуміють дії спрямовані на підтримку або поліпшення функціональних властивостей об'єкта.



До об'єкту керування надходять збурюючі впливи, що приводять до відхилення вихідних параметрів об'єкта. Інформація про відхилення вихідних параметрів за допомогою устроїв контролю передається в керуючу систему, де відбувається порівняння її з відповідним завданням. За розміром відхилення (як за знаком, так і за абсолютним розміром) у керуючій системі виробляється по визначеному закону вплив, що призводить об'єкт керування до нормального технологічного режиму.

Об'єктом керування називається динамічна система характеристик, що змінюється під впливом керуючих і впливів, що збурюють

Об'єкти керування підрозділяються на:

- а) механізми, машини й апарати, в яких протікає технологічний процес;
- б) виробництво;
- в) підприємство;
- г) галузь;
- д) народне господарство країни.

Основна задача курсу – розгляд питань автоматизації окремих технологічних процесів, як-то:

1. Гідромеханічний клас – переміщення рідин і газів, поділ неоднорідних газів, перемішування, очищення газів.
2. Теплові – нагрівання, охолодження, випарювання, кристалізація, штучне охолодження.

3. Механічні – здрібнювання, роздрібнення, дозування, сортування, переміщення.

4. Масообмінні – сушіння, ректифікація, абсорбція, адсорбція, екстракція.

5. Хімічні – окислювання, синтез, гідратація, дегідратація, крекінг.

Для процесів одного типу, що протікають в апараті найбільше поширеної конструкції, може бути розроблене рішення з автоматизації цього процесу. Це рішення може бути прийнятне для усіх видів процесів, і таке рішення будемо називати типовим рішенням автоматизації.

Всі технологічні процеси відрізняються великою кількістю різноманітних параметрів, що можуть бути об'єднані в три великі основні групи:

1. Вхідні параметри – характеризують матеріальні й енергетичні потоки на вході в апарат.

2. Режимні (внутрішні) параметри – дають умови протікання процесу у середині апарата.

У деяких об'єктах керування режимні параметри неоднакові по всій довжині апарата. Наприклад: ректифікаційна колона – тиск і склад змінюється з її висотою. Іноді такі параметри називають розосередженими або розподіленими. Прикладом зосереджених параметрів є ресивер (апарат для згладжування пульсацій тисків повітря) – розмір тиску в будь-якій точці апарата практично однаковий, тобто $P = \text{const}$. Автоматизувати процеси з зосередженими параметрами набагато простіше і легше.

3. Вихідні параметри – характеризують матеріальні й енергетичні потоки на виході з апарата.

Сукупність усіх цих параметрів називають технологічними параметрами, а сукупність параметрів, що забезпечують нормальне функціонування систем, називають нормальним технологічним режимом.

На реальні об'єкти діють збурюючі впливи, важко передбачені в часі. Вони підрозділяються на:

Зовнішні впливи, які обурюють об'єкт і проникають в нього ззовні через вхідні параметри, деякі вихідні параметри, а також за рахунок параметрів навколишнього середовища.

Внутрішні впливи, які обурюють об'єкт і виникають усередині апарата і можуть бути передбачені (знос каталізатора, перерозподіл насадки і т. д.). Внутрішні впливи менше, ніж зовнішні, впливають на проведення процесу.

Керуюча система – це сукупність персоналу й автоматичних устроїв, що пов'язані між собою загальною задачею керування.

За функціональним принципом автоматичні пристрої підрозділяються на:

1. *Пристрої контролю* (контрольно-вимірювальні прилади – КВП) – служать для одержання інформації про стан об'єкта. До них відносяться термометри, манометри, газоаналізатори, витратоміри, рівнеміри, рН-метри й інші прилади визначення якості продукту. КВП встановлюються на апаратах, у безпосередній близькості від нього (місцевий контроль) або на центральних пультах керування (дистанційний контроль).

2. *Пристрої регулювання* – призначені для підтримки сталості параметрів технологічного режиму (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 (ВППР) за допомогою зміни положення їхнього регулюючого органа (РО).

3. *Пристрої програмного керування* – призначені для керування процесом шляхом вмикання або вимикання різноманітних механізмів по заздалегідь заданій програмі, яка є функцією часу. Ці пристрої застосовуються в основному для періодичних процесів.

4. *Пристрої сигналізації* – призначені для оповіщення персоналу світловими і звуковими сигналами про настання в об'єкті тих або інших подій. Розрізняють два види сигналізації:

4.1. Технологічна сигналізація, яка в свою чергу буває двох підвидів:

а) попереджувальна сигналізація – оповіщає персонал (оператора) про відхилення у системі, і оператор має можливість прийняти міри з його усунення.

б) аварійна сигналізація – оповіщає персонал (оператора) про відхилення вище допустимого рівня. Вона подається світловими і звуковими сигналами, і через деякий час спрацьовують автоматичні пристрої захисту.

4.2. Сигналізація положення – оповіщає персонал (оператора) про положення регулюючих органів. На пульт управління поступає інформація виконавчих пристроїв промислових регуляторів (ВППР) про зміну положення їхнього регулюючого органа (РО).

5. *Пристрої блокування* – призначені для запобігання неправильної послідовності включення або виключення апаратів. Пристрій розрахований на “дурня”, якщо той натиснув не ту кнопку, то система не спрацює.

6. *Пристрої автоматичного захисту* – призначені для запобігання аварії керуючої системи і виконуються у вигляді механічних, електричних або пневматичних пристроїв.

7. *Обчислювальна техніка* – виконує функції вищевказаних пристроїв і крім цього здійснює розрахунок техніко-економічних показників, оптимального режиму процесу з автоматичною корекцією або видає рекомендації персоналу в режимі “рада оператора”.

1 АВТОМАТИЧНІ СИСТЕМИ УПРАВЛІННЯ ХІМІЧНИМИ ВИРОБНИЦТВАМИ

1.1 Основні види автоматичних систем регулювання

Процеси хімічної технології (при розгляді їх з точки зору задач управління) звичайно подають у вигляді динамічних систем, поведінка котрих

у часі визначається поточними значеннями ряду характерних величин – витрати речовин, що протікають через апарати, їхньої температури, тиску, концентрації та ін. При нормальному протіканні процесу ці величини мають певні, так звані номінальні значення.

В силу ряду зовнішніх причин (зміна складу і витрати сировини, параметрів тепло- і холодоагентів і ін.) або явищ, що протікають у самому апараті (зміна гідродинамічної обстановки в апараті, умов передачі тепла через поверхні, активності каталізатора та ін.), зазначені величини можуть відхилятися від номінальних значень. Це призведе до порушення процесу, зниження кількості і якості одержуваної продукції, інтенсивного зносу устаткування. Щоб процес протікав нормально, ним потрібно керувати.

Керування – це цілеспрямований вплив на об'єкт, що забезпечує його оптимальне (в певному змісті) функціонування і кількісно оцінюється величиною критерію (показника) якості. Критерії можуть мати технологічну чи економічну природу (продуктивність технологічної установки, собівартість продукції чи т. п.).

Розрізняють величини вхідні X_p, Z_v і вихідні Y_T . Під вхідними величинами об'єктів хімічної технології розуміють зміну витрати речовини, його складу, кількості теплоти, що подається і т. п. До вихідних величин відносяться температура речовини, її рівень в апараті, тиск, концентрація, вологість і ін. Стан об'єкту в кожен момент часу визначається значеннями вихідних величин Y_T . Для нормального функціонування об'єкту вони повинні підтримуватися на певному заздалегідь заданому значенні u_z чи змінюватися по визначеній програмі.

Під час роботи вихідні величини відхиляються від заданих значень під дією збурювань Z_v і з'являється неузгодженість між поточними Y_T і заданими u_z значеннями вихідних величин об'єкту. Якщо при наявності збурювань Z_v об'єкт самостійно забезпечує нормальне функціонування, тобто самостійно усуває виникаючі неузгодженості $Y_T - u_z$, то він не має потреби в керуванні. Якщо ж об'єкт не забезпечує виконання умов нормальної роботи, то для нейтралізації впливу збурювань на нього накладають керуючий вплив X_p , змінюючи за допомогою виконавчого пристрою матеріальні чи теплові потоки об'єкту. Таким чином, у процесі керування на об'єкт наносяться впливи, що компенсують збурювання і забезпечують підтримку нормального режиму його роботи.

Керування може бути ручним чи автоматичним. При ручному керуванні вплив на хіміко-технологічний об'єкт через виконавчий пристрій здійснює людина (оператор), що спостерігає за ходом процесу (рис.1.1, а). Оператор стежить за відхиленням режиму роботи об'єкту від необхідного і, у залежності від цього відхилення, впливає на виконавчий пристрій таким чином, щоб процес задовольняв заданим умовам. При автоматичному керуванні (див. рис. 1.1, б) вплив на об'єкт здійснюється спеціальним автоматичним пристроєм у замкнутому контурі; таке з'єднання елементів утворює *автоматичну*

систему керування. В окремих випадках керування є регулюванням.

Регулюванням називають підтримку вихідних величин об'єкту поблизу необхідних постійних чи змінних значень з метою забезпечення нормального режиму його роботи за допомогою подачі на об'єкт керуючих впливів.

Автоматичний пристрій, що забезпечує підтримку вихідних величин об'єкту поблизу необхідних значень, називають *автоматичним регулятором*.

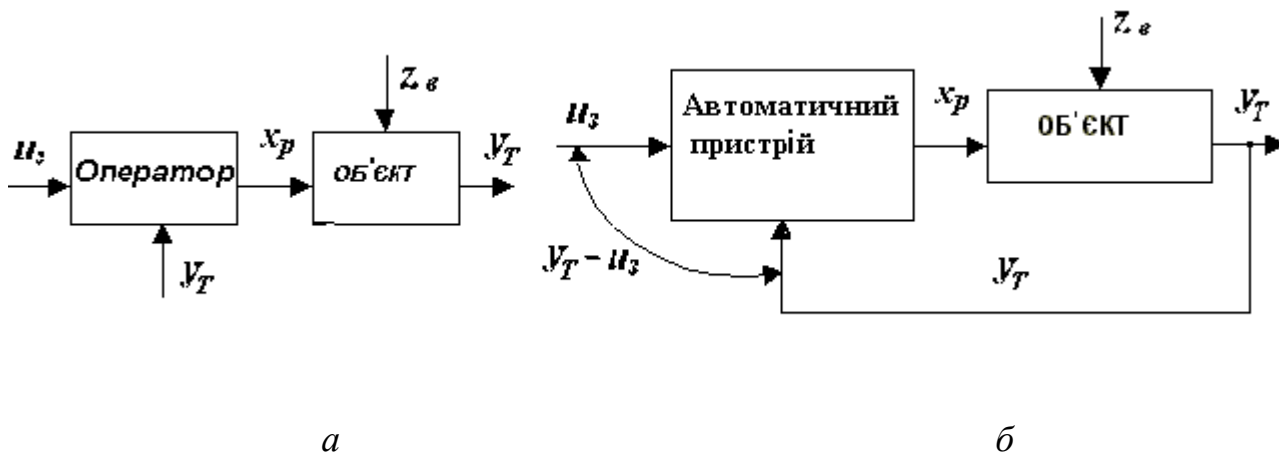


Рис. 1.1. Принципові схеми ручного (а) і автоматичного (б) керування

Зазвичай при дослідженні систем під входними, вихідними і проміжними величинами розуміють не їхні абсолютні значення, а відносні збільшення, що являють собою відношення збільшень відповідних технологічних величин до їх базисних значень. Під базисними розуміють величини, що знаходяться в рівноважному стані при заданому значенні регульованої величини. Використані далі значення входних, вихідних і проміжних величин автоматичних систем регулювання, об'єктів регулювання й автоматичних регуляторів для найбільш розповсюдженого випадку, коли $u_3 = \text{const}$ і $y_0 = u_3$, приведені в табл. 1.1.

Таблиця 1.1 – Позначення величин автоматичних систем регулювання, об'єктів регулювання й автоматичних регуляторів

Найменування входних, вихідних і проміжних величин	Позначення величин		
	До перехідного процесу*	у перехідному процесі*	після перехідного процесу*
Поточне абсолютне значення регульованої величини	y_0	y_T	$x_P \infty$

Те ж, відносно	—	$y = \frac{y_T - y_0}{y_0}$	$x = \frac{x_{p\infty} - x_0}{x_0}$
Задане абсолютне значення регульованої величини	$u_3 = y_0$		
Те ж, відносно	$u = \frac{u_3 - y_0}{y_0} = 0$		
Відхилення регульованої величини	—	$\Delta y_T = y_T - y_0$	$y_{T\infty}$
Те ж, відносно	—	$\Delta y_T = \frac{y_T - y_0}{y_0}$	$y_{\infty} = \frac{y_{T\infty} - y_0}{y_0}$
Абсолютне значення регулюючого впливу	x_0	x_p	$\Delta y_{T\infty} = y_{T\infty} - y_0$
Те ж, відносно	—	$x = \frac{x_p - x_0}{x_0}$	$\Delta y_{\infty} = \frac{y_{T\infty} - y_0}{y_0}$
Абсолютне значення збурюючого впливу	z_0	z_B	$z_{B\infty}$
Те ж, відносно	—	$\Delta z = \frac{z_B - z_0}{z_0}$	$\Delta z_{\infty} = \frac{z_{B\infty} - z_0}{z_0}$
* Поняття “перехідний процес” розглядається в наступному розділі			

Для забезпечення нормальної роботи різних за призначенням і конструкцією апаратів і установок хімічної промисловості необхідно регулювати технологічні величини: температури, тиск, витрати, рівні, концентрації й ін.

Автоматичні системи регулювання (АСР), використовувані для цієї мети, класифікують по декількох характерних ознаках.

За принципом регулювання АСР поділяють на діючі за відхиленням, за збурюванням і за комбінованим принципом.

За відхиленням. У системах, що працюють за відхиленням регульованої величини від заданого значення (рис. 1.2, а; 1.3, а), збурювання z викликає відхилення поточного значення регульованої величини y від її заданого значення u . Автоматичний регулятор АР порівнює значення y і u , при їхній неузгодженості виробляє регулюючий вплив x відповідного знака, який через виконавчий пристрій подається на об'єкт регулювання ОР, і усуває цю неузгодженість. У системах регулювання по відхиленню для формування регулюючих впливів необхідна неузгодженість, у цьому полягає їхній недолік, оскільки завдання регулятора полягає саме в тому, щоб не допускати неузгодженість. Однак на практиці такі системи одержали переважне поширення, тому що регулюючий вплив в них здійснюється незалежно від числа, виду і місця появи впливів, що обурюють. Системи регулювання по відхиленню є *замкнутими*.

За збурюванням. При регулюванні за збурюванням (рис. 1.2, б; 1.3, б) регулятор AP_v одержує інформацію про поточне значення основного впливу, що обурює, z . При зміні його і розбіжності з номінальним значенням u_v регулятор формує регулюючий вплив x , що направляє на об'єкт. У системах, що діють за збурюванням, сигнал регулювання проходить по контуру швидше, ніж у системах, побудованих за принципом відхилення, внаслідок чого збурюючий вплив може бути усунутий ще до появи неузгодженості. Однак реалізувати регулювання по збурюванню для більшості об'єктів хімічної технології практично не можливо, тому що потрібно брати до уваги вплив всіх збурювань об'єкта (z_2, z_3, \dots), число яких, як правило, велике; крім того, деякі з них не можуть бути оцінені кількісно. Наприклад, вимір таких збурювань, як зміна активності каталізатора, гідродинамічної обстановки в апараті, умов теплопередачі через стінку теплообмінника і багатьох інших наштотується на принципові труднощі і часто нездійсненний. Звичайно враховують основне збурювання, наприклад, по навантаженню об'єкта. Крім того, у контур регулювання системи по збурюванню сигнали про поточне значення регульованої величини y не надходять, тому з часом відхилення регульованої величини від номінального значення може перевищити припустимі межі. Системи регулювання за збурюванням є *розімкненими*.

За комбінованим принципом. При такому регулюванні, тобто при спільному використанні принципів регулювання по відхиленню і по збурюванню (рис. 1.2, в; 1.3, в), вдається одержати високоякісні системи. У них вплив основного збурювання z_1 нейтралізується регулятором AP_v , що працює за принципом збурювання, а вплив інших збурювань (наприклад, z_2 і ін.) – регулятором AP , що реагує на відхилення поточного значення регульованої величини від заданого значення.

За числом регульованих величин АСР поділяють на *одномірні і багатомірні*. *Одномірні* системи мають по одній регульованій величині, *багатомірні* – кілька регульованих величин.

В свою чергу *багатомірні* системи можуть бути розділені на системи незв'язаного і зв'язаного регулювання. По перше, з них регулятори безпосередньо не пов'язані між собою і впливають на спільний для них об'єкт регулювання роздільно. Системи *незв'язаного* регулювання зазвичай використовуються, коли спільний вплив регульованих величин об'єкта малий чи практично відсутній. У іншому випадку застосовують системи *зв'язаного* регулювання, у яких регулятори різних величин одного технологічного об'єкта пов'язані між собою зовнішніми зв'язками (поза об'єктом) з метою ослаблення взаємного впливу регульованих величин. Якщо при цьому вдається повністю виключити вплив регульованих величин одна на іншу, то така система зв'язаного регулювання називається *автономною*.

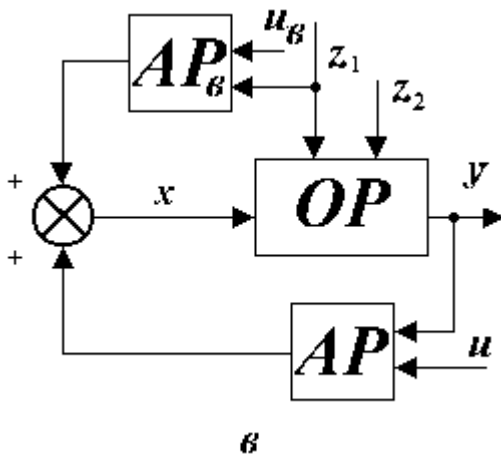
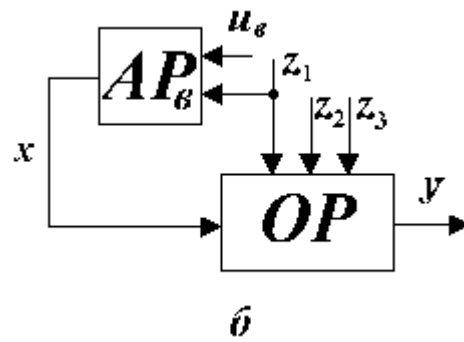
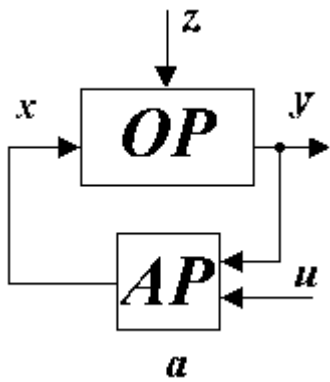


Рис. 1.2. Принципові схеми регулювання:

а — за відхиленням;
б — за збурюванням;
в — за комбінованим принципом

За числом контурів проходження сигналів АСР поділяють на *одноконтурні* і *багатоконтурні*. *Одноконтурними* називаються системи, що містять один замкнутий контур (див. рис. 1.3 *а, в*), а *багатоконтурними* — кілька замкнутих контурів. Багато контурні АСР можуть застосовуватися і для регулювання однієї величини з метою підвищення якості перехідного процесу (див. рис. 1.4). До них відноситься і каскадно-зв'язане регулювання.

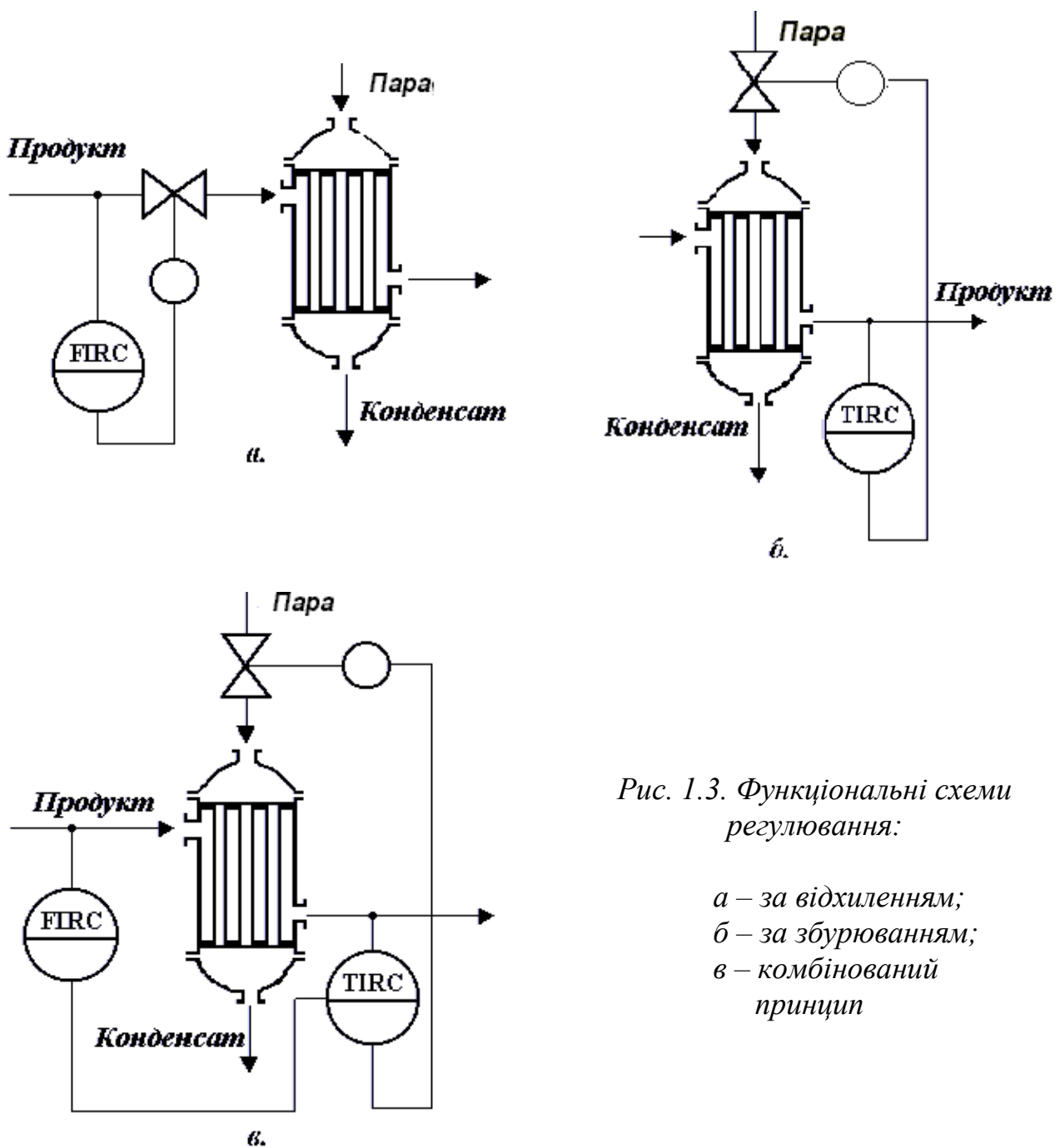


Рис. 1.3. Функціональні схеми регулювання:

- а – за відхиленням;
- б – за збурюванням;
- в – комбінований принцип

Каскадно-зв'язане регулювання. Використання двоконтурних АСР значно поліпшує якість регулювання кінцевої температури продукту (основна регульована величина), якщо допоміжною величиною вибрати параметр, зміна якого буде сильним збурюванням для процесу теплообміну. Часто в якості допоміжного параметра вибирають витрату теплоносія (рис. 1.4. а); якщо теплоносієм служить пара зі змінним тиском, то краще брати тиск теплоносія (рис. 1.4. б); чи тиск у міжтрубному просторі (рис. 1.4. в). Останній варіант схеми варто використовувати при перемінних витраті і температурі продукту, що нагрівається, тому що тиск у міжтрубному просторі є менш інерційним параметром, чим кінцева температура продукту.

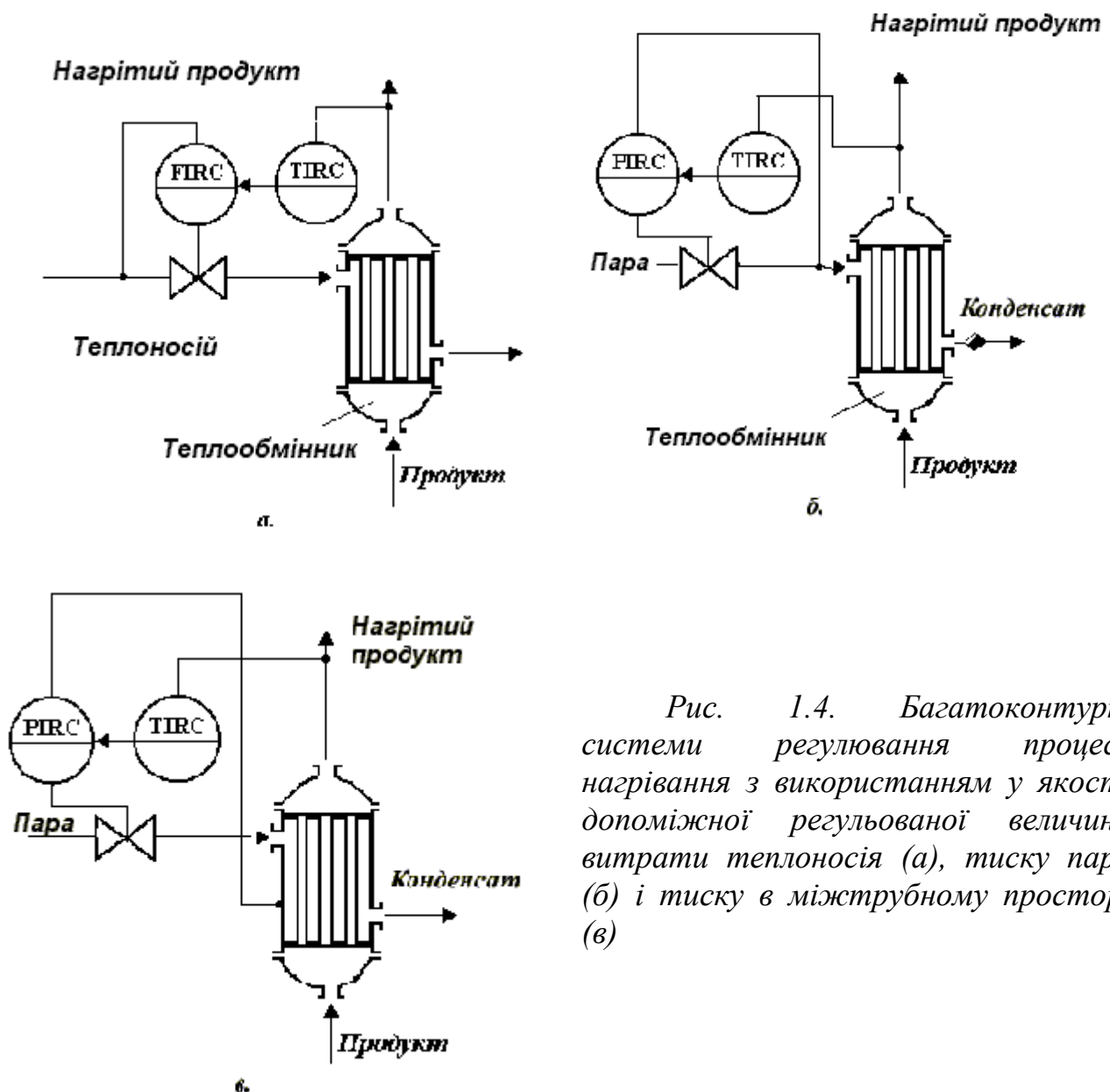


Рис. 1.4. Багатоконтурні системи регулювання процесу нагрівання з використанням у якості допоміжної регульованої величини витрати теплоносія (а), тиску пари (б) і тиску в міжтрубному просторі (в)

За призначенням (характером зміни впливу, що задається) АСР підрозділяються на системи автоматичної стабілізації, системи програмного керування і системи, що стежать.

Системи автоматичної стабілізації призначені для підтримки регульованої величини на заданому значенні, що встановлюється постійним ($u = \text{const}$). Це найбільш розповсюджені системи.

Системи програмного керування побудовані таким чином, що задане значення регульованої величини являє собою відому заздалегідь функцію часу $u = f(t)$ (див. рис. 1.5). Вони забезпечуються програмними задатчиками, що формують величину u в часі. Такі системи використовуються при автоматизації хіміко-технологічних процесів періодичної дії чи процесів, що працюють по визначеному циклу.

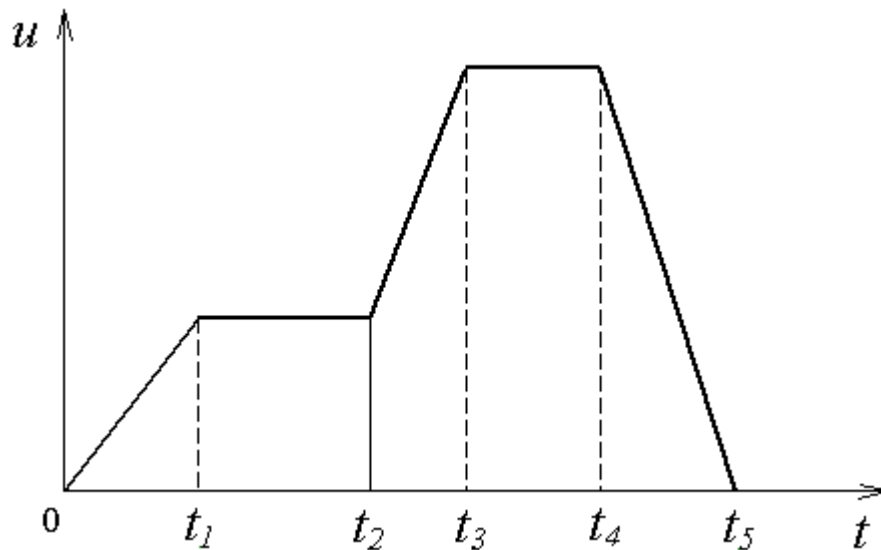


Рис. 1.5. Графік циклічного процесу: $(t_1 - 0)$ – час першого циклу; $(t_2 - t_1)$ – час другого циклу; ... $(t_5 - t_4)$ – час п'ятого циклу

У системах, що стежать, задане значення регульованої величини заздалегідь невідомо і є функцією зовнішньої незалежної технологічної величини $u = f(y_1)$. Ці системи служать для регулювання однієї технологічної величини (відомої), що знаходиться у визначеній залежності від значень іншої (ведучої) технологічної величини. Різновидом систем, що стежать, є системи регулювання співвідношення двох величин, наприклад, витрат двох продуктів. Такі системи відтворюють на виході зміни відомої величини у визначеному співвідношенні зі зміною ведучої. Ці системи прагнуть усунути неузгодженість між значенням ведучої величини, помноженим на постійний коефіцієнт, і значенням відомої величини. На рис. 1.6 представлена функціональна схема на прикладі автоматизації трубчастих печей. Продукт, що прокачується через змійовик трубчастої печі нагрівається за рахунок тепла, що утворюється при спалюванні паливного газу.

Мета регулювання трубчастих печей – підтримка сталості температури продукту на виході з печі. Збурюванням об'єкта є витрата і температура вихідного продукту, теплотворна здатність палива, кількість і температура повітря, що подається для спалювання палива, втрати тепла в навколишнє середовище і ряд інших. Ці збурювання можна компенсувати за допомогою АСР температури продукту на виході з печі, що керує подачею палива в піч. Однак трубчасті печі мають запізнення з передачі тепла від димових газів через стінку змійовика до продукту, що проходить по ньому, крім того перехідний процес по каналу “витрата палива — температура продукту на виході” продовжується кілька годин. Тому при використанні одноконтурної АСР динамічна помилка і час регулювання досягають великих значень.

Разом з тим температура газів над перевальною стінкою досить швидко реагує на зміну режиму роботи печі, обумовлена зміною кількості паливного газу, що подається на спалювання. Тому істотне поліпшення якості

регулювання температури продукту на виході з печі може бути досягнуте застосуванням системи каскадного регулювання, що складається з регулятора температури продукту на виході з печі (коригуючий регулятор), що впливає на завдання регулятора температури газів; над перевальною стінкою (стабілізуючий регулятор), що керує подачею палива в піч. Стабілізуючий регулятор починає компенсувати виникаючі збурювання, що впливають на процес згорання палива, перш ніж вони приведуть до зміни температури продукту.

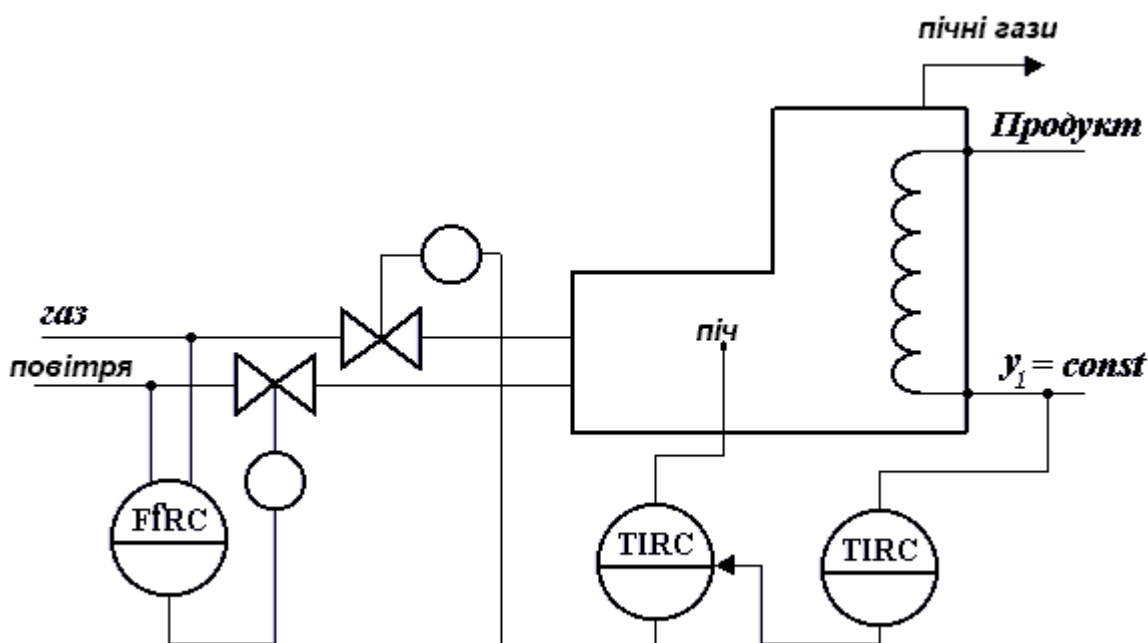


Рис. 1.6. Функціональна схема системи, що стежить

При різкій зміні навантаження печі по витраті продукту, що нагрівається, і при наявності збурювання по витраті палива використовують також вищеописану систему каскадного регулювання, що стабілізує регулятор, якої впливає на регулятор співвідношення витрат продукту і палива. У цьому випадку регулятор співвідношення керує подачею палива до печі.

При примусовій подачі первинного повітря оптимальну його витрату, при якій температура в топці приймає максимальне значення, підтримують за допомогою регулятора співвідношення “паливний газ — повітря”, що забезпечує задане значення коефіцієнта надлишку повітря, що визначає інтенсивність процесу згорання. Якщо при цьому теплотворна здатність палива істотно змінюється, то на регулятор співвідношення направляють коригуючий сигнал від регулятора стабілізації вмісту кисню в топкових газах. Це забезпечує повне згорання палива і високу якість регулювання.

Сильним збурюванням режиму роботи трубчастих печей з боку паливного газу є зміна його тиску. Цю зміну компенсують введенням в АСР температури продукту на виході з печі і додатковим регулятором тиску газу завданням для якого подають від регулятора температури в топковому

просторі. Такі системи забезпечують якісне регулювання витрати паливного газу, тому що витрата газу у великому ступені залежить від його тиску.

Тому що залежність температури в топці від співвідношення “паливо — повітря” має екстремальний характер, при автоматизації трубчастих печей застосовують системи екстремального регулювання. Екстремальний регулятор відшукує максимальне значення температури димових газів над перевальною стінкою, впливаючи на регулятор співвідношення “паливний газ — повітря”, що керують подачею первинного повітря.

При регулюванні співвідношення “паливний газ — повітря” необхідно забезпечити безпеку, так як при недостатці повітря в топці може утворитися вибухонебезпечна суміш. Варто передбачити обмеження витрати палива так, щоб ця витрата ніколи не перевищувала максимально припустимого значення, що відповідає поточному значенню витрати повітря. При зменшенні витрати повітря щодо визначеного значення потрібно обов'язково автоматично зменшувати подачу палива в топку.

За **характером регулюючих впливів** розрізняють *неперервні АСР*, *релейні й імпульсні*.

Неперервні АСР побудовані так, що неперервній зміні вхідної величини системи відповідає неперервна зміна величини на виході кожної ланки (див. рис. 1.2 і рис. 1.3).

Релейні (позиційні) АСР мають у своєму складі релейну ланку. Ця ланка перетворює неперервну вхідну величину в дискретну релейну. Вихідна величина ланки приймає тільки два фіксованих значення: мінімально і максимально можливе значення. Релейні ланки дозволяють створювати системи з дуже великими коефіцієнтами підсилення. Однак у замкнутому контурі регулювання наявність релейних ланок призводить до автоколивань регульованої величини з визначеним періодом і амплітудою. Системи з позиційними регуляторами є релейними (див. рис. 1.7).

З рис. 1.7 випливає, що відсоток погрішності регулювання δ дорівнює:

$$\delta = \frac{A}{u_s} \cdot 100\%.$$

До переваг цих схем можна віднести: великий коефіцієнт підсилення, який можна змінити на менший при досягненні мінімального значення регулювання величини. Такий прийом забезпечує мінімальний відсоток регулювання.

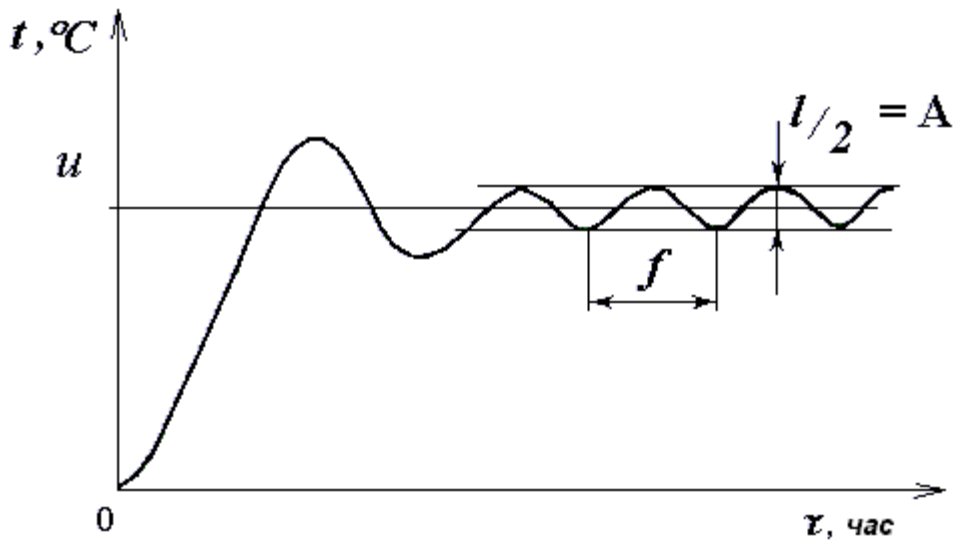


Рис. 1.7. Графік релейного регулювання: f – період автоколивань; A – амплітуда

Імпульсні АСР мають у своєму складі імпульсну ланку, що перетворить неперервну вхідну величину в дискретну імпульсну, тобто в послідовність імпульсів з визначеним періодом їхнього чергування. Період появи імпульсів (рис. 1.8) задається примусово.

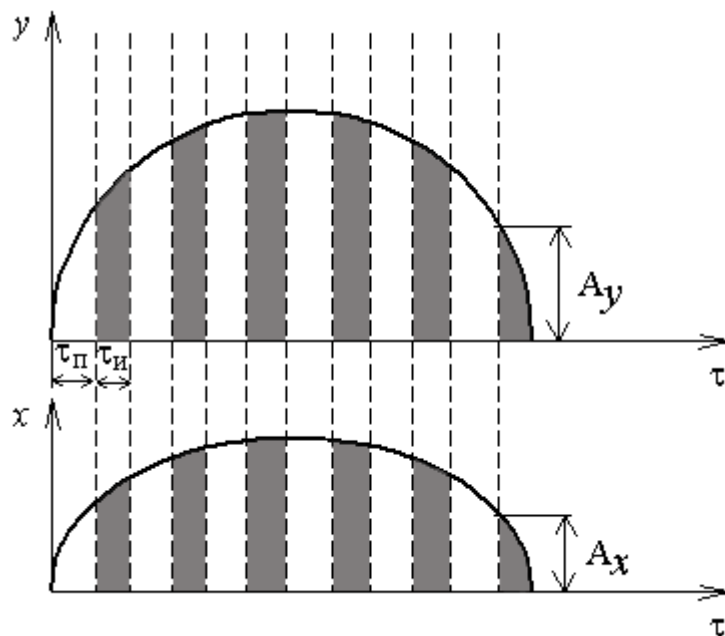


Рис. 1.8. Залежність вихідної величини від вхідної в часі: A – амплітуда; $\tau_{п}$ – час паузи; $\tau_{и}$ – час імпульсу

З графіка випливає, що коефіцієнт підсилення:

$$K = \frac{A_y}{A_x}$$

Вхідній величині пропорційні амплітуда і тривалість імпульсів на виході. Введення імпульсної ланки звільняє вимірювальний пристрій системи від навантаження і дозволяє застосовувати на виході малопотужний, але більш чутливий вимірювальний пристрій, який реагує на малі відхилення регульованої величини, що призводить до підвищення якості роботи системи. В імпульсному режимі можлива побудова багатоканальних схем, при цьому зменшується витрата енергії на приведення в дію виконавчого пристрою.

Системи з цифровим обчислювальним пристроєм у замкнутому контурі регулювання також працюють в імпульсному режимі, оскільки цифровий пристрій видає результат обчислення у виді імпульсів, що впливають через деякі проміжки часу, необхідні для проведення обчислень. Цей пристрій застосовують, коли відхилення регульованої величини від заданого значення повинно обчислюватися за показниками декількох вимірювальних приладів, коли відповідно до критеріїв найкращої якості роботи системи необхідно обчислювати програму зміни регульованої величини.

Поряд з розглянутими АСР застосовуються також екстремальні системи.

Екстремальні системи. Оптимальний режим роботи об'єкта характеризується екстремальним (максимальним чи мінімальним) значенням показника ефективності процесу, що протікає в об'єкті. Таким показником може бути або технологічна величина, або одна з економічних характеристик. Внаслідок впливу збурювань оптимальний режим роботи об'єктів порушується. Системи стабілізації не здатні компенсувати такі відхилення. Для відшукування оптимального режиму служать екстремальні системи. Ця задача вирішується автоматичним пошуком таких значень керуючих впливів, що відповідають екстремальному значенню показника ефективності процесу. Системи, які здійснюють автоматичний пошук декількох керуючих величин об'єкта з метою забезпечення екстремального значення показника ефективності процесу, що протікає в ньому, називаються **оптимальними**. На практиці ж величина об'єкта, що оптимізується, часто залежить не від декількох, а від однієї керуючої величини; такі оптимальні системи називають екстремальними системами регулювання.

1.2 Статика і динаміка систем

Рівноважні і нерівноважні стани систем. У промислових умовах автоматичні системи, а також їхні окремі елементи, можуть знаходитися в рівноважних (статичних) і нерівноважних (динамічних) станах. Рівноважні стани характеризуються сталістю в часі вхідних, проміжних і вихідних величин. При експлуатації об'єктів хімічної технології рівноважні стани систем порушуються в результаті дії різних збурювань, при цьому вхідні, проміжні і вихідні величини систем змінюються в часі; такий їх стан називають **нерівноважним**. При вивченні автоматичних систем основну увагу приділяють їх поведінці в цьому режимі. Дослідження систем проводять за допомогою різних функціональних залежностей, що характеризують поведінку

систем. При цьому під вхідними і вихідними величинами звичайно розуміють відносні прирости, що визначають аналогічно величинам, приведеним у табл. 1.1.

Рівняння статички і динаміки. Поведінка системи в сталому стані визначається рівняннями статички, чи *статичними характеристиками*. Під *статичною* характеристикою розуміють залежність між вхідною $x_{вх}$ і вихідною $x_{вих}$ величинами системи в рівноважному стані

$$\mathbf{x}_{\text{вих}} = \mathbf{f}(\mathbf{x}_{\text{вх}}). \quad (1.1)$$

Звичайно рівняння статички є алгебраїчними.

Поведінка системи в нерівноважному стані чи в перехідному процесі описується рівняннями динаміки. В загальному виді рівняння динаміки, або динамічна характеристика системи з вхідною $x_{вх}$ і вихідною $x_{вих}$ величинами представляє собою залежність типу

$$\mathbf{x}_{\text{вих}} = \mathbf{f}(\mathbf{x}_{\text{вх}}, \mathbf{t}). \quad (1.2)$$

яка, як правило, представляє собою диференційне рівняння. Проходження сигналу по каналах системи характеризується своїми рівняннями статички і динаміки.

Лінеаризація рівнянь. Поведінка реальних систем звичайно описується нелінійними рівняннями. Рішення таких рівнянь досить складне, знаходження навіть наближеного чисельного рішення вимагає великого обсягу обчислень. Тому при інженерних методах аналізу і розрахунку реальних систем застосовують лінеаризацію рівнянь: нелінійні рівняння заміняють наближеними лінійними, вирішувати які значно простіше.

Часто нелінійною буває лише статична характеристика системи або її елементів. Так, нелінійну характеристику має резервуар для газу, вхідною величиною якого є ступінь відкриття вентиля на лінії надходження газу, а вихідною – тиск газу в апараті.

Безупинно диференційовану нелінійну статичну характеристику можна лінеаризувати, наприклад, за методом малих відхилень. Для цього функцію розкладають в ряд Тейлора в околиці точки, що відповідає нормальному (заданому) режиму роботи системи, у даному випадку це точка A з координатами $x_{вх0}$ і $x_{вих0}$ (рис. 1.9).

$$\begin{aligned} \mathbf{x}_{\text{вих}} = \mathbf{x}_{\text{вих}0} + \frac{1}{1!} \cdot \left. \frac{d\mathbf{x}_{\text{вих}}}{d\mathbf{x}_{\text{вх}}} \right|_{\mathbf{x}_{\text{вх}0}} (\mathbf{x}_{\text{вх}} - \mathbf{x}_{\text{вх}0}) + \\ + \frac{1}{2!} \cdot \left. \frac{d^2\mathbf{x}_{\text{вих}}}{d^2\mathbf{x}_{\text{вх}}} \right|_{\mathbf{x}_{\text{вх}0}} (\mathbf{x}_{\text{вх}} - \mathbf{x}_{\text{вх}0})^2 + \dots \end{aligned} \quad (1.3)$$

Відкидаючи члени ряду, що містять нескінченно малі величини другого і більш високих порядків, одержимо:

$$x_{вих} = x_{вих0} + \left. \frac{dx_{вих}}{dx_{вх}} \right|_{x_{вх0}} (x_{вх} - x_{вх0})$$

Ця залежність являє собою рівняння прямої лінії, дотичної до лінеаризованої функції при значенні аргументу $x_{вх0}$. Увівши позначення:

$$x_{вих} - x_{вих0} = \Delta x_{вих}; \quad x_{вх} - x_{вх0} = \Delta x_{вх}; \quad \left. \frac{dx_{вих}}{dx_{вх}} \right|_{x_{вх0}} = k,$$

одержимо:

$$\Delta x_{вих} = k \cdot \Delta x_{вх}. \quad (1.4)$$

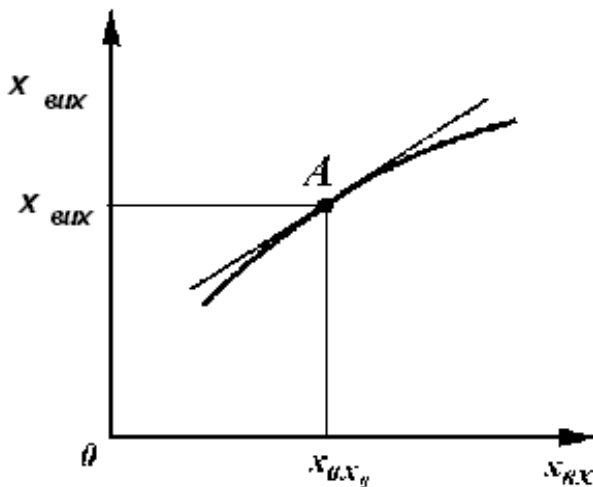


Рис. 1.9. Лінеаризація статичної характеристики

Деякі прості функції (добуток, частка від розподілу змінних x , y і ін.) можна лінеаризувати, підставивши в них замість змінних x , y вираз типу $(x_0 + \Delta x)$, $(y_0 + \Delta y)$. Виконавши математичні операції, що наказуються лінеаризованими функціями, і виключивши з отриманих залежностей доданки, що містять збільшення другого і більш високих порядків, одержують шукану лінеаризовану функцію. Наприклад, лінеаризація добутку двох змінних проводиться таким чином:

$$z = x \cdot y = (x_0 + \Delta x) \cdot (y_0 + \Delta y) \cong x_0 \cdot y_0 + y_0 \cdot \Delta x + x_0 \cdot \Delta y.$$

Приймаючи до уваги, що $x_0 \cdot y_0 = z_0$ знайдемо

$$\Delta z = z - z_0 = y_0 \cdot \Delta x + x_0 \cdot \Delta y.$$

Аналогічно лінеаризують і рівняння динаміки.

Лінійні системи в статиці і динаміці описуються лінійними рівняннями. Такі системи підкоряються принципу суперпозиції, чи незалежності збурювань. Він полягає в тому що реакція системи на суму

вхідних впливів дорівнює сумі реакцій на кожен із впливів окремо, тобто кожна вхідна величина системи створює свою складову вихідної величини незалежно від зміни інших вхідних величин. Це дозволяє розглядати поведінку системи окремо по кожному каналу проходження сигналу.

Рівняння статичної лінійної системи має вид:

$$\mathbf{x}_{\text{вих}} = \mathbf{k}\mathbf{x}_{\text{вх}} . \quad (1.5)$$

де $\mathbf{k} = \text{const}$ – коефіцієнт підсилення чи коефіцієнт передачі системи.

Розрахунок лінійних систем у статичній складовій складається з визначення загального коефіцієнта підсилення по значенням \mathbf{k} окремих її елементів, або зі знаходження інших конструктивних або технологічних параметрів окремих елементів системи, необхідних для її розрахунку.

Рівняння динаміки лінійної системи n -го порядку з однією вхідною й однією вихідною величинами це неоднорідне лінійне диференціальне рівняння з постійними коефіцієнтами:

$$\begin{aligned} a_0 \frac{d^n \mathbf{x}_{\text{вих}}}{dt^n} + a_1 \frac{d^{n-1} \mathbf{x}_{\text{вих}}}{dt^{n-1}} + \dots + a_{n-1} \frac{d \mathbf{x}_{\text{вих}}}{dt} + a_n \mathbf{x}_{\text{вих}} = \\ = b_0 \frac{d^m \mathbf{x}_{\text{вх}}}{dt^m} + b_1 \frac{d^{m-1} \mathbf{x}_{\text{вх}}}{dt^{m-1}} + \dots + b_{m-1} \frac{d \mathbf{x}_{\text{вх}}}{dt} + b_{m-1} \mathbf{x}_{\text{вх}} . \end{aligned} \quad (1.6)$$

де $a_0, a_1, \dots, a_{n-1}, a_n; b_0, b_1, \dots, b_{m-1}, b_m$ – постійні коефіцієнти, що залежать від параметрів вхідних в систему елементів; t – час.

У фізично реалізованих системах порядок лівої частини цього рівняння вище або дорівнює порядку правої частини рівняння, тобто $n \leq m$. У лівій частині рівняння групують доданки, що містять вихідну величину і її похідні, а в правій – доданки з вхідною величиною і її похідними. При декількох вхідних величинах всі доданки, що містять вхідні величини і їхні похідні, записують у праву частину рівняння. При наявності декількох вихідних величин поведінку системи в перехідному режимі описують системою рівнянь динаміки, число яких дорівнює числу вихідних величин.

Рішення рівняння динаміки (1.6) являє собою залежність зміни вихідної величини системи в часі при відомому вхідному впливі. За отриманим рішенням визначають якість перехідного процесу.

Рівняння динаміки (1.6) при $\mathbf{x}_{\text{вх}} = 0$ має вид:

$$a_0 \frac{d^n \mathbf{x}_{\text{вих}}}{dt^n} + a_1 \frac{d^{n-1} \mathbf{x}_{\text{вих}}}{dt^{n-1}} + \dots + a_{n-1} \frac{d \mathbf{x}_{\text{вих}}}{dt} + a_n \mathbf{x}_{\text{вих}} = 0 \quad (1.7)$$

Це однорідне рівняння. Воно характеризує поведінку системи, наданої самій собі, після зняття зовнішніх збурювань. Його називають *рівнянням вільного руху системи*.

З рівняння динаміки (1.6) можна одержати рівняння статичної системи, прирівнявши в ньому всі похідні до нуля. Воно має вигляд рівняння (1.5), якщо

$$k = b_m / a_n.$$

Звичайно, вхідні і вихідні величини в рівняннях статички і динаміки записують у відносному вигляді. При цьому постійні коефіцієнти рівняння динаміки або безрозмірні, чи мають розмірність часу в ступені, рівному порядку похідної відповідного доданка.

Для спрощення запису рівняння динаміки, операцію диференціювання позначають символом p (тут p – алгебраїчна величина):

$$\frac{d}{dt} \equiv p; \quad \frac{d^2}{dt^2} \equiv p^2; \quad \dots; \quad \frac{d^n}{dt^n} \equiv p^n.$$

Аналогічно операцію інтегрування позначають $1/p$:

$$\int \dots dt \equiv \frac{1}{p}; \quad \iint \dots dt^2 \equiv \frac{1}{p^2}; \quad \dots; \quad \underbrace{\iint \dots \int \dots dt^n}_n \equiv \frac{1}{p^n}.$$

Таким чином

$$\frac{dx}{dt} \equiv px; \quad \frac{d^n x}{dt^n} \equiv px^n; \quad \int x dt \equiv \frac{x}{p}; \quad \underbrace{\iint \dots \int \dots x dt^n}_n \equiv \frac{x}{p^n}.$$

Використовуючи ці співвідношення, одержимо наступний запис рівняння динаміки системи (1.6):

$$\begin{aligned} (a_0 p^n + a_1 p^{n-1} + \dots + a_n p + a_n) x_{\text{вих}} = \\ = (b_0 p^m + b_1 p^{m-1} + \dots + b_m p + b_m) x_{\text{вх}}. \end{aligned} \quad (1.8)$$

Замінюючи поліном лівої частини рівняння (1.8) через $D(p)$ а у правій частині через $K(p)$, остаточно одержимо:

$$D(p) \cdot x_{\text{вих}} = K(p) \cdot x_{\text{вх}} \quad (1.9)$$

де $D(p)$ – поліном, що характеризує вільні коливання системи; $K(p)$ – поліном, що характеризує зовнішнє збурювання.

Так як

$$W(p) = x_{\text{вих}} / x_{\text{вх}} \quad (1.10)$$

тоді рівняння (1.10) приймає вид:

$$W(p) = K(p) / D(p). \quad (1.11)$$

Перехідні процеси. Зміна в часі вихідної величини системи від моменту нанесення збурюючого або заданого впливів до приходу її в рівноважний стан називають *перехідним процесом*. Він залежить від динамічних властивостей системи, зумовлених рівнянням динаміки, від вхідних впливів і початкових умов. Перехідний процес $y(t)$ має складову вільного руху $y_c(t)$, зумовлену властивостями системи і початкових умов, і складову вимушеного руху $y_s(t)$, зумовлену властивостями системи і видом впливу. Таким чином

$$y(t) = y_c(t) + y_v(t). \quad (1.12)$$

У різних системах при тих самих збурюваннях, зокрема, при нанесенні на систему короткочасного збурювання z_v перехідні процеси протікають по-різному.

При аперіодичному процесі, що сходиться (рис. 1.10, а), вихідна величина y_m (див. табл. 1.1) плавно без коливання відхиляється від первісного значення, і потім система поступово повертається в рівноважний стан. При коливальному процесі, що сходиться (рис. 1.10, б), вихідна величина системи здійснює коливання з амплітудою, що поступово зменшується. При коливальному гармонійному процесі (рис. 1.10, в) режим характеризується постійною амплітудою коливань.

При коливальному розбіжному процесі (рис. 1.10, г) амплітуда коливань вихідної величини системи поступово з часом зростає.

Аперіодичний розбіжний процес (рис. 1.10, д) характеризується безупинно зростаючим відхиленням вихідної величини системи від рівноважного значення.

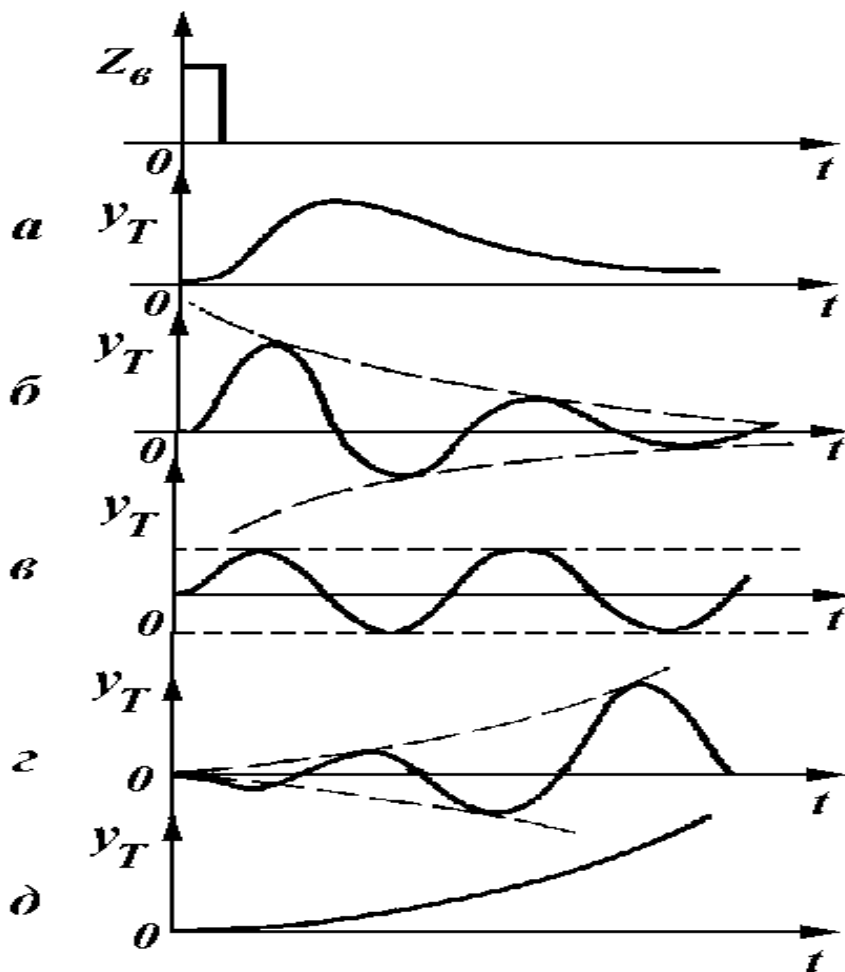


Рис. 1.10. Види перехідних процесів: а – аперіодичний, що сходиться; б – коливальний, що сходиться; в – коливальний гармонійний; г – коливальний розбіжний; д – аперіодичний розбіжний

Стійкість. Під стійкістю розуміють властивість системи самостійно повертатися до рівноважного стану після усунення збурювання, що порушило її рівновагу. Це означає, що вільна складова перехідного процесу з часом повинна наближатися до нуля, тобто

$$\lim_{t \rightarrow \infty} e(t) \rightarrow 0. \quad (1.13)$$

Стійкість є важливим показником роботи системи. Якщо система не задовольняє умовам (1.13), то вона нестійка. Працездатними є тільки стійкі системи; для визначення стійкості ці системи досліджується за допомогою рівняння (1.7).

При аперіодичному чи коливальному перехідному процесі, що сходиться, у системі (див. рис. 1.10, а, б) вона стійка, при аперіодичному чи коливальному розбіжному (рис. 1.10, г, д) – нестійка. Гармонійний коливальний процес умовно розглядають як стійкий при невеликій амплітуді коливань, припустимій за умов технологічного процесу. При амплітуді ж коливань, що перевищує припустимі відхилення, систему вважають нестійкою.

1.3 Тимчасові характеристики систем

Тимчасова характеристика системи являє собою зміну вихідної величини в часі при подачі на її вхід типового аперіодичного впливу. В якості останнього використовують одиничний східчастий вплив, чи одиничний імпульс. При одиничному східчастому впливі (рис. 1.11, а) вхідна величина миттєво зростає від нуля до одиниці і далі залишається незмінною. Одиничний східчастий вплив, чи одинична східчаста функція $I(t)$ описується виразом:

$$I(t) = \begin{cases} 0 & \text{при } t < 0 \\ 1 & \text{при } t \geq 0. \end{cases} \quad (1.14)$$

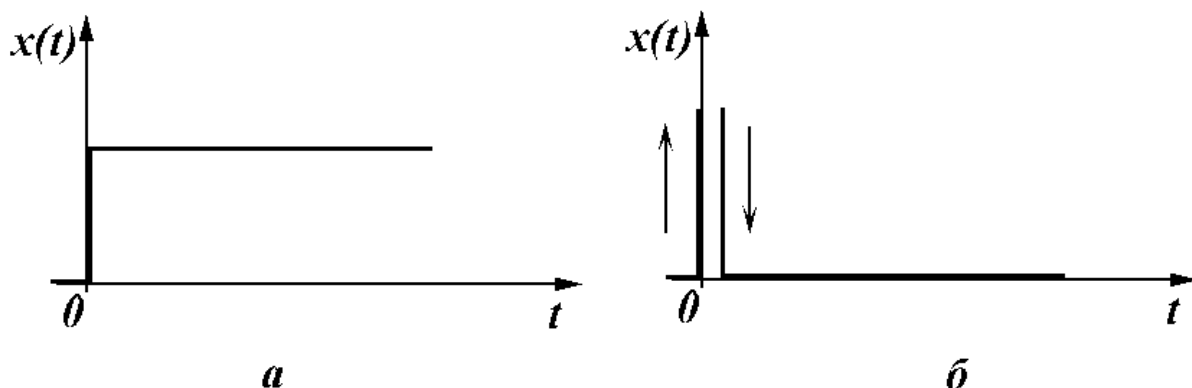


Рис. 1.11. Типові аперіодичні впливи: а – одиничний східчастий вплив; б – одиничний імпульс

Імпульс, величина якого дорівнює нескінченності, тривалість – нулю, а площа – одиниці (рис. 1.11, б), називається **одиничним імпульсом**.

Його аналітичний вираз називають **одиничною імпульсною функцією**, чи **дельта-функцією** і позначають через $\delta(t)$.

Дельта-функцію за умови, що $\int_{-\infty}^{+\infty} \delta(t) dt = 1$, записують так:

$$\delta(t) = \begin{cases} \infty & \text{при } t = 0 \\ 0 & \text{при } t \neq 0. \end{cases} \quad (1.15)$$

Дельта-функція пов'язана з **одиничною східчастою функцією** наступною залежністю:

$$\delta(t) = \frac{d1(t)}{dt}.$$

Перехідна характеристика — це окремий випадок тимчасової характеристики при подачі на вхід елемента чи системи **одиничного східчастого збурювання**. Її позначають через $h(t)$. Таким чином, якщо

$$x_{вх}(t) = 1, \text{ то } x_{вх}(t) = h(t).$$

Імпульсна перехідна характеристика — це тимчасова характеристика при подачі на вхід елемента або системи **одиничного імпульсу**. Її аналітичним виразом є імпульсна перехідна функція, чи вагова функція (функція ваги) $\omega(t)$. Отже, $x_{вих}(t) = w(t)$ при $x_{вх}(t) = \delta(t)$. Між перехідною і ваговою функціями лінійних ланок спостерігається залежність, аналогічна вищенаведених:

$$\omega(t) = \frac{dh(t)}{dt}. \quad (1.16)$$

Якість перехідного процесу визначається за показниками, що характеризують відхилення реального процесу від бажаного; вони показують наскільки точно і як швидко після нанесення **одиничного східчастого впливу** (при нульових початкових умовах) у системі встановлюється **рівноважний стан**. Якість перехідного процесу кількісно оцінюється наступними показниками (рис. 1.12).

Статична помилка регулювання $y_{ст}$ є **неузгодженість між сталим значенням регульованої величини після перехідного процесу і її заданим значенням**:

$$y_{ст} = y_{ст, \infty} - u_z \quad (1.17)$$

чи у відносних одиницях:

$$y_{ст} = y_{\infty} - u. \quad (1.18)$$

Динамічна помилка регулювання $y_{дин}$ є **максимальне відхилення регульованої величини в перехідному процесі від її заданого значення**:

$$y_{дин} = y_{T, max} - u_z$$

чи у відносних величинах

$$y_{дин} = y_{max} - u. \quad (1.19)$$

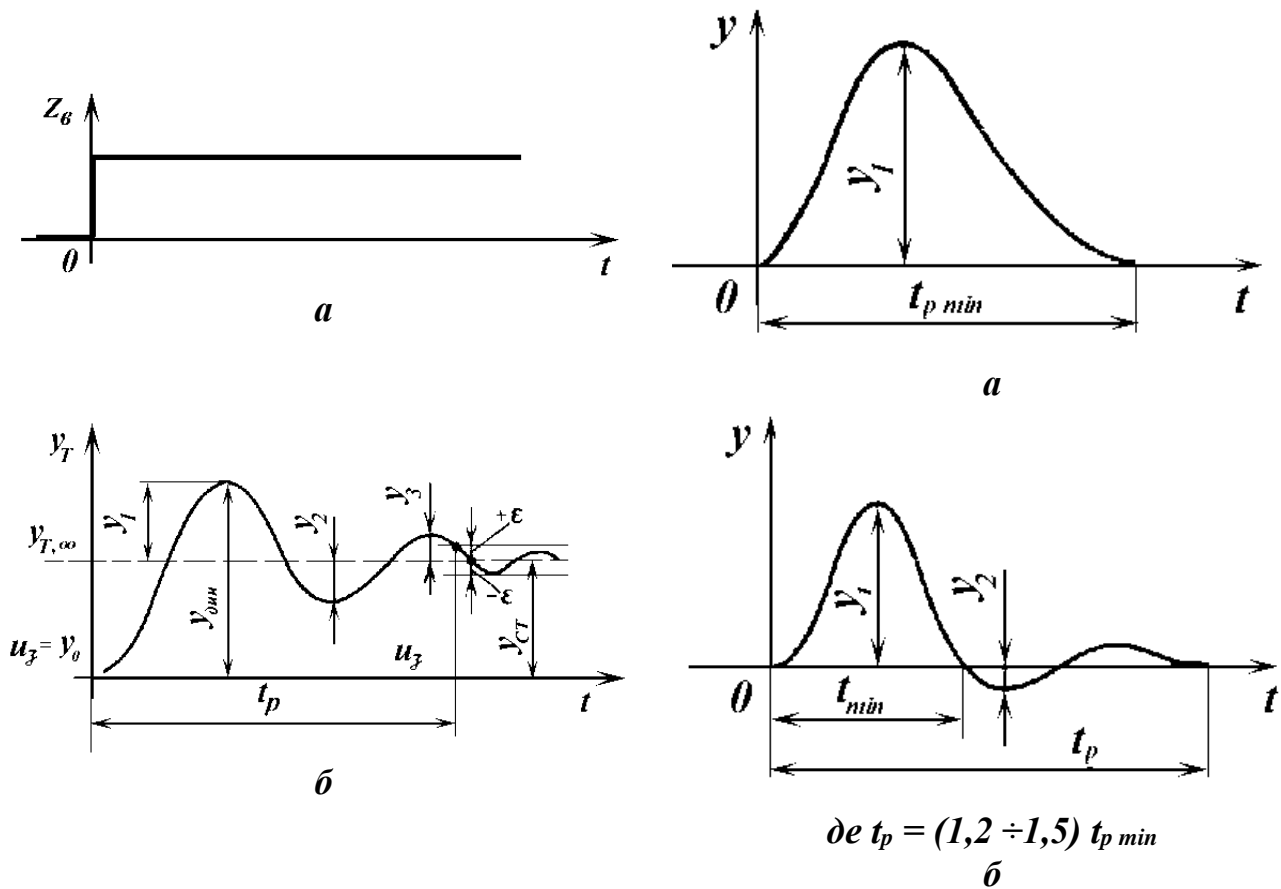
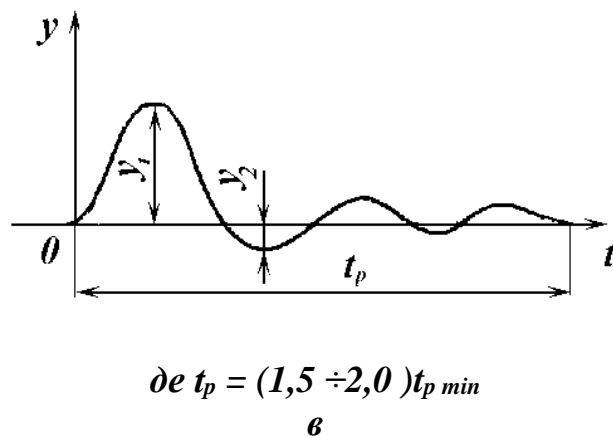


Рис. 1.12. Показники якості перехідного процесу в автоматичних системах: а – одиничний східчастий вплив; б – перехідний процес

Рис. 1.13. Типові перехідні процеси регулювання: а – граничний аперіодичний з мінімальним часом регулювання; б – з 20 % перерегулюванням; в – з мінімальною квадратичною площею відхилення:

$$\min \int_0^{\infty} y^2 dt$$



Час регулювання t_p є відрізок, протягом якого регульована величина досягає нового сталого значення з деякою заздалегідь встановленою точністю $\pm \epsilon$.

Перерегулювання являє собою максимальне відхилення регульованої величини від сталого значення, вираженого у відсотках, від $u_{ст}$.

$$\varphi = \frac{y_{\text{дин}} - y_{\text{ст}}}{y_{\text{см}}} \cdot 100\%. \quad (1.20)$$

При розрахунках автоматичних систем регулювання технологічних процесів перерегулювання перехідного процесу оцінюють також вираженим у відсотках відношенням другої і першої амплітуд коливань, спрямованих у протилежні сторони.

Інтегральна квадратична помилка регулювання являє собою квадрат площі між кривою перехідного процесу і новим встановленим станом системи.

$$I = \int_0^{\infty} (y - y_{\infty})^2 dt. \quad (1.21)$$

Чим менше статична і динамічна помилки, час регулювання і т. д., тим вище якість перехідного процесу.

На форму і якість перехідного процесу автоматичної системи впливають властивості хіміко-технологічного об'єкту, а також тип автоматичного регулятора і ступінь його впливу на об'єкт. З посиленням впливу регулятора на об'єкт перехідний процес, що виникає в системі, від аперіодичного починає все більше видозмінюватися в бік загасаючого коливального, аж до гармонійного коливального процесу.

Типові перехідні процеси. Зі стійких перехідних процесів у якості оптимального з погляду вимог технології вибирають один із трьох типових процесів:

граничний аперіодичний процес з мінімальним часом регулювання t_p, \min (рис. 1.13, а);

процес з 20 % перерегулюванням (рис. 1.13, б);

процес з мінімальною квадратичною площею відхилення (рис. 1.13, в)

$$\min \int_0^{\infty} y^2 dt.$$

Граничний аперіодичний процес характеризується відсутністю перерегулювання, мінімальним загальним часом регулювання і найменшим у порівнянні з іншими типовими перехідними процесами впливом регулятора на об'єкт (цей найменший вплив викликає найбільше відхилення регульованої величини від заданого значення). Такий перехідний процес використовується в якості оптимального при значній дії регулюючого впливу на інші технологічні величини об'єкта при відхиленні основної регульованої величини для того, щоб звести їхнє відхилення до мінімуму.

Процес з 20 % перерегулюванням характеризується більшою величиною регулюючого впливу, ніж у попередньому випадку, і меншим відхиленням регульованої величини; при цьому час регулювання трохи зростає. Цей процес вибирається в якості оптимального у випадках, коли припустиме деяке перерегулювання.

Процес з мінімальною квадратичною площею відхилення регульованої величини володіє значним (до 40 %) перерегулюванням, великим часом регулювання і найменшою величиною максимального динамічного відхилення регульованої величини. Він має місце при більшій у порівнянні з описаними вище процесами величині регулюючого впливу і застосовується в якості оптимального, якщо величина динамічного відхилення параметра повинна бути мінімальною.

1.4 Структурні схеми систем і їх типові динамічні ланки

Для дослідження різних за природою і конструкцією систем регулювання за допомогою єдиного математичного апарата їх представляють у виді структурних схем. Такі схеми містять вузли розгалуження, вузли додавання і динамічні ланки (рис. 1.14).

Вузол розгалуження. У такому вузлі вхідний сигнал $x_{вix}$ розділяється, не змінюючи свого значення, і направляєється далі по декількох каналах:

$$x_{вих1} = x_{вих2} = \dots = x_{вих n} = x_{вх} \quad (1.22)$$

де $x_{вих1}$, $x_{вих2}$, ..., $x_{вих n}$ – сигнали у вихідних каналах вузла розгалуження. Підсумовуючий

Підсумовуючий вузол, до якого підходить кілька сигналів $x_{вих1}$, $x_{вих2}$, ..., $x_{вих n}$ формує на виході тільки один сигнал $x_{вих}$ дорівнює алгебраїчній сумі вхідних сигналів:

$$x_{вих} = x_{вх1} + x_{вх2} + \dots + x_{вх n} \quad (1.23)$$

Динамічна ланка. Проходячи таку ланку, вхідний сигнал $x_{вх}$ змінює сигнал на виході $x_{вих}$ за формою і величиною (у деяких випадках тільки за величиною).

В основу класифікації ланок покладені відповідні рівняння динаміки. Перехідні процеси систем регулювання (пневматичних, електричних, механічних і ін.), що мають різну фізичну природу і різне конструктивне оформлення, але володіють однаковими динамічними властивостями, подібні. Тому кожна така система описується однією чи декількома однаковими ланками. Більшість ланок має спрямованість дії (детектуюча властивість). Сигнал проходить через них тільки в одному напрямку – зі входу ланки на її вихід, у зворотному напрямку ланка сигнал не пропускає. Наприклад, зміна температури робочого спаю термоелектричного перетворювача приводить до зміни термоелектрорушійної сили на його вільних кінцях.

Ланки систем можуть бути статичними й астатичними. У статичній ланці при постійному вхідному впливі вихідна величина згодом встановлюється на постійному значенні, відмінному від первісного, а в астатичній ланці в сталому режимі вихідна величина безупинно змінюється з постійною швидкістю або прискоренням.

Динамічні ланки називають типовими, якщо зміна минаючого через них сигналу описується алгебраїчним чи диференціальним рівнянням не вище 2-го порядку. Вони мають одну вхідну й одну вихідну величину. Типовими ланками

є: підсилювальне, інтегруюче, диференціююче, аперіодичне, коливальне і запізніле. У таблиці 1.2 приведені рівняння динаміки зазначених ланок, їхні перехідні характеристики і графіки.

Таблиця 1.2 – Основні характеристики типових динамічних ланок

Ланка	Рівняння динаміки і перехідна характеристика	Графік перехідної характеристики
Підсилювальна	$x_{вих} = n x_{вх}$ $h(t) = k$	
Інтегруюча	$x_{вих} = \frac{1}{T_I} \int_0^t x_{вх} dt$ $h(t) = \frac{1}{T_I} \cdot t$	
Диференціююча	$x_{вих} = T_D \frac{dx_{вх}}{dt}$ $h(t) = T_D \cdot \delta(t)$	
Аперіодична 1-го порядку	$T \frac{dx_{вих}}{dt} + x_{вих} = kx_{вх}$ $h(t) = k(1 - e^{-t/T})$	
Коливальна	$T_1^2 \frac{d^2 x_{вих}}{dt^2} + T_2 \frac{dx_{вих}}{dt} + x_{вих} = kx_{вх}$ <p style="text-align: center;">при $T_2 = 2T_1$</p> $h(t) = k \left[1 - e^{-\alpha t} \left(\cos \omega t + \frac{\alpha}{\omega} \sin \omega t \right) \right]$ <p style="text-align: center;">де $\alpha = -\frac{T_2}{2T_1^2}$; $\omega = \sqrt{\frac{4T_1^2 - T_2^2}{2T_1^2}}$;</p>	
Запізніла	$x_{вих}(t) = x_{вх}(t - \tau)$	

З'єднання ланок. У реальних системах ланки поєднують послідовно, паралельно, а також у з'єднання з замкнутим зворотним зв'язком (рис. 1.15).

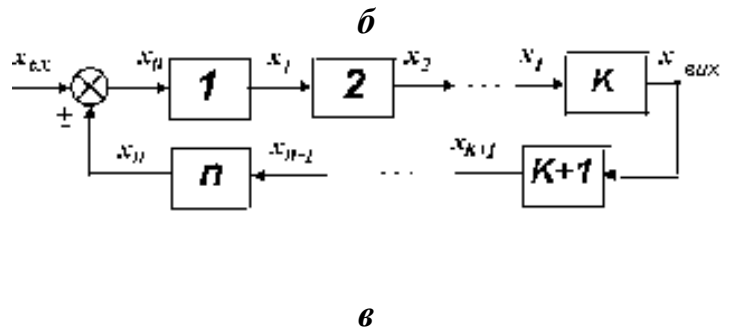
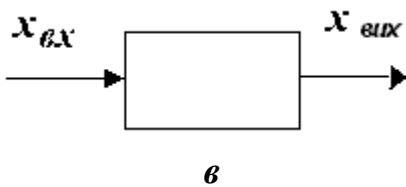
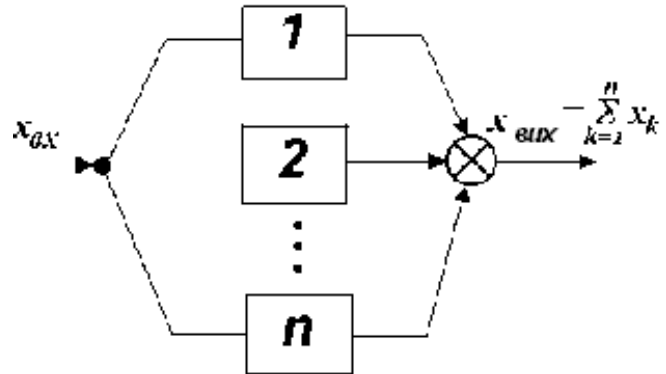
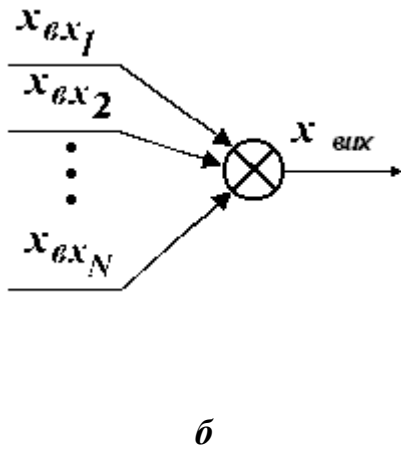
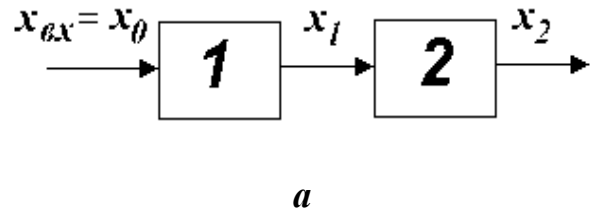
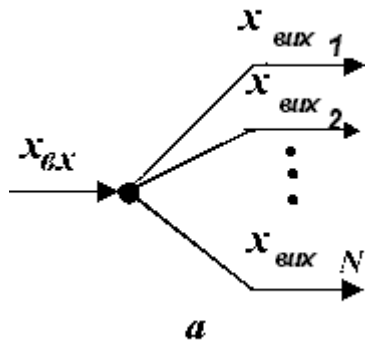


Рис. 1.14. Елементи Рис. 1.15. Типи з'єднань ланок: а – структурних схем; а – вузол послідовне; б – паралельне; в – по схемі з розгалуження; б – вузол суми; в – замкнутим зворотним зв'язком динамічна ланка

При послідовному з'єднанні ланок (рис. 1.15, а) вихідна величина попередньої ланки без переключування надходить на вхід наступної ланки. При такому з'єднанні ланок входною величиною є вхідна величина першої по ходу сигналу ланки, а вихідною – вихідна величина останньої з них.

При паралельному з'єднанні ланок (рис. 1.15, б) вхідний сигнал через вузол розгалуження надходить на входи всіх елементарних ланок. Вихідні сигнали цих ланок додаються і направляються на вихід з'єднання.

При замкненому зворотному зв'язку (рис. 1.15, в) система складається з двох ланцюжків ланок, кожний з яких може являти собою досить складне

з'єднання. По одному з цих ланцюжків сигнал проходить послідовно через ланки від входу з'єднання до його виходу, тобто по прямому зв'язку, а по іншому від виходу з'єднання до входу, тобто по зворотному. При цьому на вхід першого ланцюжка подається сигнал x_0 , що дорівнює сумі вхідної величини з'єднання $x_{вх}$ і прохідної величини другого ланцюжка ланок x_n :

$$x_0 = x_{вх} + x_n. \quad (1.24)$$

Вихідною величиною такого з'єднання $x_{вих}$ є вихід k – ї ланки; одночасно цей самий сигнал подається на вхід $(k+1)$ ланки.

Якщо сигнал з виходу зворотного зв'язку й основний вхідний сигнал з'єднання діє в одному напрямку, то зворотний зв'язок називається позитивним, а якщо ці сигнали діють у протилежних напрямках – негативним.

Комбінації цих з'єднань ланок дозволяють представити будь-яку складну АСР хіміко-технологічного процесу.

Вище розглядалися ланки і з'єднання тільки з однією вхідною й однією вихідною величинами. Однак велике число реальних хіміко-технологічних об'єктів, а також систем регулювання звичайно являють собою з'єднання ланок, що мають кілька вхідних і вихідних величин. Такі з'єднання мають кілька каналів проходження сигналів.

1.5 Передаточні функції систем

Передаточні функції, як і рівняння динаміки, характеризують зміну сигналу при проходженні через систему. Відношення Лапласових зображень вихідної і вхідної величини системи при нульових початкових умовах називається *передаточною функцією системи* $W(p)$:

$$W(p) = x_{вих}(p) / x_{вх}(p), \quad (1.25)$$

де $x_{вих}(p)$ і $x_{вх}(p)$ – зображення по Лапласу вхідної і вихідної величини системи.

За передаточною функцією системи $W(p)$ і зображенням її вихідної величини можна знайти зображення вихідної величини:

$$x_{вих}(p) = W(p) \cdot x_{вх}(p). \quad (1.26)$$

При наявності однієї вхідної й однієї вихідної величини система або ланка мають тільки один канал проходження сигналу, а отже, і одну передаточну функцію. Якщо ж система або ланка мають кілька каналів проходження сигналу, що можливо при декількох вхідних і вихідних величинах, то проходження сигналу в кожному каналі характеризується своєю передаточною функцією.

Знаходження передаточних функцій систем. Передаточні функції систем можуть бути знайдені за рівняннями динаміки і за передаточними функціями ланок системи.

За рівнянням динаміки передаточні функції знаходяться таким способом. При знаходженні, зокрема, за рівнянням (1.6) спочатку запишемо його у зображеннях:

$$\begin{aligned} (a_0 p^n + a_1 p^{n-1} + \dots + a_{n-1} p + a_n) x_{вих}(p) &= \\ &= (b_0 p^m + b_1 p^{m-1} + \dots + b_{m-1} p + b_m) x_{вх}(p) + U(p) \end{aligned} \quad (1.27)$$

або, позначаючи поліноми в лівій і правій частинах рівняння через $D(p)$ і $K(p)$, одержимо:

$$D(p) \cdot x_{вих}(p) = K(p) \cdot x_{вх}(p) + U(p) \quad (1.28)$$

де $U(p)$ – поліном, що визначається початковими умовами системи.

Вважаючи в рівняннях (1.27) і (1.28) початкові умови нульовими, при цьому $U(p) = 0$, з рівностей (1.25), (1.26) і (1.28) одержимо вираз для передаточної функції системи:

$$W(p) = \frac{b_0 p^m + b_1 p^{m-1} + \dots + b_{m-1} p + b_m}{a_0 p^n + a_1 p^{n-1} + \dots + a_{n-1} p + a_n} = \frac{K(p)}{D(p)}, \quad (1.29)$$

Таким чином, передаточна функція систем, рух якої описується рівняннями типу (1.6), є дрібно-раціональною функцією незалежних змінних p . У реальних системах автоматики ступінь полінома знаменника у виразі (1.29) завжди вище або дорівнює ступеню полінома чисельника, тобто $n \geq m$. Корені полінома чисельника передаточної функції називають нулями, а корені полінома знаменника – полюсами. При $p = 0$ передаточна функція систем вироджується в звичайний коефіцієнт підсилення системи.

Відзначимо, що передаточна функція системи може бути також визначена, як відношення поліномів правої і лівої частин рівняння (1.9).

Приклад. Знайти передаточну функцію аперіодичної ланки, рівняння динаміки якої має вид (1.28).

Для знаходження передаточної функції перетворимо вихідне рівняння по Лапласу при нульових початкових умовах і визначимо відношення Лапласових зображень вихідної і вхідної величин. Будемо мати:

$$\begin{aligned} (Tp+1)x_{вих}(p) &= kx_{вх}(p) \\ W(p) &= \frac{x_{вих}(p)}{x_{вх}(p)} = \frac{k}{Tp+1}. \end{aligned}$$

аналогічний результат можна одержати, якщо записати рівняння (1.28) у виді (1.9), а потім взяти відношення поліномів правої і лівої частин рівняння.

Передаточні функції типових ланок приведені в таблиці 1.3.

За передаточними функціями ланок також можуть бути знайдені передаточні функції систем. Для перебування передаточної функції систем $W(p)$, що складається з n послідовно з'єднаних ланок, передаточні функції яких

відповідно позначені через $W_1(p)$, $W_2(p)$, ..., $W_n(p)$ (рис 1.15, а), напишемо для кожної її ланки рівняння, подібне до рівняння (1.25)

$$\left. \begin{aligned} x_1(p) &= W_1(p)x_{вх}(p) \\ x_2(p) &= W_2(p)x_1(p) \\ &\dots \\ x_{вих}(p) &= W_n(p)x_{n-1}(p) \end{aligned} \right\} \quad (1.30)$$

Виключимо з системи (1.30) проміжні величини:

$$x_{вих}(p) = [W_1(p) \cdot W_2(p) \cdot \dots \cdot W_n(p)] x_{вх}(p).$$

Порівнюючи отримане з рівнянням (1.27), знайдемо:

$$W(p) = W_1(p) \cdot W_2(p) \cdot \dots \cdot W_n(p) = \prod_{k=1}^n W_k(p). \quad (1.31)$$

Таким чином, при послідовному з'єднанні ланок передаточна функція системи дорівнює добутку передаточних функцій вхідних в неї ланок.

Для перебування передаточної функції системи $W(p)$, що складається з n паралельно з'єднаних ланок, передаточні функції яких відповідно рівні $W_1(p)$, $W_2(p)$, ..., $W_n(p)$ (див. рис. 1.15, б), визначимо Лапласові зображення вихідних величин всіх ланок системи:

$$\left. \begin{aligned} x_1(p) &= W_1(p)x_{вх}(p) \\ x_2(p) &= W_2(p)x_{вх}(p) \\ &\dots \\ x_n(p) &= W_n(p)x_{вх}(p) \end{aligned} \right\} \quad (1.32)$$

Запишемо в зображеннях рівняння (1.32) для підсумовуючої ланки:

$$x_{вих}(p) = x_1(p) + x_2(p) + \dots + x_n(p).$$

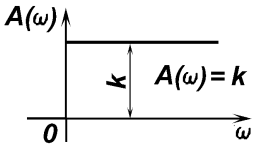
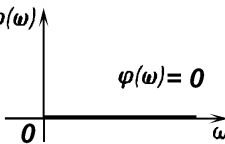
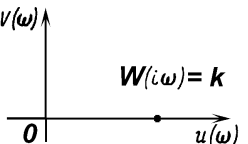
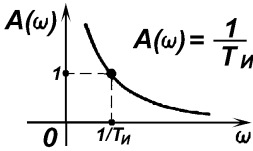
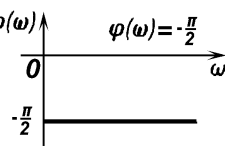
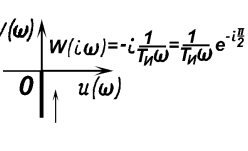
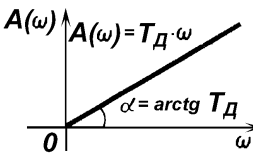
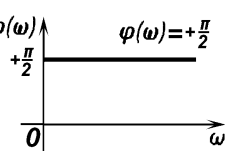
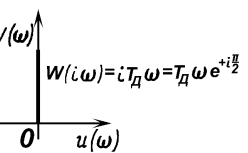
Підставляючи вираз для $x_1(p)$, $x_2(p)$ і т.д. в отримане рівняння, маємо

$$x_{вих}(p) = [W_1(p) + W_2(p) + \dots + W_n(p)] x_{вх}(p).$$

Порівнюючи рівняння (1,35) і (1,43), остаточно одержимо

$$W(p) = W_1(p) \cdot W_2(p) \cdot \dots \cdot W_n(p) = \sum_{k=1}^n W_k(p). \quad (1.33)$$

Таблиця 1.3

Ланка	Передаточна функція	Характеристика		
		амплітудно-частотна	фазо-частотна	амплітудно-фазова
Підсилювальна	$W(p) = k$			
Інтегруюча	$W(p) = \frac{1}{T_I \cdot p}$			
Диференціююча	$W(p) = T_D \cdot p$			

Ланка	Передаточна функція	Характеристика		
		амплітудно-частотна	фазо-частотна	амплітудно-фазова
Аперіодична 1-го порядку	$W(p) = \frac{k}{T_p p + 1}$			
Коливальна	$W(p) = \frac{k}{T_1^2 p^2 + T_p p + 1}$			
Запізнiла	$W(p) = e^{-pt}$			

Таким чином, при паралельному з'єднанні ланок передаточна функція системи дорівнює сумі передаточних функцій вхідних в неї ланок.

Для знаходження передаточної функції з'єднання з замкнутим зворотним зв'язком (структурну схему див. на рис. 1.15, в) щодо величини $x_{вих}$ введемо наступні позначення:

$W_1(p)$ – передаточна функція ланцюжка прямого зв'язку;

$W_2(p)$ – передаточна функція ланцюжка ланок зворотного зв'язку. Тоді передатні функції $W_1(p)$ і $W_2(p)$ можна виразити:

$$W_1(p) = x_{вих}(p) / x_0(p), \quad (1.34)$$

$$W_2(p) = x_n(p) / x_{вих}(p). \quad (1.35)$$

При позитивному зворотному зв'язку, коли сигнали прямого і зворотного зв'язків складаються, для підсумовуючого вузла:

$$x_0(p) = x_{вх}(p) + x_n(p). \quad (1.36)$$

З рівнянь (1.33) і (1.34) знайдемо відповідно величини $x_0(p)$ і $x_n(p)$:

$$x_0(p) = x_{вих}(p) / W_1(p)$$

$$x_n(p) = W_2(p) x_{вих}(p)$$

Підставляючи отримані вирази в рівняння (1.36), маємо:

$$\frac{x_{вих}(p)}{W_1(p)} = W_2(p) x_{вих}(p) + x_{вх}(p)$$

Згрупуємо в лівій частині члени, що містять $x_{вих}(p)$:

$$[1 - W_1(p) \cdot W_2(p)] x_{вих}(p) = W_1(p) x_{вх}(p).$$

З останньої рівності знайдемо відношення $x_{вих}(p) / x_{вх}(p)$, що і є шуканою передаточною функцією:

$$W(p) = \frac{x_{вих}(p)}{x_{вх}(p)} = \frac{W_1(p)}{1 - W_1(p)W_2(p)}. \quad (1.37)$$

Таким чином, передаточна функція з'єднання з замкнутим позитивним зворотним зв'язком являє собою дріб, чисельник якого дорівнює передаточній функції ланцюжка ланок прямого зв'язку, а знаменник – виразу: одиниця мінус добуток передаточних функцій ланцюжків прямих і зворотних зв'язків (чи одиниця мінус передаточна функція з'єднання в розімкнутому стані). Для знаходження передаточної функції з'єднання з замкнутим негативним зворотним зв'язком, у якому сигнали прямої і замикаючої зворотних зв'язків віднімаються, можна скористатися рівнянням (1.37) за умови зміни знака мінус у знаменнику на плюс:

$$W(p) = \frac{W_1(p)}{1 + W_1(p)W_2(p)} \quad (1.38)$$

Однак варто мати на увазі, що при розрахунку систем зазначені знаки в знаменнику передаточних функцій з'єднань (1.29) і (1.30) повинні визначатися з врахуванням знаків передаточних функцій ланок, що входять у ці з'єднання.

Аналогічним чином може бути знайдений вираз для передаточної функції з'єднання з замкнутим зворотним зв'язком щодо будь-якої проміжної величини.

Характеристичні рівняння. Знаменник передаточної функції системи характеризує її внутрішні динамічні властивості, відбиває її поведінку у вільному стані; поліном знаменника $D(p)$ називають характеристичним. Відповідно до рівняння (1.28) для системи n -го порядку:

$$D(p) = a_0 p^n + a_1 p^{n-1} + \dots + a_{n-1} p + a_n. \quad (1.39)$$

При послідовному і паралельному з'єднаннях ланок (див. рівняння (1.31, 1.33) знаменник передаточної функції з'єднання дорівнює добутку характеристичних поліномів ланок, що входять у це з'єднання:

$$D(p) = \prod_{k=1}^n D_k(p) \quad . \quad (1.40)$$

Знаменник передаточної функції $H(p)$ з'єднання з замкнутим зворотним зв'язком (див. рівняння (1.37) і (1.38)), виражений через передаточні функції, дорівнює (чи у виді характеристичного полінома (1.38)):

$$H(p) = 1 \pm W_1(p) \cdot W_2(p) \quad (1.41)$$

$$H(p) = D_1(p)D_2(p) \pm K_1(p) K_2(p). \quad (1.42)$$

Знаменник передаточної функції системи (характеристичний поліном), прирівняний до нуля, представляє характеристичне рівняння системи, що має вид:

$$D(p) = 0; \quad (1.43)$$

$$H(p) = 1 \pm W_1(p) \cdot W_2(p) = 0 \quad (1.44)$$

Загальний вид характеристичного рівняння системи n -го порядку у виді характеристичного полінома можна представити таким чином:

$$a_0 p^n + a_1 p^{n-1} + \dots + a_{n-1} p + a_n = 0. \quad (1.45)$$

Характеристичні поліноми і характеристичні рівняння служать вихідним матеріалом при дослідженні систем на стійкість.

1.6 Властивості об'єктів і їхні перехідні процеси

Вид перехідного процесу в об'єкті залежить від величини і форми нанесених на нього регулюючих впливів і впливів, що збурюють, а також від його динамічних властивостей.

Властивості об'єкта необхідно знати при складанні схеми автоматизації, виборі закону роботи регулятора і визначенні оптимальних значень його

регулюючих параметрів. Правильний облік властивостей об'єктів дозволяє створювати АСР, що мають значно більш високі показники якості перехідного процесу; недооцінка ж властивостей об'єктів може привести до того, що навіть складні схеми регулювання не зможуть забезпечити необхідної якості перехідного процесу. Основними властивостями об'єктів регулювання є самовирівнювання (саморегулювання), ємність і запізнювання.

Самовирівнювання об'єкта характеризує його стійкість. **С а м о в и р і в н ю в а н н я м** називають властивість стійкого об'єкта самостійно встановлюватися в рівноважний стан після зміни: своєї вхідної величини. В об'єктах із самовирівнюванням східчаста зміна вхідної величини приводить до зміни вихідної величини зі швидкістю, що поступово зменшується до нуля, що зв'язано з наявністю внутрішнього негативного зворотного зв'язку. Кількісно ця характеристика визначається ступенем самовирівнювання p , під яким розуміють відношення зміни вхідної величини об'єкта (x, z) до зміни вихідної величини по досягненні об'єктом рівноважного стану y_∞ :

$$p = x/y_\infty \quad \text{чи} \quad p = z/y_\infty.$$

Чим більше ступінь самовирівнювання, тим менше відхилення вихідної величини від первісного положення.

Ємність об'єкта є властивістю, характерною для всіх динамічних об'єктів. Вона характеризує їх інерційність – ступінь впливу вхідної величини на швидкість зміни вихідної. Навіть східчаста зміна вхідної величини об'єкту призводить до зміни вихідної величини з кінцевою швидкістю. Під **є м н і с т ю** розуміють таку зміну вхідної величини, що призводить до зміни її вихідної величини на одиницю за одиничний відрізок часу:

$$c = \frac{x}{dy/dt}.$$

Чим більше ємність, тим менше швидкість зміни вихідної величини об'єкта, і навпаки.

Запізнювання об'єкта виражається в тому, що його вихідна величина починає змінюватися не відразу після нанесення збурювання, а тільки через деякий проміжок часу τ , що називається **ч а с о м з а п і з н ю в а н н я**. Усі реальні об'єкти мають запізнювання, тому що зміна потоків речовини чи тепла поширюється в об'єктах з кінцевою швидкістю і потрібен час для проходження сигналу від місця нанесення збурювання до місця, де фіксується зміна вихідної величини. Позначивши цю відстань через l , а швидкість проходження сигналу через s , виразимо час запізнювання таким чином:

$$\tau = l/s.$$

Вплив властивостей об'єкта на вид його перехідного процесу будемо вивчати на прикладах одномірних об'єктів із зосередженими параметрами.

В залежності від виду диференційного рівняння динаміки реального об'єкту хімічної технології доцільно розрізняти об'єкти першого, другого і високого порядків.

За здатністю відновлювати рівноважний стан при кінцевій зміні вхідних величин можна підрозділити об'єкти на нейтральні, стійкі і не стійкі (рис. 1.16).

Об'єкти 1-го порядку широко поширені в хімічній промисловості. До них відносяться збірники рідини, бункери для сипучих матеріалів, газові акумулятори, рідинні змішувачі, теплообмінники змішування і т. д. У всіх цих апаратах кількість речовини чи тепла укладено в одному резервуарі. Такі об'єкти мають здатність акумулювати (накопичувати) минаючі через них речовини чи тепло в перехідному режимі. Це виражається в тому, що неузгодженість потоків на вході і виході при зміні, наприклад, навантаження викликає зміну кількості речовини чи тепла в об'єкті, а отже, і вихідної величини об'єкта.

При цьому швидкість зміни вихідної величини об'єкта залежить від здатності, що акумулює, чи інерційних властивостей об'єкта.

Нейтральні об'єкти 1-го порядку. У нейтральних об'єктах вхідні величини впливають на вихідні, а останні не впливають на вхідні величини, тобто внутрішній зворотний зв'язок відсутній.

Як приклад такого об'єкта розглянемо резервуар, з якого насосом відкачується рідина, причому продуктивність F_p постійна.

Для знаходження залежності рівня рідини в апараті L від вхідних величин F_{np} і F_p (у м³/с) складемо рівняння матеріального балансу апарата:

$$F_p dt = dV + F_p dt, \quad (1.46)$$

де V – об'єм рідини в апараті, м³; t – час, с.

Звідси швидкість зміни об'єму рідини в апараті:

$$\frac{dV}{dt} = F_{np} - F_p. \quad (1.47)$$

Швидкість зміни рівня рідини L , якщо площа горизонтального перетину апарата A (у м²) незмінна по висоті:

$$\frac{dL}{dt} = \frac{1}{A} (F_{np} - F_p). \quad (1.48)$$

Таким чином, швидкість зміни рівня в резервуарі пропорційна різниці потоків рідини на вході і виході. Рівень рідини приймає постійні значення в часі (швидкість $d/dt = 0$) тільки при відсутності неузгодженості потоків F_{np} і F_p .

Проінтегруємо рівняння (1.48) у межах від 0 до t :

$$L = \frac{1}{A} \int_0^t (F_{np} - F_p) dt + L_0. \quad (1.49)$$

Отже, вихідна величина об'єкта пропорційна інтегралу від зміни його вхідних величин.

При східчастій зміні навантаження об'єкта на величину ΔF рівень рідини L змінюється за залежністю (рис. 1.17):

$$L = \frac{\Delta F}{A} t + L_0. \quad (1.50)$$

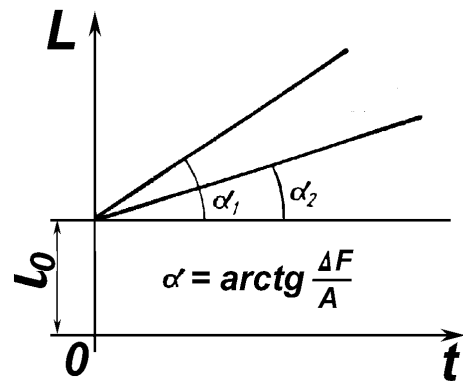
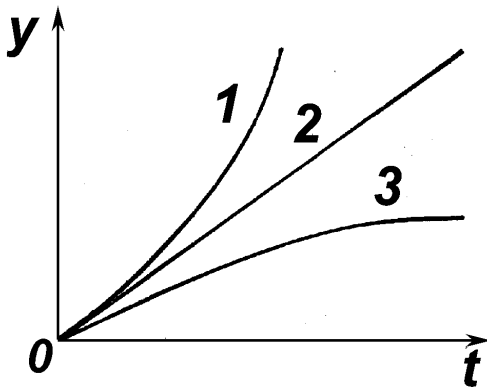


Рис. 1.16. Перехідні характеристики нестійкого (1), нейтрального (2) і стійкого (3) об'єктів

Рис. 1.17. Перехідна характеристика нейтрального об'єкта першого порядку

Як впливає з рівняння (1.49), швидкість зміни вихідної величини при східчастому збурюванні ΔF постійна і дорівнює

$$\frac{dL}{dt} = \frac{\Delta F}{A}. \quad (1.51)$$

При розрахунках систем автоматизації рівняння динаміки об'єкта представляють у відносних величинах. Припускаючи, що F_{np} є збурюванням, а F_p – регулюючим впливом, маємо:

$$y = \frac{\Delta L}{L_0}; \quad x = \frac{\Delta F_p}{F_0}; \quad z = \frac{\Delta F_{np}}{F_0}, \quad (1.52)$$

де L_0 і F_0 — значення відповідних величин при рівноважному стані об'єкта.

Записавши рівняння (1.48) у збільшеннях і ввівши відносні величини, одержимо рівняння динаміки:

$$\frac{AL_0}{F_0} \cdot \frac{dy}{dt} = z - x. \quad (1.53)$$

З рівняння (1.53) видно, що відношення AL_0/F_0 має розмірність часу. Його називають часом розвантажування об'єкта і позначають через T_ε . Під цим терміном розуміють час, протягом якого вихідна величина об'єкта y , змінюючись з постійною швидкістю, досягає значення вхідної величини z . Час розвантажування T_ε прямо пропорційно ємності об'єкта і характеризує його інерційні властивості.

Замінюючи коефіцієнт у лівій частині рівняння (1.53) через T_ε , одержимо рівняння динаміки нейтрального об'єкта першого порядку в загальному виді:

$$T_\varepsilon \cdot \frac{dy}{dt} = z - x. \quad (1.54)$$

Інтегруючи рівняння (1.54), знайдемо:

$$y = \frac{1}{T_\varepsilon} \int_0^t (z - x) dt. \quad (1.55)$$

У нашому випадку $x = 0$. Величину, зворотну T_ε , часто називають швидкістю розгону об'єкта ε , під якою розуміють швидкість зміни вихідної величини y при попередній східчастій зміні вхідної величини z , що дорівнює одиниці. Дійсно, при одиничному східчастому збурюванні $\varepsilon - x = 1(t)$ зміна вихідної величини y підкоряється залежності:

$$h(t) = y = \frac{1}{T_\varepsilon} t. \quad (1.56)$$

Передаточна функція нейтрального об'єкта першого порядку:

$$W(p) = \frac{1}{T_\varepsilon p}. \quad (1.57)$$

У динамічному відношенні такий об'єкт являє собою інтегруючу ланку.

Нейтральним об'єктам першого порядку притаманні тільки ємнісні (інерційні) властивості, що виражаються, наприклад, при регулюванні рівня L ступенем впливу величини $F_{np} - F_p$ на швидкість dL/dt . Цей вплив залежить від площі поперечного перерізу апарата. При більшому значенні A швидкість зміни рівня менше, і навпаки (див. рис. 1.17).

Для розглянутого вище апарата ємність дорівнює:

$$C = \frac{F_{np} - F_p}{dL/dt}. \quad (1.58)$$

З порівняння рівняння (1.58) випливає, що ємність резервуара чисельно дорівнює площі його горизонтального перерізу. Одиницею виміру ємності в даному випадку є m^2 .

Ємність об'єктів залежить від процесів, що протікають у них. Так, ємність теплових об'єктів, у яких здійснюється теплообмін при регулюванні в них температури, знаходять по зміні теплового потоку Δq , Вт, що викликає збільшення температури T на 1°C за 1 год:

$$C = \frac{\Delta q}{dT/dt}. \quad (1.59)$$

Ємність апарата залежить від теплоємності C_T , продукту, що знаходиться в ньому. Одиницею виміру ємності теплового об'єкта є Дж/ $^\circ\text{C}$.

Стійкі об'єкти 1-го порядку. Якщо рідину з розглянутого вище резервуара не відкачувати насосом, а відводити самопливом по трубопроводу, на якому є додатковий гідравлічний опір, наприклад, вентиль, то при неузгодженості потоків на вході і виході регульована величина (рівень) буде самостійно встановлюватися в новому рівноважному стані.

При східчастому збільшенні припливу рідини F_{np} на величину ΔF (рис. 1.18) рівень L в апараті в перший момент почне змінюватися, як і у випадку нейтрального об'єкта (див. пунктир), зі швидкістю, обумовленою рівністю (1.48). Але при підвищенні рівня зростає гідростатичний напір, що в свою чергу збільшить витрату рідини в апараті F_p , його залежність від рівня L :

$$F_p = \alpha A \sqrt{2gL}, \quad (1.60)$$

де α – коефіцієнт витрати вентиля; A – площа його прохідного перетину; g – прискорення вільного падіння.

Зі збільшенням F_p величина збурювання $\Delta F = F_{np} - F_p$, а, отже, і швидкість зміни рівня зменшуються. Згодом витрата рідини поступово досягне поточного значення припливу, підвищення її рівня, що змінюється по експоненті, припиниться, і наступить новий рівноважний стан об'єкта, але при більш високому значенні рівня L_∞ . Аналогічним чином при східчастому зменшенні F_{np} рівень L почне знижуватися, що обумовить зменшення витрати F_p , внаслідок зменшення гідростатичного напору. Згодом між витратою і припливом рідини відновлюється рівність, але при більш низькому рівні.

Стійкість об'єктів пояснюється наявністю в них негативного зворотного зв'язку. Зокрема, у розглянутому об'єкті зворотний зв'язок визначається рівністю (1.59).

Для перебування передаточної функції ланки зворотного зв'язку лінеаризуємо залежність (1.59), розкладаючи її в ряд Тейлора в околиці точки з координатами (L_0, P_{p0}) :

$$F_p = F_{p0} + \alpha A \sqrt{2g} \cdot \frac{1}{2\sqrt{L_0}} (L - L_0)$$

звідки:

$$\Delta F_p = \frac{\alpha A \sqrt{2g}}{2} \cdot \frac{\Delta L}{L_0}$$

Враховуючи рівності (1.52) і (1.53), остаточно одержимо:

$$x = k_{oc} y. \quad (1.61)$$

де $k_{oc} = 1/2$.

Таким чином, у даному випадку зворотний зв'язок відповідає підсилювальній ланці з коефіцієнтом підсилення 1/2.

Структурна схема стійкого об'єкта 1-го порядку представлена на рис. 1.19. Інтегруюча ланка з передаточною функцією $1/T_{\epsilon} p$ охоплюється ланкою негативного зворотного зв'язку з передаточною функцією k_{oc} . Передаточна функція такого об'єкта має вигляд:

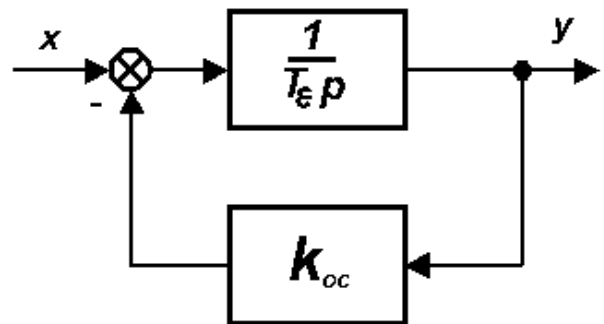
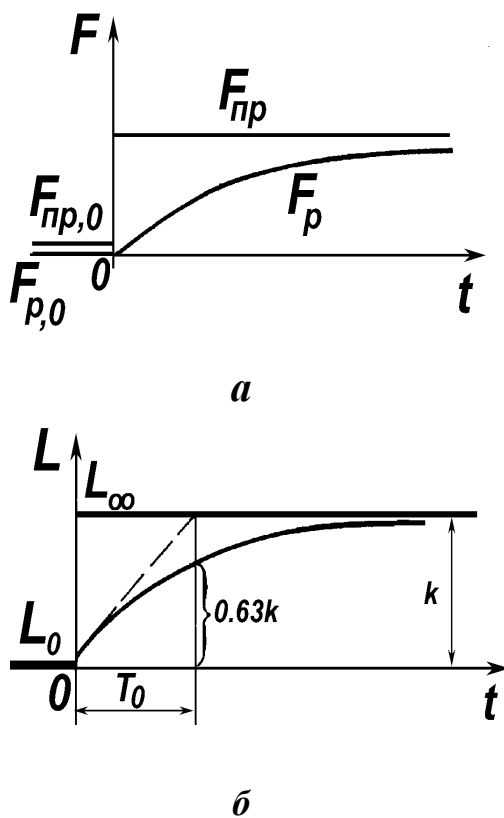


Рис. 1.19. Структурна схема стійкого об'єкта 1-го порядку

Рис. 1.18. Графічна зміна $F_{пр}$ і F_p у стійкому об'єкті першого порядку (а) і його перехідна характеристика (б)

$$W(p) = \frac{\frac{1}{T_{\varepsilon p}}}{1 + \frac{1}{T_{\varepsilon p}} k_{oc}} = \frac{\frac{1}{k_{oc}}}{\frac{T_{\varepsilon}}{k_{oc}} p + 1} = \frac{k}{T_0 p + 1}, \quad (1.62)$$

де $k = k_{oc}$ – коефіцієнт підсилення об'єкта; $T_0 = T_{\varepsilon}/k_{oc}$ – постійна часу об'єкта, під якою розуміють час, протягом якого вихідна величина досягла б свого нового сталого значення, якби вона змінювалася з постійною швидкістю, рівній швидкості її зміни в початковий момент часу.

При $t = T$ вихідна величина складає 63 % нового сталого значення. Постійна часу об'єкта визначається як проекція на вісь часу відрізка дотична до експонента, вкладеного між точкою дотику і точкою перетину дотичної з лінією сталого значення вихідної величини (див. рис. 1.18, б). Довжина цієї проекції однакова для дотичних, проведених до будь-якої точки експонента.

Постійна часу об'єкта T_0 визначає його динамічні властивості. Чим вона більше, тим повільніше перехідний процес в об'єкті, і навпаки. Відповідно до передаточної функції (1.62) рівняння динаміки стійкого об'єкта першого порядку має вид:

$$T_0 \frac{dy}{dt} + y = kz. \quad (1.63)$$

Перехідна характеристика цього об'єкта аналогічно виразу (1.63) буде дорівнювати:

$$h(t) = y = k(1 - e^{-\frac{t}{T_0}}). \quad (1.64)$$

Таким чином, розглянутий об'єкт являє собою аперіодичну ланку першого порядку, коефіцієнт підсилення k якого дорівнює величині, зворотній коефіцієнту підсилення зворотного зв'язку, а постійна часу T_0 – відношенню часу розвантаження інтегруючої ланки до коефіцієнта підсилення зворотного зв'язку.

Ємнісні властивості стійких об'єктів 1-го порядку аналогічні властивостям нейтральних об'єктів 1-го порядку.

Для стійких об'єктів ступінь самовирівнювання $p > 0$, для нейтральних об'єктів $p = 0$. Перехідні характеристики об'єктів 1-го порядку показані на рис. 1.20. Основні характеристики об'єктів хімічної технології I-го порядку приведені в табл. 1.4.

Об'єкти 2-го порядку. У таких об'єктах речовина чи тепло вкладене в двох об'ємах, розділених опором. Прикладами цих об'єктів є теплообмінник, у якому тепло передається через стінку від однієї рідини до іншої; дві сполучених між собою судини з рідиною і т. д.

Розглянемо систему, що складається з двох апаратів, з'єднаних трубопроводом, на якому встановлений вентиль (рис.1.21). Вхідними

величинами цього об'єкта є потоки рідини P_{np} і P_p , а вихідними – зміна рівня рідини L у правому апараті. При малому гідравлічному опорі

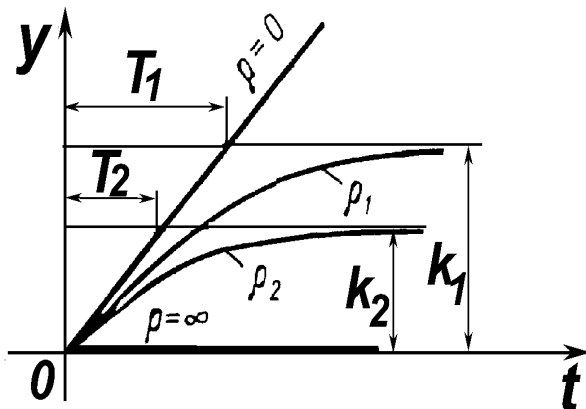


Рис. 1.20. Перехідні характеристики об'єктів 1-го порядку, що володіють різним ступенем самовирівнювання

носія на трубопроводі, що з'єднує апарати, рівні рідини в апаратах будуть змінюватися практично однаково, таку систему можна розраховувати як об'єкт 1-го порядку, об'єм якого дорівнює сумі об'ємів обох апаратів. При істотному опорі вентиля цю систему варто розглядати як об'єкт 2-го порядку.

Нейтральні об'єкти 2-го порядку. Якщо об'єкт складається з двох апаратів, звідки рідина відводиться насосом з постійною продуктивністю, то він нейтральний. Перехідна характеристика нейтрального об'єкта 2-го порядку приведена на рис. 1.22, а. Пунктиром показано зміну рівня y_1 у лівому апараті, а суцільною лінією – рівня y в правому. При підвищенні рівня y_1 з'являється гідростатичний напір, під дією якого рідина перетікає по сполучному трубопроводу. Швидкість зміни рівня y в перший момент дорівнює нулю, а потім поступово підвищується і досягає постійного значення, рівного $dy|ldt$. Нейтральний об'єкт 2-го порядку може бути представлений послідовно з'єднаними інтегруючими і аперіодичними ланками 1-го порядку (рис. 1.22, б).

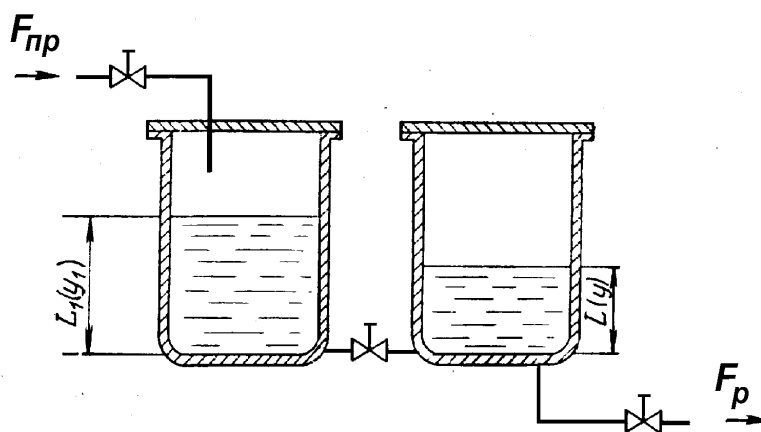


Рис. 1.21. Схема резервуара для рідини – об'єкта 2-го порядку

Основні характеристики об'єктів хімічної технології, що мають 2-ий порядок, див. у табл. 1.4.

Таблиця 1.4

Об'єкт	Рівняння динаміки	Перехідна характеристика $h(t)$
Нейтральний 1-го порядку	$T\varepsilon \frac{dy}{dt} = x$	<u>Об'єкти без запізнювання</u> $\frac{1}{T\varepsilon} t$
Стійкий 1-го порядку	$T\varepsilon \frac{dy}{dt} + y = kx$	$k(1 - e^{-\frac{t}{T_0}})$
Нейтральний 2-го порядку	$T\varepsilon \left[T_0 \frac{d^2 y}{dt^2} + \frac{dy}{dt} \right] = x$	$\frac{1}{T\varepsilon} \left[t - T_0(1 - e^{-\frac{t}{T_0}}) \right]$
Стійкий 2-го порядку	$T_1^2 \frac{d^2 y}{dt^2} + T_2^2 \frac{dy}{dt} + y = kx$ $T_2 \geq 2T_1$	$k \left(1 - \frac{T_3}{T_3 - T_4} e^{-\frac{t}{T_3}} + \frac{T_4}{T_4 - T_3} e^{-\frac{t}{T_4}} \right)$ $T_{3,4} = \frac{1}{2} (T_2 \pm \sqrt{T_2^2 - 4T_1^2}); T_3 \geq T_4$
Нейтральний 1-го порядку	$T\varepsilon \frac{dy(t)}{dt} = x(t - \tau)$	<u>Об'єкти с запізнюванням</u> $0 \quad (0 < t < \tau)$ $\frac{t - \tau}{T\varepsilon} \quad (t \geq \tau)$
Стійкий 1-го порядку	$T_0 \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = kx(t - \tau)$	$0 \quad (0 < t < \tau)$ $k(t - \tau) - ke^{-\frac{t - \tau}{T_0}} \quad (t \geq \tau)$

Об'єкт	Графік перехідної характеристики	Передатна функція W(P)	Структурна схема
Нейтральний 1-го порядку		$\frac{1}{T_{\epsilon}p}$	
Нейтральний 1-го порядку		$\frac{k}{T_0p+1}$	
Нейтральний 2-го порядку		$\frac{1}{T_{\epsilon}p(T_0p+1)}$	
Стійкий 2-го порядку		$\frac{k}{T_1^2 p^2 + T_2 p + 1} = \frac{k}{(T_3 p + 1)(T_4 p + 1)}$	
Нейтральний 1-го порядку		$\frac{1}{T_{\epsilon}p} e^{-p\tau}$	
Стійкий 1-го порядку		$\frac{k}{T_0p+1} e^{-p\tau}$	

Об'єкт	Рівняння динаміки	Перехідна характеристика $h(t)$
Нейтральний 2-го порядку	$T\varepsilon \left[T_0 \frac{d^2 y(t)}{dt^2} + \frac{dy(t)}{dt} \right] = x(t - \tau)$	$0 \quad (0 < t < \tau)$ $\frac{t - \tau}{T\varepsilon} - \frac{T_0}{T\varepsilon} (t - \tau) + \frac{T_0}{T\varepsilon} e^{-\frac{t - \tau}{T_0}} \quad (t \geq \tau)$
Стійкий 3-го порядку	$T_1^2 \frac{d^2 y(t)}{dt^2} + T_2^2 \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = kx(t - \tau)$	$0 \quad (0 < t < \tau)$ $k(t - \tau) - \frac{kT_3}{T_3 - T_4} e^{-\frac{t - \tau}{T_3}} + \frac{kT_4}{T_4 - T_3} e^{-\frac{t - \tau}{T_4}} \quad (t \geq \tau)$ $T_{3,4} = \frac{1}{2} (T_2 \pm \sqrt{T_2^2 - 4T_1^2}); T_3 \geq T_4$

Об'єкт	Графік перехідної характеристики	Передаточна функція $W(p)$	Структурна схема
Нейтральний 2-го порядку		$\frac{1}{T\varepsilon p(T_0 p + 1)} e^{-p\tau}$	
Стійкий 3-го порядку		$\frac{k}{T_1^2 p^2 + T_2 p + 1} e^{-p\tau} = \frac{k}{(T_3 p + 1)(T_4 p + 1)} e^{-p\tau}$	

Стійкі об'єкти 2-го порядку. Якщо рідина відводиться з об'єкта самопливом через гідравлічний опір, то об'єкт стійкий. Його перехідна характеристика має вигляд, приведений на рис. 1.23, а. Спочатку вихідна величина об'єкта змінюється з наростаючою швидкістю, а потім, внаслідок зменшення перепаду тиску на сполучному вентилі, швидкість зміни рівня у поступово зменшується до нуля. Такий об'єкт може бути представлений двома послідовно з'єднаними аперіодичними ланками першого порядку (рис. 1.23, б).

Об'єкти високого порядку. З підвищенням порядку об'єкт реагує на збурювання все більш сповільнено. Зміна вихідної величини в таких об'єктах при однаковому значенні ступеня самовирівнювання приведено на рис. 1.24, а. Їхня поведінка в динаміці ідентична поведінці ланцюжка послідовно з'єднаних аперіодичних ланок (рис. 1.24, б).

Нестійкі об'єкти. Якщо при порушенні рівності припливу і витрати речовини чи енергії через об'єкт швидкість зміни технологічної величини поступово збільшується, то такий об'єкт хитливий. Прикладом хитливого об'єкта може служити хімічний реактор ідеального перемішування, у якому протікає екзотермічна реакція. Якщо тепло реакції буде перевищувати тепло, що відводиться системою охолодження, то температура в реакторі почне підвищуватися. При цьому зросте ступінь перетворення реагентів, що в свою чергу призведе до подальшого підвищення температури в реакторі, швидкість зміни якої буде рости. Така поведінка реактора в перехідному режимі пояснюється наявністю в ньому внутрішніх позитивних зворотних зв'язків.

Об'єкти з запізнюванням. Раніше всі об'єкти розглядалися за умови, що їхня вихідна величина починає змінюватися відразу ж після нанесення на об'єкт збурювання. Однак здебільшого об'єкти хімічної технології мають запізнювання. Воно досягає досить великих значень (порядку декількох десятків хвилин) в об'єктах, де протікають теплообмінні і масообмінні процеси, і невелике (усього кілька секунд) в об'єктах, вихідні величини яких являють собою витрату чи тиск рідин чи газів.

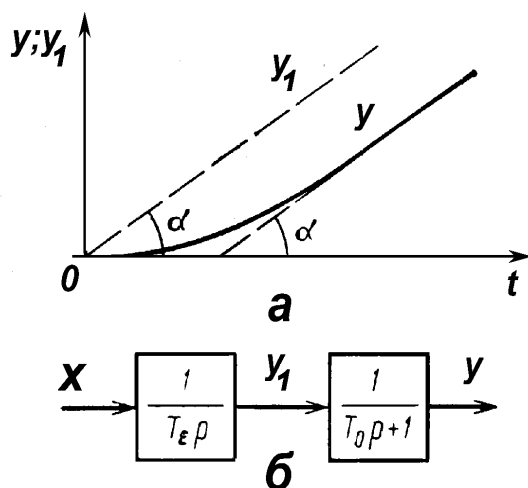


Рис. 1.22. Перехідна характеристика (а) і структурна схема (б) нейтрального об'єкта 2-го порядку

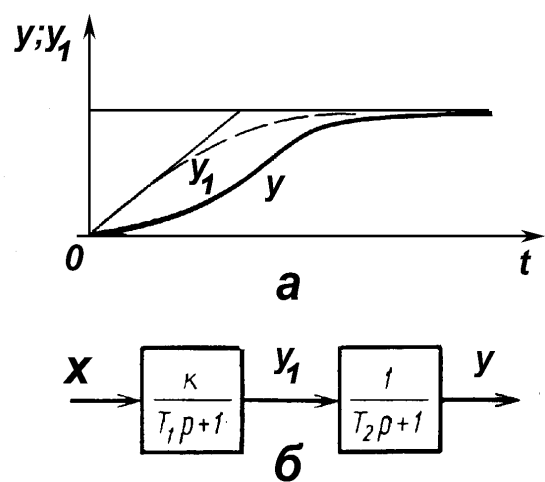


Рис. 1.23. Перехідна характеристика (а) і структурна схема (б) стійкого об'єкта 2-го порядку

Стійкі об'єкти 2-го порядку. Якщо рідина відводиться з об'єкта самопливом через гідравлічний опір, то об'єкт стійкий. Його перехідна характеристика має вигляд, приведений на рис. 1.23, *а*. Спочатку вихідна величина об'єкта змінюється з наростаючою швидкістю, а потім, внаслідок зменшення перепаду тиску на сполучному вентилі, швидкість зміни рівня у поступово зменшується до нуля. Такий об'єкт може бути представлений двома послідовно з'єднаними аперіодичними ланками першого порядку (рис. 1.23, *б*).

Об'єкти високого порядку. З підвищенням порядку об'єкт реагує на збурювання все більш сповільнено. Зміна вихідної величини в таких об'єктах при однаковому значенні ступеня самовирівнювання приведено на рис. 1.24, *а*. Їхня поведінка в динаміці ідентична поведінці ланцюжка послідовно з'єднаних аперіодичних ланок (рис. 1.24, *б*).

Нестійкі об'єкти. Якщо при порушенні рівності припливу і витрати речовини чи енергії через об'єкт швидкість зміни технологічної величини поступово збільшується, то такий об'єкт хитливий. Прикладом хитливого об'єкта може служити хімічний реактор ідеального перемішування, у якому протікає екзотермічна реакція. Якщо тепло реакції буде перевищувати тепло, що відводиться системою охолодження, то температура в реакторі почне підвищуватися. При цьому зросте ступінь перетворення реагентів, що в свою чергу призведе до подальшого підвищення температури в реакторі, швидкість зміни якої буде рости. Така поведінка реактора в перехідному режимі пояснюється наявністю в ньому внутрішніх позитивних зворотних зв'язків.

Об'єкти з запізнюванням. Раніше всі об'єкти розглядалися за умови, що їхня вихідна величина починає змінюватися відразу ж після нанесення на об'єкт збурювання. Однак здебільшого об'єкти хімічної технології мають запізнювання. Воно досягає досить великих значень (порядку декількох десятків хвилин) в об'єктах, де протікають теплообмінні і масообмінні процеси, і невелике (усього кілька секунд) в об'єктах, вихідні величини яких являють собою витрату чи тиск рідин чи газів.

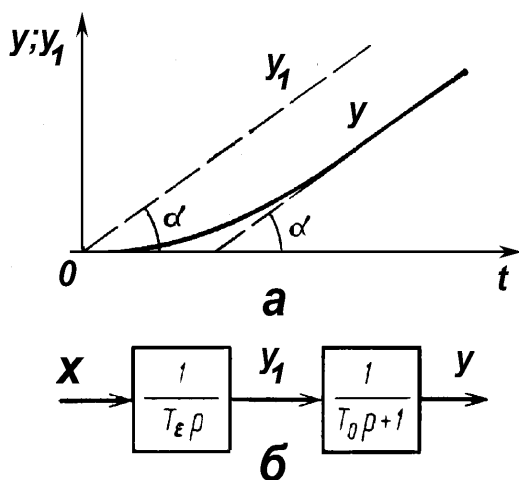


Рис. 1.22. Перехідна характеристика (а) і структурна схема (б) нейтрального об'єкта 2-го порядку

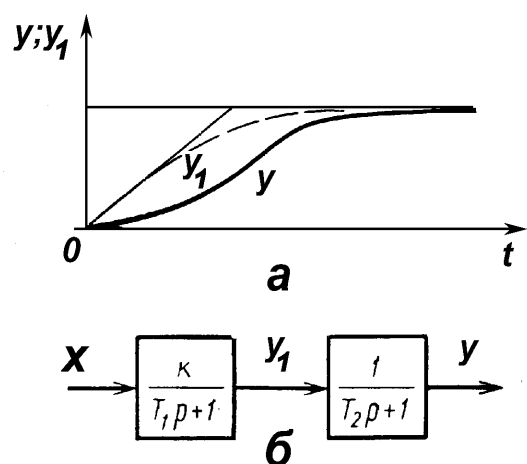


Рис. 1.23. Перехідна характеристика (а) і структурна схема (б) стійкого об'єкта 2-го порядку

Прикладом об'єкта, що володіє запізнюванням, є стрічковий живильник сипучого матеріалу, схема якого приведена на рис. 1.25. Матеріал з бункера 1 подається транспортером 3 у прийомний апарат 4. Вхідною величиною транспортера є надходження сипучого матеріалу на стрічку, кількість якого залежить від положення затулки 2, а вихідною – скидання матеріалу в апарат. Запізнювання стрічкового транспортера τ визначається відношенням довжини стрічки l до швидкості її руху, що змінюється. Величину τ називають також транспортним запізнюванням.

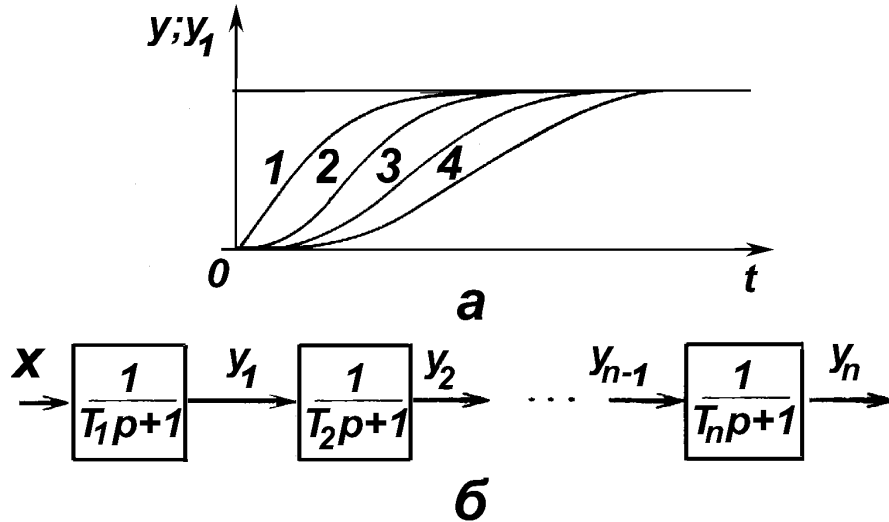


Рис. 1.24. Перехідні характеристики (а) і структурна схема (б) стійких об'єктів високого порядку: 1–4 – характеристики об'єктів, що відповідають їхнім порядкам

При розрахунках запізнювання в об'єктах враховують за допомогою послідовного введення ланки запізнювання у відповідний канал проходження сигналу в об'єкті.

Основні характеристики хіміко-технологічних об'єктів із запізнюванням приведені в табл. 1.4.

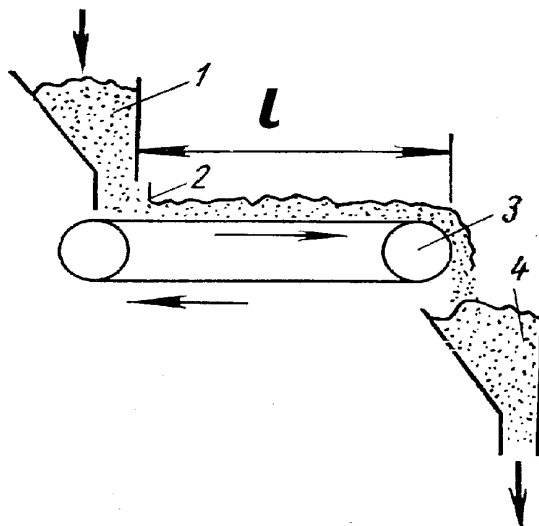


Рис. 1.25. Стрічковий живильник сипучого матеріалу: 1 – бункер; 2 – затулка; 3 – транспортер; 4 – прийомний апарат

Перехідні характеристики нейтрального (1) і стійкого (2) об'єктів 1-го порядку з запізнюванням показані на рисунку 1.26, а. Від характеристик без запізнювання вони відрізняються наявністю початкової ділянки тривалістю τ , під час якої вихідна величина об'єкта не змінюється. Величину τ називають також транспортним запізнюванням.

Визначення часу запізнювання ясно з рисунка. Рівняння руху цих об'єктів відповідно мають вид:

$$T_{\varepsilon} \frac{dy(t)}{dt} = x(t - \tau), \quad (1.65)$$

$$T_0 \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = kx(t - \tau). \quad (1.66)$$

На рис. 1.26 б дані перехідні характеристики нейтрального (3) і стійкого (4) об'єктів 2-го порядку з запізнюванням. При розрахунках АСР перехідні характеристики об'єктів 2-го порядку з запізнюванням іноді представляють у виді перехідних характеристик об'єктів 1-го порядку з запізнюванням. При цьому інерційні властивості об'єктів 2-го порядку частково відображають додатковою величиною запізнювання, що називають перехідним.

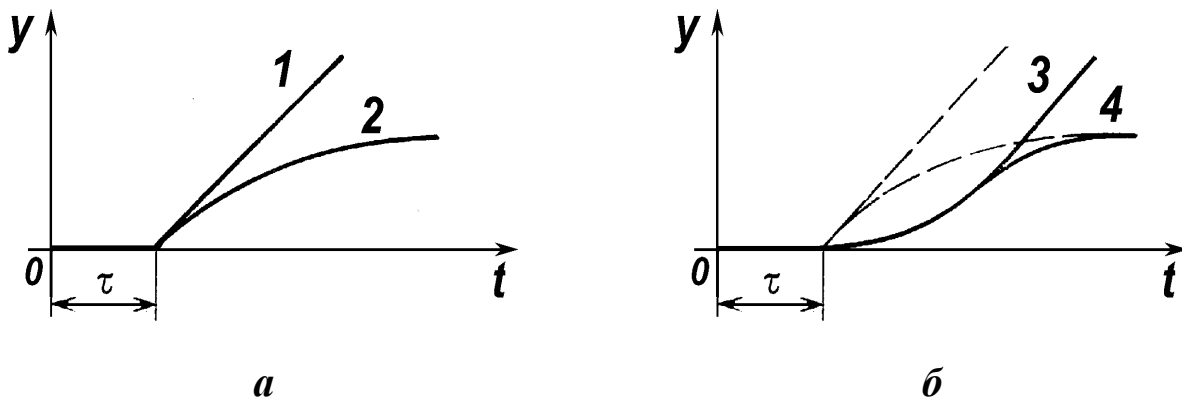


Рис. 1.26. Перехідні характеристики об'єктів із запізнюванням 1-го (а) і 2-го (б) порядків: 1, 3 – нейтральні об'єкти; 2, 4 – стійкі об'єкти

Структурні схеми нейтрального і стійкого об'єктів 1-го і 2-го порядків з запізнюванням, а також передаточні функції складових їхніх ланок приведені на рис. 1.27.

Вплив властивостей об'єктів на їх регулювання. Властивості об'єктів впливають на вибір закону регулювання і якість перехідного процесу АСР.

Ємність об'єктів впливає на вибір типу регулятора. Чим вона менша, тобто чим більше швидкість зміни вихідної величини об'єкта при даній зміні навантаження, ступінь впливу на об'єкт повинен мати регулятор.

Вплив самовирівнювання об'єкта аналогічний дії автоматичного регулятора. Так, нейтральні об'єкти, що не володіють самовирівнюванням, самостійно не забезпечують встановленої роботи і вимагають обов'язкового

застосування автоматичних регуляторів. Причому, не кожен регулятор може справитися з задачею керування такими об'єктами. Наприклад, застосування інтегрального регулятора на нейтральному об'єкті не дозволяє одержати сталої роботи системи. Таким чином, відсутність самовирівнювання в об'єктах ускладнює задачу регулювання, а його наявність полегшує задачу підтримки вихідної величини об'єкта на заданому значенні. Чим вище ступінь самовирівнювання, тим більш простими методами можна забезпечити необхідну якість регулювання.

В деяких об'єктах самовирівнювання таке велике, що для підтримки постійного значення вихідної величини об'єкта взагалі не потрібно встановлення регулятора. Наприклад, тарілка ректифікаційної колони є об'єктом з нескінченно великим ступенем самовирівнювання. Якщо вхідною величиною є зміна припливу на тарілку рідини, що надходить з вище розташованої тарілки, то вихідною – зміна рівня рідини на цій тарілці. Дійсно, при будь-якому збурюванні на тарілку, що знаходиться нижче по зливальній трубі, що має досить великий перетин, перетече така сама кількість рідини, яка надійде до неї при незмінному рівні рідини, обумовленому висотою зливальної труби над тарілкою.

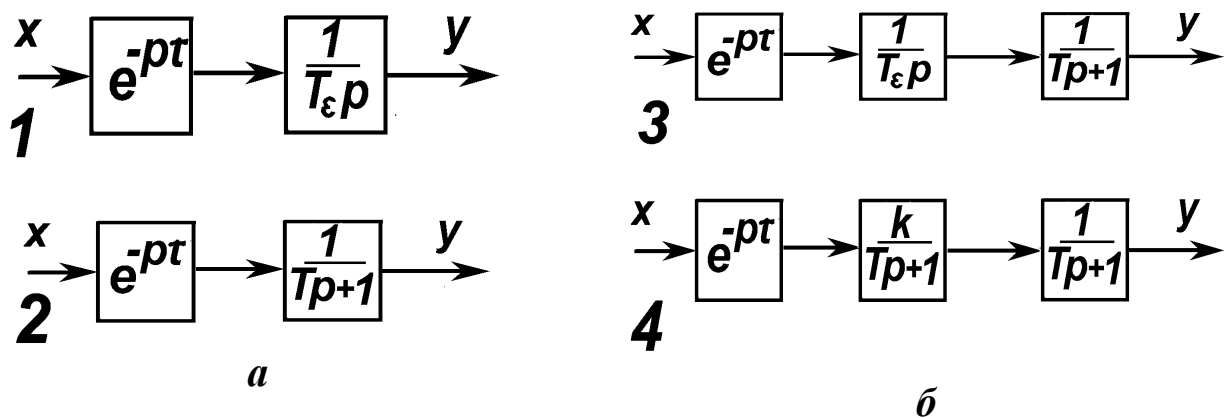


Рис. 1.27. Структурні схеми об'єктів 1-го (а) і 2-го (б) порядків з запізнюванням: 1, 3 – нейтральні об'єкти; 2, 4 – стійкі об'єкти

Наявність запізнювання в АСР ускладнює задачу регулювання технологічної величини в об'єкті. Тому необхідно прагнути до його зменшення: встановлювати чуттєвий елемент і виконавчий пристрій системи якнайближче до об'єкта регулювання, застосовувати мало інерційні вимірювальні перетворювачі і т. д.

Методи визначення властивостей об'єктів. Властивості об'єктів визначають аналітичними, експериментальними і експериментально-аналітичними методами.

Аналітичний метод полягає в складанні математичного опису об'єкта, при якому знаходять рівняння статички і динаміки на основі теоретичного аналізу фізичних і хімічних процесів, що протікають у досліджуваному об'єкті,

і з врахуванням конструкції апаратури і характеристик речовин, що переробляються. При виведенні цих рівнянь використовуються фундаментальні закони збереження речовини й енергії, а також кінетичні закономірності процесів хімічних перетворень, переносу тепла і маси.

Аналітичний метод застосовують при проектуванні нових технологічних об'єктів, фізико-хімічні процеси, яких досить добре вивчені. Він дозволяє прогнозувати роботу об'єктів у статичному і динамічному режимах, однак сполучений з труднощами у вирішенні й аналізі складених рівнянь вимагає проведення спеціальних досліджень для визначення чисельних значень коефіцієнтів цих рівнянь. Крім того, точність математичного опису реальних об'єктів у великій мірі залежить від введення спрощуючих допущень.

Експериментальний метод заключається у визначенні характеристик реального об'єкта шляхом постановки на ньому спеціального експерименту. Метод досить простий, має малу трудомісткість, дозволяє досить точно визначити властивості конкретного об'єкта. Разом з тим, він вимагає оснащення досліджуваного об'єкта експериментальною апаратурою і проведення спеціальних досліджень. При експериментальному методі неможливо виявити функціональні зв'язки між властивостями речовин, що перероблюються й одержуються, режимними показниками технологічного процесу і конструктивними характеристиками об'єкта. Цей недолік не дозволяє поширити на інші однотипні об'єкти результати, отримані експериментальним методом.

Експериментально-аналітичний метод полягає в складанні рівнянь шляхом аналізу явищ, що відбуваються в об'єкті, при цьому чисельні значення коефіцієнтів отриманих рівнянь визначаються експериментально на реальному об'єкті. Будучи комбінацією аналітичного й експериментального способів визначення властивостей об'єктів, цей метод враховує їхні переваги і недоліки. Нижче розглянуті аналітичний і експериментальний методи визначення властивостей об'єктів.

1.7 Складання математичного опису об'єкта

Складання математичного опису об'єкта починають зі знаходження рівнянь його матеріального чи енергетичного балансів (за нескінченно малий проміжок часу dt), виявлення кінетичних закономірностей, гідродинамічних умов і т. п. В отриманих рівняннях розкривають значення невідомих і виключають проміжні змінні. Нелінійні диференціальні рівняння, яким відповідають безперервні статичні характеристики з великим радіусом кривизни, лінеаризують.

Далі в лінійній чи лінеаризованій математичній моделі об'єкта від абсолютних значень вхідних і вихідних величин переходять до їх збільшень. Останні, в свою чергу, замінюють безрозмірними величинами, що являють собою відносини абсолютних збільшень цих величин до їх довільно обраних базисних значень. В цій якості звичайно використовують значення величин у

рівноважному стані до нанесення впливу, що збурює. Базисні значення позначають тими ж буквами, що і самі змінні, але з індексом нуль.

Отримані рівняння приводять до загальноприйнятої форми шляхом групування в лівій частині всіх членів, що містять вихідну величину об'єкта і її похідні, а в правій частині – усіх членів, що містять вхідну величину об'єкта і її похідні. Остання операція складається в розподілі всіх членів отриманих рівнянь на постійний коефіцієнт при безрозмірній вихідній (чи вхідній) величині.

Приклад. Скласти математичний опис змішувача постійного об'єму V , що забезпечує ідеальне перемішування рідини (рис 1.28), витрати і концентрації яких відповідно рівні F_1, Q_1 , і F_2, Q_2 . Вихідною величиною є склад рідини Q у змішувачі і на виході з нього, а вхідними змінними — величини потоків на вході F_1 і F_2 , а також концентрація Q_1 . Причому $Q_1 > Q > Q_2$.

Для знаходження рівняння динаміки змішувача складемо повний матеріальний баланс з урахуванням концентрації речовини в кожному проміжку часу dt :

$$F_1 + F_2 = F \quad (1.67)$$

$$F_1 Q_1 dt + F_2 Q_2 dt = V dQ + F Q dt, \quad (1.68)$$

де F – витрата рідини на виході із змішувача.

Перетворимо рівняння (1.68) враховуючи (1.67).

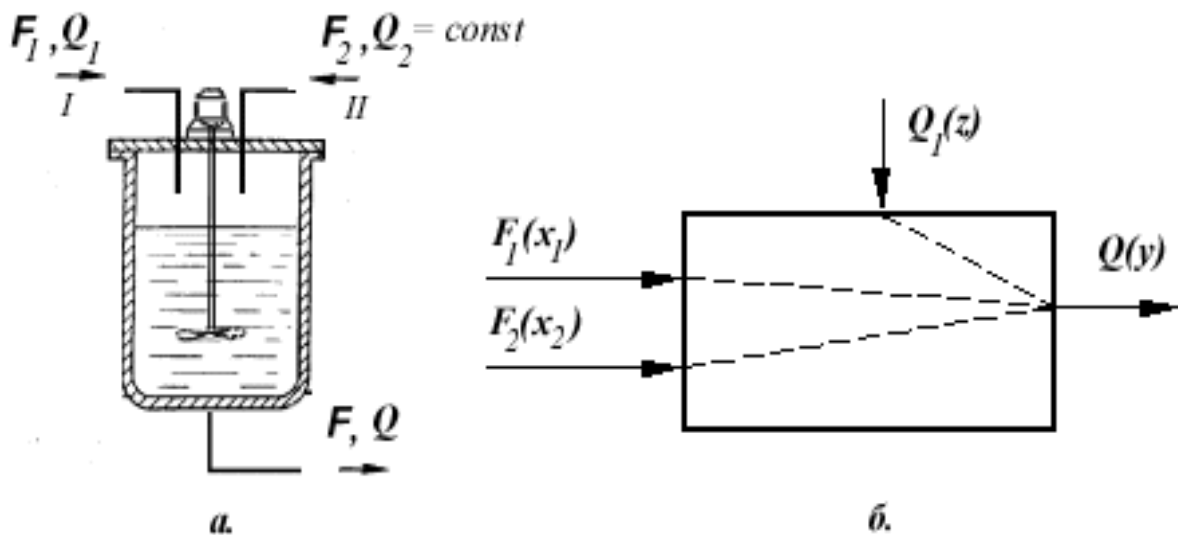


Рис. 1.28. Схеми змішувача двох рідин (а) і його динамічних каналів (б)

Дане рівняння не лінійне, тому що три його доданки являють собою добуток змінних величин. Лінеаризуємо його, замінивши кожен змінну на суму базисного значення і збільшення. Одержимо:

$$V \frac{d\Delta Q}{dt} + F_{10}Q_0 + F_{10}\Delta Q + Q_0\Delta F_1 + F_{20}Q_0 + F_{20}\Delta Q + Q_0\Delta F_2 = F_{10}Q_0 + F_{10}\Delta Q_1 + Q_{10}\Delta F_1 + F_{20}Q_2 + Q_2\Delta F_2. \quad (1.69)$$

Рівняння змішувача при рівноважному стані має вид:

$$F_{10}Q_0 + F_{20}Q_0 = F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_2. \quad (1.70)$$

Віднімемо отримане рівняння (1.70) від рівняння (1.69), одночасно враховуючи, що $F_{10} + F_{20} = F_0$, і знайдемо рівняння змішувача в збільшеннях

$$V \frac{d\Delta Q}{dt} + F_0\Delta Q = F_{10}\Delta Q_1 + (Q_{10} - Q_0)\Delta F_1 - (Q_0 - Q_2)\Delta F_2. \quad (1.71)$$

З цього рівняння випливає, що концентрація речовини Q у змішувачі зростає зі збільшенням Q_1 і F_1 , тому що $Q_0 > Q_2$ за умовою.

Підставляючи в рівняння (1.71) відносні величини

$$y = \frac{\Delta Q}{Q_0}; \quad z = \frac{\Delta Q_1}{Q_{10}}; \quad x_1 = \frac{\Delta F_1}{F_{10}}; \quad x_2 = \frac{\Delta F_2}{F_{20}},$$

одержимо:

$$V \frac{dy}{dt} + F_0Q_0y = F_{10}Q_{10}z + (Q_{10} - Q_0)F_{10}x_1 - (Q_0 - Q_2)\Delta F_{20}x_2 \quad (1.72)$$

Поділивши всі рівняння, що складаються (1.72), на співмножник F_0Q_0 остаточно отримаємо:

$$T_0 \frac{dy}{dt} + y = k_1z + k_2x_1 - k_3x_2, \quad (1.73)$$

де $T_0 = V/F_0$ – постійна часу об'єкта; $k_1 - k_3$ – коефіцієнти підсилення по каналах Q_1-Q , F_1-Q F_2-Q :

$$k_1 = \frac{F_{10}Q_{10}}{F_0Q_0}; \quad k_2 = \frac{F_{10}(Q_{10} - Q_0)}{F_0Q_0}; \quad k_3 = \frac{F_{20}(Q_0 - Q_2)}{F_0Q_0}.$$

Таким чином, по всім трьом каналам проходження сигналів, розглянутий змішувач являє собою стійкий об'єкт 1-го порядку; його стійкість пояснюється наявністю внутрішнього зворотного зв'язку.

Рівняння динаміки змішувача в оперативній формі:

$$(T_0p + 1)y = k_1z + k_2x_1 - k_3x_2. \quad (1.74)$$

Передаточна функція об'єкта по каналам описується рівностями:

$$W_1(p) = \frac{k_1}{T_0p + 1}; \quad W_2(p) = \frac{k_2}{T_0p + 1}; \quad W_3(p) = -\frac{k_3}{T_0p + 1}.$$

Рівнянню (1.73) відповідає структурна схема, приведена на рис.1.29.

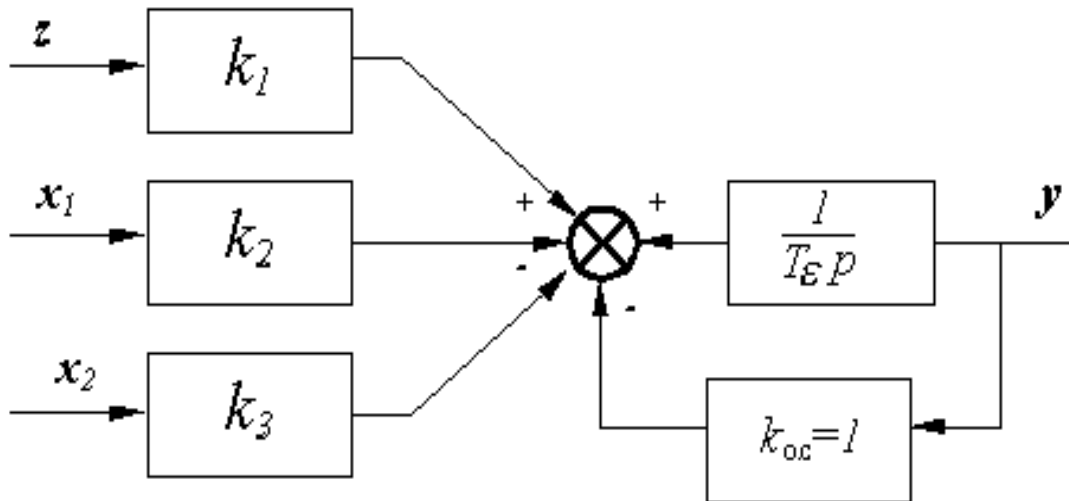


Рис. 1.29. Структурна схема змішувача двох рідин

2 ВІМІРЮВАЛЬНІ ПЕРЕТВОРЮВАЧІ, РЕГУЛЯТОРИ, ВИКОНАВЧІ ПРИСТРОЇ АВТОМАТИЧНИХ СИСТЕМ РЕГУЛЮВАННЯ

2.1 Загальна характеристика приладів

В даний час при розробці вимірювальних пристроїв, регуляторів і інших засобів автоматизації передбачається їхня стандартизація в рамках Державної системи приладів і засобів автоматизації (ДСП).

ДСП представляє собою сукупність виробів, що служать для одержання, обробки і використання інформації; пристрої її призначені для локальних АСР, АСУ ТП і т.д. Вироби ДСП будуються на основі базових конструкцій з уніфікованими структурами, сигналами, джерелами харчування, конструктивними параметрами; це дозволяє мати спільну технологічну базу для виробництва виробів, забезпечує їхню взаємовкомплектованість і взаємозамінність, високу точність, надійність і довговічність.

У ДСП стандартизовані параметри входних і вихідних сигналів і джерел енергії, елементи, блоки і модулі приладів і пристроїв, їх приєднувальні, габаритні і монтажні розміри. До нормалізованого ряду приладів і засобів автоматизації належать первинні перетворювачі і вимірювальні прилади, перетворювачі для одержання нормованих сигналів, регулятори, обчислювальні, функціональні і логічні блоки, запам'ятовуючі пристрої, вторинні прилади, цифро-друкуючі пристрої, виконавчі пристрої й ін.

За родом енергії, використовуваної для передачі інформації і команд керування, у ДСП є три гілки:

1) електрична – пристрої які мають високу точність, швидкодію, забезпечують велику дальність і ємність каналів передачі інформації;

2) пневматична – пристрої, які характеризуються безпекою роботи в легкозаймистих і вибухонебезпечних середовищах;

3) гідравлічна – пристрої, які забезпечують точні переміщення виконавчих органів і великі перестановочні зусилля.

За функціональними ознаками технічні засоби автоматизації підрозділяються в ДСП на наступні групи:

— засоби одержання інформації про стан об'єкта;

— засоби перетворення, обробки, зберігання інформації, формування команд керування;

— пристрої для використання командної інформації з метою впливу на технологічний процес;

— засоби перетворення інформації для передачі по каналам зв'язку.

Ці технічні засоби застосовуються для складання різноманітних систем автоматизації. Внаслідок зазначених вище особливостей в процесах хімічної технології переважно поширені прилади і засоби автоматизації пневматичної галузі ДСП.

2.2 Вимірювальні перетворювачі і прилади

В системах автоматичного керування для вимірювання (реєстрації) поточних значень величин хіміко-технологічних процесів використовуються різні вимірювальні пристрої, до них відносяться вимірювальні прилади і вимірювальні перетворювачі.

Під виміром розуміють знаходження значення фізичної величини дослідним шляхом за допомогою спеціальних технічних засобів.

Засіб виміру, призначений для вироблення сигналу вимірювальної інформації у формі, доступній для безпосереднього сприйняття спостерігачем, називають вимірювальним приладом. Засіб вимірювання, що виробляє сигнал у формі, зручній для передачі, подальшого перетворення, обробки і зберігання, але не дозволяє спостерігачу здійснити безпосереднє сприйняття, називають вимірювальним перетворювачем.

Крім того, у вимірювальній техніці часто використовують поняття: первинний вимірювальний перетворювач, маючи на увазі той, до якого підведена вимірювана величина, тобто перший у вимірювальному ланцюзі і передаючий вимірювальний перетворювач, тобто той, котрий призначений для дистанційної передачі сигналу вимірювальної інформації.

За формою виходу усі вимірювальні пристрої поділяються на аналогові і цифрові.

В аналогових вимірювальних пристроях виходом є безупинна за значенням зручно квантуєма вихідна величина. Звичайно це переміщення покажчика по шкалі приладу чи пера по діаграмному папері пристрою, що реєструє. Аналогова вихідна величина зручна при візуальному відліку і

реєстрації, однак її передача, перетворення в документування пов'язано з додатковими погрішностями. У табл. 2.1 приведені найбільш вживані аналогові вихідні сигнали вимірювальних приладів і вимірювальних перетворювачів.

У цифрових вимірювальних пристроях вимірювальна величина представляється в дискретній формі як остаточний результат виміру, виражений числом чи кодом. Завдяки ряду переваг ці пристрої отримують все більший розвиток. Вони мають високу точність, чутливість, швидкодію, не мають погрішностей, пов'язаних із суб'єктивним відліком показань, мають кодований вихід, зручний для використання у вимірювально-інформаційних системах й в обчислювальній техніці. Для індикації показань (цифр від 0 до 9) в них використовують в основному електричні, наприклад, газорозрядні цифрові індикатори – лампи, наповнені інертним газом.

Вимірювальні пристрої можуть мати самостійне значення, коли вони застосовуються тільки для поточного контролю технологічних величин; їх можна також використовувати і як елементи систем автоматичного керування.

Внаслідок недосконалості методів вимірів і самих вимірювальних перетворювачів отримувані результати не вільні від перекручувань. Для визначення точності вимірів, тобто їхньої якості, що відображає близькість результатів до істинного значення вимірюваної величини, необхідно знати похибку вимірювального пристрою при даному вимірі.

Таблиця 2.1

Вихідні сигнали вимірювальних перетворювачів і вимірювальних пристроїв

Сигнал	Діапазон зміни
Електричний: сила постійного струму, мА напруга постійного струму, мВ напруга перемінного струму, В	0 – 5; 0 – 20; 4 – 20; 0 – 100. 0 – 20; 0 – 50; 0 – 100; 0 – 1,0 В; 0 – 10 В 0,5 – 0 – 0,5; 1,0 – 0 – 1,0; 0 – 2,0
Пневматичний: тиск газу, МПа (кгс/см ²)	0,02 – 0,1 (0,2 – 1,0)

Відхилення показань вимірювального пристрою від істинного значення вимірюваної величини характеризується його погрішністю.

Для кожного засобу виміру стандартами, технічними умовами й іншими нормативними матеріалами встановлюються нормальні умови застосування, тобто такі, при яких величини, що впливають, мають нормальні значення чи знаходяться в межах нормальних значень. До величин, що мають вплив, відносяться температура і вологість навколишнього повітря, припустимі значення напруженості електричних і магнітних полів, коливання частоти і напруги електроживлення і т. п.

Похибку засобу виміру при нормальних умовах називають основною похибкою; внаслідок відхилення однієї з величин, що впливає, від нормального

значення про вихід її за межі області нормальних значень виникає додаткова похибка.

Похибки виражаються у вигляді абсолютних і відносних величин.

Різниця між показанням вимірювального приладу і істинним значенням вимірюваної величини є абсолютною похибкою. Оскільки істинне значення не можна встановити, у вимірювальній техніці використовують так зване дійсне значення, отримане за допомогою зразкового приладу. Таким чином, абсолютна похибка γ являє собою різницю:

$$\gamma = A_n - A_o \quad (2.1)$$

де A_n — показання вимірювального приладу; A_o — дійсне значення вимірюваної величини.

Абсолютна похибка виражається в одиницях вимірюваної величини, тобто є іменованим числом.

Вимірювальний прилад характеризується відносною похибкою, і визначається по формулі:

$$\beta = \frac{\gamma}{A_d} \cdot 100\% = \frac{\gamma}{A_n} \cdot 100\%. \quad (2.2)$$

Під приведеною похибкою (тобто класом точності приладу) розуміють відношення абсолютної похибки вимірювального приладу до нормуючого значення N , що виражене у відсотках:

$$\beta_{np} = \frac{\gamma}{N} \cdot 100\%. \quad (2.3)$$

де N – нормуюче значення, що умовно може бути прийняте рівним верхній межі вимірів, діапазону вимірів, довжині шкали й ін.

Для вимірювальних приладів з рівномірною чи статичною шкалою значення, що нормує, приймається рівним кінцевому значенню робочої частини шкали (нульова оцінка знаходиться на краю чи поза шкалою) чи арифметичній сумі кінцевих значень робочої частини шкали без обліку їхнього знака (нульова оцінка знаходиться всередині робочої частини шкали).

Вимоги до точності засобів вимірів обумовлені задачами, для рішення яких здійснюються виміри. Однак підвищення точності (зменшення погрішності) засобу виміру, як правило, пов'язано з ускладненням його конструкції і збільшенням вартості. Для оцінки точності роботи засобів вимірів, призначених для різних цілей (але не точності вимірів, виконаних цими пристроями), встановлені так звані класи точності вимірювальної апаратури.

Клас точності засобу виміру являє собою його загальну характеристику, що обумовлена межами допуску основних і додаткових похибок, а також іншими властивостями засобів вимірів, що впливають на точність, значення яких встановлюють у стандартах на окремі види засобів вимірів. Звичайно для технічних вимірювальних пристроїв клас точності встановлюють по заздалегідь

заданій допустимій основній приведеній похибці. За її величиною вимірювальні пристрої поділяють на класи точності від 0,05 до 4,0. У більшості випадків клас точності промислових приладів, що випускаються, рівний 0,5; 1,0; 1,5. Наприклад, прилад класу точності 1,5 має максимально допустиму основну приведену похибку $\pm 1,5 \%$.

Клас точності приладу наносять на його шкалу.

Поряд із зазначеними величинами робота вимірювального пристрою характеризується збіжністю вимірів і чутливістю. Збіжність вимірів характеризує близькість одних результатів вимірів до інших, виконуваних у тих самих умовах. Чутливість вимірювального приладу S являє собою відношення зміни сигналу на виході вимірювального приладу $\Delta_{X_{\text{вих}}}$ до його зміни вимірюваної величини, що викликала $\Delta_{X_{\text{вх}}}$:

$$S = \frac{\Delta_{X_{\text{вих}}}}{\Delta_{X_{\text{вх}}}} . \quad (2.4)$$

Під порогом чутливості розуміють найменшу зміну вимірюваної величини, здатну викликати мінімальну вимірювану зміну показань вимірювального пристрою.

Від цих статичних властивостей істотно залежить точність одержуваних результатів при використанні пристроїв. Великий вплив на якість перехідного процесу чинять також і динамічні властивості вимірювальних пристроїв. Поведінка вимірювальних пристроїв у динамічному режимі залежить від їхньої внутрішньої структури і вхідних в них елементів і визначається інерційністю, запізнюванням, а також мінімальним часом зміни вихідної величини в межах діапазону її зміни. У випадку, наприклад, аперіодичного процесу інерційність характеризується сталою часу перехідної характеристики. Запізнювання визначається проміжком часу від моменту зміни вимірюваної технологічної величини до початку зміни вихідної величини вимірювального пристрою.

За характером динамічних властивостей вимірювальні пристрої можуть бути віднесені до того чи іншого типу динамічних ланок.

Вимір температури. У пристроях для виміру температури звичайно використовують зміну якої-небудь фізичної властивості тіла, що однозначно залежить від його температури і легко піддається виміру. До числа властивостей, покладених в основу роботи приладів для виміру температури, відносяться: об'ємне розширення тіл, зміна тиску речовини в замкненому об'ємі, виникнення термоелектрорушійної сили, зміна електричного опору провідників і напівпровідників, інтенсивність випромінювання нагрітих тіл і ін.

Температурні шкали. При вимірі температури використовують дві шкали: термодинамічну, засновану на другому законі термодинаміки, і Міжнародну практичну (МПТШ-68).

У термодинамічній шкалі температуру позначають символом T і виражають у Кельвінах (К). Одиницею виміру температури (t) у Міжнародній практичній шкалі служить градус ($^{\circ}\text{C}$), $1^{\circ}\text{C} = 1\text{ K}$.

Кількісно температури в термодинамічній і міжнародній практичній шкалах пов'язані співвідношенням:

$$T [K] = t [^{\circ}C] + 273,15.$$

Температуру вимірюють за допомогою термометрів. В залежності від фізичних властивостей, на яких заснована дія приладів для виміру температури, розрізняють: термометри розширення, манометричні термометри, термоелектричні термометри, термометри опору і пірометри випромінювання.

Термометри розширення побудовані на принципі зміни обсягу рідини (рідинні) чи лінійних розмірів твердих тіл (біметалічні і дилатометричні) при зміні температури.

Дія рідинних термометрів заснована на розходженні коефіцієнтів теплового розширення термометричної речовини (ртуть чи спирт) і оболонки, у якій вона знаходиться (термометричне скло чи кварц). Такі термометри застосовуються для місцевих вимірів температур у межах від – 190 до + 600 °С. Їхні основні переваги – простота і висока точність виміру, недоліки – неможливість ремонту, відсутність автоматичного запису і передачі показань на відстань.

Робота біметалічних, а також дилатометричних термометрів заснована на розходженні коефіцієнтів теплового розширення твердих тіл, з яких виконані чутливі елементи. У біметалічних термометрах це пластина чи спіральна стрічка, що складається з двох шарів різнорідних металів; у дилатометричних – металева трубка і кварцовий чи порцеляновий стрижень. Межі виміру таких термометрів від – 150 до + 700 °С, похибка 1 ÷ 2 %. Найчастіше вони використовуються як вимірювальні перетворювачі АСР.

Манометричні термометри. Їхня дія заснована на зміні тиску рідини (рідинні), паро-рідинної суміші (конденсаційні) чи газу (газові), що знаходяться в замкненому об'ємі, при зміні температури. Вони складаються з чуттєвого елемента (термобалон), сполучуваного капіляра і вторинного приладу – манометра. Клас точності манометричних термометрів 1,0 ÷ 2,5. Вони використовуються для дистанційного (до 60 м) виміру температур в межах від – 160 до 600 °С. До їхніх переваг відносяться простота конструкції й обслуговування, можливість дистанційного виміру й автоматичного запису показань, до недоліків – невисока точність вимірів, значна інерційність, порівняно невелика відстань дистанційної передачі показань.

Термоелектричні термометри складаються з термоелектричного перетворювача (термопари), дія якого заснована на використанні залежності термоелектрорушійної сили (ТЕРС) термопари від температури його робочого спаю, якщо температура вільного спаю постійна, і вторинного приладу. При збільшенні різниці температур між робочим і вільним спаями термопари величина ТЕРС зростає. Найбільше поширення одержали наступні типи термоелектричних перетворювачів (табл. 2.2).

Для виміру ТЕРС як вторинні прилади звичайно застосовують потенціометри чи мілівольтметри. У комплекті з ними термоелектричні термометри дозволяють вимірювати і реєструвати температуру з високою точністю і передавати показання на відстань.

Термометри опору складаються з термоперетворювача опору, дія якого заснована на використанні залежності електричного опору чи провідників, напівпровідників від температури і вторинного приладу. Виготовляються металеві і напівпровідникові термометри опору (термістори і позистори).

Як вторинні прилади в комплекті з термометрами опору звичайно застосовуються рівноважні мости і логометри.

Напівпровідникові термометри опору виготовляються з окислів різних металів з домішками і використовуються для виміру температур у межах від – 90 до + 180 °С. На відміну від металевих у цих термометрах відбувається експонентне зменшення опору при збільшенні температури, завдяки чому вони мають високу чутливість. Однак виготовляти напівпровідникові термометри зі строго однаковими характеристиками поки не вдається, тому їх градування індивідуальне. Найчастіше їх використовують як чутливі елементи різних автоматичних пристроїв.

Таблиця 2.2

Назва термопари	Тип	Межі виміру при тривалому вимірі, °С	ТЕРС на 100 °С, мВ
Платинородій-платинові	ТПП	– 20 ÷ + 1300**	0,64
Платинородій-платинородієві	ТПР	+ 300 ÷ + 1600*	0
Хромель-алюмінієві	ТХА	– 50 ÷ + 1100**	4,2
Хромель-копелєві	ТХК	– 50 ÷ + 600*	7,0
Вольфрамрений-вольфрамренийові	ТВР	до 1800***	0

* При короткочасному вимірі межа може бути підвищена на 200 °С.

** Те ж, на 300 °С.

*** При короткочасному застосуванні до 2500 °С.

До металевих відносяться платинові термометри опору (ТСП) і мідні (ТСМ), що мають наступні характеристики і представлені в табл. 2.3.

Таблиця 2.3

Тип	Початковий опір R_0 , ом	Градуювання	Межі виміру, °C
ТСП	1	1П	- 50 ÷ + 1100
	5	5П	- 100 ÷ + 1100
	10	10П	- 200 ÷ + 1100
	46	гр. 21	- 260 ÷ + 1100
	50	50П	- 260 ÷ + 1100
	100	100П	- 260 ÷ + 1100
	500	500П	- 260 ÷ + 300
ТСМ	10	10М	- 50 ÷ + 200
	50	50М	- 50 ÷ + 200
	53	гр.23	- 50 ÷ + 180
	100	100М	- 200 ÷ + 200

Пірометри випромінювання. Їхня дія заснована на зміні інтенсивності випромінювання нагрітих тіл при зміні температури. До них відносяться прилади, що наведені в табл. 2.4.

При вимірі пірометрами часткового і повного випромінювання необхідно вводити поправку на неповноту випромінювання (ступінь чорноти) тіла, температура якого вимірюється. Пірометри випромінювання застосовуються для безконтактного визначення температури тіл. Похибки пірометрів випромінювання складають 0,5 ÷ 2 %.

Таблиця 2.4

Найменування	Межі виміру, °C
Пірометри часткового випромінювання (оптичні)	+ 700 ÷ 6000
Пірометри повного випромінювання	+ 100 ÷ 2500
Пірометри спектрального відношення (кольорові)	+ 1400 ÷ 2800

У хімічних виробництвах найбільш поширені термометри розширення, термоелектричні термометри і термометри опору. У порівнянні з іншими засобами автоматизації пристрої для виміру температури володіють більшою інерційністю і значним запізнюванням.

Як приклад знайдемо динамічні властивості термоелектричного термометра із захисною арматурою, склавши його рівняння динаміки. Будемо вважати, що захисна арматура термометра має визначену ємність і що температура гарячого спаю термометра $t_{сп}$ дорівнює температурі захисної арматури.

Складемо рівняння теплового балансу передачі тепла від вимірюваного середовища до термометра через захисну арматуру:

$$cWdt_{cn} = qd\tau, \quad (2.5)$$

де W – маса матеріалу захисної арматури, кг; c – питома теплоємність матеріалу захисної арматури, Дж/(кг·°C); q – тепловий потік від вимірюваного середовища до захисної арматури, Вт.

Тепловий потік q можна представити таким способом:

$$q = \alpha A(t - t_{cn}), \quad (2.6)$$

де A – поверхня нагрівання захисної арматури, м²; α – коефіцієнт тепловіддачі від вимірюваного середовища до захисної арматури, Вт·м²); t – температура вимірюваного середовища, °C.

Розв’язуючи одночасно рівняння (2.5) і (2.6), одержимо:

$$\frac{cW}{\alpha A} \cdot \frac{dt_{cn}}{d\tau} + t_{cn} = t \quad (2.7)$$

чи в збільшеннях

$$\frac{cW}{\alpha A} \cdot \frac{d\Delta t_{cn}}{d\tau} + \Delta t_{cn} = \Delta t. \quad (2.8)$$

Статична характеристика термометра має вигляд:

$$\Delta E = E - E_0 = \frac{dE}{dt_0} (t_{cn} - t_0), \quad (2.9)$$

де E і E_0 – відповідно поточне і довільно обране базисне значення ТЕРС, мВ; t_0 – поточне значення температури гарячого спаю термометра °C, звідки:

$$\Delta t_{cn} = \frac{dt_{cn}}{dE} \Delta E. \quad (2.10)$$

Підставивши значення Δt_{cn} з останньої рівності в рівняння (2.9), знайдемо:

$$\frac{cW}{\alpha A} \cdot \frac{d\Delta E}{d\tau} + \Delta E = \frac{dE}{dt_0} \Delta t. \quad (2.11)$$

Введемо позначення

$$X_{ex} = \frac{\Delta t}{t_0} \quad ; \quad X_{eux} = \frac{\Delta E}{E_0}.$$

Тоді рівняння (2.11) після перетворення буде мати вигляд:

$$\frac{cW}{\alpha A} \cdot \frac{dx_{eux}}{d\tau} + x_{eux} = \frac{dE}{dt_0} \cdot \frac{t_0}{E_0} x_{ex}$$

чи остаточно

$$T \frac{dx_{eux}}{d\tau} + x_{eux} = kx_{ex}, \quad (2.12)$$

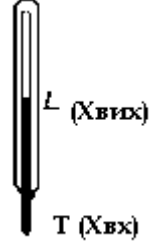
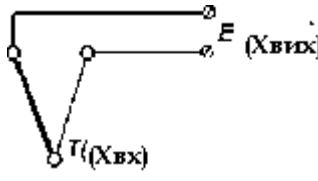
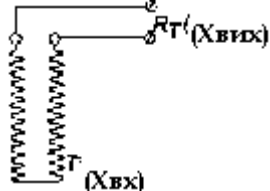
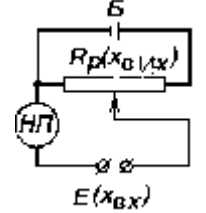
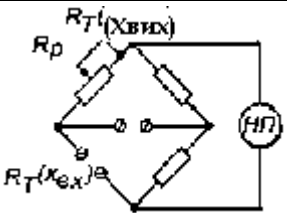
$$T = \frac{cW}{\alpha A} \quad ; \quad k = \frac{dE}{dt_0} \cdot \frac{t_0}{E_0}.$$

Таким чином, у динамічному відношенні термоелектричний термометр являє собою аперіодичну ланку 1-го порядку. Похідну dE/dt_0 можна знайти по градуйованими таблицями стандартних термометрів, а їхню інерційність – за довідковими даними з конструкцій термоелектричних термометрів.

Принципові схеми вимірювальних пристроїв для визначення температури і їхнього рівняння динаміки приведені в табл. 2.5.

Таблиця 2.5

Принципові схеми вимірювальних пристроїв для визначення температури

Вимірювальний елемент	Схема вимірювального елемента	Вступна величина	Вихідна величина
Термометр розширення		Температура	Переміщення меніска робочої рідини в капілярі
Термоелектричний термометр		Те ж	ТЕРС
Термометр опору		Те ж	Зміна електричного опору
Компенсаційна схема		ТЕРС	Зміна опору реохорда
Врівноважена мостова схема		Зміна опору одного з плечей моста	Те ж

Вимір тиску. Відношення сили, рівномірно розподіленої по площі і нормалі до цієї площі, характеризується тиском.

Під *абсолютним тиском* в апараті розуміють повний тиск рідини чи газу на його стінки; різниця між ним ($P_{\text{абс}}$) і атмосферним тиском ($P_{\text{атм}}$) при $P_{\text{абс}} > P_{\text{атм}}$ називається надлишковим тиском $P_{\text{надл}}$:

$$P_{\text{надл}} = P_{\text{абс}} - P_{\text{атм}}$$

а при $P_{\text{абс}} < P_{\text{атм}}$ — розрідженням P_{h} :

$$P_{\text{h}} = P_{\text{атм}} - P_{\text{абс}}$$

У міжнародній системі одиниць (СІ) одиницею тиску є Паскаль (Па). Ще не вийшли з застосування також наступні одиниці: кгс/см²; мм вод. ст.; мм рт. ст (1 кгс/см² = 9,8·10⁴ Па; 1 мм вод. ст. = 9,8 Па; 1 мм рт. ст. = 133,3 Па).

Для виміру тиску використовують манометри, а для різниці двох тисків — диференційні манометри.

За принципом дії прилади для виміру тиску поділяють на: рідинні, деформаційні, поршневі й електричні.

Рідинні манометри. У цих приладах вимірюваний тиск розрідження врівноважується гідростатичним тиском стовпа робочої рідини, у якості якої застосовуються ртуть, вода, спирт і ін. Існує декілька конструктивно різних рідинних приладів: двохтрубний U-подібний манометр, однострубний чашковий манометр і манометр із похилою трубкою. Вони використовуються для виміру тиску при перевірочних, налагоджувальних і науково-дослідних роботах. Різновидами рідинних приладів є поплавковий і дзвоновий манометри, що дозволяють реєструвати і передавати показання на відстань.

Деформаційні (пружинні) манометри. У цих приладах вимірюваний тиск або розрідження врівноважується силами пружної протидії різних чутливих елементів (трубчастої пружини, мембрани, сільфона і т. п.), деформація яких пропорційна вимірюваному параметру, за допомогою важелів передається на стрілку чи перо приладу. При знятті тиску чутливий елемент повертається в первісне положення внаслідок пружної деформації. Завдяки простоті і надійності конструкції, наочності показань, малим габаритам, високій точності і широким межам виміру деформаційні манометри знайшли широке застосування для виміру і реєстрації тиску і розрідження.

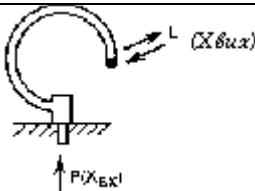
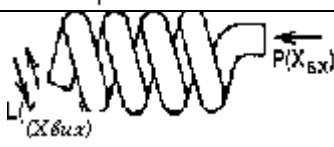
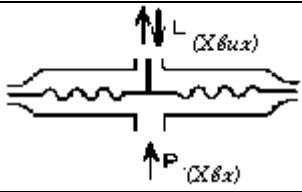
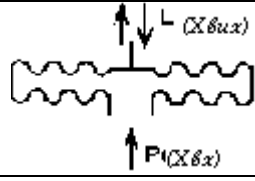
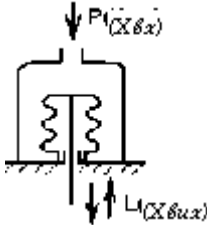
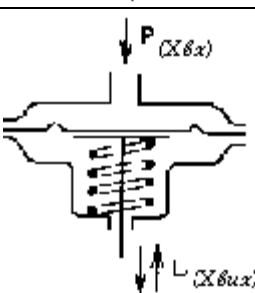
Поршневі манометри. У цих приладах вимірюваний тиск визначається по величині навантаження, що діє на поршень визначеної площі. Поршневі манометри мають високі класи точності: 0,005; 0,01; 0,02; 0,05 і 0,2 і широкий діапазон виміру: 0,1 ÷ 250 МПа (1 ÷ 2500 кгс/см²). Звичайно вони застосовуються для перевірки і градування манометрів інших видів.

Електричні манометри. Дія цих приладів заснована на залежності електричних параметрів перетворювача тиску від вимірюваного тиску. До них відносяться п'єзоелектричні манометри, в яких використовується залежність електричного заряду п'єзоелемента від вимірюваного тиску; манометри опору,

засновані на залежності електричного опору чутливого елемента від вимірюваного тиску; іонізаційні манометри, дія яких базується на залежності струму позитивних іонів, утворених у результаті іонізації молекул розрідженого газу, від вимірюваного тиску. До останніх відносяться також радіоізотопні манометри, у яких для іонізації газу застосовують випромінювання радіоізотопних джерел.

В даний час на підприємствах хімічної промисловості найбільше поширення одержали деформаційні манометри. Принципові схеми і рівняння динаміки деформаційних вимірювальних перетворювачів тиску приведені в табл. 2.6.

Таблиця 2.6 – Принципові схеми деформаційних вимірювальних перетворювачів; вхідні величини – тиск, розрідження; рівняння динаміки $X_{вих} = kx_{вх}$

Вимірювальний елемент	Схема вимірювального елемента	Вихідна величина
Одновиткова трубчаста пружина		Переміщення вільного кінця пружини
Багатовиткова трубчаста пружина		Те ж
Плоска пружна мембрана		Прогин мембрани
Мембранна коробка		Те ж
Сильфон		Переміщення штока
Млява мембрана з пружиною		Те ж

Вимір рівня рідин. Пристрої для виміру рівня рідин підрозділяють на вказівне скло і поплавкові, гідростатичні, електричні і радіоактивні рівнеміри.

Вказівне скло виготовляють у вигляді скляної трубки, однієї чи декількох камер з плоским склом, з'єднаних з апаратом. Вказівне скло застосовуються для місцевого виміру рівня в апаратах, що працюють при атмосферному чи надлишковому тисках.

Поплавкові рівнеміри. У цих приладах чутливим елементом є поплавець, що плаває, щільність якого менше щільності рідини, чи заглибний поплавець (буй), щільність якого більше, ніж щільність рідини. Перший поплавець стежить за рівнем рідини; другий працює за принципом зміни сили, що виштовхує (архімедової), яка діє на поплавець. У рівнемірах із заглибним буєм останній утримується в підвішеному стані за допомогою пружинного елемента. Такі рівнеміри називаються буйковими і застосовуються для виміру рівня до 19 м.

Гідростатичні рівнеміри. Їхня дія заснована на зміні гідростатичного тиску стовпа рідини при зміні рівня, що вимірюється. Розрізняють два види гідростатичних рівнемірів: п'езометричні і дифманометричні. Дія гідростатичних п'езометричних рівнемірів заснована на вимірі тиску газу чи повітря, що барботуються через шар рідини, рівень якої вимірюється.

Їх часто застосовують для визначення рівня рідин, що володіють підвищеною в'язкістю. У гідростатичних дифманометричних рівнемірах рівень рідини визначається по перепаду тиску стовпів рідини в апараті й у зрівняльній посудині.


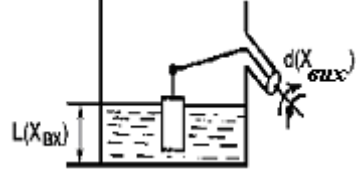
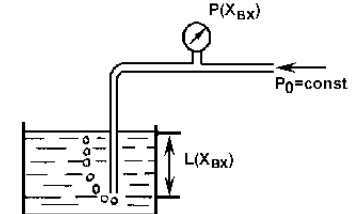
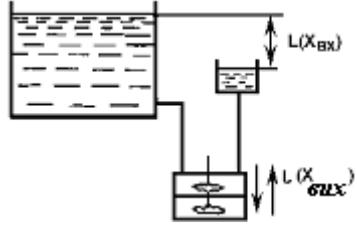
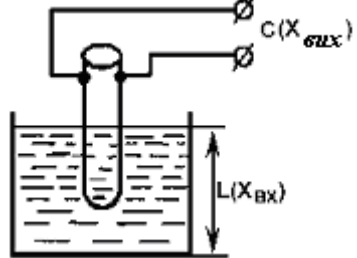
Електричні рівнеміри. Для виміру рівня рідких діелектриків застосовують ємнісні рівнеміри. Чутливим елементом останніх є конденсатор, між вертикально встановленими обкладками якого знаходиться рідина. При зміні рівня рідини змінюється ємність конденсатора, включеного в одне з плеч моста перемінного струму, і на вхід вторинного приладу подається сигнал, пропорційний вимірюваному рівню. Ємнісні рівнеміри застосовують для виміру рівня рідких (за винятком грузлих і що кристалізуються) і сипучих середовищ.

Радіоактивні рівнеміри. Вимір рівня рідини цими приладами засновано на зміні інтенсивності радіоактивного випромінювання при проходженні його через шар рідини. Джерело і приймач випромінювання розташовуються зовні, із протилежних сторін апарата, рівень рідини в якому вимірюється. Якщо рівень рідини знаходиться нижче лінії, що з'єднує джерело і приймач випромінювання, то останній фіксує велику інтенсивність випромінювання, і навпаки. Зміна інтенсивності випромінювання перетвориться в електронному блоці в електричний сигнал, що вимірюється вторинним приладом. Радіоактивні рівнеміри застосовуються для виміру рівня в закритих резервуарах, заповнених агресивною рідиною чи легкозаймистою, а також рідиною під високим тиском чи при високій температурі (розплавлені метали).

Принципові схеми основних вимірювальних перетворювачів рівня і їхні рівняння динаміки приведені в табл. 2.7.

Таблиця 2.7

Принципові схеми і рівняння динаміки вимірювальних перетворювачів; вхідна величина – рівень

Вимірювальний елемент	Схема вимірювального елемента	Вихідна величина	Рівняння динаміки
Рівнемір з поплавцем, що плаває		Кут повороту осі	$x_{вих} = kx_{вх}$
Рівнемір із заглибним поплавцем (буєм)		Кут скручування торсіонної трубки	$x_{вих} = kx_{вх}$
Гідростатичний п'єзометричний рівнемір		Зміна тиску барботуючого газу	$T \frac{dx_{вих}}{dt} + x_{вих} = kx_{вх}$
Гідростатичний дифманометричний рівнемір		Переміщення штока дифманометра	$T_1^2 \frac{d^2 x_{вих}}{dt^2} + T_2 \frac{dx_{вих}}{dt} + x_{вих} = kx_{вх}$
Електричний рівнемір		Зміна ємності конденсатора, включеного у мостову схему	$x_{вих} = kx_{вх}$

Вимір витрати і кількості речовини. Кількість рідини, газу чи пари, що проходить через даний перетин каналу в одиницю часу, називають витратою цієї речовини. В залежності від того, у яких одиницях вона вимірюється, розрізняють об'ємну і масову витрати. Кількість речовини вимірюють лічильниками кількості, а витрату витратомірами.

У хімічній промисловості найчастіше часто застосовують витратоміри наступних типів: перемінного перепаду тиску, постійного перепаду тиску, перемінного рівня й електромагнітні.

Витратоміри перемінного перепаду тиску засновані на тому, що витрата речовини залежить від перепаду тиску, що створює нерухомий пристрій, який

встановлено у трубопроводі чи елементі трубопроводу. До цієї групи відносяться витратоміри із звужувальним пристроєм, з напірним пристроєм і ін.

Витратомір із звужувальним пристроєм. Його дія базується на тому, що витрата залежить від перепаду тиску, що утвориться в звужувальному пристрої в результаті часткового переходу потенційної енергії потоку в кінетичну. Такий витратомір складається з встановленого в трубопроводі звужувального пристрою, перепад тиску на якому за допомогою імпульсних сполучних трубок передається на дифманометр і далі на вторинний прилад. Витратоміри цього типу дозволяють вимірювати витрати рідини, газу і пари в широких межах при різних температурах і тисках, а також забезпечують відносно високу точність виміру, реєстрацію показань і їхню передачу на відстань.

Витратомір з напірним пристроєм. Його дія базується на тому, що витрата залежить від перепаду тиску, створюваного напірним пристроєм у результаті переходу кінетичної енергії струменя в потенційну. Напірна трубка витратоміра, розташована по осі трубопроводу назустріч потоку, сприймає повний і статичний напори, різниця яких (динамічний напір) вимірюється за допомогою дифманометра. Витратоміри з напірним пристроєм застосовуються для виміру витрати рідин і газів у трубопроводах великих діаметрів і при великих швидкостях потоків, а також у трубопроводах некруглого перетину.

Витратоміри постійного перепаду тиску входять у групу витратомірів обтікання. Дія витратомірів постійного перепаду тиску заснована на тому, що витрата речовини залежить від вертикального переміщення тіла, що змінює площу прохідного отвору приладу таким чином, що перепад тиску на поплавці залишається постійним. До приладів цього типу відносяться ротаметри, поплавкові витратоміри й ін.

Ротаметр являє собою вертикальну конічну, що розширюється догори, трубку, у якій знаходиться поплавець. Зміна подачі речовини знизу нагору по цій трубці приводить до переміщення поплавця. Звичайно довжина трубки ротаметра не менш, ніж у 10 разів перевищує його діаметр, що забезпечує значний хід поплавця. При цьому поплавець чи зв'язаний з ним стрижень дозволяють здійснювати спостереження.

Поплавковий витратомір має поплавець конічної форми, що вертикально переміщається всередині отвору на невелику відстань (не більш діаметра поплавця). Витратоміри забезпечуються дистанційною передачею показань.

Витратоміри постійного перепаду тиску мають великі межі вимірів, дозволяють вимірювати також і малі витрати, володіють невеликими безповоротними втратами, постійними у всьому діапазоні виміру, мають відносно рівномірну шкалу, але вимагають індивідуального градуювання.

Витратоміри перемінного рівня. Дія цих приладів заснована на тому, що витрата залежить від висоти рівня рідини в посудині при вільному витіканні її через отвір у бічній стінці чи дно посудини. Вони складаються з приймача циліндричної чи прямокутної посудини з круглим отвором для витікання (діафрагмою) у її дні, або з щільним отвором для витікання в бічній поверхні посудини – і будь-якого стандартного вимірника рівня. Витратоміри

перемінного рівня застосовуються для виміру невеликих витрат агресивних рідин, що пульсують, рідинних потоків, а також газорідних сумішей, що знаходяться при атмосферному тиску.

Електромагнітні витратоміри. Їхня дія базується на залежності ЕРС, індукованої у потоці електропровідної рідини, що проходить через однорідне магнітне поле, від середньої швидкості потоку. Вони використовуються для виміру витрати електропровідної рідини (провідністю вище $10^{-5} \text{ Ом}^{-1} \cdot \text{м}^{-1}$), що протікає по трубопроводу, розташованому між полюсами магніту. Напрямки потоку рідини і силових ліній магнітного полюсу взаємно перпендикулярні.

Іони рідини переміщуються під дією магнітного полюсу і віддають свої заряди вимірювальним електродам, створюючи на них ЕРС, пропорційну швидкості плинину рідини i , отже, її витраті. ЕРС, що наводиться, вимірюється вторинним приладом.

Принципові схеми пристроїв для виміру витрати приведені в табл. 2.8, а схеми дифманометрів і їхні рівняння динаміки – у табл. 2.9.

Вимір якості речовин. Для визначення фізико-хімічних параметрів речовин у даний час застосовують, як правило, непрямі методи аналізу. Вони засновані на використанні відомих взаємозв'язків між шуканими параметрами і якою-небудь фізичною чи фізико-хімічною властивістю речовини за умови, що ця властивість може бути обмірювана, а компонент, концентрація якого вимірюється, у достатньому ступені відрізняється від інших компонентів суміші хоча б однією фізико-хімічною властивістю.

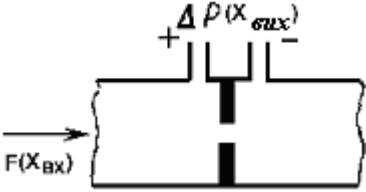
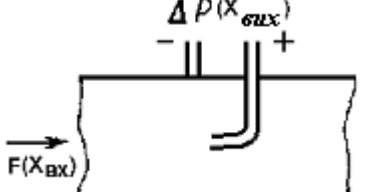
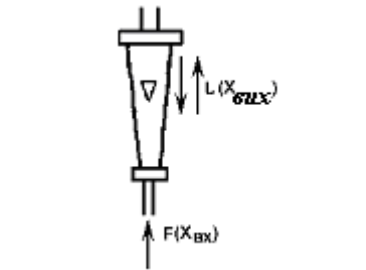
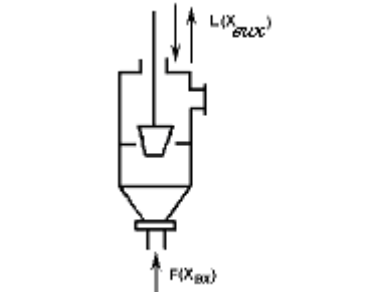
Унаслідок значного числа компонентів, концентрації яких підлягають виміру, великого розходження в їхніх фізико-хімічних властивостях і ще більшої розмаїтості складних сумішей розроблені численні їхнього аналізу. В основу роботи кожного аналізатора покладені особливості, зв'язані зі специфікою вимірюваного компонента. Тому вони не є універсальними приладами і можуть експлуатуватися тільки в умовах, для яких вони призначені.

При автоматичному контролі фізико-хімічних параметрів речовин одержали поширення наступні методи аналізу:

- кондуктометричний, заснований на вимірі концентрації розчинів електролітів за їхньою питомою електропровідністю;
- потенціометричний, призначений для розчинів електролітів і заснований на вимірі електродних потенціалів – різниці потенціалів, що виникає на границі розчину й електрода, зануреного в цей розчин;
- оптичні методи, у яких використовуються поглинання, переломлення і відображення електромагнітних хвиль різних областей спектра окремими компонентами складної речовини;
- розрізняють спектральний, інфрачервоний, мікрохвильовий і колориметричний аналізу;
- електрохімічний, котрий заснований на різних електрохімічних властивостях окремих компонентів складної суміші;
- розрізняють електрометричний і полярографічний методи аналізу.

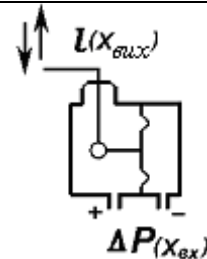
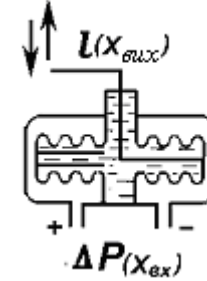
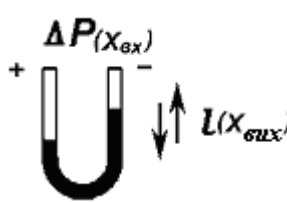
Таблиця 2.8.

Принципові схеми і керування динаміки вимірювальних пристроїв; вхідна розмір-витрата; рівняння динаміки $x_{вих} = kx_{вх}$

Вимірювальний елемент	Схема вимірювального елемента	Вихідна величина
Звужуючий пристрій (діафрагма, сопло, сопло Вентурі)		Перепад тиску на звужуючому пристрої
Напірний пристрій		Динамічний напір
Ротаметр		Переміщення поплавця
Поплавковий витратомір		Переміщення штока
Витратомір перемінного рівня		Зміна рівня рідини
Електромагнітний витратомір		ЕРС

Таблиця 2.9.

Принципові схеми і керування динаміки дифманометрів; вхідна величина перепад тиску

Вимірювальний елемент	Схема вимірювального елемента	Вихідна величина	Рівняння динаміки
Дифманометр мембранний		Переміщення важеля	$x_{вих} = kx_{вх}$
Переміщення важеля		Те ж	Те ж
U-образний дифманометр		Зміна рівня робочої рідини в U-образній трубці	$T_1^2 \frac{d^2 x_{вих}}{dt^2} + T_2 \frac{dx_{вих}}{dt} + x_{вих} = kx_{вх}$

До приладів для визначення складу газової суміші відносяться хімічні і фізичні газоаналізатори, хроматографи і мас-спектрометри.

Хімічні газоаналізатори. Дія цих приладів заснована на вимірі зміни обсягу в результаті поглинання одного чи декількох компонентів газової суміші якою-небудь речовиною, що вступає з ними в хімічну сполуку.

Фізичні газоаналізатори. У цих приладах для аналізу газової суміші використовується яка-небудь фізична властивість суміші, що змінюється в залежності від змісту в ній визначеного компонента. Як таку властивість можна вибрати теплопровідність, поглинальну здатність газів, їхню магнітну проникність і т. д.

Хроматографи призначені для повного аналізу рідких і газових сумішей. Дія цих приладів заснована на різній здатності речовин адсорбуватися нерухомою твердою фазою чи розчинятися в нерухомій рідкій фазі.

Мас-спектрометри. Дія цих приладів заснована на поділі аналізованого газу по масах атомів і молекул складових його компонентів під впливом електричних і магнітних полів.

У хімічній промисловості застосовуються також аналізатори, в основу роботи яких покладені інші методи.

Принципові схеми деяких вимірювальних пристроїв для визначення фізико-хімічних параметрів речовин і їхні рівняння динаміки приведені в табл. 2.10.

Перетворювачі. В автоматичних системах керування для взаємного узгодження вхідних у них елементів, забезпечення дистанційної передачі сигналів по каналах зв'язку, зручності реєстрації показань і т.п. використовують перетворювачі сигналів і енергії. Принципові схеми основних перетворювачів, застосовуваних при автоматизації процесів хімічної технології, приведені нижче.

Пневматичний уніфікований вимірювальний перетворювач (рис. 2.1, а) призначений для безупинного перетворення тиску (розрідження), перепаду тиску, витрати температури, а також рівня і щільності рідин в уніфікований пневматичний сигнал дистанційної передачі.

Принцип його дії заснований на пневматичній силовій компенсації. Вимірювана величина впливає на чуттєвий елемент і перетворюється на силу, що автоматично врівноважується зусиллям, яке розвивається тиском повітря в сильфоні зворотного зв'язку. Це тиск $P_{вих} = 0,02 \div 0,1$ МПа ($0,2 \div 1$ кгс/см²) є вихідним сигналом перетворювача.

Електричний уніфікований вимірювальний перетворювач (рис. 2.1, б) призначений для безупинного перетворення тих же величин, що і перетворювач, показаний на рис. 2.1, а в електричний токовий сигнал дистанційної передачі.

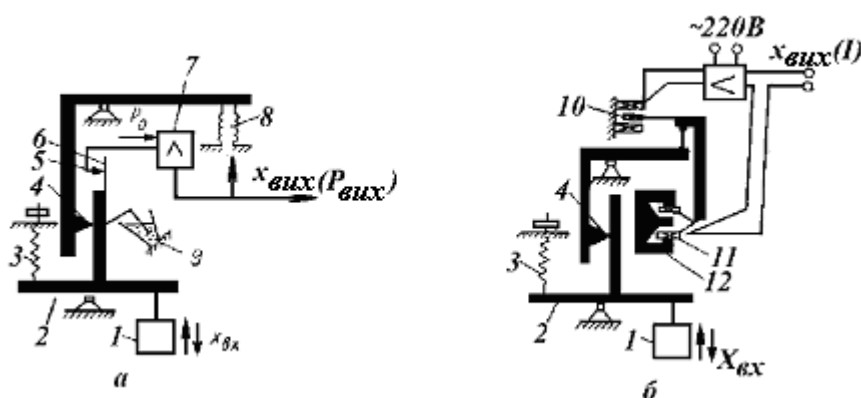


Рис. 2.1. Принципові схеми пневматичного (а) і електричного (б) уніфікованих вимірювальних перетворювачів: 1 – чуттєвий елемент; 2 – важелі передавального механізму; 3 – коректор нуля; 4 – рухлива опора; 5 – сопло; 6 – заслінка; 7 – підсилювач; 8 – сильфон; 9 – демпфер; 10 – прапорець індикатора; 11 – котушка; 12 – постійний магніт

Таблиця 2.10

Принципові схеми і рівняння динаміки вимірювальних пристроїв для визначення фізико-хімічних параметрів речовин

Вимірювальний елемент	Схема вимірювального елемента	Вхідна величина	Вихідна величина	Рівняння динаміки
рН-метр		рН розчину	ЕДС	$x_{vix} = kx_{ox}$
Кондуктометр		Концентрація розчину	Розбаланс мостової схеми	Те ж
Термомагнітний газоаналізатор		Концентрація кисню	Те ж	$T \frac{dx_{vix}}{dt} + x_{vix} = kx_{ox}$
Термокондуктометричний газоаналізатор		Концентрація газу	ЕДС	Те ж

У перетворювачі використовується принцип електричної силової компенсації. Вимірювальна величина, впливаючи на чуттєвий елемент, через підйомну систему приводить до незначного переміщення керуючого прапорця індикатора неузгодженості диференціально-трансформаторного типу. Останній перетворює це переміщення на керуючий сигнал перемінного струму, що надходить на вхід електронного підсилувача. На виході підсилувача сигнал постійного струму надходить у котушку силового пристрою й одночасно в послідовно з'єднану з нею лінію дистанційної передачі. Вихідний сигнал перетворювача I може дорівнювати 0 – 5; 0 – 20 мА; 4 – 20 мА.

Перетворювач ТЭДС термоелектричних термометрів в уніфікований струмовий сигнал (рис. 2.2, а) складається з вимірювального моста і підсилувача, охопленого зворотним зв'язком по вихідному струму. Струм, що протікає через зовнішнє навантаження, пропорційний вихідній напрузі. Спадання напруги при протіканні цього струму через резистор зворотного зв'язку врівноважує напругу на виході вимірювального моста.

Перетворювач працює з термоелектричними термометрами стандартного градуювання. Вихідний сигнал перетворювача I дорівнює 0...5; 0...20; 4...20 мА.

Перетворювач для термометрів опору (рис. 2.2, б) працює в комплекті з платиновими і мідними термометрами опору, зміна опору яких він перетворює в уніфікований токовий сигнал. Перетворювач складається з вимірювального моста і підсилувача, охопленого негативним зворотним зв'язком по вихідному струмі. Вихідний сигнал перетворювача I дорівнює 0 – 5; 0 – 20; 4 – 20 мА.

Електропневматичний перетворювач (рис. 2.2, в) безупинного уніфікованого сигналу постійного струму видає на виході пневматичний уніфікований сигнал. Дія приладу заснована на перетворенні струму на пропорційне зусилля за допомогою магнітоелектричного механізму. Це зусилля виміряються методом компенсації сил завдяки пневматичній системі сопло-заслінка, на яку діє сильфон зворотного зв'язку.

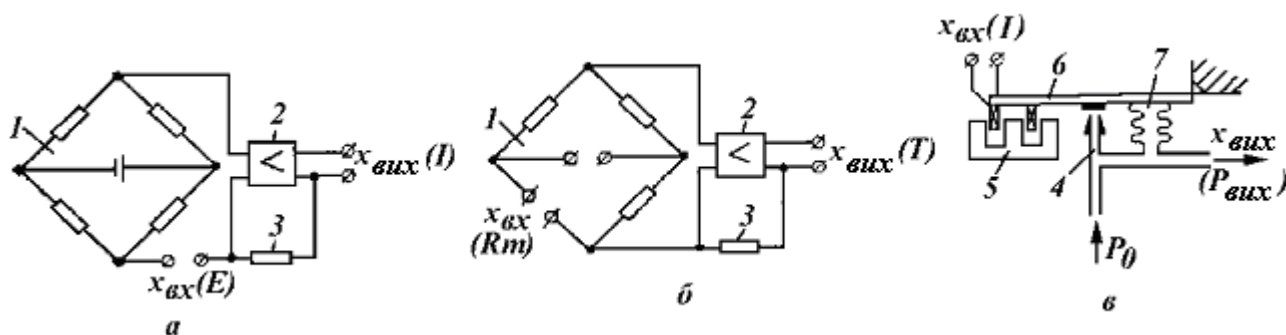


Рис. 2.2. Принципові схеми перетворювачів ТЕРС (а) і опору (б) у струмовий сигнал і електропневматичного перетворювача (в): 1 – вимірювальний міст; 2 – підсилувач; 3 – резистор зворотного зв'язку; 4 – система сопло-заслінка; 5 – магнітоелектричний механізм; 6 – важіль; 7 – сильфон зворотного зв'язку

У схемах виміру і регулювання температури електропневматичний перетворювач працює в комплекті з описаними вище перетворювачами для термоелектричних термометрів чи термометрів опору, що видають уніфікований струмовий сигнал.

Вхідний сигнал перетворювача $I = 0 - 5$ мА, вихідний сигнал перетворювача $P_{\text{вих}} = 0,02 - 0,1$ МПа ($0,2 - 1$ кгс/см²).

2.3 Автоматичні регулятори

Пристрій, за допомогою якого в системах регулювання забезпечується автоматична підтримка технологічної величини біля заданого значення, називають автоматичним регулятором. Регулятор є одним з елементів замкнутої системи.

На вхід автоматичного регулятора подаються поточне u_T і задане u_3 значення регульованої величини. Неузгодженість між ними $u_T - u_3$ приводить до зміни вихідної величини регулятора x_p :

$$X_p = f(u - u_3).$$

Цю залежність у відносних величинах (при $u = 0$)

$$x = f(y) \quad (2.13)$$

називають законом регулювання. Кожен конкретний регулятор має свій закон регулювання.

Класифікація регуляторів. Регулятори класифікують за декількома ознаками (наявність енергії, яка підводиться, вид використовуваної енергії, вид регульованої величини, характер дії, характер регулюючого впливу, закон регулювання).

За наявністю енергії, яка підводиться, регулятори ділять на ті, що не мають допоміжного джерела енергії, і які мають таке. У регуляторів без допоміжного джерела енергії для переміщення регулюючого органа використовується енергія регульованого середовища. Вони прості за конструкцією, надійні в роботі, не вимагають зовнішніх джерел енергії, але мають обмежену потужність для приведення в дію регулюючого органа. Такі регулятори застосовують у тих випадках, коли для приведення в дію регулюючого органа не вимагаються великі зусилля і для цього досить потужності вимірювального пристрою, а також якщо до якості перехідного процесу не пред'являються тверді вимоги.

У регуляторів з допоміжним джерелом енергії переміщення регулюючого органа здійснюється додатковим приводом, що працює від зовнішнього джерела. Вони вимагають додаткової зовнішньої енергії і мають більш складну конструкцію. Ці регулятори здатні забезпечити високу якість регулювання.

За видом використовуваної енергії регулятори поділяють на гідравлічні, електричні і пневматичні.

У гідравлічних регуляторах для переміщення регулюючого органа використовується енергія рідини (звичайно трансформаторної олії) під тиском

0,6 ÷ 0,8 МПа (6 ÷ 8 кгс/см²), в електричних – електрична енергія промислової частоти, у пневматичних – енергія стиснутого повітря тиском 0,14 МПа (1,4 кгс/см²).

При автоматизації хімічних виробництв найбільше поширення одержали пневматичні регулятори унаслідок їхньої вибухо- і пожежобезпеки, надійності в роботі, розвитку досить великих зусиль перестановки регулюючого органа (до декількох сотень кілограмів). Не перешкоджає їхньому використанню властива їм інерційність (в окремих випадках час проходження сигналу може досягати декількох десятків секунд) і обмежена дальність дії (до ~ 300 м). У зв'язку з тим, що більшість технологічних величин змінюється досить повільно, швидкість спрацьовування пневматичних регуляторів виявляється прийнятною. У випадку централізованого керування в межах цеху чи навіть виробництва хімічного підприємства дальність дії пневматичних регуляторів також цілком достатня (при установці додаткових підсилювачів).

За видом регульованої величини розрізняють регулятори температури, тиску, витрати, рівня, концентрації й інших величин.

За характером дії регулятори підрозділяються на такі, що мають пряму і зворотну характеристики. У перших з них зростання вхідного сигналу обумовлює збільшення вихідної величини, а в інших навпаки.

За характером регулюючого впливу можна виділити регулятори переривчастої і безупинної дії. У регуляторів переривчастої дії безупинній зміні вхідної величини відповідає переривчаста зміна регулюючого впливу хоча б в одному з елементів регулятора, що істотно впливає на роботу регулятора в цілому. У свою чергу вони поділяються на позиційні і імпульсні. У регуляторів безупинної дії безупинній зміні вхідної величини відповідає безупинна зміна його вихідної величини.

За законом регулювання регулятори безупинної дії поділяють на інтегральні, пропорційні, пропорційно-інтегральні, пропорційно-диференціальні і пропорційно-інтегрально-диференціальні. В даний час при автоматизації хімічних підприємств використовуються позиційні регулятори й у більшій мірі регулятори безупинної дії.

Нижче розглянуті регулятори цих типів у випадку, коли вони мають пряму характеристику.

Позиційні регулятори (Пз-регулятори). Позиційними, чи релейними, називають регулятори, у яких при зміні на вході вихідна величина може приймати тільки визначені, заздалегідь відомі значення. Перехід від одного з цих значень до іншого відбувається дуже швидко, практично миттєво. Вони прості за конструкцією, надійні в роботі, нескладні в обслуговуванні і при налаштуванні.

Найбільше поширення одержали двопозиційні регулятори, у яких вихідна величина може приймати тільки два значення: мінімальне чи максимальне. Іноді такі регулятори називають регуляторами типу "відкрито – закрито".

Статичні характеристики ідеального двопозиційного регулятора і регулятора з зоною нечутливості (тобто при неоднозначній характеристиці) приведені на рис. 2.3.

Якщо поточне значення вхідної величини ідеального регулятора u_T менше заданого $u_3 = u_0$, то його вихідна величина X_p приймає мінімальне значення, рівне нулю. Якщо ж $u_T > u_3$, то вихідна величина X_p приймає максимальне значення $X_{p,max}$ (рис. 2.3, а). При зміні поточного значення регульованої величини в момент переходу їм заданого значення вихідна величина Пз-регулятора швидко змінюється від одного крайнього положення до іншого. Таким чином, робота ідеального (з однозначною характеристикою) Пз-регулятора може бути представлена у виді:

$$x_p = \begin{cases} 0 & \text{при } u_T < u_3 \\ x_{p,max} & \text{при } u_T > u_3 \end{cases} \quad (2.14)$$

У регулятора з зоною нечутливості вихідна величина X змінюється від 0 до значення $X_{p,max}$ при $y = u_3 + \frac{\delta y_T}{2}$ і від значення $X_{p,max}$ до нуля – при $y = u_3 + \frac{\delta y_T}{2}$ (рис. 2.3, б). Характеристика такого регулятора виражається таким чином:

$$x_p = \begin{cases} 0 & \text{при } u_T < u_3 + \frac{\delta y_T}{2} \\ x_{p,max} & \text{при } u_T > u_3 + \frac{\delta y_T}{2} \end{cases} \quad (2.15)$$

В інтервалі

$$u_3 - \frac{\delta y_T}{2} < y < u_3 + \frac{\delta y_T}{2}$$

величина x_p може приймати два значення (0 і $x_{p,max}$) у залежності від попередніх значень y . Перехід з нижньої гілки на верхню здійснюється за умов:

$$y_T = u_3 + \frac{\delta y_T}{2}; \quad x_p = 0; \quad u_3 + \frac{dy_T}{dt} > 0.$$

а з верхньої гілки на нижню – при умовах

$$y_T = u_3 - \frac{\delta y_T}{2}; \quad x_p = x_{p,max}; \quad \frac{dy_T}{dt} < 0.$$

На рис. 2.3, в і г показані статичні характеристики тих же регуляторів у відносних величинах.

Для ідеального регулятора вони можуть бути записані у виді:

$$x = \begin{cases} -1 & \text{при } y < 0 \\ +1 & \text{при } y > 0 \end{cases},$$

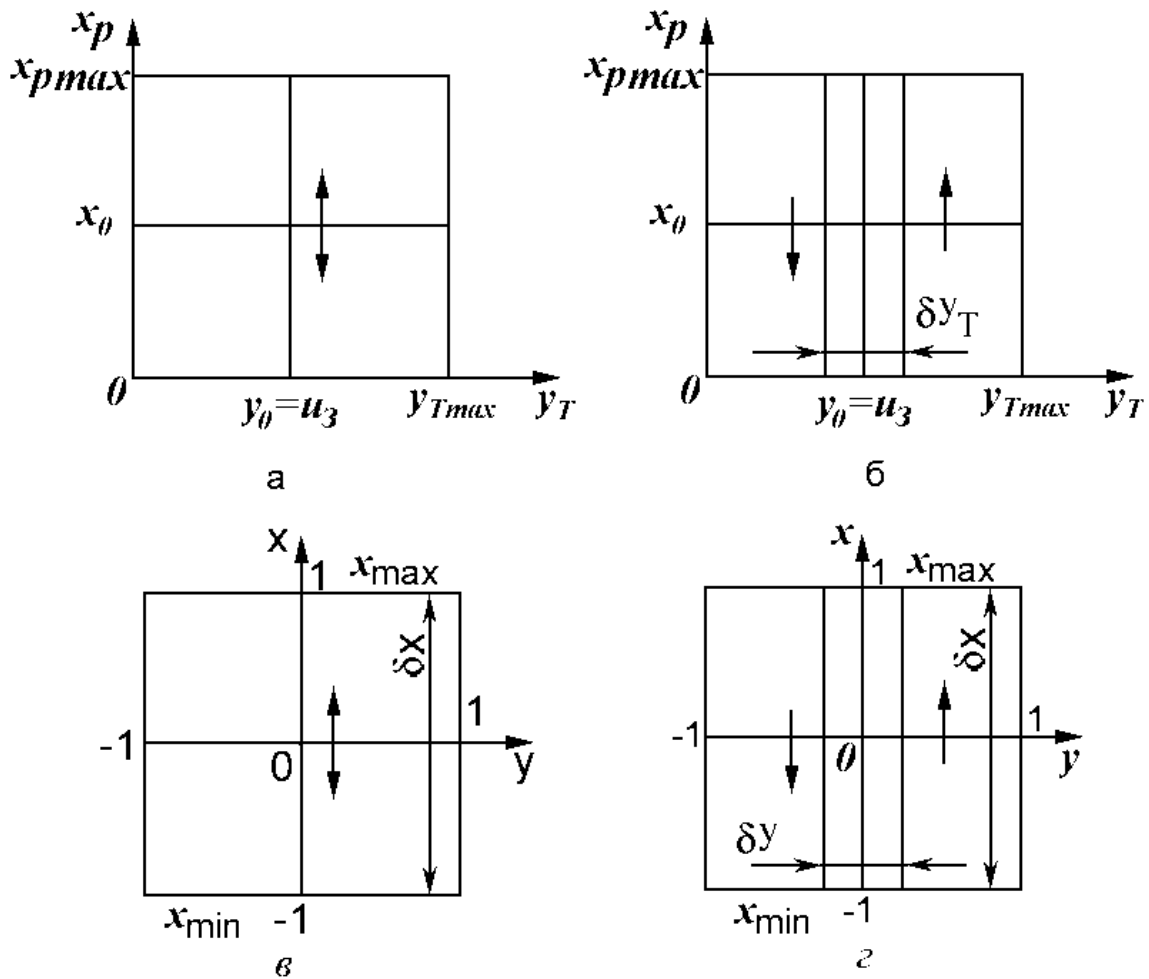


Рис. 2.3. Статичні характеристики ідеального Пз-регулятора (а, в) і Пз-регулятора з зоною нечутливості (б, г), які настроєні на максимум, в абсолютних (а, б) і відносних (б, г) величинах

а для регулятора з зоною нечутливості:

$$x = \begin{cases} -1 & \text{при } y < \frac{\delta y}{2} \\ +1 & \text{при } y > -\frac{\delta y}{2} \end{cases} \quad (2.16)$$

Умова переходу знизу нагору приймає вид:

$$y = +\frac{\delta y}{2}; \quad x = -1; \quad \frac{dy}{dt} > 0.$$

а зверху вниз:

$$y = -\frac{\delta y}{2}; \quad x = +1; \quad \frac{dy}{dt} < 0$$

При безупинній довільній зміні технологічної величини y_m (рис. 2.4, а) вихідна величина X_p Пз-регулятора із ідеальною статичною характеристикою приймає інше значення тільки при переході y_T заданого значення u_3 , тобто в момент зміни знака відхилення $y_T - u_3$. Пз-регулятор не враховує, чи

віддаляється регульована величина від заданого, чи значення наближається до нього, а також чи змінюється вона з великою чи малою швидкістю (рис. 2.4, б).

При безупинному зростанні вхідної величини вихідна величина Пз-регулятора з зоною нечутливості (рис. 2.4, в) приймає інше значення в момент, коли:

$$y_T = u_3 + \frac{\delta y_T}{2},$$

якщо ж вхідна величина знижується, то – у момент, коли:

$$y_T = u_3 - \frac{\delta y_T}{2}.$$

Зміна вхідної величини і динамічні характеристики розглянутих регуляторів у відносних величинах дані на рис. 2.4. г – е. Далі статичні і динамічні характеристики всіх регуляторів приводяться тільки у відносних величинах.

Статичні і динамічні залежності (див. рис. 2.3, 2.4) відповідають регуляторам із прямою чи характеристикою регуляторам, настроєних на “максимум”. При настроюванні їх на “мінімум” у випадку, наприклад, ідеальної характеристики, вихідна величина приймає значення нуль, якщо $u_T > u_3$ і значення x_{\max} , якщо $u_T < u_3$.

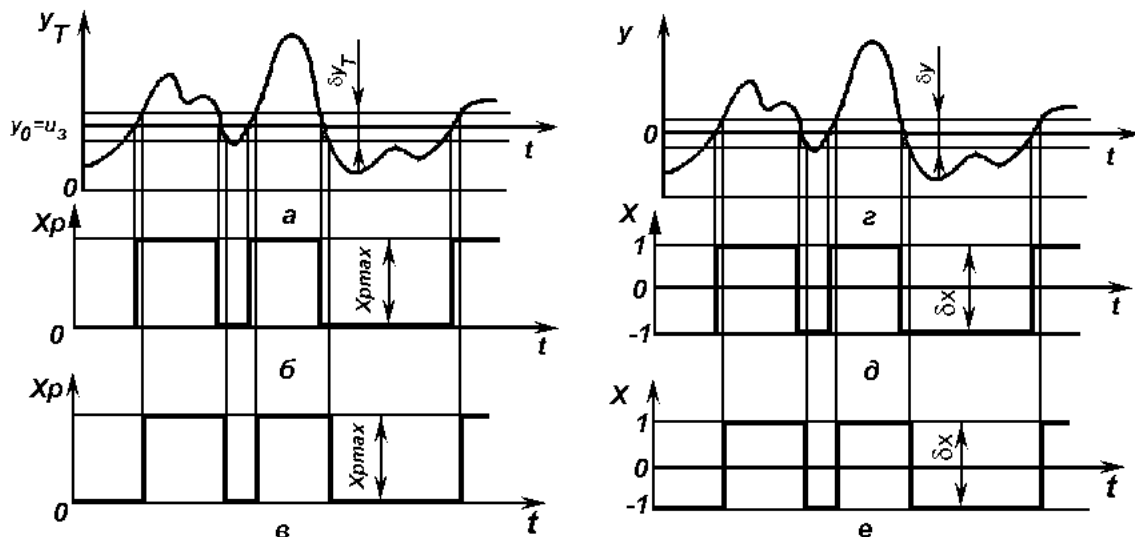


Рис. 2.4. Графік зміни вхідної величини Пз-регулятора (а, г) виходи їх величин ідеального Пз-регулятора (б, д) і Пз-регулятора з зоною нечутливості (в, е) в абсолютних (а, б, в) і відносних (г, д, е) величинах.

Статична характеристика такого регулятора у відносних величинах записується в такий спосіб:

$$x = \begin{cases} -1 & \text{при } y > 0 \\ +1 & \text{при } y < 0 \end{cases} \quad (2.17)$$

Прикладами Пз-регуляторів чи двопозиційних пристроїв можуть служити електроконтактний термометр, біметалічний, сигналізатор температури, електроконтактний манометр, пневматичне реле й ін.

Інтегральні регулятори, (І-регулятори). До них відносяться ті, у яких зміна вихідної величини x пропорційна інтегралу відхилення вхідної величини y від заданого значення u за часом. Рівняння динаміки І-регулятора має вид:

$$x = \frac{1}{T_u} \int_0^1 y dt . \quad (2.18)$$

де T_u – час інтегрування регулятора чи час зміни його вихідної величини на 1 % при відхиленні вхідної величини від заданого значення на 1 % максимально можливого відхилення.

Час T_u – параметр настройки І-регулятора. Зі збільшенням T_u вплив вхідної величини регулятора на вихідну слабшає.

Перехідна характеристика І-регулятора має вид:

$$h(t) = \frac{1}{T_u} t . \quad (2.19)$$

Це рівняння похилої прямої.

Перехідні характеристики І-регулятора при двох різних значеннях часу інтегрування приведені на рис. 2.5. В обох випадках кут нахилу перехідних характеристик не змінюється в часі. Для перебування часу інтегрування T_u по перехідній характеристиці на поле креслення наносять одинична східчаста зміна величини в тім же масштабі. Координата крапки перетинання цих характеристик по осі абсцис визначає величину часу інтегрування.

У динамічному відношенні І-регулятор являє собою інтегруюче ланку з передатною функцією:

$$W(p) = \frac{1}{T_u p} . \quad (2.20)$$

Приклад структурної схеми частини промислового регулятора, що відпрацьовує І-складову закону регулювання, приведений на рис. 2.6. Передатні функції ланок цієї схеми визначаються наступними виразами:

$$W_1(p) = k \gg 1; \quad W_2(p) = 1; \quad W_3(p) = \frac{1}{T_u p + 1}; \quad W_4(p) = 1. \quad (2.21)$$

Передатна функція всієї схеми знаходиться по рівності

$$W(p) = \frac{W_1(p)W_3(p)}{1 + W_1(p)W_2(p) - W_1(p)W_3(p)W_4(p)} . \quad (2.22)$$

Підставимо в рівність (2.22) значення з виразів (2.21)

$$W(p) = \frac{k \frac{1}{T_u p + 1}}{1 + k - k \frac{1}{T_u p + 1}} .$$

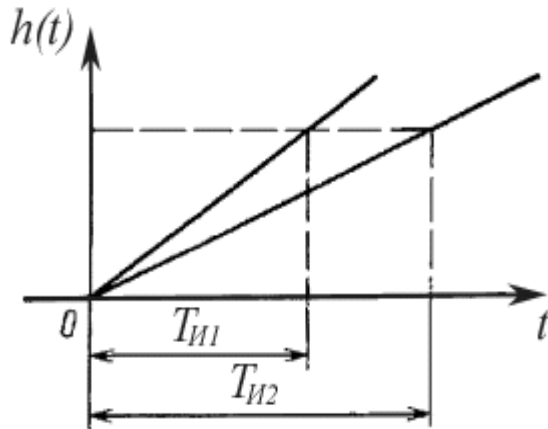


Рис. 2.5. Перехідні характеристики І-регулятора при різних значеннях часу інтегрування

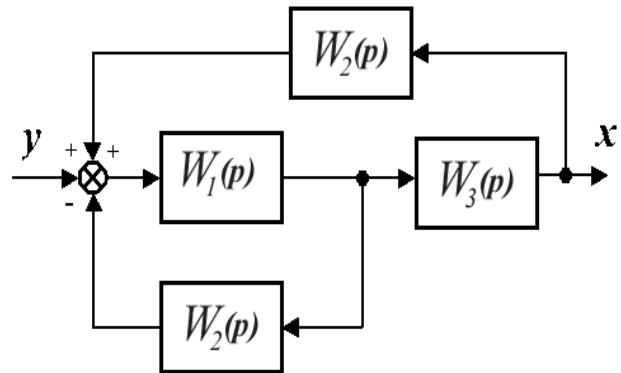


Рис. 2.6. Структурна схема І-складової промислових регуляторів

Розділимо чисельник і знаменник отриманого дробу на k і, нехтуючи в знаменнику складовою $1/k$, остаточно одержимо:

$$W(p) = \frac{1}{1 - \frac{1}{T_u p + 1}} = \frac{1}{T_u p} \quad (2.23)$$

що відповідає передаточній функції І-регулятора.

Амплітудно-фазова характеристика І-регулятора визначається залежністю:

$$W(p) = \frac{1}{T_u \omega} e^{-i \frac{\pi}{2}} \quad (2.24)$$

При гармонійній зміні вхідної величини вихідна величина І-регулятора змінюється по гармонійному закону запізнюванням по фазі на кут $\pi/2$; при цьому амплітуда вихідних коливань залежить від частоти коливань ω і значення постійної T_u .

При автоматизації хіміко-технологічних об'єктів іноді використовують І-регулятори без допоміжного джерела енергії. Пристрої з інтегральним законом звичайно вводяться в більш складні закони регулювання в якості однієї зі складових.

Пропорційні регулятори (П-регулятори). До них відносяться ті, у яких вихідна величина в межах зони регулювання змінюється пропорційно зміні вхідної величини.

Рівняння динаміки П-регулятора має вид:

$$x = k_p y, \quad (2.25)$$

де k_p — коефіцієнт передачі (пропорційності) регулятора.

Кожному значенню вхідної величини П-регулятора відповідає визначене значення вихідної величини. Сигнал на виході П-регулятора міняється тільки при зміні сигналу на вході.

Параметром настроювання П-регулятора є зона регулювання, чи межа пропорційності δ , під якою розуміють діапазон зміни вхідної величини регулятора, виражений у відсотках від максимального інтервалу в межах якого зміна вхідної величини приводить до зміни вихідної величини регулятора від одного крайнього значення до іншого. Значення меж пропорційності П-регулятора може змінюватися і встановлюватися в широких межах, воно може складати від двох до декількох тисяч відсотків.

Сімейство статичних характеристик П-регулятора при різних значеннях δ приведено на рис. 2.7. При $\delta = 100\%$ зміні вхідної величини регулятора v на 1% діапазону її зміни відповідає зміна вихідної величини x на 1% діапазону її зміни.

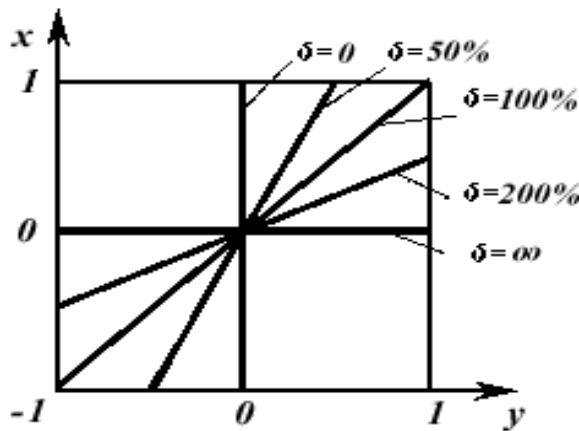


Рис. 2.7. Статичні характеристики П-регулятора при різних значеннях межі пропорційності

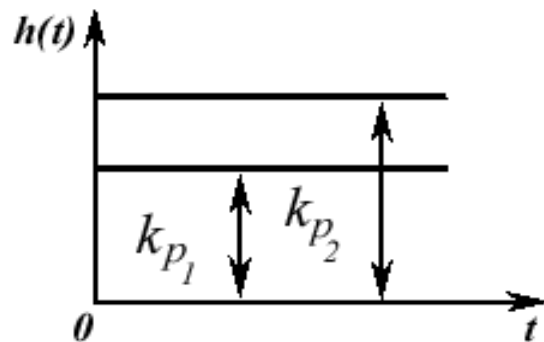


Рис. 2.8. Перехідні характеристики П-регулятора при різних значеннях коефіцієнта пропорційності

При крутій статичній характеристиці ($\delta < 100\%$) пропорційна залежність між величинами x , і y спостерігається тільки всередині границь межі пропорційності. Значенням параметра за границями межі пропорційності відповідають або максимальне, або мінімальне значення x . При $\delta = 0\%$ П-регулятор працює як двопозиційний.

При пологій статичній характеристиці ($\delta > 100\%$) повна зміна вхідного сигналу приводить до часткової зміни величини x . Остання не досягає не одного, не другого крайнього значень. При $\delta = \infty$ (статична характеристика – горизонтальна пряма) зміна входу y взагалі не приводить до зміни вихідної величини. Таким чином, ступінь впливу вхідної величини П-регулятора на вихідну зростає зі зменшенням значення межі пропорційності.

Межа пропорційності δ зв'язана з коефіцієнтом передачі регулятора k_p співвідношенням:

$$\delta = \frac{1}{k_p} \cdot 100\% \quad (2.26)$$

У динамічному відношенні П-регулятор являє собою підсилювальну ланку. Перехідна характеристика П-регулятора визначається виразом:

$$h(t) = k_p. \quad (2.27)$$

Вид перехідної характеристики приведено на рис. 2.8. Для ідеального П-регулятора вона являє собою східчасту функцію з ординатою, рівною k_p .

Порівняння рівнянь (2.19) і (2.27) показує, що П-регулятор реагує на вхідні збурювання значно швидше, ніж І-регулятор.

Передатна функція П-регулятора має вид:

$$W(p) = k_p. \quad (2.28)$$

Приклад структурної схеми промислового П-регулятора показаний на рис. 2.9. Схема являє собою замкнутий контур, у якому ланка прямого зв'язку з великим коефіцієнтом підсилення k_1 ($k_1 \gg 1$) охоплюється ланкою негативного зворотного зв'язку з коефіцієнтом підсилення k_2 .

Передатна функція системи, приведеної на рис. 2.9, записується у вигляді

$$W(p) = \frac{1}{1 + k_1 k_2} = \frac{1}{\frac{1}{k_1} + k_2} = \frac{1}{k_2} = k_p. \quad (2.29)$$

Таким чином, величина коефіцієнта підсилення П-регулятора k_p визначається коефіцієнтом підсилення ланки зворотного зв'язку k_2 .

Амплітудно-фазова характеристика П-регулятора виражається таким чином:

$$W(i\omega) = k_p e^{i0}. \quad (2.30)$$

При гармонійній зміні вхідної величини вихідна величина П-регулятора змінюється по гармонійному закону без запізнювання; при цьому амплітуда вихідних коливань у k_p раз більше (чи менше) амплітуди вхідних коливань. На довільну зміну вхідної величини П-регулятор реагує такою же за формою зміною вихідної величини.

Пропорційно-інтегральні регулятори (ПІ-регулятори). Їхня вихідна величина змінюється під дією пропорційної й інтегральної складової. Рівняння динаміки ПІ-регулятора має вид

$$x = k_p y + \frac{1}{T_u} \int_0^t y dt. \quad (2.31)$$

де k_p – коефіцієнт передачі регулятора; T_u – час інтегрування.

ПІ-регулятор має два параметри настроювання. Пропорційна складова набувається за допомогою межі пропорційності δ , інтегральна складова

регулятора за допомогою зміни часу інтегрування Tu . Вплив вхідної величини ПІ-регулятора на зменшенні вихідну підвищується зі зменшенням межі пропорційності δ і часу інтегрування Tu .

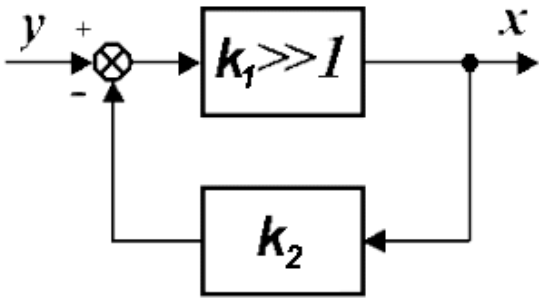


Рис. 2.9. Структурна схема ПІ-регулятора

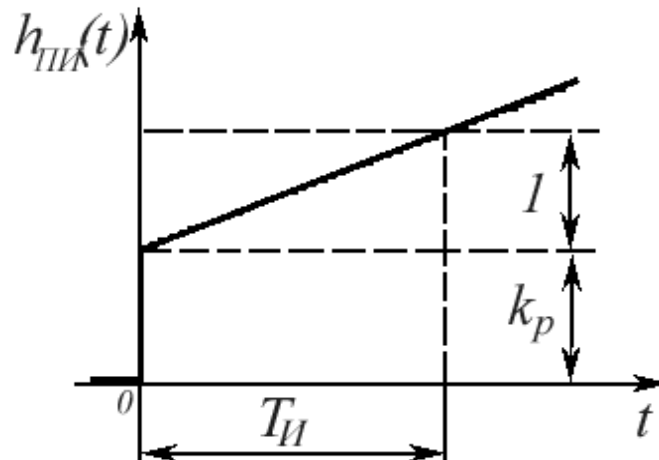
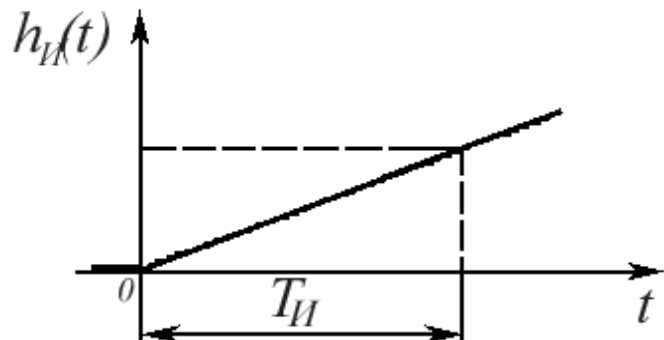
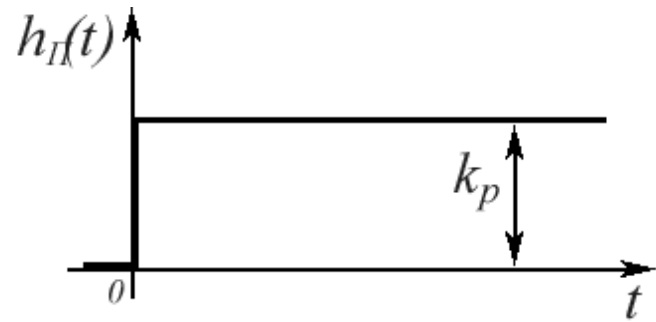


Рис. 2.10. Перехідні характеристики пропорційної $h_P(t)$ і інтегральної $h_I(t)$ складових і загальна перехідна характеристика $h_{PI}(t)$ ПІ-регулятора

Перехідна характеристика ПІ-регулятора описується залежністю:

$$h(t) = k_p + \frac{1}{T_u} \cdot t \quad (2.32)$$

На рис. 2.10 приведені перехідні характеристики: пропорційної складової $h_P(t)$, інтегральної складової $h_I(t)$ і перехідної характеристики ПІ-регулятора $h_{PI}(t)$. З рис. 2.10 видно, що пропорційна складова діє одночасно зі зміною вхідної величини регулятора, а інтегральна складова – і після зміни вхідної величини.

Для перебування передатної функції ПІ-регулятора приведемо рівняння динаміки (2.31) за операторною формою:

$$x(p) = k_p y(p) + \frac{1}{T_u p} y(p).$$

звідки одержимо

$$W(p) = k_p + \frac{1}{T_u p}. \quad (2.33)$$

Промислові ПІ-регулятори звичайно складаються у відповідності зі структурними схемами, приведеними на рис. 2.11. Структурна схема, приведена на рис. 2.11, а, містить дві паралельно з'єднані ланки: підсилювальну (передатна функція $W_1(p) = k_p$ і інтегруючу (передатна функція $W_2(p) = 1/(T_u p)$). Передатна функція такої системи $W(p)$ знаходиться з рівності:

$$W(p) = W_1(p) + W_2(p) = k_p + \frac{1}{T_u p},$$

яке збігається з вираженням (2.33).

Структурна схема, що показана на рис. 2.11, б, складається з ланки, передатна функція якої $W_1(p)$, охопленої негативним зворотним зв'язком з передатною функцією $W_2(p)$ і послідовно з'єднано з ними ланки, передатна функція якої дорівнює $W_3(p)$. Передатні функції цих ланок визначаються залежностями:

$$W_1(p) = k \gg 1; \quad W_2(p) = \frac{k_2}{T_2 p + 1}; \quad W_3(p) = \frac{1}{T_1 p}. \quad (2.34)$$

Передатна функція розглянутої структурної схеми знаходиться за рівністю:

$$W(p) = \frac{W_1(p)}{1 + W_1(p)W_2(p)} W_3(p).$$

Після підстановки в неї залежностей (2.34) одержимо:

$$\begin{aligned} W(p) &= \frac{k_1}{1 + k_1 - \frac{k_2}{T_2 p + 1}} \cdot \frac{1}{T_1 p} = \frac{1}{\frac{1}{k_1} + \frac{k_2}{T_2 p + 1}} \cdot \frac{1}{T_1 p} = \\ &= \frac{T_2 p + 1}{k_2} \cdot \frac{1}{T_1 p} = \frac{T_2}{k_2 T_1} + \frac{1}{k_2 T_1 p}. \end{aligned}$$

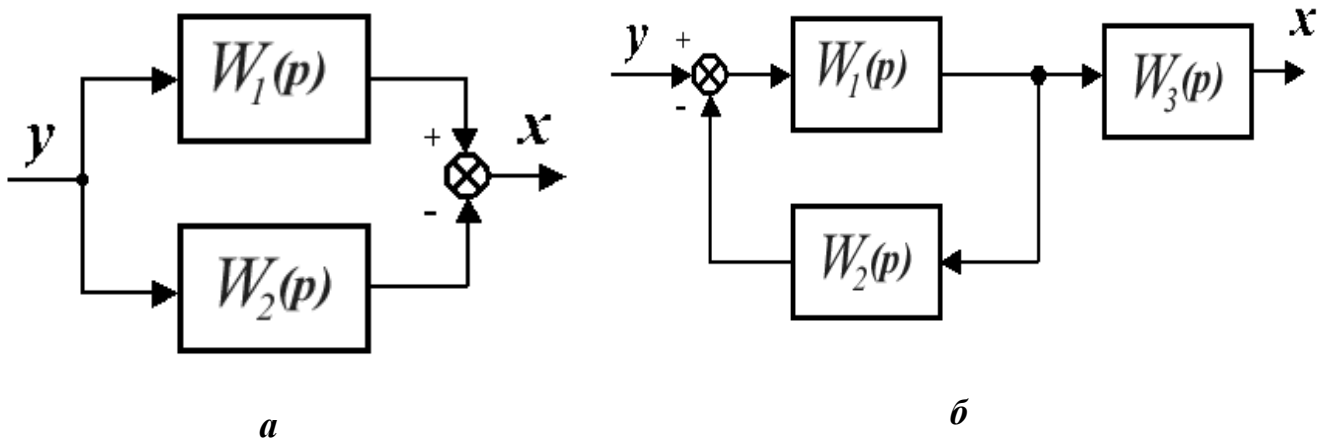


Рис. 2.11. Структурні схеми ПІ-регулятора

Позначаючи $T_2 / (k_2 T_1)$ через k_p , а $1 / (k_2 T_1)$ через $1 / T_u$ остаточно одержимо:

$$W(p) = k_p + \frac{1}{T_u p}$$

Цей вираз збігається з залежністю (2.34). Для перебування амплітудно-фазової характеристики ПІ-регулятора в рівнянні (2.34) комплексну величину p замінимо на мниму $i\omega$ і, звільняючись від мнимості в знаменнику, одержимо:

$$W(i\omega) = k_p + \frac{1}{T_u i\omega} = k_p - i \frac{1}{T_u \omega}$$

чи в показовій формі

$$W(i\omega) = A(\omega) e^{i\varphi(\omega)} = \frac{\sqrt{k_p^2 T_u^2 \omega^2 + 1}}{T_u \omega} e^{-i \arctg \frac{1}{k_p T_u \omega}} \quad (2.35)$$

Графік АФХ ПІ-регулятора див. нижче в табл. 2.11.

При гармонійній зміні вхідної величини вихідна величина ПІ-регулятора також випробовує гармонійні коливання, амплітуда і фазове зрушення яких залежать від частоти коливань ω і величин параметрів настройки регулятора k_p і T_u . Зі зростанням ω від 0 до $+\infty$ АЧХ регулятора монотонно зменшується від ∞ до значення k_p , а запізнювання вихідних коливань по фазі щодо вхідних поступово зменшується від величини $-\pi/2$ до 0 (див. нижче в табл. 2.11).

Реакція ПІ-регулятора $x_{ПИ}$ й окремих його складових $x_{П}$ і $x_{И}$ на гармонійну зміну вхідної величини показана на рис. 2.12. Значення вихідної величини $x_{ПИ}$ отримано алгебраїчним додаванням величин $x_{П}$ і $x_{И}$. Порівняння цих залежностей показує, що величина $x_{ПИ}$ завжди реагує повільніше, ніж $x_{П}$, але швидше, ніж $x_{И}$, і, отже, на однакову зміну вхідної величини ПІ-регулятор буде реагувати з деяким відставанням у порівнянні з П-регулятором, але завжди буде випереджати дію І-регулятора.

Пропорційно-диференціальні і пропорційно-інтегрально-диференціальні регулятори (ПД- і ПІД-регулятори). У ряді випадків якість регулювання можна підвищити введенням у закон регулювання складової, пропорційної першій чи

похідній швидкості зміни вхідної величини регулятора. Ця диференційна складова (Д-складова) формується за допомогою додаткового пристрою.

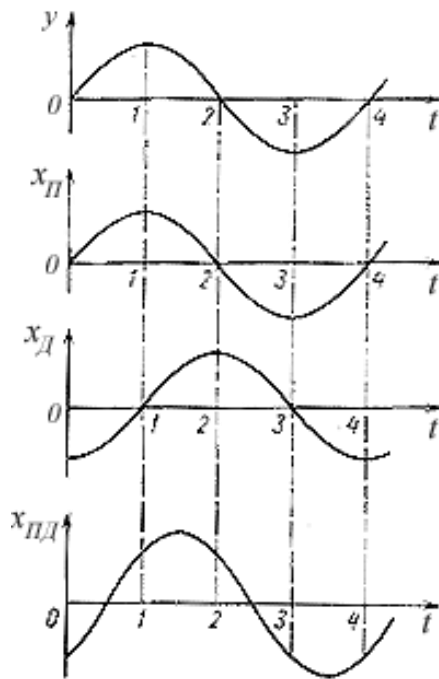


Рис. 2.12. Графік зміни складових $x_П$, $x_Д$ загальної вихідної величини $x_{ПД}$ ПІ-регулятора при гармонійній зміні вхідної величини y

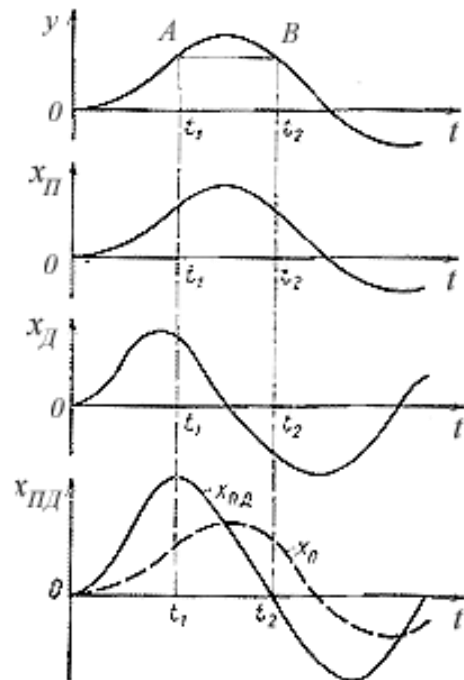


Рис. 2.13. Графік, що ілюструє вплив введення диференціальної складової в пропорційний закон регулювання

Рівняння динаміки ПД- і ПІД-регуляторів мають вид:

$$x = k_p y + T_D \dot{y} \quad (2.36)$$

$$x = k_p y + T_I \int_0^t y dt + T_D \frac{dy}{dt} \quad (2.37)$$

де k_p – коефіцієнт передачі регулятора; T_I – час інтегрування; T_D – час диференціювання.

ПД-регулятор має два параметри настроювання: межа пропорційності δ і час диференціювання T_D . ПІД-регулятор має три параметри настроювання: межа пропорційності δ , час інтегрування T_I і час диференціювання T_D . Вплив вхідної величини цих регуляторів на вихідну підвищується зі зменшенням межі пропорційності δ , зменшенням часу інтегрування T_I і збільшенням часу диференціювання T_D .

При наявності Д-складової вихідна величина регулятора x змінюється з деяким випередженням щодо вхідної величини, пропорційної швидкості її зміни dy/dt . Зі зменшенням похідної dy/dt випереджальна дія регулятора також зменшується і цілком припиняється при $y = \text{const}$, тому їх називають регуляторами з випередженням, чи попередженням.

Вплив Д-складової у ПД- і ПДД-регуляторах однаковий, тому далі будемо розглядати тільки ПД-регулятори.

Вплив введення Д-складової у пропорційний закон регулювання ілюструється графіком, приведеним на рис. 2.13. Показані зміна пропорційної x_{Π} і диференціальної x_{Δ} складових, а також пропорційно-диференціальної $x_{\Pi\Delta}$ складової, тобто ПД-закону регулювання при безупинній зміні вхідної величини y .

У випадку застосування П-регулятора при однаковому відхиленні величини регулювання від заданого значення (точки A і B) величина впливу на об'єкт буде однаково незалежно від того, віддаляється її значення від заданого чи наближається до нього. Для підвищення ж якості регулювання вплив регулятора повинен бути великим у випадку відхилення регульованої величини від заданого значення, ніж при протилежній зміні. Ця вимога виконується при введенні в закон регулювання Д-складової; при перебуванні регульованої величини в точці A вихідна величина ПД-регулятора більше (впливи П- і Д-складової регулятора складаються), ніж у точці B (впливи П- і Д-складових регулятора віднімаються).

При наявності в законі регулювання Д-складової регулятор реагує і на зміни швидкості вхідної величини, тобто на інтенсивність її зміни; такий регулятор вступає в роботу швидше, ніж П-регулятор. Введення в закон регулювання впливу по похідній приводить до посилення впливу регулятора на перехідний процес, при цьому скорочується час перехідного процесу і зменшуються коливання регульованої величини.

Перехідна характеристика ПД-регулятора $h(t)$ приведена на рис. 2.14. Вона відрізняється від перехідної характеристики П-регулятора великою зміною вихідної величини відразу ж після зміни величини v . З часом відхилення x зменшується, і величина x стає постійною і рівною у відповідності зі значенням межі пропорційності П-складової регулятора. Фізично дію попередження можна представити як тимчасове зменшення дії зворотного зв'язку регулятора.

Динамічна характеристика ПД-регулятора для випадку, коли вхідна величина змінюється з постійною швидкістю, приведена на рис. 2.15.

Для порівняння там же приведена аналогічна характеристика для П-регулятора. Вихідні величини П- і ПД-регуляторів змінюються з однаковою швидкістю, рівною $k_p dy/dt$, але при ПД-регуляторі вихідна величина завжди на $T_{\Delta} dy/dt$ більше, ніж при П-регуляторі. У порівнянні з x_{Π} вихідна величина $x_{\Pi\Delta}$ досягає тих же значень з випередженням, рівним T_{Δ}/k_p . За графіками (див. рис. 2.15) можна знайти час диференціювання T_{Δ} . Позначимо через t_1 час, протягом якого величина x_{Π} досягає східчастої зміни величини x_{Δ} , рівної:

$$x_{\Delta} = T_{\Delta} \frac{dy}{dt}. \quad (2.38)$$

Зміна x_{Π} за час t_1 дорівнює:

$$x_{II} = k_p \frac{dy}{dt} t_1, \quad (2.39)$$

дорівнявши x_{II} і x_D , одержимо:

$$T_D = k_p t_1. \quad (2.40)$$

Звідки

$$t_1 = T_D / k_p. \quad (2.41)$$

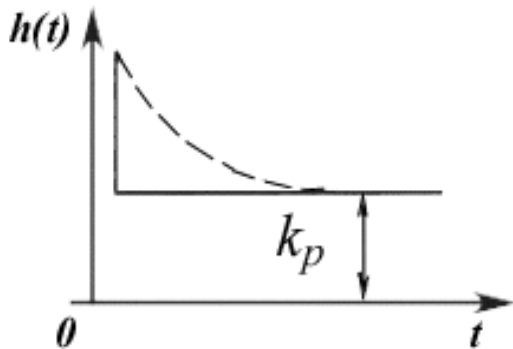


Рис. 2.14. Перехідна характеристика ПД-регулятора

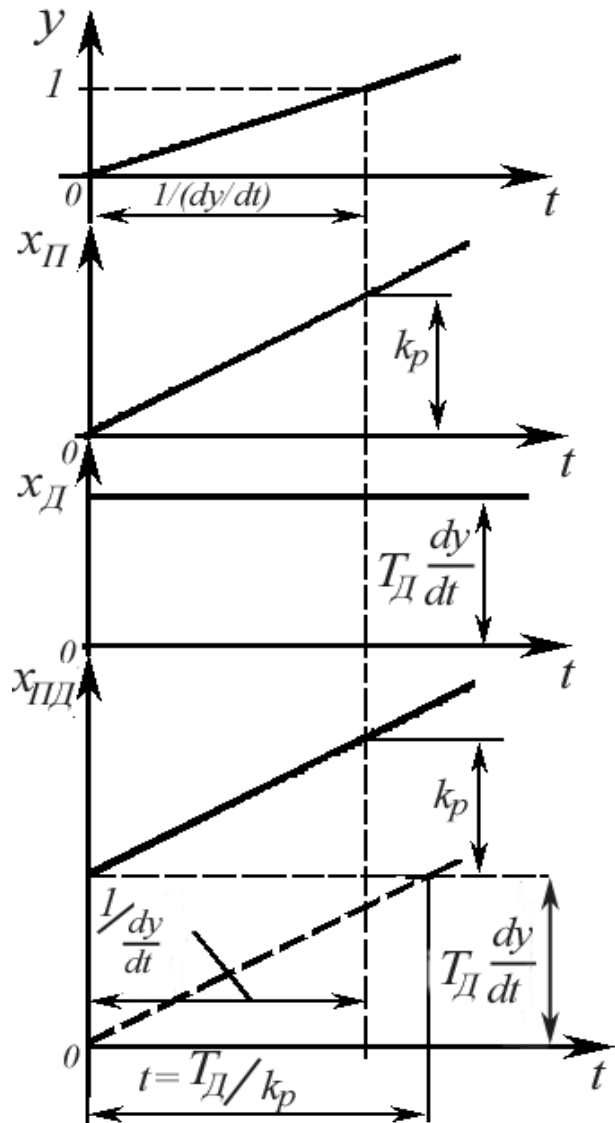


Рис. 2.15. Графік зміни складових x_{II} , x_D і загальної вихідної величини x_{PID} ПД-регулятора при зміні вхідної величини у з постійною швидкістю

Таким чином, час диференціювання T_D – це відрізок часу, на який вихідна величина ПД-регулятора x_{PID} випереджає його пропорційну складову x_{II} при зміні вхідної величини з постійною швидкістю за умови, що коефіцієнт передачі регулятора k_p дорівнює одиниці.

Графіки, приведені на рис. 2.16, дозволяють порівняти роботу ПД- і П-регуляторів при коливальній зміні вхідної величини v . На малюнку показана зміна вихідної величини регулятора в часі під дією тільки П-складової (вихідна величина П-регулятора) x_{PD} і тільки Д-складової x_D . Відзначимо, що максимальне відхилення величини x_D спостерігається при максимальній

швидкості зміни параметра ν . Залежність $x_{ПД}$ (вихідна величина ПД-регулятора) отримана шляхом алгебраїчного додавання ординат кривих $x_{П}$ і $x_{Д}$. З рисунка видно, що зміна величини $x_{ПД}$ випереджає зміну величини $x_{П}$, а отже, і зміну

параметра ν . Це ще раз підтверджує, що в замкнутому контурі регулювання при відхиленні регульованої величини від заданого значення ПД-регулятор вступає в роботу раніш, ніж П-регулятор.

Структурна схема ПД-регулятора приведена на рис. 2.17. Вона складається з підсилювальної ланки з дуже великим коефіцієнтом передачі ($k \gg 1$) і ($k_I \gg 1$) аперіодичної ланки 1-го порядку, встановленої в ланцюзі негативного зворотного зв'язку.

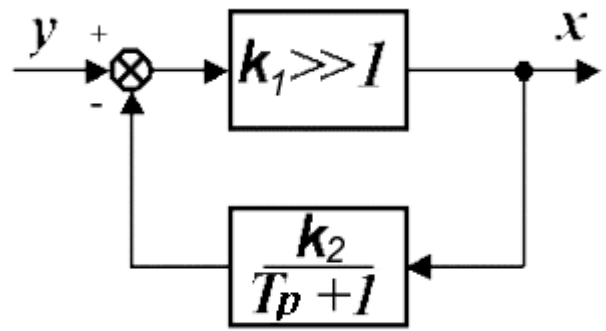
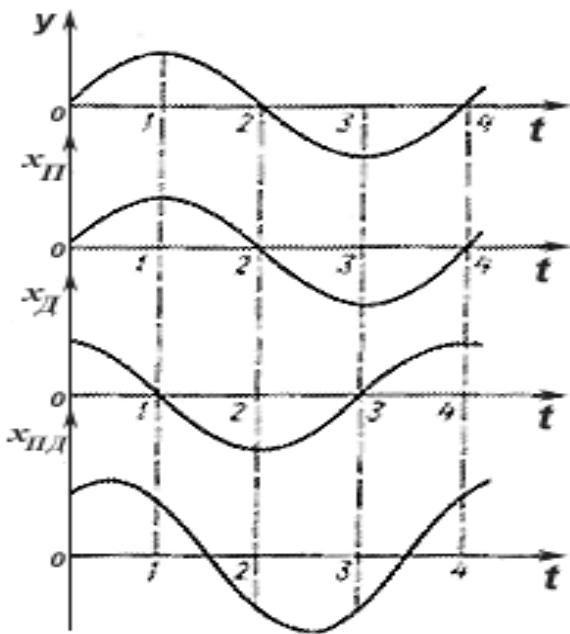
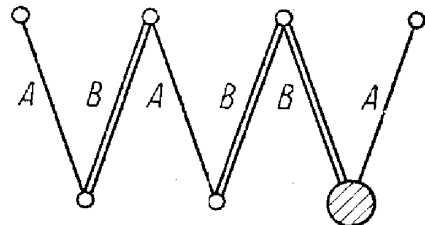


Рис. 2.17. Структурна схема ПД-регулятора

Рис. 2.16. Графік зміни складових $x_{П}$, $x_{Д}$ і загальної вихідної величини $x_{ПД}$ ПД-регулятора при гармонійній зміні вхідної величини y

Рис. 2.18. Термоелектричний термометр із Д-складової



Передатна функція $W(p)$ такої системи дорівнює:

$$W(p) = \frac{k_1}{1 + k_1 \frac{k_2}{T_p + 1}}$$

Розділивши чисельник і знаменник отриманого вираження на k_1 і зневажаючи в знаменнику, що складається $1/k_1$, одержимо:

$$W(p) = k + T_d p. \quad (2.42)$$

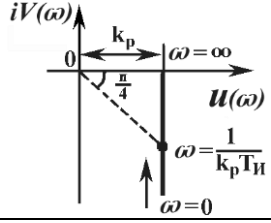
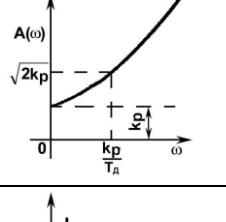
Уводячи нові позначення $k = 1/k_2$ і $T_d = T/k_2$, остаточно знаходимо:

$$W(p) = k + T_d p. \quad (2.43)$$

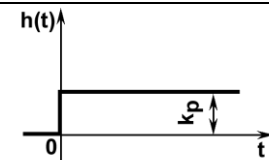
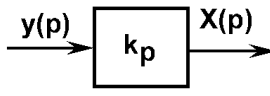
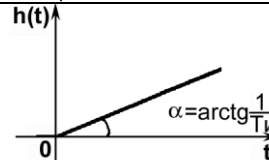
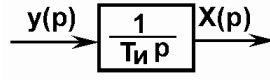
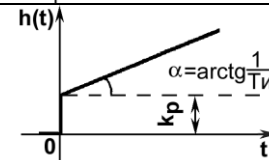
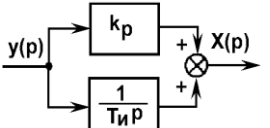
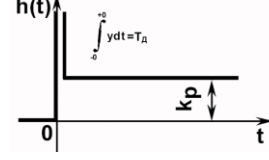
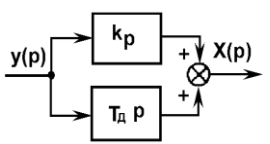
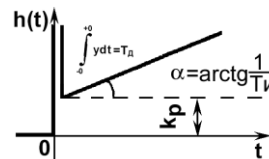
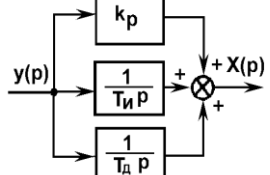
Диференціальна складова може бути введена в закон регулювання і за допомогою інших елементів системи, наприклад, термоелектричного термометра з ПД-складовою (рис. 2.18), що складається з трьох термопар, дві з яких включені послідовно, а третя – зустрічно. Маса робочого спаю третьої термопари значно більша, ніж у перших двох. При тепловій рівновазі всі три спаї мають однакові температури і термопари розвивають однакові ТЕДС; при цьому сумарна ТЕДС такого ланцюга дорівнює ТЕДС однієї термопари. При зміні температури дві перші термопари практично відразу почнуть змінювати свою ТЕДС, а зміна ТЕДС третьої термопари буде відставати від них тим більше, чим більше розходження мас робочих спаїв термопар і швидкість зміни температури. Зокрема, при зростанні температури з постійною швидкістю ТЕДС ланцюга термопар буде більше, ніж ТЕДС однієї термопари.

Рівняння динаміки, перехідні характеристики і їхні графіки, передатні функції і найпростіші структурні схеми викладених вище лінійних законів регулювання приведені в табл. 2.11, а їхні частотні характеристики – у табл. 2.12.

Таблиця 2.11

Закон регулювання	Амплітудно-частотна характеристика		Фазо-частотна характеристика		Амплітудно-фазова характеристика	
	рівняння	графік	рівняння	графік	рівняння	графік
II	$A(\omega) = k_p$		$\varphi(\omega) = 0$		$W(i\omega) = k_p$	
I	$A(\omega) = k_p$		$\varphi(\omega) = \frac{\pi}{2}$		$W(i\omega) = -i \frac{1}{T_I \omega}$	
III	$A(\omega) = \sqrt{k_p^2 + \frac{1}{T_D^2 \omega^2}}$		$\varphi(\omega) = \text{arctg} \left(-\frac{1}{k_p T_D \omega} \right)$		$W(i\omega) = k_p - i \frac{1}{T_D \omega}$	
ПД	$A(\omega) = \sqrt{k_p^2 + T_D^2 \omega^2}$		$\varphi(\omega) = \text{arctg} \frac{T_D \omega}{k_p}$		$W(i\omega) = k_p + iT_D \omega$	
ПІД	$A(\omega) = \sqrt{k_p^2 + \left(T_D \omega + \frac{1}{T_I \omega} \right)^2}$		$\varphi(\omega) = \text{arctg} \left(\frac{T_D \omega}{k_p} - \frac{1}{k_p T_I \omega} \right)$		$W(i\omega) = k_p - i \frac{1}{T_I \omega} + iT_D \omega$	

Рівняння динаміки і лінійних законів регулювання

Закон регулювання	Рівняння динаміки	Перехідна характеристика	Графік перехідної характеристики	Передатна функція	Найпростіша структурна схема
П	$x = k_p y$	$h(t) = k_p$		$W(p) = k_p$	
I	$x = \frac{1}{T_I} \int_0^t y dt$	$h(t) = \frac{1}{T_I} t$		$W(p) = \frac{1}{T_I p}$	
ПІ	$x = k_p y + \frac{1}{T_I} \int_0^t y dt$	$h(t) = k_p + \frac{1}{T_I} t$		$W(p) = k_p + \frac{1}{T_I p}$	
ПД	$x = k_p y + T_D \frac{dy}{dt}$	$h(t) = k_p + T_D \delta(t)$		$W(p) = k_p + T_D p$	
ПІД	$x = k_p y + \frac{1}{T_I} \int_0^t y dt + T_D \frac{dy}{dt}$	$h(t) = k_p + \frac{1}{T_I} t + T_D \delta(t)$		$h(t) = k_p + \frac{1}{T_I p} + T_D p$	

2.4 Виконавчі пристрої

Пристрій автоматичної системи чи керування регулювання, що впливає на процес відповідно до одержуваної командної інформації, називається виконавчим пристроєм. Він призначений для зміни чи припливу витрати речовини або енергії і наближення регульованої величини до заданого значення. Виконавчі пристрої встановлюються на технологічних трубопроводах. Про властивостей виконавчого пристрою, як і будь-якого іншого елемента автоматичної системи, залежить якість регулювання.

Звичайно виконавчі пристрої складаються з пневматичного, електричного чи гідравлічного виконавчого механізму і регулюючого органа. У хімічній промисловості в автоматичних системах часто використовують пневматичні мембранний і поршневий виконавчі механізми, а як регулюючі органи — регулюючий клапан і заслінку.

Найбільше поширення одержав пневматичний мембранний виконавчий механізм (рис 2.19, а), виконаний із прогумованої мембрани, затиснутої між двома кришками так, що у верхній частині утвориться герметично закрита порожнина. Знизу через твердий центр, зв'язаний зі штоком, мембрана спирається на пружину. Стиснене повітря від автоматичного регулятора направляє у верхню порожнину над мембраною і переміщає її разом зі штоком униз. При цьому пружина стискується і врівноважує зусилля, що діє на мембрану зверху. Переміщення штока передається на регулювальний орган. На відміну від мембранного, у поршневому пневматичному виконавчому механізмі (рис. 2.19, б) стиснене повітря від регулятора подається в циліндр і переміщає поршень зі штоком і регулювальний орган.

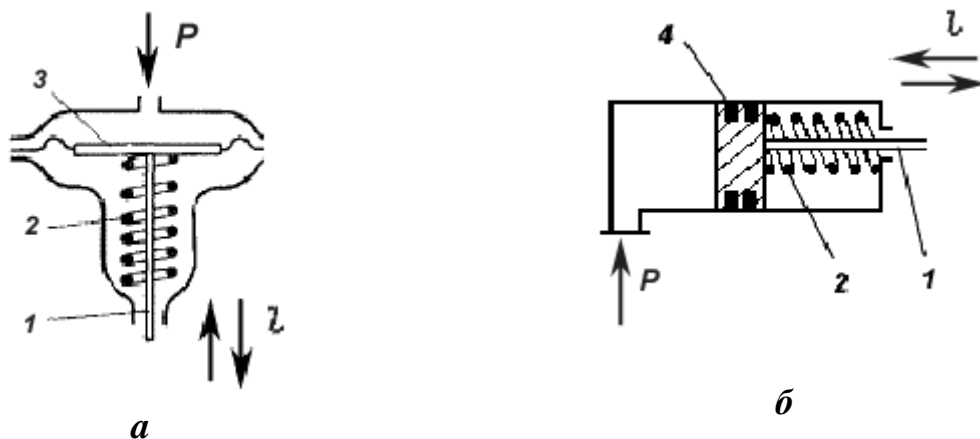


Рис. 2.19. Схеми мембранного (а) і поршневого (б) виконавчих механізмів:
1 – шток; 2 – пружина; 3 – мембрана; 4 – поршень

Схеми регулювальних органів показані на рис. 2.20. У регулювальному клапані шток виконавчого механізму жорстко зв'язаний із затвором (рис. 2.20, а). При переміщенні останнього щодо сідла змінюється прохідний перетин і відповідно витрата речовини, що проходить через регулювальний

орган. У засліночному регулювальному органі (рис. 2.20, б) шток привода через важіль, з'єднаний з віссю, обертає заслінку, що змінює витрату речовини.

Виконавчий пристрій, що складається з пневматичного мембранного виконавчого механізму і регулюючого органа, називають пневматичним регулювальним клапаном (рис.2.21).

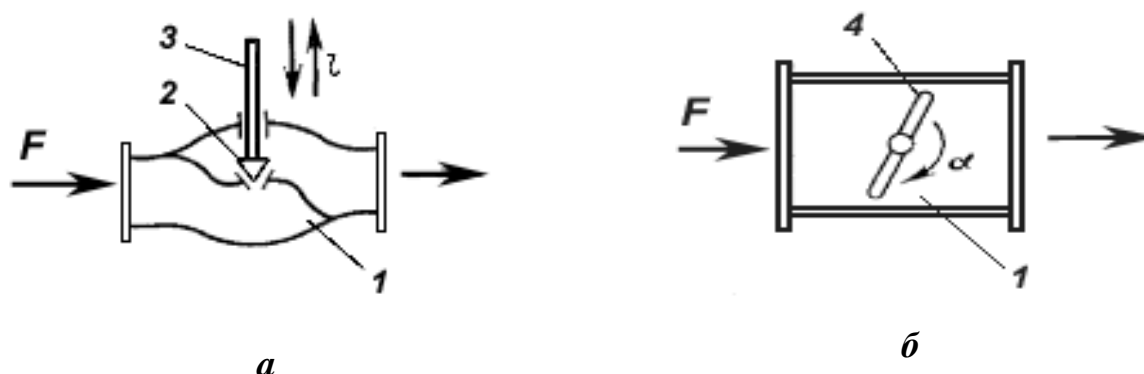


Рис. 2.20. Схеми регулювальних органів: а – односідельного; б – заслінчатого; 1 – корпус; 2 – затвор; 3 – шток; 4 – заслінка

За видом запірною пристрою пари затвор–сідло пневматичні регулювальні клапани поділяють на односідельні і двосідельні. Перші мають неврівноважений затвор, тому що на нього діє сила середовища, що виштовхує, і тому застосовуються у виконавчих пристроях малих розмірів при низьких тисках середовища. Другі мають урівноважений затвор і використовуються у виконавчих пристроях великих розмірів і при високих тисках середовища.

Пневматичні регулювальні клапани можуть бути “нормально відкритими” і “нормально закритими”. У нормально відкритих (НВ) при відсутності тиску повітря в голівці клапана прохідний перетин цілком відкритий (рис. 2.21, а); з підвищенням тиску повітря на мембрану прохідний перетин закривається. Такі клапани також називають “повітря закриває” (ПЗ). У нормально закритих (НЗ) при відсутності тиску повітря в голівці клапана прохідний перетин закритий (рис. 2.21, б); з підвищенням тиску повітря на мембрану прохідний перетин відкривається. Такі клапани також називають “повітря відкриває” (ПВ).

Клапани типу ПВ застосовують у тих випадках, коли при аварійному припиненні подачі повітря в голівку клапана по технологічних умовах більш безпечно мати відкриту лінію. У протилежному випадку ставлять клапан НЗ. Наприклад, при регулюванні за допомогою подачі пари температури реактора, у якому можливе затвердіння речовини, варто використовувати клапан НВ. При виході з ладу системи подачі повітря такий клапан цілком відкриється і температура в реакторі не понизиться до неприпустимих значень. Якщо ж у цьому випадку установити клапан НЗ, то в аналогічних умовах він закриється і припинить подачу пари, що може привести до аварії.

У ректифікаційній колоні на лініях подачі сировини і теплоносія для його підігріву, а також на лініях добору високо- і низькокиплячого компонентів

доцільно ставити клапани НЗ; на лініях же подачі пари в куб колони і зрошення в її верхню частину необхідно встановлювати клапани АЛЕ. Тоді при аварійному режимі колона буде працювати “сама на себе”. Після ліквідації несправності така колона може швидше бути виведена на заданий режим, ніж у випадку її повної зупинки.

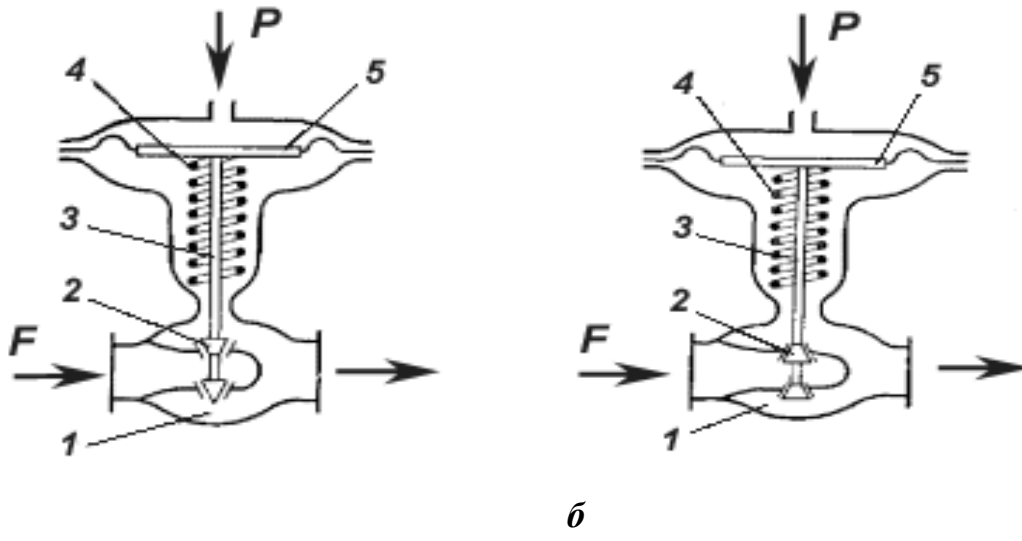


Рис. 2.21. Схеми пневматичних регулювальних клапанів: а – нормально відкритого (АЛЕ); б – нормально закритого (НЗ); 1 – корпус; 2 – затвор; 3 – шток; 4 – пружина; 5 – мембрана

Робота регулювальних органів визначається їхніми характеристиками: конструктивною, що виражає взаємозв'язок між переміщенням затвора і площею прохідного перетину, що змінюється при цьому, і видатковою робочою, що виражає взаємозв'язок між переміщенням затвора і витратою речовини при реальних робочих умовах, коли перепад тиску на регулювальному органі непостійний. Видаткова робоча характеристика може бути лінійною чи рівно процентною (логарифмічною). Вибір видаткової робочої характеристики регулюючого органа залежить від властивостей об'єкта регулювання й інших елементів, що входять у контур регулювання.

Для визначення роботи виконавчого пристрою в статичному стані розглянемо усталений рух потоку середовища (нестислива рідина), що протікає через регулювальний орган виконавчого пристрою. Використовуючи рівняння Бернуллі для горизонтального потоку і властивість нерозривності середовища при рівних входному і вихідному перетинах регулюючого органа, можна записати:

$$\frac{P_1 - P_2}{\rho} = \xi \frac{W^2}{2} \quad , \quad (2.44)$$

де P_1 і P_2 – статичні тиски середовища відповідно у входному і вихідному перетинах регулюючого органа, Па; ρ – щільність рідини, кг/м³; W –

швидкість рідини в регулювальному органі, м/с; ξ – коефіцієнт гідравлічного опору.

Підставляючи в рівняння (2-44) значення $W = F/A$ (F – витрата середовища, м³/с; A – площа прохідного перетину регулюючого органа, м²) і проводячи необхідні перетворення, одержимо:

$$F = B \frac{A}{\sqrt{\xi}} \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho}}, \quad (2.45)$$

де B – числовий коефіцієнт; $\Delta P = P_1 - P_2$ – перепад тиску на регулювальному органі, Па.

Член $BA/\sqrt{\xi}$ – називають коефіцієнтом пропускної здатності регулюючого органа і позначають Kv . Коефіцієнт Kv відбиває вплив гідравлічного опору і площі прохідного перетину регулюючого органа, вимірюється в м².

Для рідини коефіцієнт Kv розраховують за рівнянням:

$$Kv = 36 \cdot 10^3 F \sqrt{\frac{\rho}{\Delta P}}, \quad (2.46)$$

де F – витрата рідини, що проходить через регульований орган, м³/с; ΔP – перепад тиску на регульованому органі, Па, ρ – щільність рідини, кг/м³.

Для стисливих середовищ (газ чи пара) у рівняння (2-46) вводять відповідні поправочні коефіцієнти.

Звичайно при розрахунку регульовальних органів визначають максимальну пропускну здатність Kv_{max} , що відповідає ΔP_{min} .

У промисловості користуються поняттям умовної пропускної здатності регулюючого органа Kvu , що визначають експериментально як витрату рідини в м³/ч, що має щільність $\rho = 1$ г/см³, і пропуску регульовальним органом при перепаді тиску на ньому в 1 кгс/см². Величина коефіцієнта умовної пропускної здатності Kvu характерна для кожного регулюючого органа. Тому її використовують з метою порівняння різних регульовальних органів за їх продуктивністю в статичному режимі.

При розрахунку АСР пневматичний регульовальний клапан представляють аперіодичною ланкою 1-го порядку.

2.5 Розрахунок виконавчих пристроїв

При автоматизації хімічних виробництв як виконавчі пристрої звичайно використовуються мембранні виконавчі механізми з пневматичним приводом – пневматичні регульовальні клапани. При їхньому розрахунку визначають типорозмір і умовний прохід – внутрішній діаметр приєднувального патрубку. Потім клапан перевіряється на вплив в'язкості рідини, що протікає через нього.

Розрахунок клапанів на рідині виконується в наступному порядку:

1. Визначають максимальну розрахункову пропускну здатність Kv_{max} по рівнянню:

$$Kv_{max} = 36 \cdot 10^3 \eta F_{max} \sqrt{\rho / \Delta P_{min}}, \quad (2.47)$$

де F_{max} – максимальна витрата середовища, м/с; ρ – щільність рідини, кг/м³; η – коефіцієнт запасу (у розрахунках звичайно приймається рівним 1,2); ΔP_{min} – втрати тиску у виконавчому пристрої при максимальному відкритті клапана, Па.

Величина ΔP_{min} являє собою різницю між наявним напором і втратами тиску в технологічних лініях і апаратах, обумовленими відомими методиками.

2. З переліку типорозмірів дросельних виконавчих пристроїв (табл. 2.13) чи за даними довідників і каталогів вибирають виконавчий пристрій відповідного типу, умовна пропускну здатність якого Kvu буде найближчою з більшим стосовно знайденому значенню Kv_{max} і визначають діаметр умовного проходу клапана Dy .

3. Обраний виконавчий пристрій перевіряють на вплив в'язкості рідини, що протікає через нього. Для цього спочатку розраховують критерій Re за рівнянням:

$$Re = 0.353 \frac{F_{max}}{v D_y}, \quad (2.48)$$

де F_{max} – максимальна витрата середовища, м³/г; v – коефіцієнт кінематичної в'язкості, м/с; D_y – умовний прохід регулюючого органа, мм.

Якщо $Re < 2000$, то за графіком (рис. 2.22) і значенням критерію Re визначають коефіцієнт ψ , що враховує вплив в'язкості рідини (при $Re > 2000$, $\psi = 1$).

4. Визначають значення пропускну здатності Kvu з урахуванням впливу в'язкості рідини, користуючись формулою:

$$Kvu = \psi Kv_{max}. \quad (2.49)$$

Якщо знайдене Kvu менше чи дорівнює Kvu попередньо обраного виконавчого пристрою, то його вибір вважають закінченим. Якщо ж ні, то вибирають виконавчий пристрій відповідного типу, для якого $K'vu > Kvu$ і за новим значенням Dy знову перевіряють його відповідно до пп. 3 і 4, визначаючи Re , ψ , Kvu . Якщо отримане значення $K'vu > Kvu$, то вибір закінчують, якщо ж немає, то роблять наступне наближення.

Приклад. Розрахувати виконавчий пристрій, установлений на трубопроводі, по якому в апарат подається вода при температурі 90 °С (максимальна витрата $F_{max} = 140$ м³/г, чи 0,039 м³/с; щільність води $\rho = 1000$ кг/м³; кінематична в'язкість при 90 °С $\nu = 0,328 \cdot 10^{-6}$ м²/с; перепад тисків на регулювальному органі при максимальній розрахунковій витраті $\Delta P_{min} = 16 \cdot 10^5$ Па).

За рівнянням (2.47) визначаємо максимальну розрахункову пропускну здатність з урахуванням коефіцієнта запасу $\eta = 1,2$:

$$Kv_{max} = 36 \cdot 10^3 \cdot 1,2 \cdot 0,039 \cdot \sqrt{\frac{1000}{16 \cdot 10^5}} = 42,1.$$

По табл. 2.13 попередньо вибираємо клапанне двосідельний виконавчий пристрій з умовним проходом $Dy = 50$ мм і $Kvy = 63$ м³/г. Визначаємо Re по формулі (2.48):

$$Re = \frac{0,353 \cdot 140}{0,328 \cdot 10^{-6} \cdot 50} = 3 \cdot 10^6.$$

Тому що отримане значення $Re > 2000$, вплив в'язкості на витрату рідини не враховуємо і приймаємо обраний виконавчий пристрій.

Приклад. Розрахувати виконавчий пристрій, установлений на лінії подачі мазуту в апарат, якщо максимальна витрата мазуту $F_{max} = 10$ м³/г ($0,0028$ м³/с); температура до виконавчого пристрою $t = 50$ °С; щільність $\rho = 990$ кг/м³; кінематична в'язкість при 50 °С $\nu = 5,9 \cdot 10^{-4}$ м²/с; перепад тисків на виконавчому пристрої при максимальній витраті $\Delta P_{min} = 2,5 \cdot 10^5$ Па.

По формулі (2.47) знаходимо максимальну розрахункову пропускну здатність з урахуванням коефіцієнта запасу $\eta = 1,2$:

$$Kv_{max} = 36 \cdot 10^3 \cdot 1,2 \cdot 0,028 \cdot \sqrt{990/2,5 \cdot 10^5} = 7,6$$

По табл. 2.13 попередньо вибираємо одно сідельний клапанний виконавчий пристрій, для якого $Dy = 25$ мм і $Kvy = 8$ м³/г. По формулі (2.22) знаходимо критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{0,353 \cdot 10}{5,9 \cdot 10^{-4} \cdot 25} = 240$$

і за кривою 2 (див. рис. 2.22) знаходимо коефіцієнт $\psi = 1,25$. Визначаємо пропускну здатність клапана з урахуванням впливу в'язкості рідини:

$$Kvy = 1,25 \cdot 7,6 = 9,5 > Kvy.$$

По отриманій пропускну здатності вибираємо новий одно сідельний виконавчий пристрій, для якого $Dy = 32$ мм і $Kvy = 12$ м³/г.

Знаходимо критерій Рейнольдса для знову обраного виконавчого пристрою:

$$Re = \frac{0,353 \cdot 10}{5,9 \cdot 10^{-4} \cdot 32} = 187$$

і за кривою 2 (див. рис. 2.22) знаходимо $\psi = 1,3$.

Визначаємо нове значення Kvy :

$$Kvy = 1,3 \cdot 7,6 = 9,9.$$

Оскільки $Kvy < Kvy$, приймаємо виконавчий пристрій, для якого $Dy = 0,4$ мм і $Kvy = 12$ м³/г.

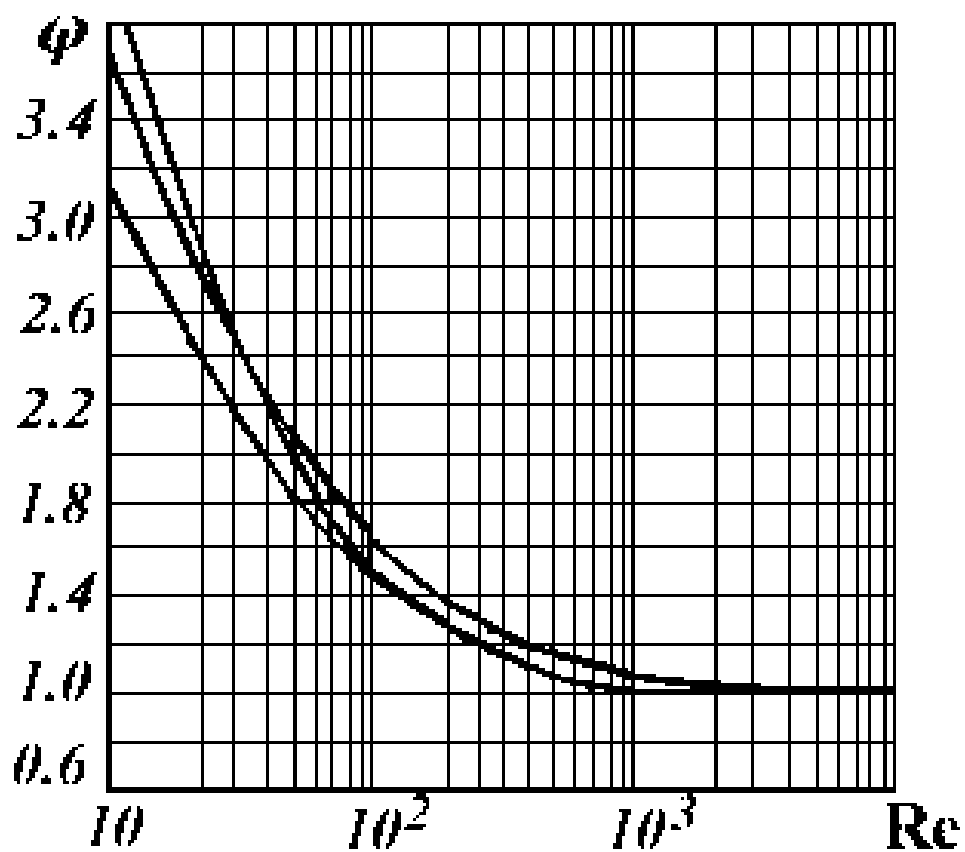


Рис. 2.22. Залежність коефіцієнта ψ від критерію Рейнольдса для двох сідельних (1), одно сідельних (2) і заслінчатих (3) регулювальних органів.

Таблиця 2.13

Умовні пропускні здібності виконавчих пристроїв K_{ou} , $m^3/год$

Діаметр умовного проходу D_y , мм	Значення K_{ou} виконавчих пристроїв		
	клапанних		заслінчатих
	односідельних	двосідельних	
6	0.25	—	—
10	1.35	—	—
15	0.16; 0.4; 1.0; 3.2	3.2; 4; 5; 6.3;	—
20	1.6; 2.5; 4.0; 5.0	6.3; 8; 10	—
25	5; 6.3; 8; 10	6.3; 8; 10; 16	—
32	12	16; 25	—
40	20	25; 32; 40	—
50	32	25; 32; 40; 63	60
65	50	63; 100	100
80	80	63; 80; 100; 160	160
100	125	160; 250;	250
125	200	250; 400	400
150	320	400; 630	600
200	500	630; 1000	1000
250	—	1000; 1600	1600
300	—	1600; 2500	2500
400	—	2500	4000
500	—	4000	6000

3 АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ

3.1 Автоматизація гідромеханічних процесів

3.1.1 Переміщення рідин і газів

Типове рішення автоматизації розробляється одночасно для процесів переміщення як рідин, так і газів, оскільки при швидкості газу менше швидкості звуку рух рідин і газів характеризується тими самими законами. Тому всі приведені надалі міркування, що відносяться до рідини, справедливі і для газу.

Як об'єкт керування приймемо трубопровід 6, по якому транспортується рідина від апарата 1 до апарата 8, і відцентровий насос (компресор) 2 із приводом від асинхронного двигуна 4 (рис. 3.1). Показником ефективності даного процесу служить витрата G переміщуваної рідини.

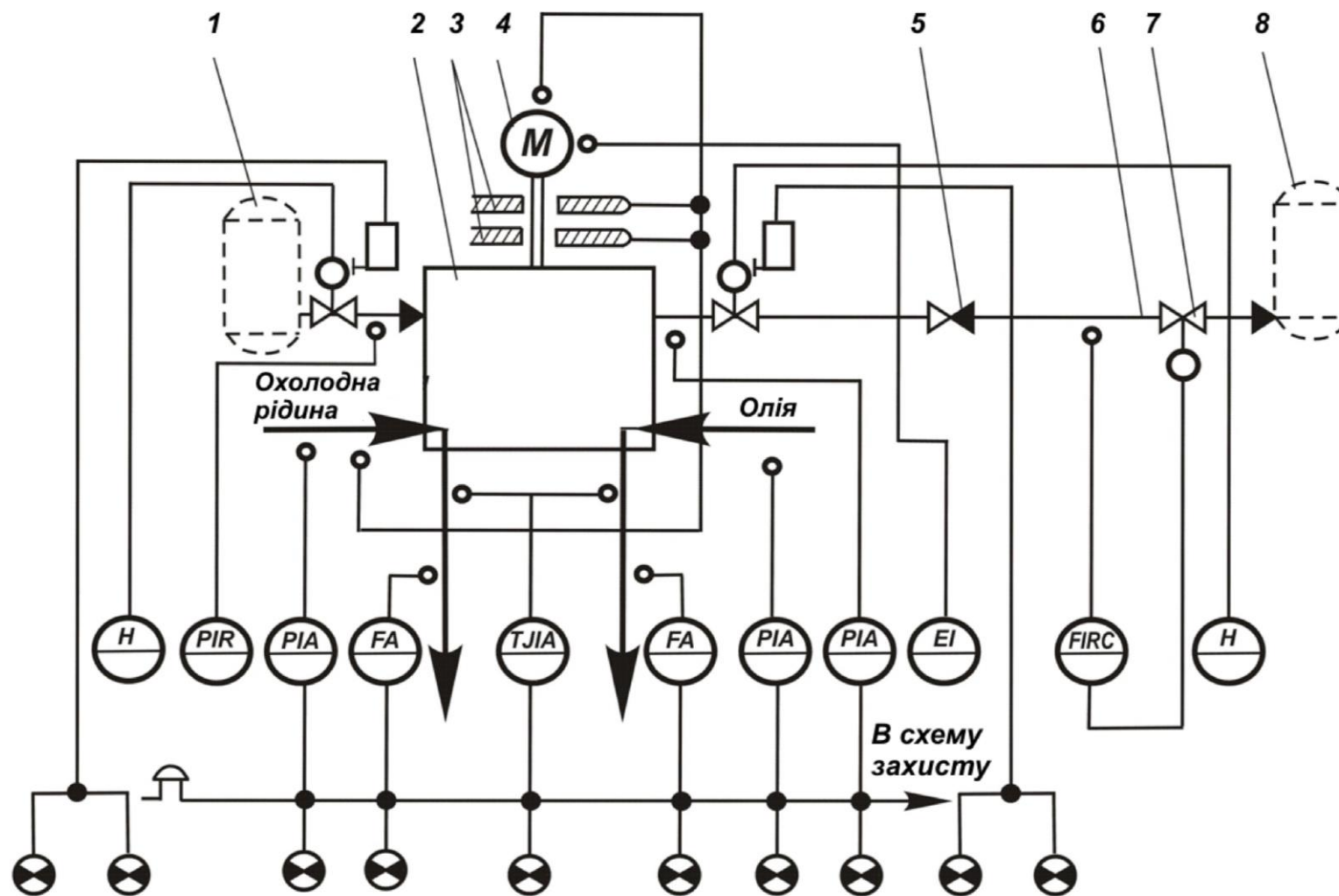


Рис. 3.1. Типова схема автоматизації процесу переміщення рідини: 1 – технологічні апарати; 2 – насос (компресор); 3 – підшипники; 4 – електродвигун; 5 – зворотний клапан; 6 – трубопровід; 7 – дросельний орган

Процес переміщення в хімічній промисловості є допоміжним; його необхідно проводити таким чином, щоб забезпечувався ефективний режим основного процесу, що обслуговується даною установкою переміщення. У зв'язку з цим необхідно підтримувати визначене, найчастіше постійне, значення витрати G . Це і буде метою керування.

Проведемо аналіз об'єкта для виявлення збурювань, можливості їхньої ліквідації і шляхів внесення керуючих впливів.

Масову витрату рідини в трубопроводі визначають по формулі:

$$G = VF\rho,$$

де V – швидкість переміщення рідини в трубопроводі; F – поперечний переріз трубопроводу; ρ – густина рідини.

Швидкість V у загальному випадку залежить від наступних параметрів:

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

де ΔP – рушійна сила процесу (різниця тисків на початку P_n і наприкінці P_k трубопроводу $\Delta P = P_n - P_k$); μ – динамічна в'язкість переміщуваної рідини.

Рушійна сила ΔP залежить від характеристик насоса, від тиску в апаратах, у яких і з яких переміщається рідина, і від загального гідравлічного опору трубопроводу (суми опорів власне трубопроводу, поворотів, звужень, запірної арматури).

Насос нормального виконання з асинхронним двигуном як привод має постійні характеристики. При використанні спеціального устаткування зі зміною характеристик в об'єкт можуть бути внесені регулюючі впливи.

Тиск в апаратах 1 і 8 визначається технологічним режимом процесів, що протікають у них. Якщо режим передбачає зміну тисків, то за даними каналами в об'єкт керування будуть надходити збурювання. Зміна загального гідравлічного опору трубопроводу може бути обумовлена багатьма причинами. Його можна стабілізувати чи цілеспрямовано змінювати, переміщаючи рухливу частину дросельного органа (вентиля, клапана, заслінки), встановленого на трубопроводі (дросельне регулювання). Ефективність такого регулюючого впливу видна, наприклад, із приведених нижче даних для поворотної заслінки:

α	5	10	20	30	40	45	50	60	6
ξ	0,24	0,52	1,54	3,91	10,8	18,7	32,6	118	751

Як бачимо, найменші зміни кута повороту заслінки α викликають значні зміни її коефіцієнта гідравлічного опору ξ .

В'язкість μ і густина ρ переміщуваної рідини визначаються технологічним режимом попереднього процесу, тому їхні зміни є впливами, що обурюють, ліквідувати які при керуванні даним процесом неможливо.

Аналіз об'єкта керування показав, що велику частину впливів, що обурюють, не вдається ліквідувати. З огляду на це як регульовану величину

необхідно взяти безпосередньо показник ефективності – витрату G . Найбільш простим способом регулювання при цьому є зміна положення дросельного органа на трубопроводі нагнітання. Установлювати дросельний орган на трубопроводі усмоктування не рекомендується, тому що це може привести до кавітації і швидкого руйнування лопаток насоса.

При пуску, налагодженні і підтримці нормального режиму процесу переміщення необхідно контролювати витрату G , а також тиск в усмоктувальній і нагнітальній лініях насоса; для правильної експлуатації установки переміщення потрібно контролювати температуру підшипників і обмоток електродвигуна насоса, температуру і тиск змащення й охолодної рідини; для підрахунку техніко-економічних показників процесу варто контролювати кількість енергії, що споживається приводом.

Сигналізації підлягає тиск у лінії нагнітання, оскільки значна зміна його свідчить про серйозні порушення процесу. Крім того, варто сигналізувати тиск і наявність потоку в системі змащення й охолодження, температуру підшипників і обмоток електродвигуна, олії і води. Сигналізується також положення засувки у лініях усмоктування і нагнітання.

Якщо тиск у лінії нагнітання чи параметри, що характеризують стан об'єкта, продовжують змінюватися, незважаючи на прийняті обслуговуючим персоналом міри, то повинні спрацювати автоматичні пристрої захисту. Вони відключають діючий апарат переміщення і включають резервний (на малюнку не показаний).

Регулювання при різних цілях керування. Часто установка переміщення повинна забезпечити стабілізацію якого-небудь параметра процесу, що передує процесу переміщення чи впливає за ним. Наприклад, може бути поставлена наступна задача: зміною витрати газу підтримувати постійний тиск у апараті чи ж зміною витрати рідини в трубопроводі стабілізувати рівень в апараті.

З огляду на різноманіття процесів хімічної технології і задач, що ставляться при їхньому проведенні, можна сказати, що у якості регульованої величини при переміщенні потоків можуть служити будь-які параметри цих процесів: температура, концентрація, щільність, товщина плівки, час і т. д.

Якщо заздалегідь відомо, що на установку переміщення будуть надходити збурювання, які приводять до зміни витрати (i , отже, регульованої величини) у наступному апараті, варто застосовувати багатоконтурну систему регулювання. Основним регулятором у цій системі буде регулятор параметра, сталість якого варто забезпечити, а допоміжним – регулятор витрати.

Регулювання методом дроселювання потоку в байпасному трубопроводі. При використанні поршневого насосів (компресорів) регульовальні органи встановлювати на нагнітальному трубопроводі не можна, тому що зміна ступеня відкриття такого органа приводить лише до зміни тиску в нагнітальній лінії; витрата ж практично залишається постійною. Повне закриття регулюючого органа може привести до такого підвищення тиску, при якому відбудеться розрив трубопроводу чи ушкодження арматури на ньому.

У цих випадках регулювання може бути здійснено дросельним органом, який установлений на байпасній лінії, що з'єднує усмоктувальний і нагнітальний трубопроводи. Таке ж регулювання застосовують при використанні шестеренних і лопаткових насосів. При установці відцентрових насосів дроселювання в байпасному трубопроводі застосовують рідко, тому що циркуляція рідини знижує *к.к.д.* насосу.

Якщо з якої-небудь причини неможливо дроселювати потік у байпасному трубопроводі поршневих машин, то рідину дроселюють у нагнітальній лінії; при цьому на байпасному трубопроводі встановлюють запобіжний клапан. При підвищенні тиску до критичного значення клапан відкривається, і частина рідини байпасується в усмоктувальну лінію.

Регулювання зміною числа оборотів вала насоса. Дросельне регулювання має істотний недолік – низьку економічність, тому що напір, який створюється насосом, використовується не цілком, а втрати на регулювальному органі при дроселюванні рідини зменшують *к.к.д.* насоса. Більш економічний метод – регулювання зміною числа оборотів робочого вала насоса. Як відомо, плавне регулювання частоти обертання легко здійснити при використанні електродвигунів постійного струму, але через високу вартість вони не знайшли широкого застосування як приводи насосів.

При використанні асинхронних електродвигунів перемінного струму можливі наступні способи зміни числа оборотів вала: переключення обмотки статора електродвигуна на різне число пар полюсів, введення реостата в ланцюг ротора, зміна частоти живильного струму, застосування колекторних електродвигунів. Однак реалізація кожного з них вимагає складного і дорогого устаткування, тому вони також не знайшли широкого застосування в промисловості.

В даний час найбільш ефективним методом зміни числа оборотів вала насоса є використання варіаторів і муфт ковзання, що дозволяють змінювати число оборотів робочого вала насоса при незмінному числі оборотів вала електродвигуна. Крім того, вони забезпечують швидке і легке дистанційне зчеплення і розчеплення електродвигуна і насоса; згладжування ударів від електродвигуна до насоса, і навпаки; можливість розгону насоса з початковим моментом опору, що перевищує пусковий момент двигуна; обмеження переданого обертаючого моменту.

Регулювання зміною числа ходів і довжини ходу поршня. При використанні прямо діючих парових поршневих насосів (компресорів) регулювання витрати здійснюється дроселюванням пари в лінії пуску його в паровий циліндр, що викликає зміну числа ходів поршня.

В даний час знаходять застосування поршневі насоси, у яких витрату регулюють зміною ходу поршня (рис. 3.2). Зворотно-поступальний рух тяги 5 і відповідно штока 7 у насосах такого типу залежить від положення другого кінця серги 6. Якщо положення серги таке, що проекція її на горизонтальну вісь насоса 8 дорівнює довжині тяги, то зворотно-поступальний рух тяги припиняється; хід поршня в цьому випадку дорівнює нулю.

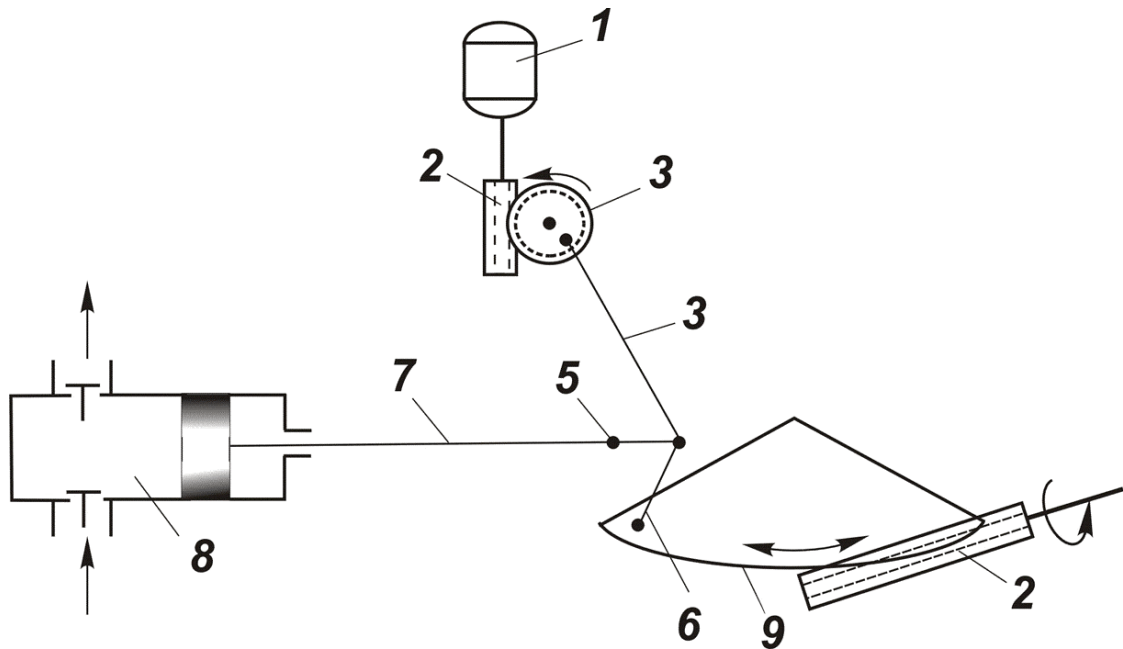


Рис. 3.2. Схема насоса з регульованим ходом поршня: 1 – електродвигун; 2 – черв'як; 3 – черв'ячне колесо; 4 – шатун; 5 – тяга; 6 – серга; 7 – шток; 8 – поршневий насос; 9 – поворотна рамка

Якщо ж положення серги відповідає зображеному на рис. 3.2, хід поршня буде максимальним. Кожному проміжному положенню серги відповідає визначений хід поршня. Положення серги залежить від положення рамки 9, що може повертатися навколо своєї осі і на яку можна впливати за допомогою черв'ячної передачі.

При ручному регулюванні черв'як приводиться в обертання від маховика, при автоматичному необхідна установка спеціального сервомотора. Для хімічних виробництв розроблені спеціальні пневматичні конструкції приводного пристрою поворотної рамки.

Основним вузлом їх є поршень, положення якого в циліндрі залежить від тиску командного пневматичного сигналу; шток поршня впливає на поворотну рамку 9.

Регулювання зміною кута нахилу робочих лопат чи лопаток. Продуктивність відцентрових машин можна регулювати зміною кута нахилу робочих лопат. Цей метод ефективний, однак оскільки для його реалізації потрібно використання спеціальних насосів і компресорів із пристроями повороту лопат, він не знайшов широкого поширення. Це ж можна сказати і про регулювання зміною кута нахилу поворотних лопаток, встановлених спеціально для цієї мети перед входом у робоче колесо відцентрових компресорів.

Регулювання роботи насосної станції. Якщо рідина переміщається насосною станцією, то з'являється можливість впливати на витрату зміною числа працюючих насосів чи переключенням насосів з рівнобіжного з'єднання на послідовне, і навпаки (при послідовному з'єднанні складаються напори, при

паралельному – подачі).

Спеціальні методи регулювання поршневих компресорів. Для створення великих тисків у хімічній промисловості широко використовують поршневі компресори. При їхній автоматизації регульованою величиною служить тиск у нагнітальній лінії, а регулюючий вплив вноситься шляхом зміни продуктивності компресора. Змінювати продуктивність можна різними способами; деякі з них були розглянуті вище. Для поршневих компресорів, крім того, розроблений ряд спеціальних способів регулювання. Застосування їх засноване на тому, що на стороні нагнітання в поршневих компресорах установлюють ресивери великої ємності для згладжування пульсацій потоків газу.

Це дозволяє вносити регулюючі впливи періодичним відключенням компресора від споживача (при відключенні споживач одержує газ з ресивера). При цьому якість регулювання тиску забезпечується варіюванням частоти відключення.

Відключення компресора від споживача можна робити різними способами: перекладом компресора на порожній хід; періодичним пуском і зупинкою електродвигуна компресора; розчіплюванням компресора й електродвигуна; перекриттям усмоктувальної лінії; з'єднанням порожнини циліндра з усмоктувальним трубопроводом на всьому ході стиску; механічним утриманням пластин клапанів компресора у відкритому стані на всьому ході стиску; періодичним підключенням додаткового мертвого простору до обсягу циліндра компресора. Розберемо способи, що одержали поширення в промисловості.

Простим і доступним способом внесення регулюючого впливу є переклад компресора на порожній хід, при якому у випадку перевищення тиску над заданим газ скидається з нагнітальної лінії в усмоктувальну по байпасному трубопроводу. Для цієї мети на байпасному трубопроводі встановлюють запірний орган з виконавчим механізмом, що одержує сигнал від позиційного регулятора. У випадку багатоступінчастих компресорів газ скидається в усмоктувальну лінію як після першого, так і після інших ступенів (рис. 3.3). Цей метод більш економний, ніж дроселювання газу в байпасному трубопроводі, тому що при перепусканні зі сторони нагнітання на сторону усмоктування газ стискається лише настільки, щоб перебороти опір, який створюється клапанами і трубопроводами компресорної установки.

Іншим способом внесення регулюючого впливу є періодичний пуск і зупинка електродвигуна компресора. Для цього необхідно перевести електродвигун на автоматичний режим, при якому стан магнітного пускача визначається двох позиційним регулятором тиску.

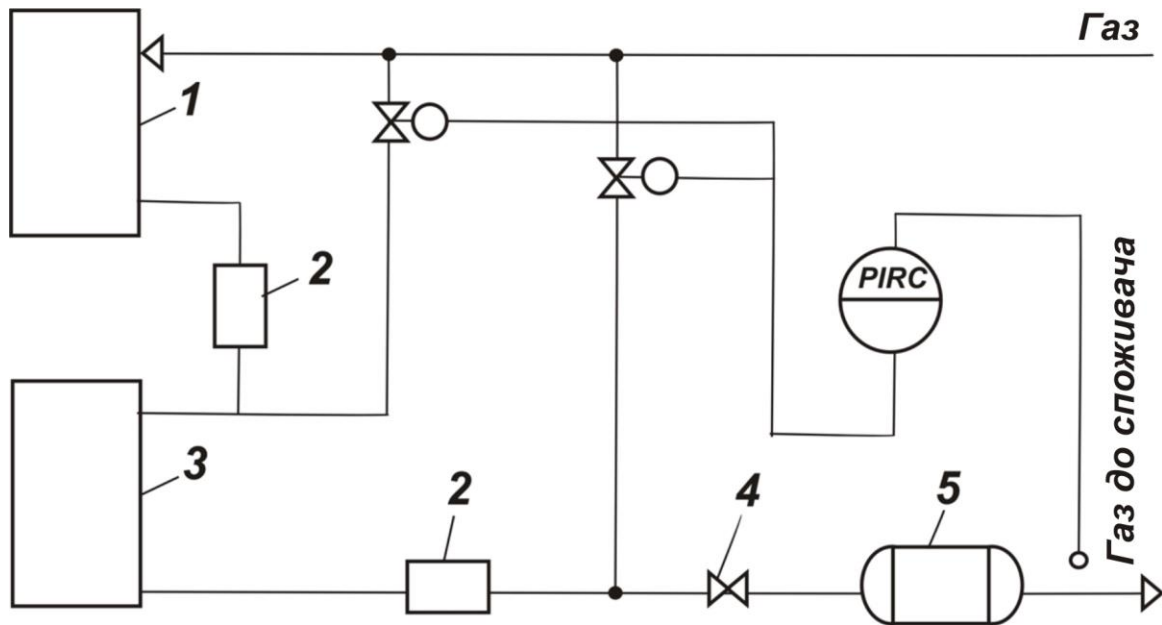


Рис. 3.3. Схема регулювання роботи двоступінчастого поршневого компресора переключенням його на порожній хід: 1 – перший ступінь компресора; 2 – холодильник; 3 – другий ступінь компресора; 4 – зворотний клапан; 5 – ресивер

Правда, різкі поштовхи струму при пуску впливають на роботу інших споживачів, а також приводять до нагрівання обмоток електродвигуна. У зв'язку з цим потужність електродвигунів не повинна перевищувати визначених значень (для асинхронних коротко замкнутих – 100 кВт, для асинхронних з фазним ротором – 250 кВт), а число включень повинно бути не більше 15 за одну годину.

Для зменшення пускового струму у випадку коротко замкнутого електродвигуна доцільно переключити обмотки з зірки на трикутник. Припустиме число включень у цьому випадку зростає до 30 за одну годину. Ще більший ефект дає пуск електродвигуна при порожньому ході компресора. Цілком уникнути різких поштовхів пускового струму можна установкою регульованих муфт ковзання. У цьому випадку споживана електродвигуном потужність складає тільки 15 % робочої.

Спеціальні методи регулювання відцентрових компресорів. Необхідність спеціальних методів регулювання відцентрових компресорів обумовлюється тим, що при сильному зменшенні споживання газу тиск у лінії нагнітання зростає до такого значення, при якому зміниться напрямок газового потоку в компресорі. Це буде відбуватися доти, поки тиск на виході компресора не знизиться до деякого значення. Короточасні зміни тиску можуть перейти в пульсації (помпаж), здатні викликати серйозні ушкодження компресора. Отже, не можна допускати зменшення витрати газу до значення меншого, ніж критичне $G_{кр}$ (рис. 3.4). Цього можна домогтися шляхом перепуску частини газу з лінії нагнітання в лінію усмоктування по байпасній магістралі. При цьому витрата через компресор збільшиться.

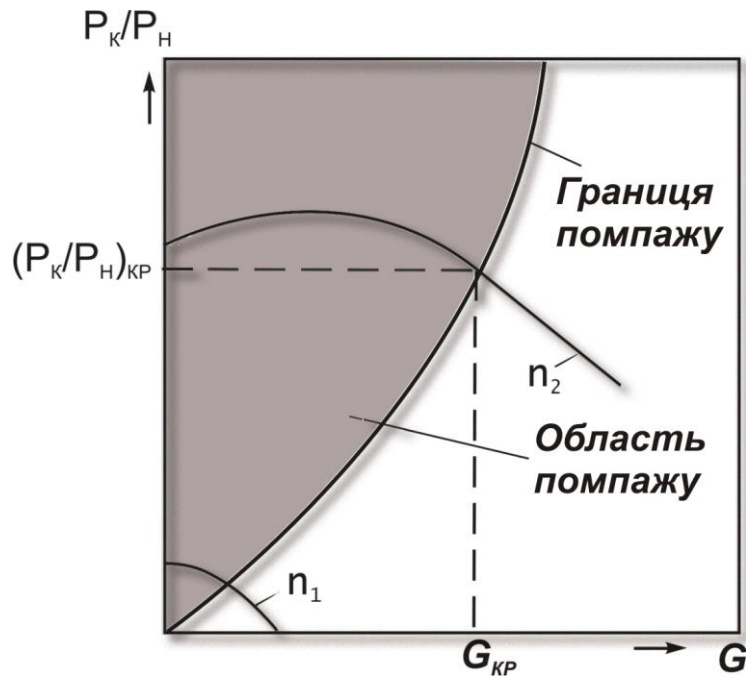


Рис. 3.4. Залежність ступеня стиску газу від витрати при різних числах оборотів робочого колеса: P_k , P_n – тиск газу на вході в компресор і виході з нього; n_1 , n_2 – числа оборотів робочого колеса; G – витрата газу

Схема регулювання, що реалізує цей метод, представлена на рис. 3.5.

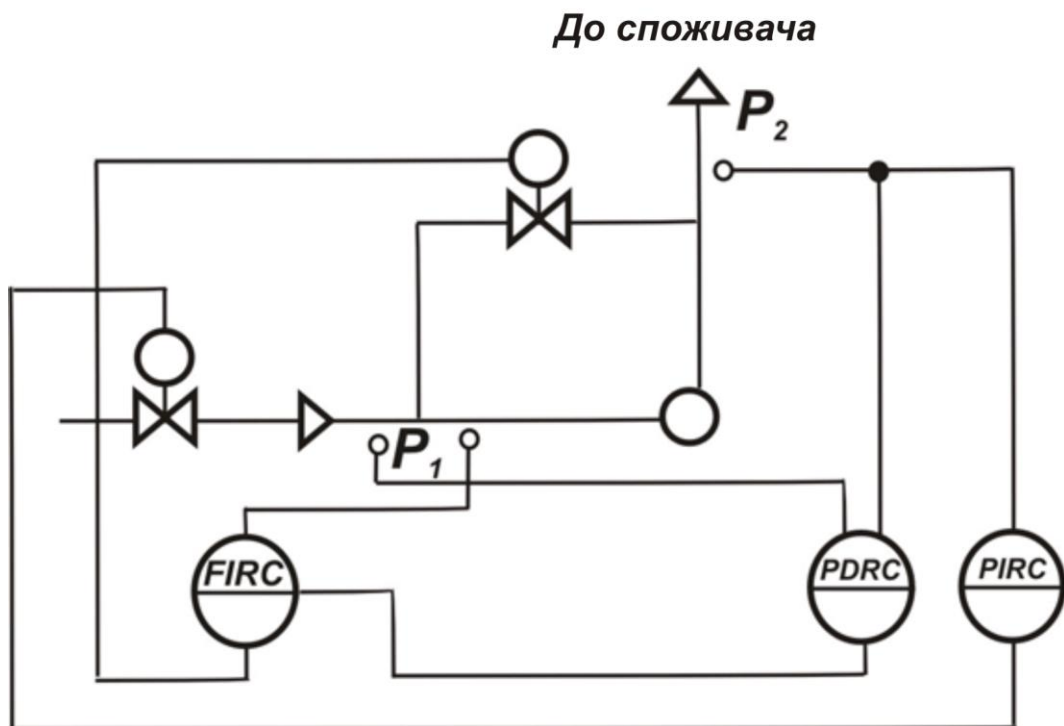


Рис. 3.5. Схема регулювання відцентрового компресора шляхом перепуску газу по байпасній лінії

Припустимо, що витрата газу зменшилася з якої-небудь причини, наприклад, унаслідок збільшення гідравлічного опору апарата, що споживає цей газ. Тоді тиск P_k збільшиться. Регулятор тиску зменшить подачу, і тиск P_n зменшиться, а перепад $\Delta P = P_k - P_n$ збільшиться. Регулятор перепаду збільшує завдання регулятору витрати, що починає збільшувати перепуск газу з лінії нагнітання в лінію усмоктування, що, з одного боку, приводить до зменшення перепаду ΔP , а з іншого боку – до збільшення витрати через компресор.

Простим методом регулювання роботи відцентрового компресора в перед помпажному режимі є випуск частини стиснутого газу в атмосферу.

Таке регулювання дозволяє підтримувати витрати газу вище критичного незалежно від споживання.

У тому випадку, якщо стисливий газ отрутний чи дорогий і регулювання даним методом неприйнятне, використовують методи дроселювання газу по байпасному трубопроводу чи відключення компресора від мережі.

Останній метод можна застосовувати тільки при наявності декількох компресорів, що працюють паралельно, чи ресивера великої ємності, який встановлено на нагнітальній лінії.

Регулювання роботи насосів для дозування. Насоси для дозування знаходять широке застосування у промисловості для дозування і змішання невеликих кількостей розчинів, суспензій і зріджених газів. Продуктивність таких насосів можна регулювати зміною числа ходів поршня (штока) **чи** довжиною ходу поршня.

3.1.2 Змішання рідин

Типове рішення автоматизації. При розробці типового рішення під об'єктом керування будемо розуміти ємність з механічною мішалкою, у якій змішуються дві рідини (рис. 3.6).

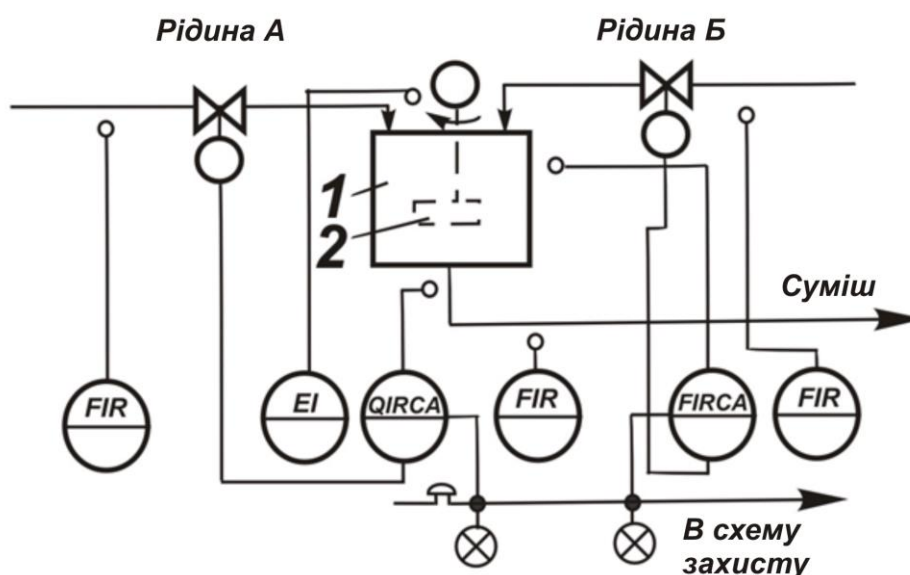


Рис. 3.6. Типова схема автоматизації процесу змішання рідин: 1 — ємність; 2 — механічна мішалка

Як показник ефективності процесу перемішування приймемо концентрацію якого-небудь компонента в суміші, а метою керування буде одержання суміші з визначеною концентрацією цього компонента.

Залежність показника ефективності від параметрів процесу можна вивести з рівняння матеріального балансу по шуканому компоненту:

$$G_{см}C_{см} = G_A C_A + G_B C_B.$$

де $G_{см}$, G_A , G_B — витрати відповідно суміші, рідини *A* й рідини *B*; $C_{см}$ — концентрація шуканого компонента в суміші; C_A , C_B — концентрація шуканого компонента відповідно в рідинах *A* і *B*.

З урахуванням, що витрата $G_{см}$ у сталому режимі дорівнює сумі витрат G_A і G_B , і вирішуючи це рівняння щодо концентрації $C_{см}$, одержимо:

$$C_{см} = \frac{G_A C_A + G_B C_B}{G_A + G_B}.$$

Зі зміною витрат G_A і G_B в об'єкт будуть надходити впливи, що збурюють. Якщо між попередніми процесами і процесом змішання установити ємності, то можна цілеспрямовано змінювати одну з цих витрат з метою підтримки концентрації $C_{см}$ на заданому значенні. Більш ефективно змінювати витрату тієї рідини, у якій концентрація шуканого компонента вище.

Концентрації C_A і C_B визначаються технологічними режимами попередніх процесів, тому стабілізувати чи змінювати їх для досягнення мети керування неможливо.

Отже, у змішувач можуть надходити впливи, що збурюють, тому варто регулювати безпосередньо концентрацію $C_{см}$, вносячи регулюючі впливи зміною однієї з витрат G_A чи G_B .

У змішувачі необхідно мати визначений обсяг рідини. Істотна зміна обсягу рідини може привести до переповнення апарата чи його спорожнювання, при цьому процес змішання стає неможливим. Показником обсягу рідини є рівень в апараті, тому його необхідно стабілізувати. Рівень рідини залежить від витрат G_A , G_B , $G_{см}$. Якщо витрата $G_{см}$ визначається ходом наступного процесу, то її не можна ні стабілізувати, ні використовувати для внесення регулюючих впливів. Одна з витрат G_A чи G_B (наприклад, G_A), як уже сказано, буде використовуватися для внесення регулюючих впливів при регулюванні концентрації $C_{см}$. Отже, єдиним каналом для внесення регулюючих впливів при стабілізації рівня є інша витрата (G_B). Відзначимо, що здійснюючи регулюючі впливи, регулятор рівня створює збурювання для регулятора концентрації $C_{см}$.

Для успішної експлуатації змішувача, оперативного керування ним і підрахунку техніко-економічних показників варто контролювати концентрацію $C_{см}$, витрати G_A , G_B і $G_{см}$, рівень рідини в змішувачі і кількість енергії, споживаної приводом мішалки. При значному відхиленні концентрації $C_{см}$ і рівня в змішувачі від заданих значень повинний бути поданий сигнал. При досягненні критичного значення рівня подача рідини повинна бути припинена.

Регулювання рівня шляхом зміни витрати суміші. Якщо витрата

суміші не обумовлена ходом наступного технологічного процесу, то її потрібно використовувати для регулювання рівня в змішувачі; зміною витрати однієї рідини підтримувати постійною концентрацію $C_{см}$, а витрату іншої стабілізувати.

Регулювання за допомогою регулятора співвідношення. Якщо витрата однієї рідини сильно змінюється, то для поліпшення якості регулювання варто використовувати регулятор співвідношення витрат рідин з корекцією по концентрації суміші $C_{см}$ (рис. 3.7). Регулювання співвідношення витрат рідин компенсує збурювання по витраті рідини Б шляхом зміни витрати рідини А до того, як зміниться концентрація $C_{см}$. Якщо за якимись причинами концентрація $C_{см}$ усе-таки зміниться, наприклад, при зміні концентрації шуканого компонента в рідинах А і Б, то зміниться завдання регулятора співвідношення.

При постійних концентраціях компонента в рідинах А и Б можливе регулювання співвідношення витрат без автоматичної корекції величини співвідношення.

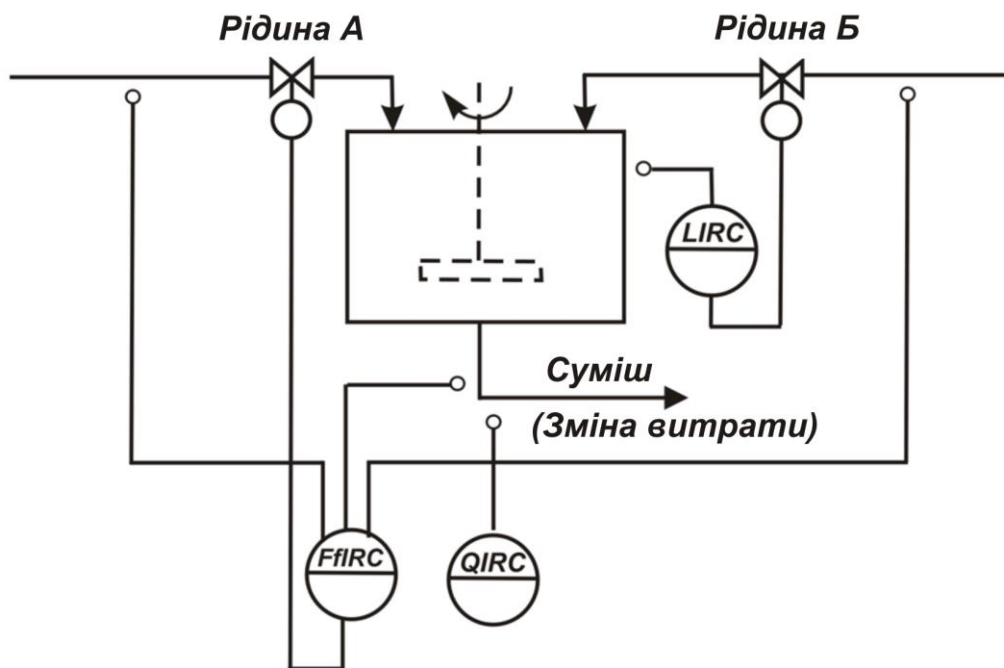


Рис. 3.7. Схема регулювання процесу змішання при значних змінах витрати однієї з рідин

Регулювання барботажних змішувачів. Перемішування рідини в барботажних змішувачах здійснюється за допомогою стиснутого повітря. Для нормальної роботи таких змішувачів необхідно додатково до розглянутих вище регуляторів установити регулятор тиску повітря, яке подається в барботер. При постійному тиску повітря забезпечується рівномірний розподіл однієї рідини в іншій.

3.1.3 Відстоювання рідких систем

Типові рішення автоматизації. Основні принципи керування при

автоматизації процесів відстоювання розглянемо на прикладі відстійника зі скребковим пристроєм (рис. 3.8).

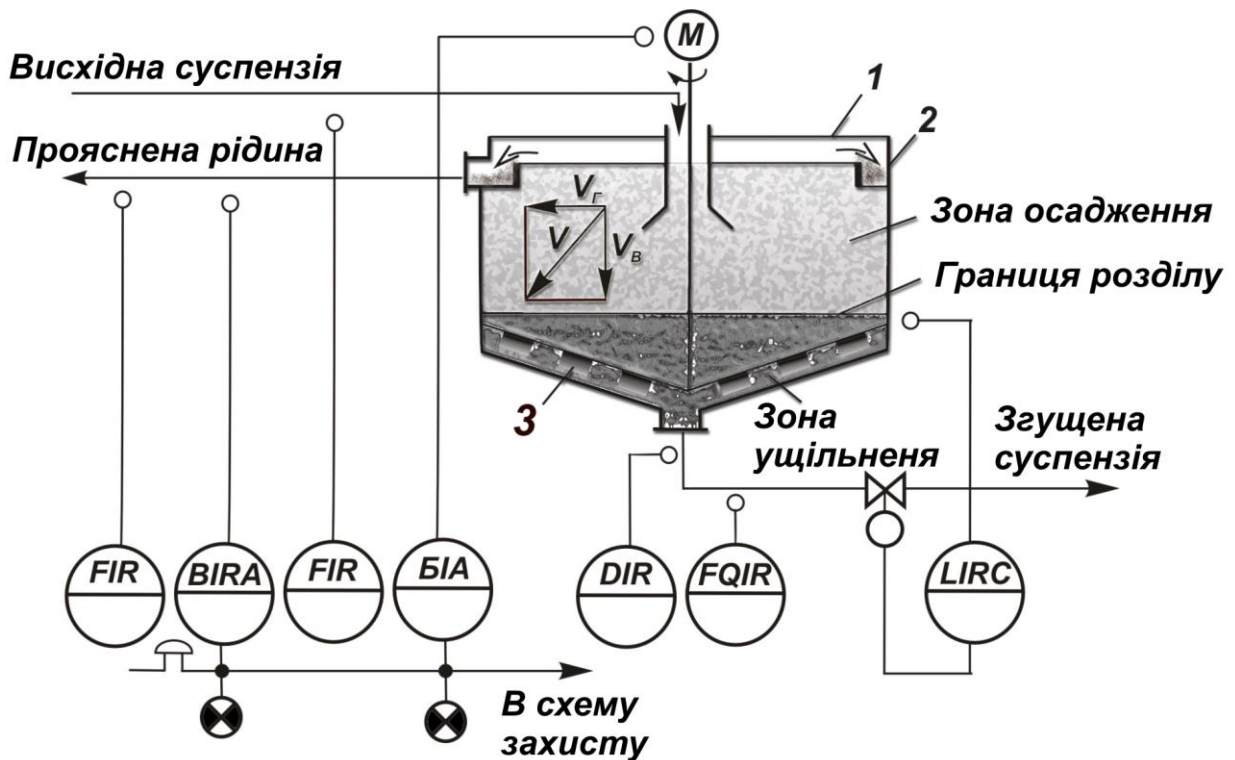


Рис. 3.8. Типова схема автоматизації процесу відстоювання: 1 – відстійник; 2 – переливний пристрій; 3 – мішалка; B – момент на валу електродвигуна; V – мутність рідини

Процеси відстоювання проводяться, як правило, з метою повного витягу твердої фази (коштовного продукту) з рідини, тому показником ефективності процесу будемо вважати концентрацію твердої фази в проясненій рідині, а метою керування – підтримку її на заданому (мінімально можливому для даних виробничих умов) значенні.

В об'єкт керування процесом поділу можуть надходити численні впливи, що збурюють його: зміна витрати суспензії, густина твердої і рідкої фаз, концентрації і в'язкості суспензії, дисперсності (гранулометричного складу) твердої фази. Усі ці збурювання визначаються технологічним режимом попереднього процесу, тому усунути їх при керуванні процесом відстоювання неможливо. Особливо сильними збурюваннями є зміни витрати суспензії і концентрації твердої фази в ній.

Розглянемо яким чином при наявності перерахованих збурювань можна досягти мети керування. На тверду частку суспензії у відстійнику діють одночасно сила інерції і сили ваги. Тому справжнім значенням швидкості V частки, що рухається, є результуюча горизонтальної складової швидкості V_G і вертикальної складової V_H , а положення частки визначається відношенням цих швидкостей: якщо $V_H \ll V_G$, то частка осідає в бункер відстійника; якщо ж $V_G \gg V_H$, то частка виноситься у вихідний патрубок.

Швидкість осадження V_B часток, що мають кулясту форму, для висококонцентрованих суспензій може бути розрахована за рівнянням

$$V_H = 0.07 \frac{dg(\rho_m - \rho_{ж})\varepsilon^3}{\mu(1 - \varepsilon)},$$

де d — діаметр частки; g — прискорення вільного падіння; $\rho_m, \rho_{ж}$ — густина відповідно твердої і рідкої фази; ε — об'ємна частка рідини в суспензії; μ — динамічна в'язкість суспензії

Аналіз рівняння показує, що швидкість V_B є змінною величиною, яка залежить від параметрів, що змінюються в часі: діаметра часток, концентрації твердої фази, густини фаз, динамічної в'язкості суспензії. Стабілізувати швидкість неможливо, тому що всі перераховані параметри визначаються попереднім процесом. Для того щоб при швидкості осадження, що змінюється, V_B частки встигали осідати в бункер, підбирають такі значення витрати суспензії і діаметра відстійника, що забезпечують потрібну відповідність швидкостей V_B і V_T . Необхідність у безпосередньому регулюванні показника ефективності процесу при цьому відпадає.

Рівень рідини у відстійнику підтримується постійним за рахунок вільного переливу проясненої рідини.

У відстійнику необхідно підтримувати на постійній висоті границю розділу зон осадження й ущільнення. Ця висота залежить від витрати згущеної суспензії, тому регулюючий вплив вноситься зміною ступеня відкриття спеціальних клапанів (для високов'язких рідин) на лінії згущеної суспензії.

В якості контрольованих величин приймають витрати вихідної і згущеної суспензії, проясненої рідини, а також мутність проясненої рідини, що є непрямим параметром, який характеризує показник ефективності і густини згущеної суспензії. Контролюється, крім того, рівень границі поділу зон за допомогою гідростатичного приймача з безупинним промиванням. Робота механічної частини відстійників контролюється шляхом безпосереднього виміру моменту на валу двигуна. Можна проводити контроль і за непрямим параметром — потужністю, яка споживається приводом електродвигуна. Перевантаження електродвигуна сигналізується. У випадку підвищених перевантажень дається сигнал у схему захисту. Сигналізації підлягає також підвищення мутності проясненої рідини.

Регулювання зміни витрати суспензії. В окремих випадках витрата вихідної суспензії не залежить від попереднього технологічного процесу; тоді її можна змінювати, стабілізуючи мутність проясненої рідини, тобто зменшувати при збільшенні мутності вище заданого значення і збільшувати при її зменшенні. При відсутності датчика мутності витрату суспензії стабілізують, що приводить до ліквідації одного з найдужчих збурювань.

Регулювання густини згущеної суспензії. У ряді відстійників проводиться процес згущення суспензії до заданого змісту твердої фази (вологість осаду при відстоюванні може коливатися від 35 до 55 %); при цьому вміст твердої фази в зливіві здобуває другорядне значення. У цьому випадку

йдуть по шляху регулювання густини згущеної суспензії зміною її витрати.

В окремих технологічних схемах при підвищених вимогах до концентрації твердої фази в згущеній суспензії застосовують рециркуляцію частини згущеної суспензії з проміжної ємності.

У цих випадках густину регулюють шляхом зміни коефіцієнта рециркуляції, тобто як відношення витрати циркулюючої рідини до загальної витрати згущеної суспензії (рис. 3.9).

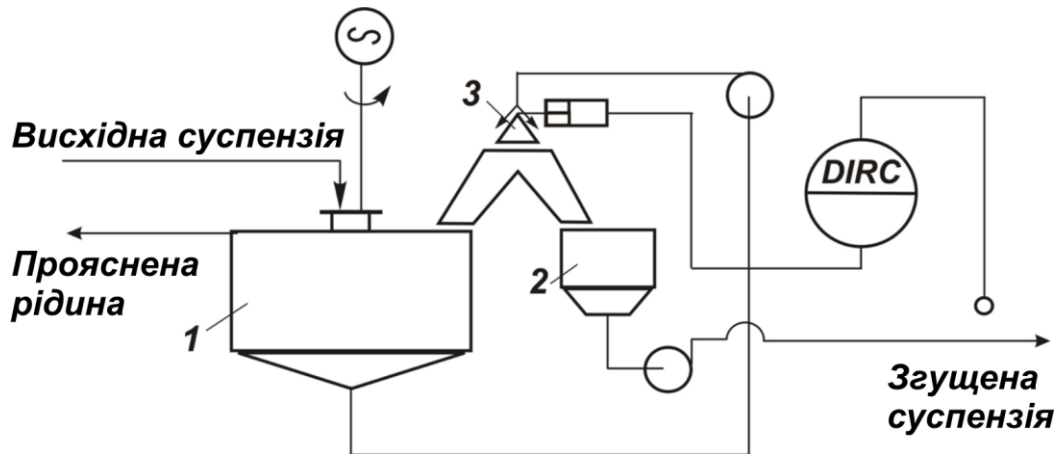


Рис. 3.9. Схеми регулювання щільності згущеної суспензії з рециркуляцією: 1 – відстійник; 2 – проміжна ємність; 3 – регулюючий пристрій перерозподілу витрат

Регулювання подачі коагулянту. Для кращого відстоювання деяких речовин у суспензію додають коагулянт – речовину, яка сприяє коагулюванню (укрупненню) твердої фази. Витрату коагулянту змінюють у залежності від висоти границі поділу між зонами ущільнення і осадження чи в залежності від витрати вихідної суспензії.

Регулювання режиму роботи гребкового механізму. Густину осаду можна регулювати і за непрямим параметром – навантаженню на валу гребкового пристрою, що зв'язане прямою залежністю з густиною згущеної суспензії в нижній частині відстійника. Регулятор навантаження в цьому випадку послідовно впливає спочатку на виконавчий механізм на магістралі згущеної суспензії, а потім на привод підйому гребків. При перевантаженні привода відбувається підйом гребкового пристрою, і навпаки.

Керування процесом відстоювання проти течії. У випадку, якщо один відстійник не справляється з поставленою задачею, установлюють кілька апаратів, з'єднуючи їх по схемі проти течії. Таку схему застосовують, наприклад, на калійних підприємствах. Ступінь витягу твердої фази, забезпечений усією схемою, багато в чому визначається роботою першого відстійника, тому для керування процесом відстоювання в ньому регулюють густину згущеної суспензії і висоту поділу зон (подачею коагулянту); контролюють витрату суспензії і лугів, мутність осаду. Вимоги до роботи наступних відстійників менш жорсткі, тому на них установлені тільки

регулятори густини згущеної суспензії, а витрату коагулянту змінюють вручну.

Керування відстійником періодичної дії. У промисловості знаходять застосування відстійники періодичної дії, у яких вивантаження осаду є окремою операцією. Для автоматичного переведення відстійника з режиму відстоювання на режим вивантаження на визначеній висоті апарата встановлюють датчик прозорості, який дає сигнал на закриття трубопроводу вихідної суспензії і включення насоса, що відкачує її.

3.1.4 Центрифугування рідких систем

Типове рішення автоматизації. Як об'єкт керування при автоматизації процесу центрифугування розглянемо центрифугу безупинної дії (рис. 3.10). Отриманий у результаті центрифугування осад надалі, як правило, надходить у сушарку, енергетичні витрати якої визначаються в основному вологістю осаду, тому при керуванні центрифугами ставиться задача одержання заданої (мінімально можливої за даних умов) вологості осаду (вона може коливатися, наприклад, при відстійному центрифугуванні від 10 до 30 %). Це і буде метою керування.

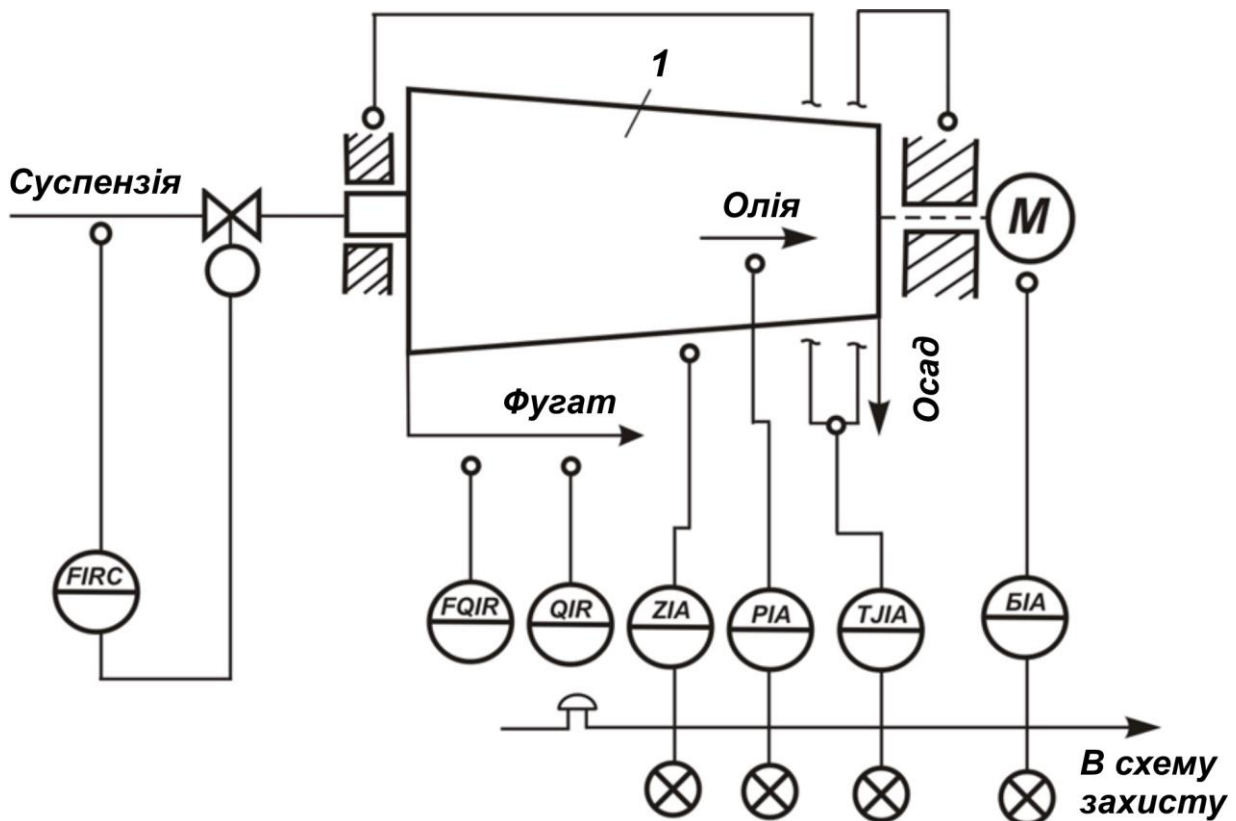


Рис. 3.10. Типова схема автоматизації процесу центрифугування: 1 – барабан центрифуги; Б – момент на валу електродвигуна; Z – рівень вібрації

У реальних умовах виробництва в центрифугу надходять численні збурювання у виді зміни гранулометричного складу твердої речовини,

початкової концентрації її в суспензії, в'язкості рідкої фази і т. д. Найбільш сильним впливом, що збурює центрифугу, є зміна подачі суспензії. Зокрема, збільшення витрати суспензії приводить до вимивання частини осаду з центрифуги і підвищення його вологості, а зменшення витрати її порушує рівномірність шару осаду і приводить до сильної вібрації ротора.

Для того щоб при наявності численних впливів досягалася мета керування, установлюють центрифуги з високою поділяючою здатністю. Поділяюча здатність визначається фактором поділу Φ :

$$\Phi = \frac{\pi^2 r n^3}{900g},$$

де r – радіус барабана центрифуги (постійна величина); n – частота обертання ротора (число оборотів в одиницю часу); g – прискорення вільного падіння.

Аналіз формули показує, що зміною числа оборотів n в об'єкт можна вносити сильні регулюючі впливи. Однак у сучасних центрифугах як привод використовують, як правило, асинхронні електродвигуни з постійним числом оборотів вала. До того ж у даний час відсутні високоякісні датчики вологості кінцевого продукту.

У зв'язку з цим вибирають електродвигун з таким числом оборотів n , при якому навіть при значних впливах, що збурюють, центрифуга забезпечувала б задану вологість осаду.

Для компенсації сильних впливів, викликаних зміною витрати суспензії, передбачається вузол стабілізації цього параметра. Для підтримки матеріального балансу в центрифугі не потрібно установлювати регулятори, тому що рівень фугату й осаду підтримується шляхом їхнього вільного видалення з апарату. Стабілізація витрати суспензії і дотримання балансу забезпечують постійну продуктивність центрифуги.

У зв'язку з високими швидкостями обертання центрифуг, великим споживанням енергії, а також можливістю нерівномірного розподілу матеріалу в барабані центрифуги особлива увага приділяється контролю, сигналізації і захисту параметрів центрифугування. Контролюються витрати суспензії і фугату, мутність фугату, кількість споживаної електродвигуном енергії. При перевантаженні електродвигуна спрацьовує сигналізація. Контролю і сигналізації підлягають також тиск олії в системі змащення і температура підшипників, причому при різкому падінні тиску і підвищенні температури повинні спрацювати пристрої захисту, які відключають центрифугу. Відключення повинно відбуватися й у випадку вібрації барабана, що є ознакою нерівномірного розподілу матеріалу в центрифугі.

Регулювання відстійних центрифуг. Змінюючи тривалість відстоювання й сушіння осаду у відстійних центрифугах, в об'єкт можна вносити сильні регулюючі впливи. Відповідно до результатів лабораторних аналізів вологості осаду роблять зміну тривалості зазначених операцій шляхом зміни числа ходів поршня при вивантаженні осаду пульсуючим поршнем чи зміною числа оборотів шнека в шнекових центрифугах. Рідше регулюючі

впливи вносяться зміною ступеня відкриття розвантажувальних вікон.

Керування центрифугами періодичної дії. Центрифуги періодичної дії в зв'язку з простою конструкції знаходять широке застосування в промисловості. Регулюючі впливи в них можуть бути внесені шляхом зміни тривалості окремих операцій у залежності від вологості осаду. Однак на практиці через відсутність датчиків вологості процес ведуть за жорсткою тимчасовою програмою за допомогою командного приладу (рис. 3.11). На нього надходять сигнали від датчика завантаження 6 барабана 1 центрифуги і кінцевих вимикачів положень ножа 2, який служить для зрізання осаду, що приводиться в рух масляним виконавчим механізмом 3. При спрацьовуванні датчика завантаження командний прилад формує сигнал на закриття клапана 7; операція завантаження при цьому припиняється.

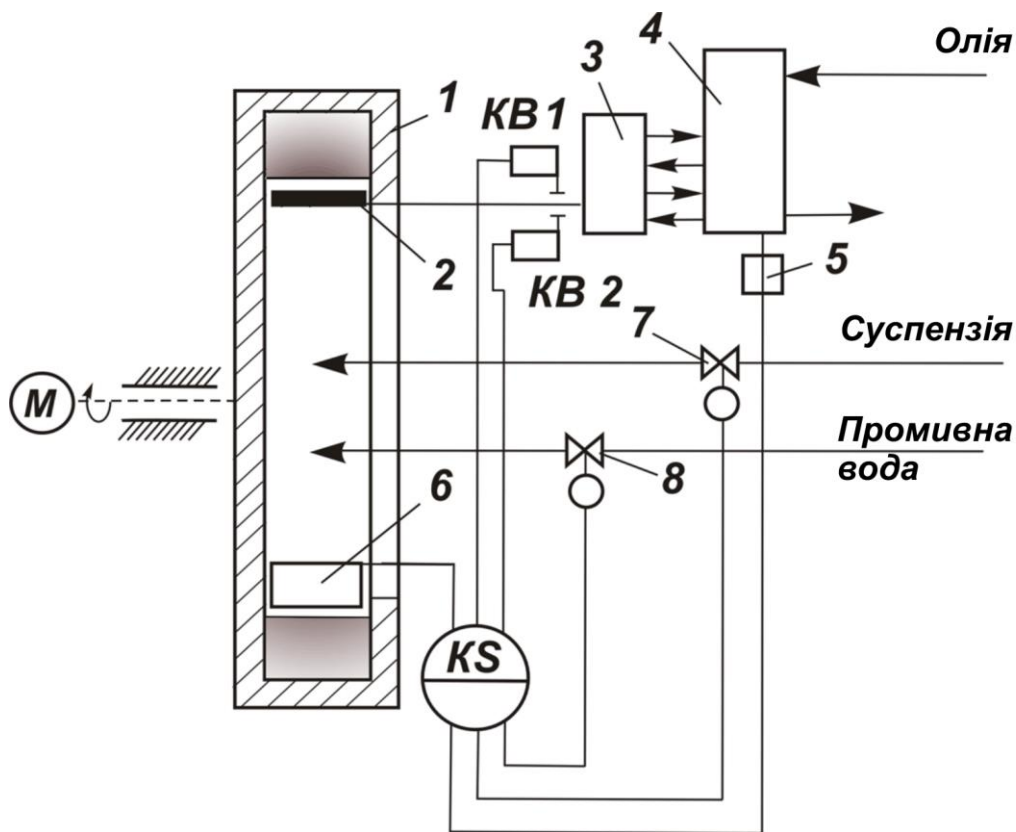


Рис. 3.11. Система керування періодичною центрифугою: 1 – барабан; 2 – ніж; 3 – виконавчий механізм; 4 – олієрозподільник; 5 – перемикаючий пристрій; 6 – датчик завантаження; 7,8 – запірні клапани

Тривалість наступних операцій (підсушування і промивання) встановлюється вручну за допомогою задатчиків часу командного приладу і забезпечується спрацьовуванням клапана 8. На деяких центрифугах по черзі здійснюється кілька операцій підсушування і промивання з різною витримкою. Задані послідовність і тривалість їх також підтримується командним приладом. По завершенні цих операцій прилад видає імпульс на перемикаючий пристрій 5

олію розподільника 4, що за допомогою виконавчого механізму 3 надає руху ножу 2.

Починається операція вивантаження твердого продукту з барабана 1. Рух ножа продовжується до крайнього положення, що забезпечується кінцевим вимикачем КВ1. За його командою відбувається зворотний рух ножа до спрацьовування другого кінцевого вимикача – КВ2; починається нове завантаження чи ж знову відкривається магістраль промивної води для регенерації сітки барабана 1. Далі цикл повторюється.

Як параметр, що характеризує ступінь завантаження, може використовуватися рівень суспензії в барабані. Чутливим елементом рівня є пластинка, що контактує з верхнім шаром рідини в ньому. При зміні положення цього шару пластинка повертається разом з валом, на якому встановлений кулачок. Положення останнього перетворюється на аналоговий чи дискретний сигнал, що відповідає рівню рідини. Таким же способом можна контролювати і рівень твердого осаду; тоді як чутливий елемент використовується гребінка, що представляє собою опір тільки для твердої фази.

У промисловості для контролю завантаження використовують також ємнісні датчики, що вимірюють електричну ємність між датчиком і рівнем суспензії в барабані чи його стінкою, датчики швидкості обертання барабана і потужності приводного електродвигуна.

Регулювання швидкості обертання центрифуг періодичної дії. Значного поліпшення експлуатаційних характеристик центрифуг періодичної дії можна домогтися шляхом зміни швидкості обертання ротора при здійсненні різних операцій, тому що кожній з них відповідає своя оптимальна швидкість.

Для цієї мети як привод центрифуги застосовують спеціальні електродвигуни і командні пристрої, що працюють за жорсткою програмою.

3.1.5 Фільтрування рідких систем

Типове рішення автоматизації. При дослідженні процесу фільтрування рідких неоднорідних систем розглянемо як об'єкт керування барабанний (дисковий) вакуум-фільтр (рис. 3.12). Фільтрувальні апарати встановлюють, як правило, з тією ж метою, що і центрифуги, тому і мета керування в обох випадках збігається. Те ж можна сказати і про впливи, що збурюють, а також про вибір таких технологічних і конструктивних параметрів установки, що забезпечили б мінімально можливу (для конкретних умов) вологість осаду. Пристрій регулювання встановлюють на даному об'єкті тільки для забезпечення визначеної продуктивності по осаду. Ця продуктивність для обраного типу фільтра може бути виражена таким чином:

$$V_T = K \sqrt{\frac{\Delta P [C_{т.с} / (1 - C_{т.с} C_{ж.о})] \eta l}{\eta \alpha}},$$

де K – постійний коефіцієнт; ΔP – різниця тисків до і після фільтрувальної тканини; $C_{т.с}$ – маса твердих часток на одиницю об'єму

рідини вихідної суспензії; $C_{ж0}$ – обсяг рідини в осаді на одиницю маси твердих часток; n – частота обертання барабана (диска); l – частина барабана (диска), яка занурена в рідину (визначається рівнем суспензії у ванні); η – кінематична в'язкість рідини; α – середній питомий опір осаду.

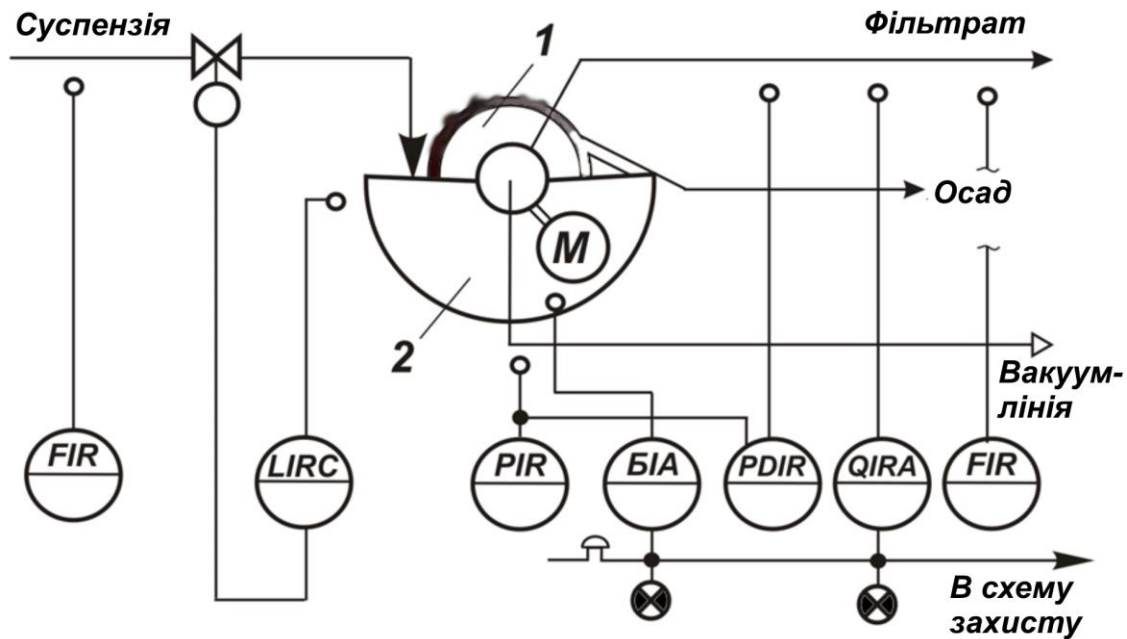


Рис. 3.12. Типова схема автоматизації процесу фільтрування рідких систем: 1 – барабан (диск); 2 – ванна; B – момент на валу

Як впливає з рівняння, продуктивність V_T пропорційна $(\Delta P \cdot n \cdot l)^{0,5}$. Параметри ΔP і n не змінюються при використанні асинхронних двигунів в якості приводу вакуум-насоса і барабана (диска). Тому єдиним параметром, який варто стабілізувати, буде l , тобто рівень суспензії у ванні. Регулюючим впливом у даному випадку служить зміна витрати суспензії.

Серйозною небезпекою при роботі вакуум-фільтрів є прорив фільтрувальної тканини, тому що через отвори в ній буде губитися цільовий продукт. Для запобігання таких ситуацій встановлюють датчики мутності фільтрату, а також пристрої сигналізації і захисту. Крім того, на вакуум-фільтрі встановлюють ще один датчик сигналізації і захисту – датчик перевантаження електродвигуна барабана.

Контролю підлягають витрати суспензії і фільтрату, рівень рідини у ванні, розрідження у вакуум-лінії, перепад тиску до і після фільтрувальної тканини, мутність фільтрату, потужність електродвигуна.

Регулювання товщини осаду. Товщина осаду є найважливішим режимним параметром. Збільшення товщини приводить до значного підвищення вологості осаду, тому доцільна стабілізація даного параметра.

З цією метою регулюючі впливи можуть бути внесені як зміною вакууму, так і зміною швидкості обертання барабана. Необхідно відзначити вузький діапазон можливих регулюючих впливів в останньому варіанті, що зв'язаний зі збільшенням вологості осаду при значному підвищенні швидкості обертання.

3.1.6 Фільтрування газових систем

Типове рішення автоматизації розглядається на прикладі рукавного фільтра з імпульсною продувкою (рис. 3.13). Рукавні фільтри встановлюють, як правило, для повного очищення газу від твердих речовин, що є коштовним продуктом.

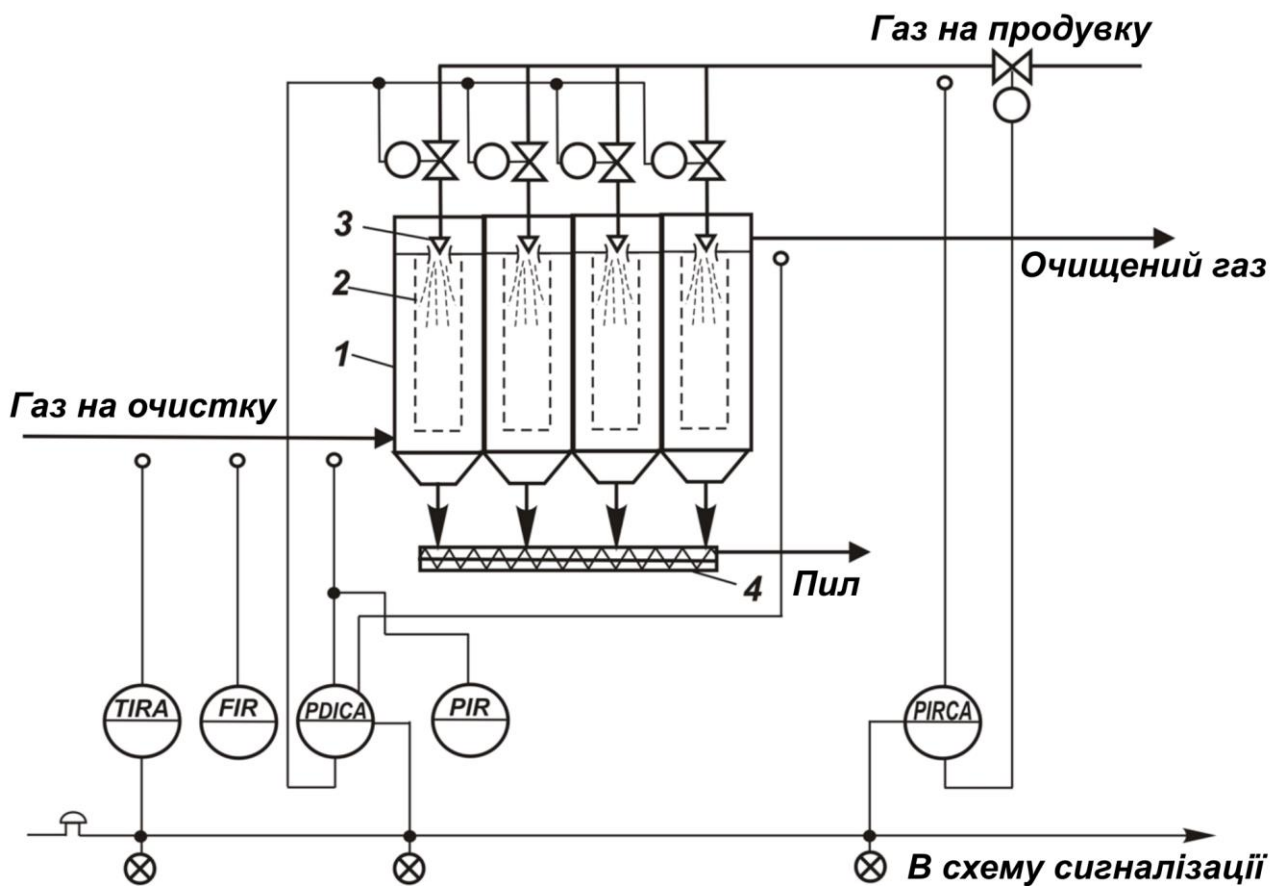


Рис. 3.13. Типова схема автоматизації процесу фільтрування газових систем: 1 – корпус фільтра; 2 – рукава; 3 – сопла імпульсної продувки; 4 – шнек

Тому показником ефективності процесу будемо вважати концентрацію твердої речовини в газі на виході з фільтра, а метою керування – підтримку його на заданому (мінімально можливому для даних умов) значенні.

Процес фільтрування газових середовищ багато в чому аналогічний процесу фільтрування рідких систем. Зокрема, аналогічні впливи, що збурюють, і можливості їхньої ліквідації. У рукавні фільтри додатково можуть надходити збурювання по каналу стиснутого повітря, що подається в сопла для

регенерації. Визначені складності при автоматизації рукавних фільтрів створює відсутність у даний час надійних концентратомірів пилу.

У зв'язку з цим регулюють перепад тиску ΔP в камерах забрудненого й очищеного газу, що найбільш повно відбиває хід процесу:

$$\Delta P = \Delta P_m + G \cdot \mu \cdot W / (K \cdot \rho \cdot g),$$

де ΔP_m – перепад тиску, обумовлений фільтруючою тканиною і частками пилу, що не видаляються; G – маса пилу, що осіла на одиницю площі фільтра за визначений проміжок часу; μ – в'язкість газу; W – швидкість газу; K – проникність шару пилу на тканині; ρ – щільність пилу; g – прискорення вільного падіння

З рівняння випливає, що регулювати перепад ΔP можна лише зміною маси пилу G , тому що інші параметри обумовлені ходом попереднього технологічного процесу. Регулювання здійснюється в такий спосіб. При досягненні максимального перепаду позиційний регулятор видає сигнал на електромагнітні клапани, які установлені на магістралі стиснутого повітря. Клапани відкриваються, імпульси стиснутого повітря через сопла надходять у рукава і деформують тканину, збиваючи при цьому пил. Регенерація тканини відбувається до досягнення мінімального перепаду тиску.

Якісна регенерація фільтруючої тканини рукавів буде здійснюватися тільки при визначеному значенні тиску стиснутого повітря, яке подається на продувку. Для стабілізації цього тиску встановлюють регулятор.

Контролю і сигналізації підлягають наступні параметри: температура забрудненого газу (фільтрувальна тканина розрахована тільки на визначені температури), тиск стиснутого повітря, перепад тиску. При критичних значеннях тиску стиснутого повітря і перепаду тиску (перевищення критичного значення перепаду приводить до розриву тканини) спрацьовує пристрій захисту, що відключає робочий фільтр і включає резервний. Контролю підлягає витрата газового потоку.

Регулювання за жорсткою тимчасовою програмою. Вимір тиску газових пилових потоків зв'язано з визначеними труднощами, тому що імпульсні трубки забиваються пилом і впливають на показання приладів.

З іншого боку, при стабільному технологічному режимі з'являється можливість відмовитися від регулювання за перепадом ΔP і перейти на керування за жорсткою програмою, у якій задається визначена тривалість імпульсів стиснутого повітря і пауз між ними. Для реалізації такої програми встановлюють командний прилад, який керує об'єктом за тимчасовою програмою незалежно від стану фільтра.

3.1.7 Мокре очищення газів

Типове рішення автоматизації. Як об'єкт керування розглянемо форсуночну трубу Вентурі, у якій рідина під невеликим тиском подається через розпилювач, який установлений паралельно газовому потоку, що рухається з великою швидкістю (рис. 3.14). Ціль керування даним процесом аналогічна

меті керування процесом фільтрування газових систем.

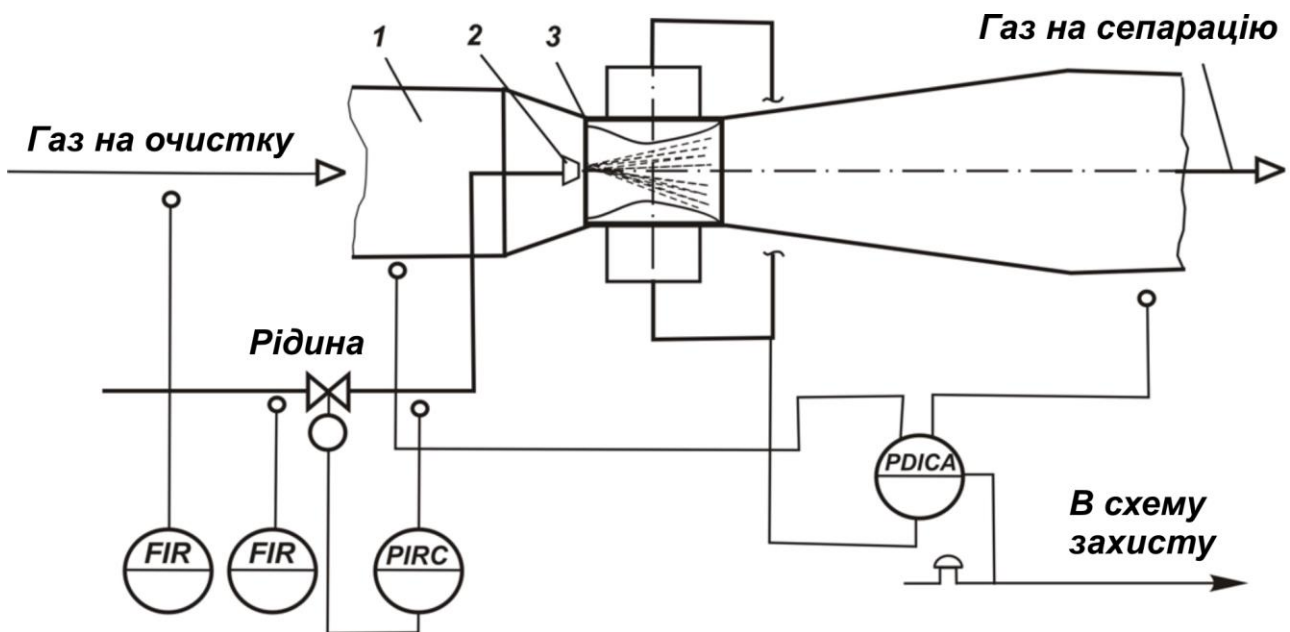


Рис. 3.14. Типова схема автоматизації мокрого очищення газів: 1 – корпус труби Вентурі; 2 – форсунки; 3 – регульована горловина

Проведемо аналіз технологічних особливостей мокрих пилоочисників. Рух газового потоку в трубі Вентурі можна представити як рух газу через шар крапель рідини зі швидкістю, рівною відношній швидкості фаз. З цього випливає, що кінцева концентрація пилу буде залежати, по-перше, від числа і розміру крапель, що визначають якість “фільтра”, і, по-друге, від кількості газу, що рухається через “фільтр”, тобто від витрати газу.

Рідина дробиться на краплі в трубі Вентурі двічі: на великі – при витіканні рідини з форсунки і на більш дрібні – під дією енергії газового потоку. Кінцевий розмір крапель і їхнє число визначаються обома процесами.

Середній діаметр крапель після форсунки при розпилюванні визначеної рідини в газовий потік з малозмінними властивостями залежить від геометричних розмірів форсунки і тиску рідини. Для одного з типів форсунок отримано, наприклад, що впливає рівняння:

$$d_K = k(0.307 + 17.6d_C)P_{ж}^{-0,6},$$

де d_K – середній діаметр крапель; d_C – діаметр соплового отвору; $P_{ж}$ – тиск перед форсункою; k – постійний коефіцієнт.

Таким чином, для стабілізації діаметра d досить підтримувати тиск $P_{ж}$ постійним. Цим же буде забезпечуватися і постійне число крапель, тому що витрата рідини $V_{ж}$ через форсунку визначається в основному перепадом тиску $\Delta P_{ж}$ на форсунці:

$$V_{ж} = \zeta_{\rho} \frac{\pi d_c^2}{4} \sqrt{\frac{2\Delta P_{ж} g}{\rho_{ж}}},$$

де ζ_{ρ} – коефіцієнт витрати (змінюється незначно); $\Delta P_{ж} = P_{ж} - P_{гп}$; $P_{гп}$ – тиск газу на початку труби, де встановлено розпилювач (мало змінюється); $\rho_{ж}$ – густина рідини (мало змінюється).

Дисперсність вторинного розпилу – при контактуванні крапель рідини після форсунки з газом – залежить в основному від швидкості газового потоку $W_{г}$:

$$W_{г} = \zeta_{с} \sqrt{\frac{2\Delta P_{г} g}{\rho_{г}}},$$

де $\zeta_{с}$ – коефіцієнт швидкості (мало змінюється); $\Delta P_{г}$ – перепад тиску на початку і наприкінці труби Вентурі ($\Delta P_{г} = P_{гк} - P_{гп}$, $P_{гп}$ – тиск наприкінці труби; $\rho_{г}$ – густина газу (мало змінюється).

З рівняння випливає, що для сталості швидкості $W_{г}$ досить стабілізувати перепад тиску на трубі Вентурі. Регулюючий вплив при цьому вноситься зміною поперечного перерізу горловини труби.

Перепад тиску на трубі є рушійною силою процесу переміщення газу, тому його стабілізація забезпечує не тільки якісну дисперсність розпилу, але і сталість витрати газу – другого режимного параметра процесу мокрого очищення, що визначає показник ефективності.

Отже, для ефективного застосування труб Вентурі необхідно регулювати тиск рідини перед форсункою і перепад тиску газу.

Мокрі пилоочисники схильні до забивання, тому що при досягненні граничного значення перепаду тиску впливає, що необхідно, крім того, сигналізувати зміну тиску газу. При критичному значенні перепаду ΔP пристрій захисту включає резервний пилоочисник і відключає робочий. Контролю в даному процесі підлягають витрати рідини і газу.

3.1.8 Електричне очищення газів

Типове рішення автоматизації розглянемо на прикладі сухого електричного фільтра (рис. 3.15). У зв'язку з тим, що електричні апарати пилоочистки вирішують задачі, аналогічні задачам для фільтрів і мокрих пилоочисників, мети керування в них збігаються.

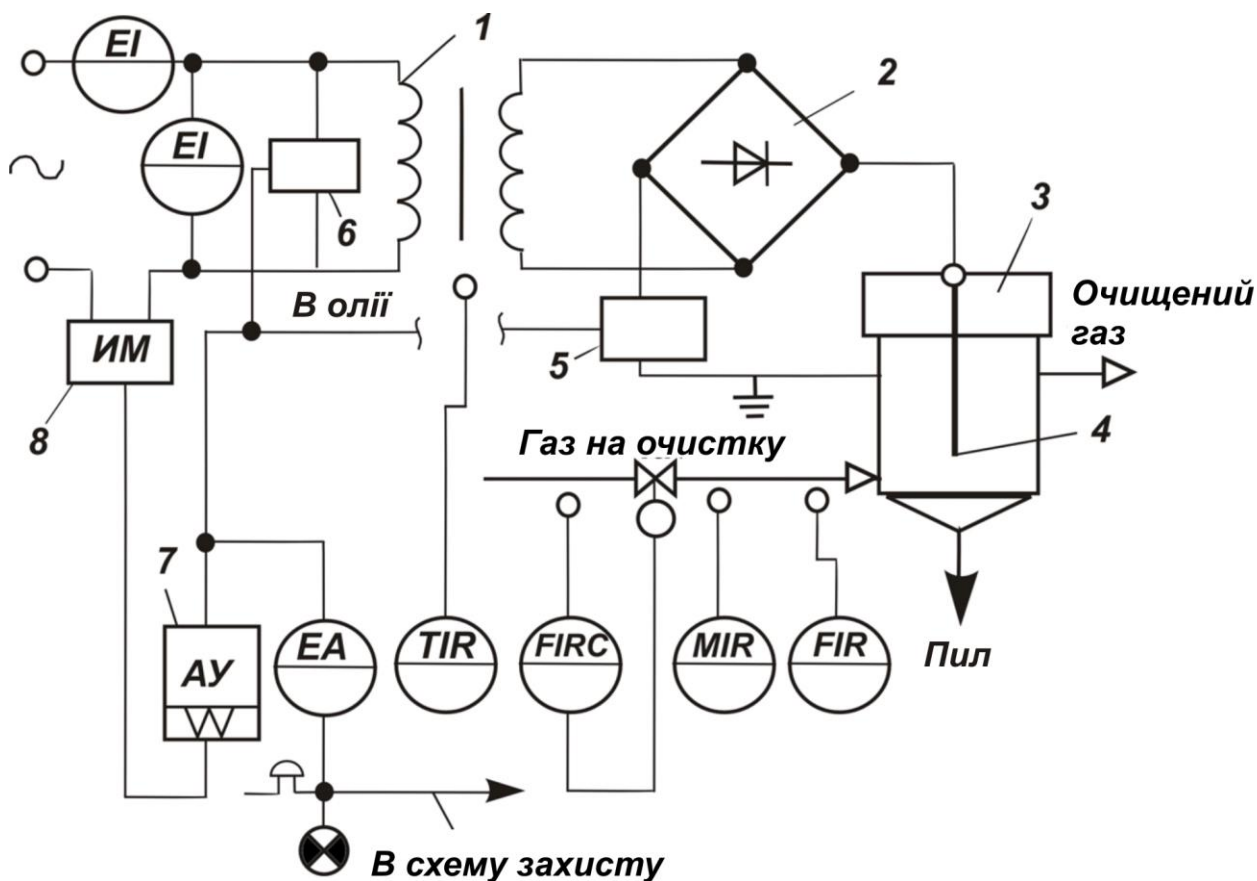


Рис. 3.15. Типова схема автоматизації електричного очищення газу: 1 – трансформатор; 2 – високовольтний випрямляч; 3 – електрофільтр; 4 – коронувальний електрод; 5 – реле максимального струму; 6 – реле мінімальної напруги; 7 – автоматичний пристрій керування; 8 – виконавчий механізм

Параметрами, від яких залежить концентрація пилу на виході з електрофільтра, є: напруга живлення U , навантаження G , температура газу t , радіус часток r , тиск газу P , вологість m , питомий електричний опір R .

Для сухих електрофільтрів отримане рівняння, що дає представлення про залежність кінцевої концентрації C_k від зазначених параметрів:

$$C_k = C_n(-0,74U + 0,599G - 0,21P + 0,025t - 0,226r),$$

де C_n — початкова концентрація пилу.

З рівняння випливає, що найбільш сильно на концентрацію C_k впливають початкова концентрація C_n , напруга U і витрата G ; параметри P , t , r впливають менше, вони визначаються ходом попереднього технологічного процесу, і з їх зміною в об'єкт будуть надходити впливи, що збурюють його. Те ж можна сказати і про концентрацію C_n . Витрату газу з метою усунення впливів потрібно і можна стабілізувати. Напруга U для високоякісного очищення повинна підтримуватися на максимально високому рівні, близькому до критичного. Для цього встановлюють автоматичний пристрій, який періодично здійснює плавне підвищення напруги до виникнення пробою (дугового розряду) у міжелектродних проміжках. У момент виникнення пробою

спрацьовує реле максимального струму і мінімальної напруги; вони дають команди автоматичному пристрою на швидке зниження напруги U до значення, що забезпечує гасіння дуг ($\approx 10\%$). Через деякий проміжок часу пристрій знову починає підвищувати напругу до граничного пробивного значення. Потім цикл повторюється.

При обриві коронувальних електродів сигнальний пристрій через $5\div 10$ циклів зниження напруги дає імпульс у схему сигналізації і захисту.

Контролю в даному процесі підлягають витрата, температура і вологість газового потоку, напруга і сила струму, температура олії трансформаторно-випрямного блоку.

Регулювання за іскровим принципом. Типове регулювання електрофільтра за дуговим пробоем має істотний недолік – середнє значення робочої напруги виявляється нижче оптимального внаслідок його періодичного зниження. Більш перспективним є регулювання за числом іскрових розрядів, що передують пробоем і визначають ступінь очищення (рис. 3.16).

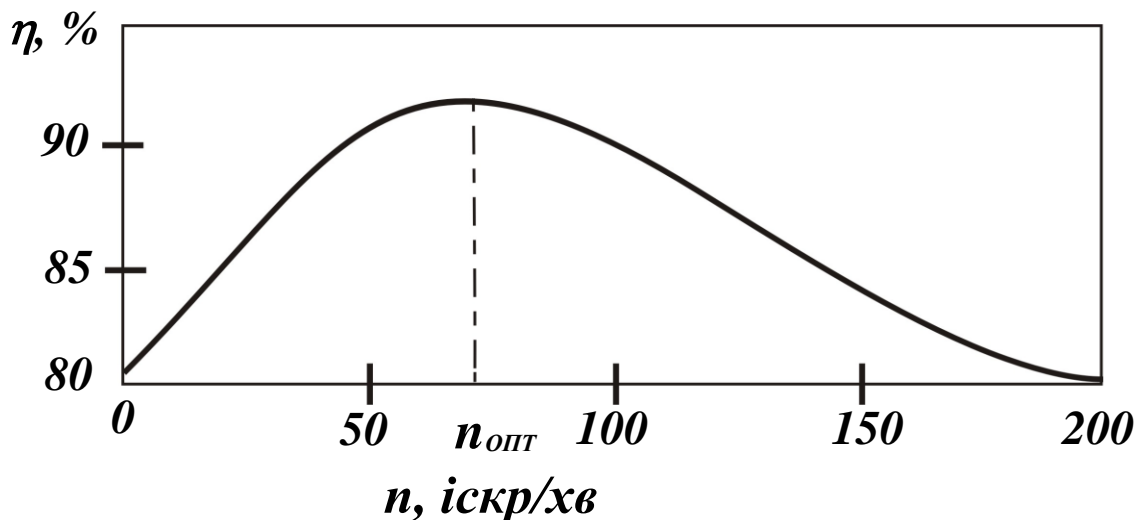


Рис. 3.16. Залежність ефективності очищення від числа іскрових розрядів

Оптимальна частота іскрових розрядів може бути розрахована заздалегідь (як завдання регулятора) по розрядній відстані, сполученню електродів, властивостям газів, що очищаються, і іншим параметрам процесу. Для контролю за поточним значенням частоти іскрінь у вторинному ланцюзі трансформатора встановлюють спеціальний пристрій, що реагує на імпульси напруги, що викликаються стрибкоподібними змінами струму при іскрінні.

3.2 Автоматизація теплових процесів

3.2.1 Нагрівання й охолодження рідин

Типове рішення автоматизації процесу нагрівання. Основні принципи керування процесом нагрівання розглянемо на прикладі поверхневого кожухотрубчатого теплообмінника (рис. 3.17), у який подають продукт, що нагрівається, і теплоносії. Показником ефективності даного процесу є температура t_n'' продукту на виході з теплообмінника, а метою керування – підтримка цієї температури на визначеному рівні.

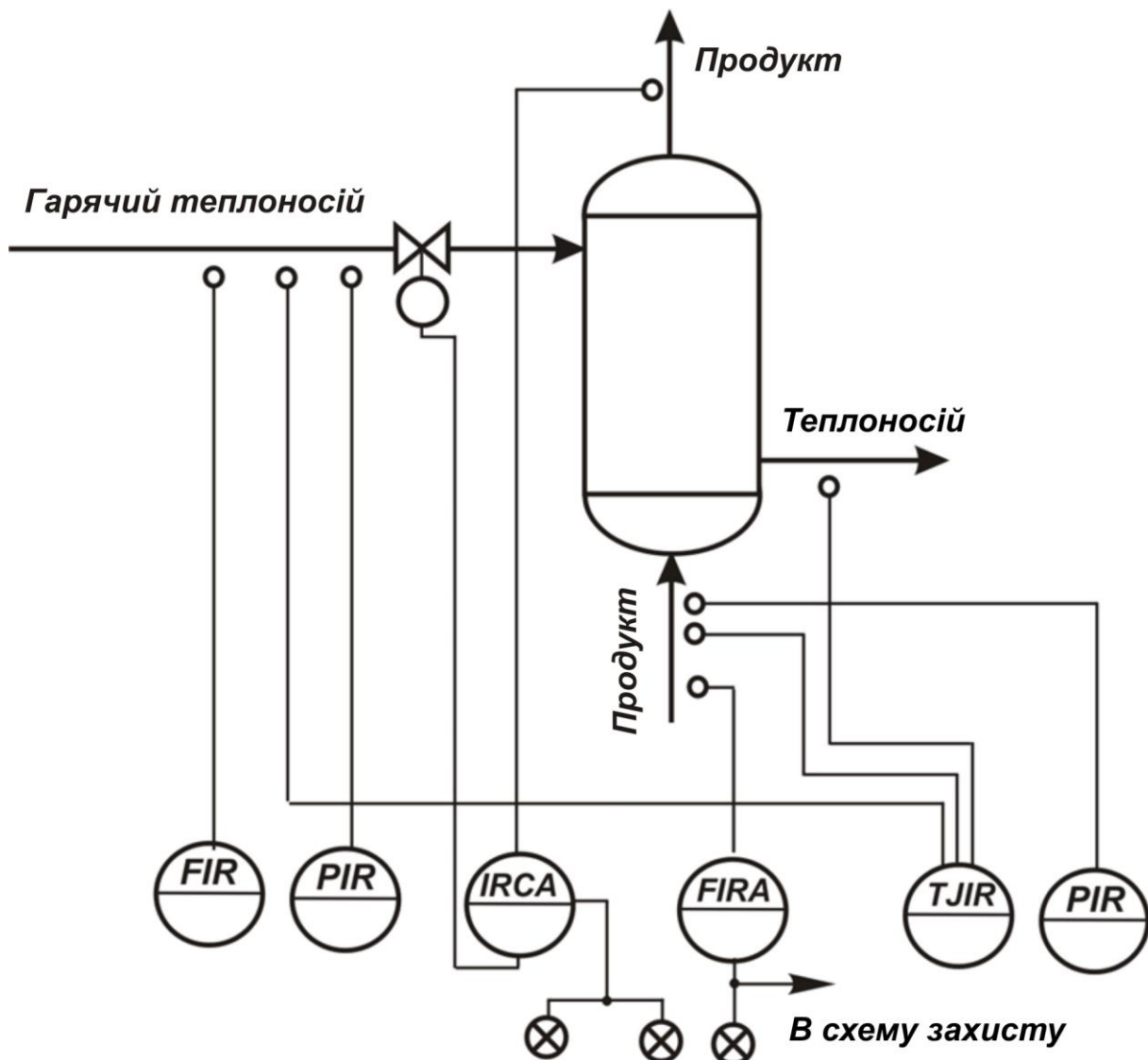


Рис. 3.17. Типова схема автоматизації процесу нагрівання

Залежність температури t_n'' від параметрів процесу може бути знайдена з рівняння теплового балансу:

$$G_n \cdot c_n (t_n'' - t_n') = G \cdot T \cdot c_m (t_m'' - t_m'),$$

де G_n , G_T – витрати відповідно продукту і гарячого теплоносія; c_n , c_m – питомі теплоємності продукту і гарячого теплоносія; t_n' , t_m' – температури продукту і гарячого теплоносія на вході в теплообмінник; (t_m'' – температура гарячого теплоносія на виході з теплообмінника).

Вирішуючи дане рівняння відносно t_n'' , одержимо:

$$t_n'' = (G_T \cdot c_m / G_n \cdot c_n)(t_m' - t_m'') + t_n'.$$

Витрату теплоносія G_m можна легко стабілізувати чи використовувати для внесення ефективних регулюючих впливів. Витрата продукту G_n визначається іншими технологічними процесами, а не процесом нагрівання, тому він не може бути ні стабілізований, ні використаний для внесення регулюючих впливів; при зміні G_n у теплообмінник будуть надходити сильні збурювання. Температури t_n' і t_m' , а також питомі теплоємності c_n і c_m визначаються технологічними режимами інших процесів, тому стабілізувати їх при веденні процесу нагрівання неможливо. До неліквідних впливів відносяться також зміна температури навколишнього середовища і властивостей теплопередавальної стінки внаслідок відкладення солей, а також корозії.

Аналіз об'єкта керування показав, що велику частину впливів, які збурюють його, неможливо усунути. У зв'язку з цим впливає, що в якості регульованої величини необхідно брати температуру t_n'' , а регулюючий вплив здійснювати шляхом зміни витрати G_T .

Теплообмінники як об'єкти регулювання температури мають великі запізнювання, тому варто приділяти особливу увагу вибору місця установки датчика і закону регулювання. Для зменшення транспортних запізнювань датчик температури необхідно розташовувати як найближче до теплообмінника. Для усунення запізнювання значний ефект може дати застосування регуляторів з попередженням і виконавчими механізмами з позиціонерами.

Як контрольовані величини варто приймати витрати теплоносіїв, їх кінцеву і початкову температури, тиски. Знання поточних значень цих параметрів необхідно для нормального пуску, налагодження й експлуатації процесу. Витрату G_T потрібно знати також для підрахунку техніко-економічних показників процесу, а витрату G_n і температуру t_n'' – для оперативного керування процесом.

Сигналізації підлягають температура t_n'' і витрата продукту. У зв'язку з тим, що різке падіння витрати G_n може послужити причиною виходу з ладу теплообмінника, пристрій захисту в цьому випадку повинен перекривати лінію гарячого теплоносія.

Усі міркування у відношенні процесу нагрівання справедливі і для процесу охолодження. Об'єктом керування в цьому випадку буде кожухотрубний теплообмінник, у який подається холодоносій і охолоджуваний продукт; показником ефективності – кінцева температура продукту, а метою керування – підтримка цієї температури на заданому значенні. Основним вузлом керування буде регулятор кінцевої температури охолоджуваного

продукту, регулювання ж буде здійснюватися шляхом зміни витрати холодоносія.

Каскадно-зв'язане регулювання. Використання двоконтурних САР значно поліпшує якість регулювання кінцевої температури продукту (основна регульована величина), якщо допоміжною величиною вибрати параметр, зміна якого буде сильним збурюванням для процесу теплообміну. Часто як допоміжний параметр вибирають витрату теплоносія (рис. 3.18, а); якщо теплоносієм служить пара з перемінним тиском, то переважніше брати тиск теплоносія (рис. 3.18,б) чи тиск у міжтрубному просторі (рис. 3.18, в). Останній варіант схеми варто використовувати при перемінних витраті і температурі продукту, що нагрівається, тому що тиск у міжтрубному просторі є набагато менш інерційним параметром, ніж кінцева температура продукту.

Регулювання процесу байпасування продукту. Для регулювання систем, у яких зміна витрати теплоносія неприпустима, використовують метод байпасування. Регулюючий вплив у цих випадках здійснюється зміною витрати байпасуваного продукту (рис. 3.19, а).

Оскільки переміщення регулюючого органа на байпасній лінії все-таки приводить до деякої зміни витрати продукту, при високих вимогах до сталості цієї витрати встановлюють два мембранних виконавчих механізми різних типів (НВ і НЗ, рис. 3.19, б). Аналогічний ефект досягається при установці триходового змішувального клапана (рис. 3.19, в).

Регулювання методом байпасування поліпшує динамічну характеристику системи, тому що при цьому з ланцюга регулювання виключається теплообмінник.

Регулювання процесу зміною витрати конденсату пари, що гріє. Якщо теплообмінник працює при частковій затоці конденсату, то регулювання впливів можна здійснювати зміною витрати конденсату. Це спричиняє зміну рівня конденсату в теплообміннику. При цьому перерозподіляються поверхні теплообміну між парою, що конденсується, і продуктом, з одного боку, і конденсатом і продуктом – з іншого. Інтенсивність теплообміну, а потім і температура продукту на виході теплообмінника змінюється. Така система дозволяє підвищити ефективність роботи теплообмінника на 6 – 7 % завдяки повному використанню тепла пари і конденсату. Однак унаслідок великих запізнювань ця система може бути рекомендована лише за умови відсутності різких впливів, що збурюють.

Регулювання процесу зміною температури гарячого теплоносія. Якщо насос теплоносія встановлений після теплообмінника, то стабілізувати кінцеву температуру продукту можна шляхом зміни початкової температури гарячого теплоносія за рахунок рециркуляції частини відпрацьованого теплоносія. Достоїнством даного методу є сталість витрати і швидкості теплоносія в теплообміннику, що забезпечує високі і стабільні значення коефіцієнта тепловіддачі.

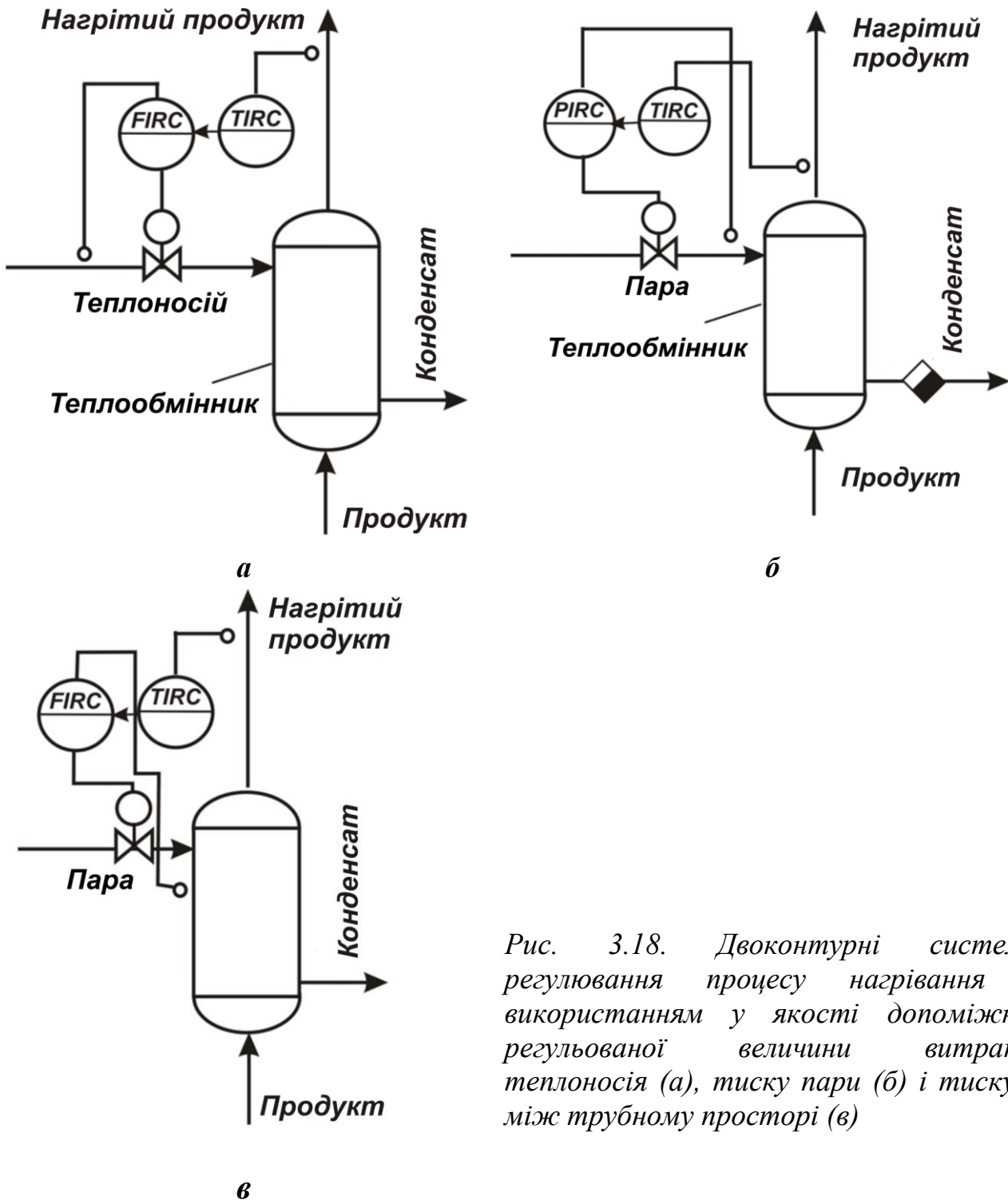


Рис. 3.18. Двоконтурні системи регулювання процесу нагрівання з використанням у якості допоміжної регульованої величини витрати теплоносія (а), тиску пари (б) і тиску в між трубному просторі (в)

Регулювання процесу зміною витрати продукту. Якщо для якісного керування процесом теплообміну припустима стабілізація чи зміна витрати продукту, то в залежності від можливих впливів, що збурюють, може бути прийнятий один з варіантів схем регулювання, показаних на рис. 3.20. Стабілізуючі регулятори витрати теплоносія і витрати продукту ліквідують збурювання до надходження їх у систему.

Регулювання процесу в теплообмінниках змішання. Найменші зміни параметрів теплоносія при безпосередньому змішанні двох і більше рідин

приводять до значних і швидких змін кінцевої температури продукту, тому при

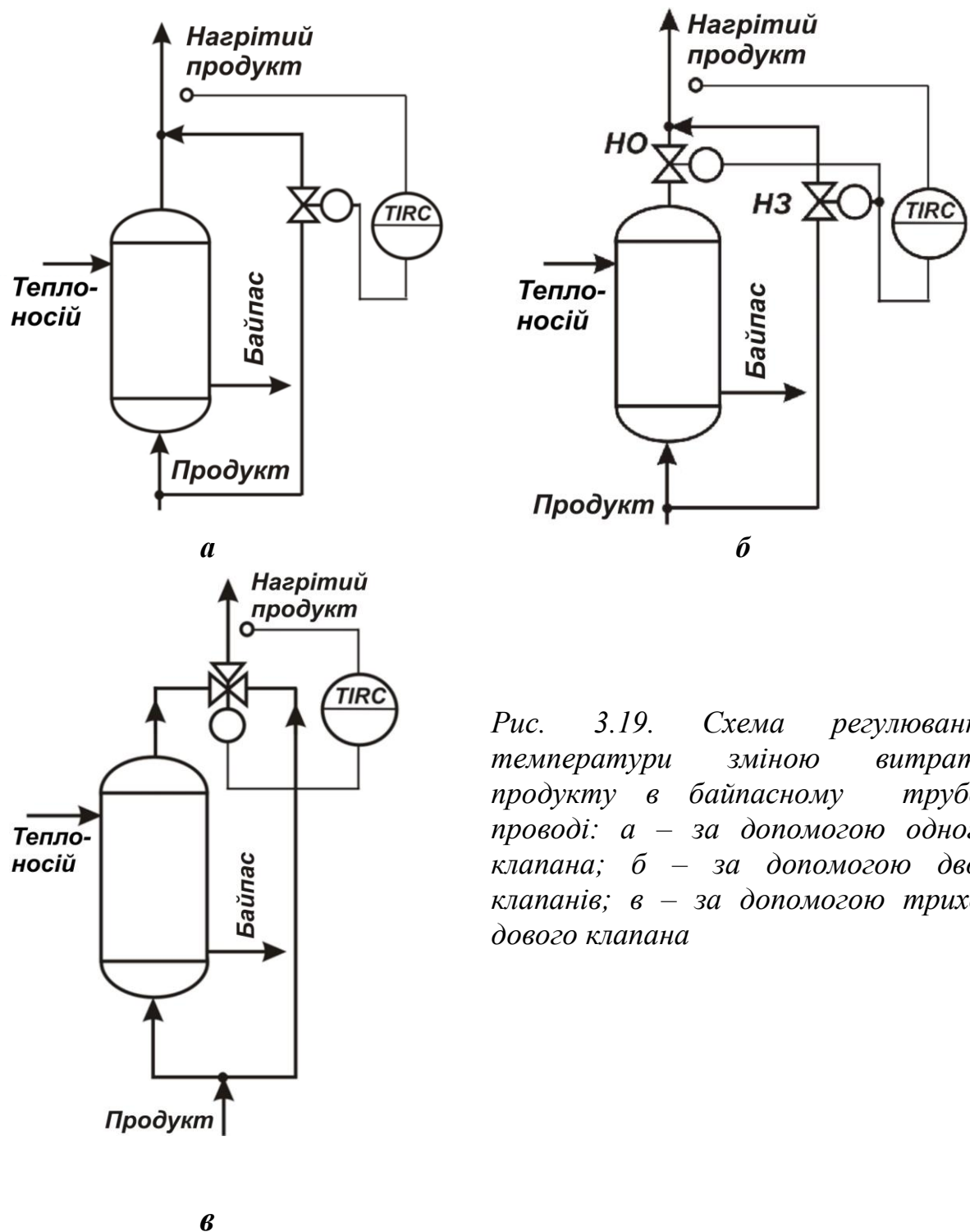


Рис. 3.19. Схема регулювання температури зміною витрати продукту в байпасному трубопроводі: а – за допомогою одного клапана; б – за допомогою двох клапанів; в – за допомогою триходового клапана

керуванні теплообмінниками змішання часто застосовують зв'язане регулювання і регулювання співвідношення витрати теплоносія і продукту з корекцією по температурі продукту.

Регулювання роботи трубчастих печей. У нафтопереробній і нафтохімічній промисловості широке застосування знаходять трубчасті печі, у

яких продукт безупинно прокачується через змійовик, нагрівається за рахунок тепла, що виділяється при спалюванні палива. Трубчаста піч є складним об'єктом регулювання; стабілізацію кінцевої температури продукту в ній необхідно забезпечити, навіть якщо значно змінюється температура і витрата продукту. Постійно змінюється також стан змійовика і його теплова ізоляція.

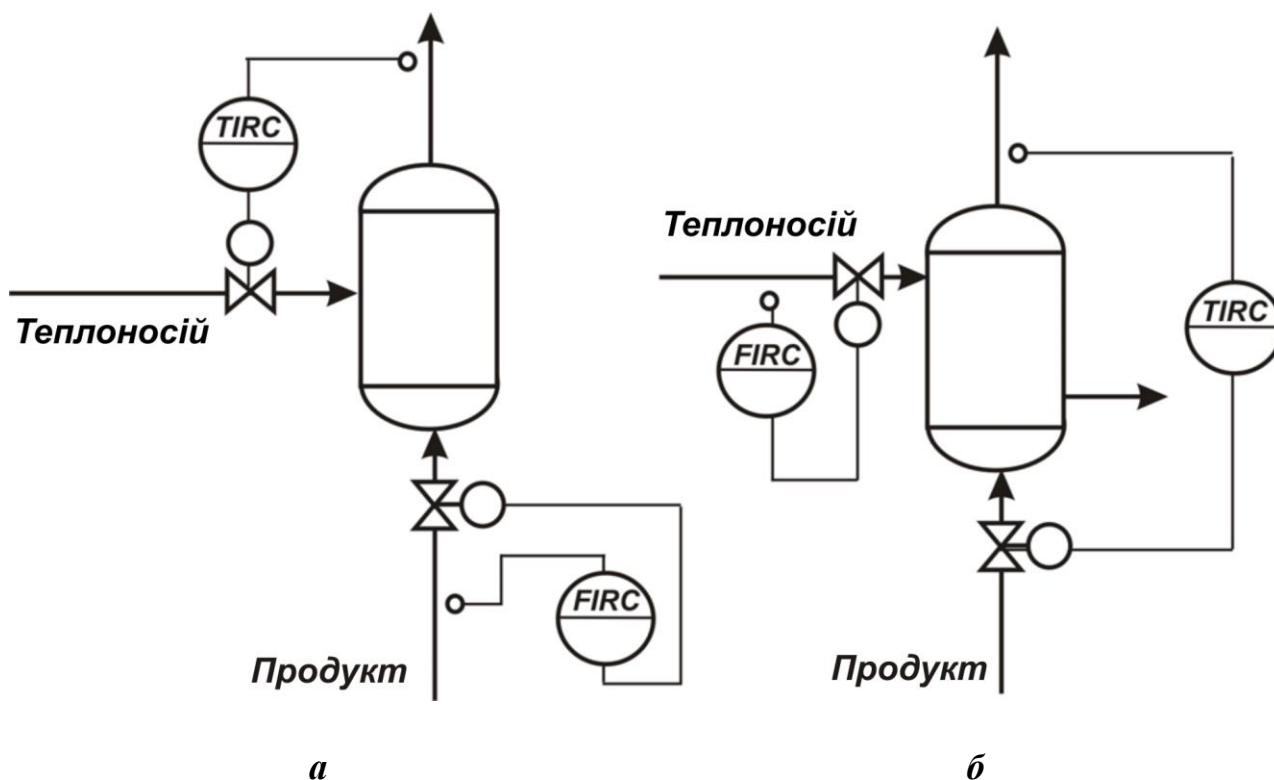


Рис. 3.20. Схеми регулювання процесу нагрівання: а – зі стабілізацією витрати продукту; б – зі зміною витрати продукту в залежності від кінцевої температури продукту

Компенсація усіх впливів здійснюється зміною кількості палива, що подається в піч.

У зв'язку з тим, що для трубчастої печі характерні великі запізнювання (20 – 30 хв. по каналу “витрата палива – кінцева температура продукту”), то доцільно використовувати зв'язане регулювання. На рис. 3.21, а представлена схема регулювання витрати палива з корекцією по температурі продукту, що нагрівається, на виході з печі. Якість регулювання помітно поліпшується при введенні допоміжного контуру регулювання температури топкових газів над перевальною стінкою. Це поліпшення сильно впливає на температуру продукту на виході з печі. Схема на рис. 3.21, б забезпечує регулювання температури продукту на виході з печі з урахуванням змін температури над перевальною стінкою і витрати продукту, що нагрівається.

Якість регулювання можна поліпшити також, увівши додатково регулятор витрати продукту, що нагрівається.

Регулювання процесу в топках. При сушінні, випарюванні, випалі й

інших процесах як теплоносії часто використовують топкові гази, які одержані в топках у результаті спалювання палива. В залежності від вимог, пропонуваніх до топкового газу, у промисловості використовують топки

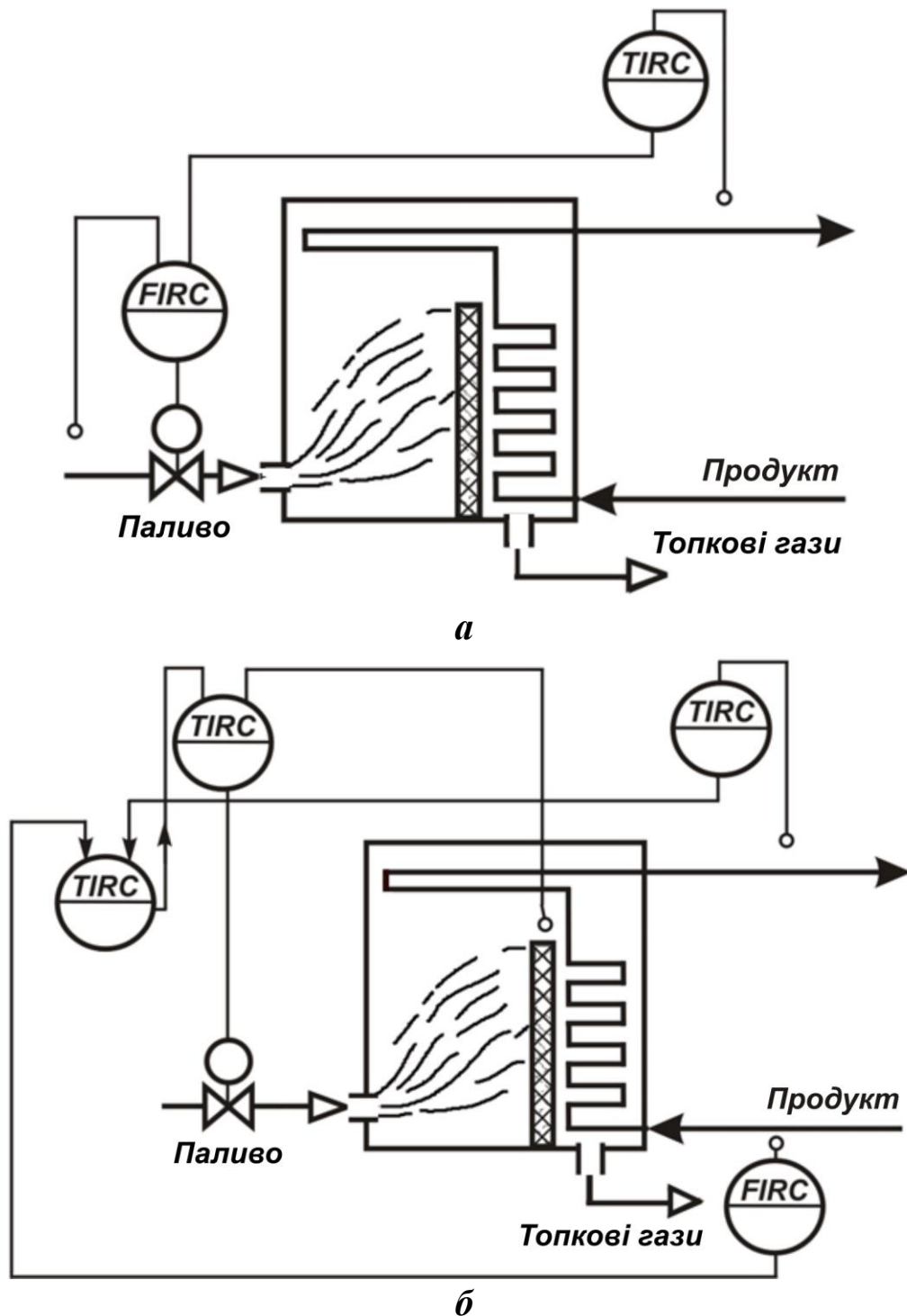


Рис. 3.21. Схеми зв'язаного регулювання процесу в трубчастій печі

різних конструкцій.

Найбільш простою є топка з інжекційними пальниками (рис. 3.22, а). Витрата палива в цьому випадку змінюється в залежності від температури (чи будь-якого іншого параметра) того процесу, у якому використовують отримані

топкові гази. Співвідношення витрат палива і повітря, що подається із атмосфери, підтримується постійним за рахунок зміни інжекційної здатності пальника при зміні витрати палива. Температуру топкових газів відразу після топки регулюють зміною витрати вторинного повітря.

При використанні пальників із примусовою подачею первинного повітря виникає необхідність у регуляторі співвідношення “паливо – первинне повітря” (рис. 3.22, б). В окремих випадках повітря, що розбавляє, подається одночасно в охолодну сорочку топки й у змішувальну камеру.

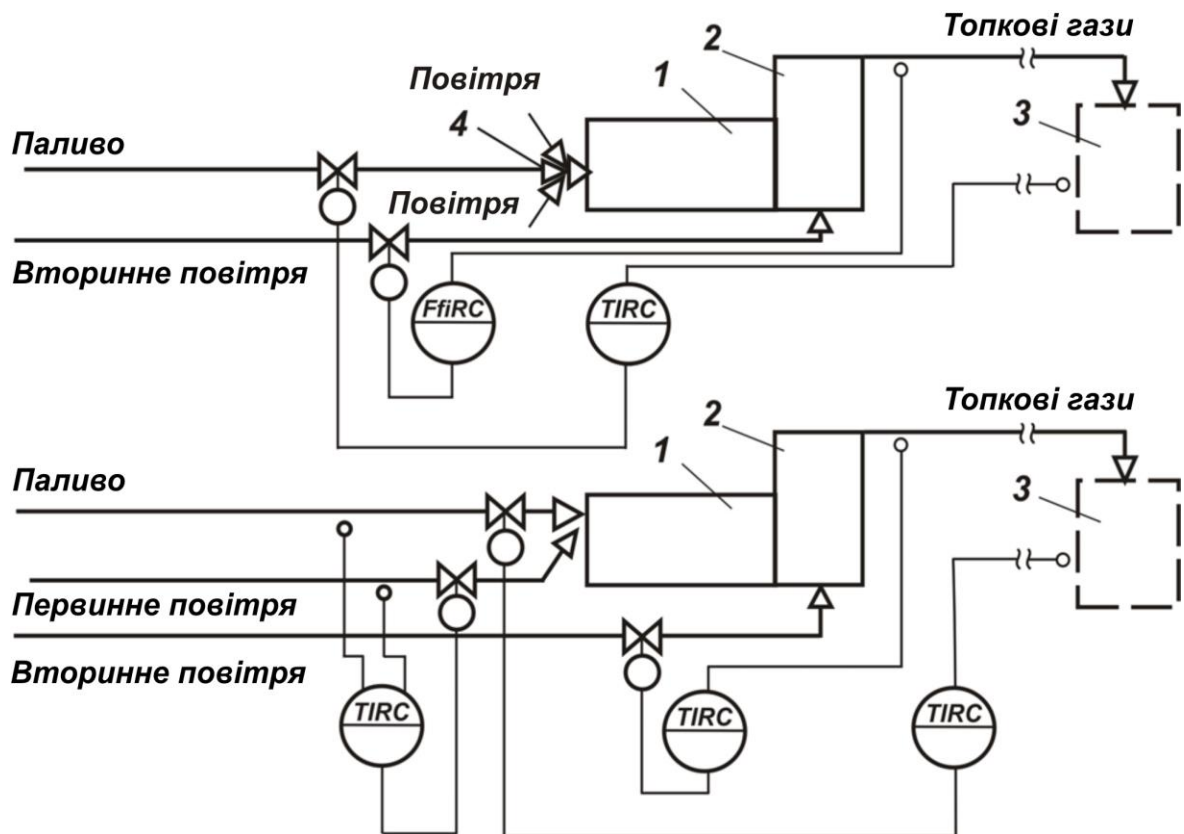


Рис. 3.22. Схеми регулювання топок: а – з інжекційним пальником; б – із примусовою подачею первинного повітря; 1 – топка; 2 – змішувальна камера; 3 – технологічний апарат; 4 – інжекційний пальник

Витрата вторинного повітря при такій технології змінюється в залежності від температури у внутрішній футеровці чи топці, температури в топці поблизу футеровки, а витрата третинного повітря – від температури після змішувальної камери.

Регулювання роботи паракотельних установок. На багатьох хімічних підприємствах є свої паракотельні установки, що призначені для одержання пари заданих параметрів. Основною регульованою величиною пара котельної установки є тиск одержуваної пари. Помітимо, що для насиченої пари існує визначена залежність між тиском і температурою, тому стабілізація тиску забезпечить і сталість температури.

Однією із серйозних задач при регулюванні процесу горіння в топках

пара котельних установок є економічне спалювання палива завдяки подачі визначеної кількості повітря. Показником відповідності витрат повітря і палива може служити коефіцієнт надлишку повітря $\alpha = G_{в,д} / G_{в,т} > 1$ (де $G_{в,д}$ – дійсне значення витрати повітря; $G_{в,т}$ – теоретичне значення витрати повітря, що забезпечує повне спалювання палива). При постійній теплотворній здатності палива задане значення коефіцієнта α ($\approx 1,1$) може забезпечити простий регулятор співвідношення витрат палива і повітря (рис. 3.23).

Якщо ж якість палива змінюється, то потрібна більш складна система регулювання, що дозволяє безупинно визначати оптимальне значення α_{opt} за вмістом кисню в топкових газах.

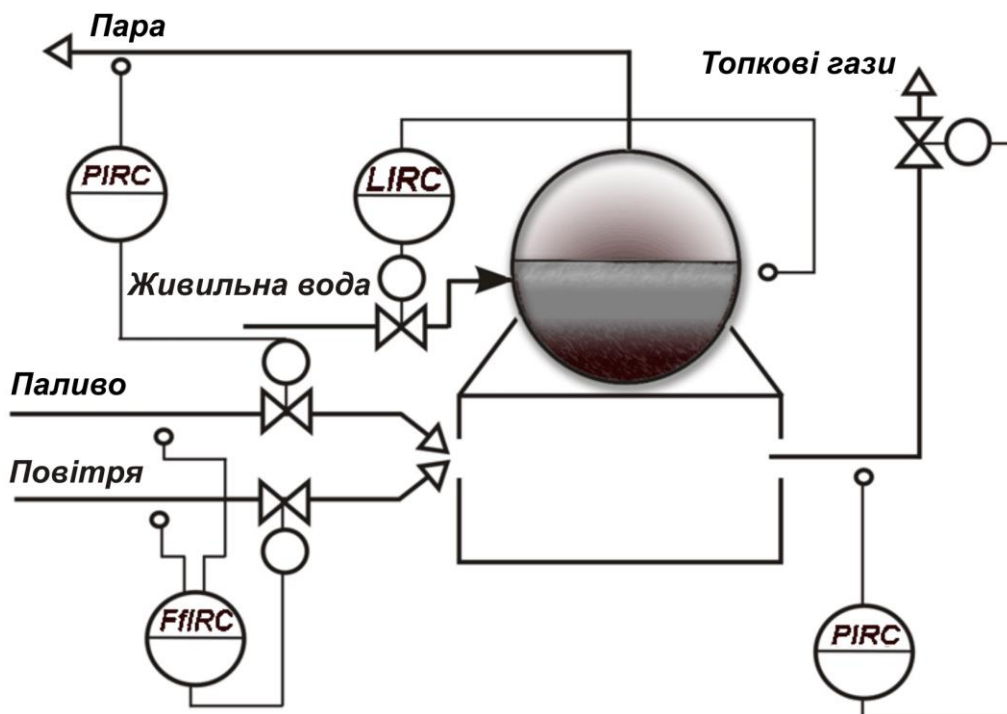


Рис. 3.23. Схема регулювання роботи паракотельної установки

Схема регулювання побудована таким чином, що зміна тиску пари викликає одночасну зміну подачі палива і повітря.

Зміна розрідження в топці відбивається на витратах палива і повітря. Для компенсації цього впливу, що збурює, установлюють регулятор розрідження в топці. Підтримка матеріального балансу в схемі забезпечується регулятором рівня, при цьому регулюючий вплив вноситься зміною витрати живильної води.

3.2.2 Штучне охолодження

Типове рішення автоматизації розглянемо на прикладі установки охолодження, що складається з поршневого компресора 1, конденсатора 2, випарника 3 (з киплячим холодоагентом у міжтрубному просторі) і дросельного елемента 4 (рис. 3.24).

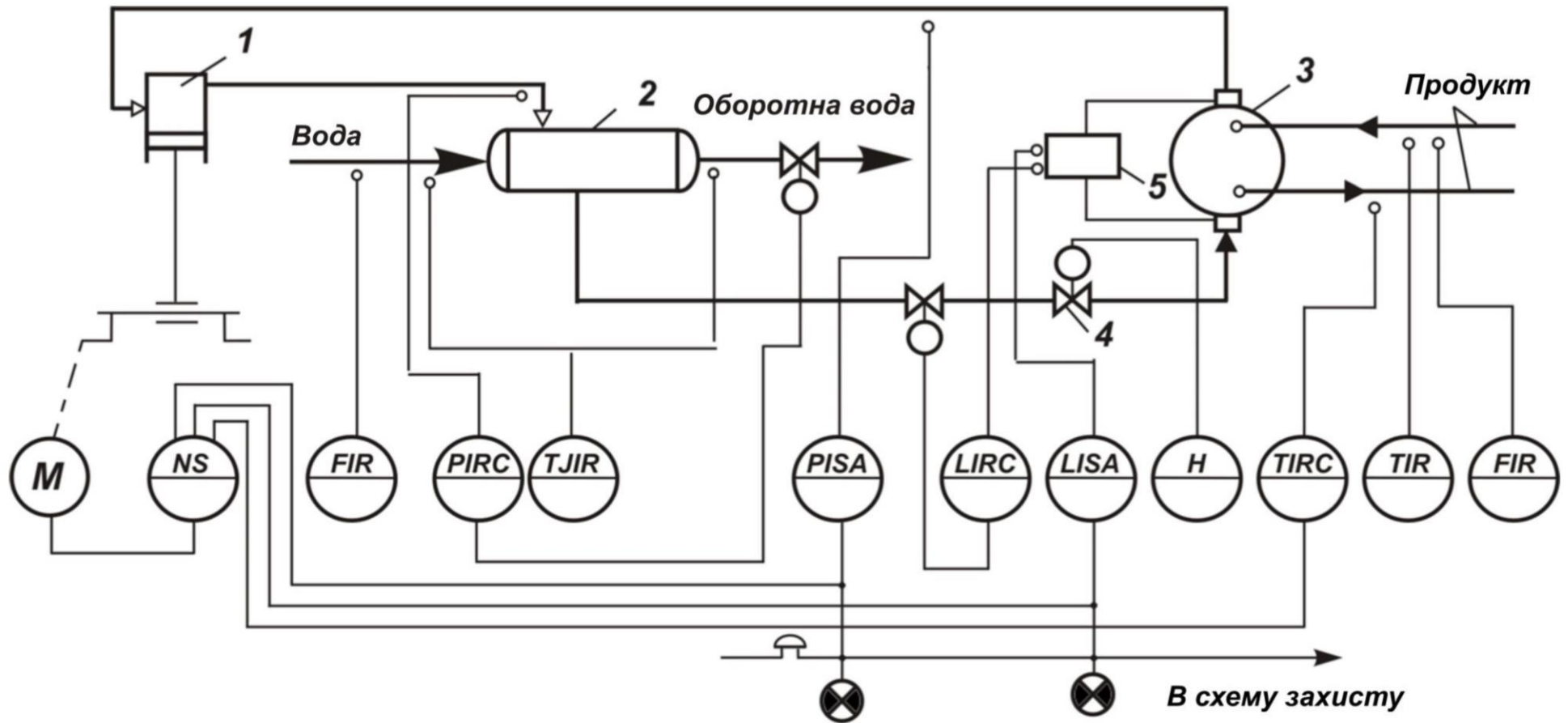


Рис. 3.24. Типова схема автоматизації процесу штучного охолодження: 1 – компресор; 2 – конденсатор; 3 – випарник; 4 – дросельний елемент; 5 – виносна камера

Як показник ефективності прийємо кінцеву температуру охолоджуваного продукту t_k (часто розсолу). Підтримка її на постійному значенні шляхом коректування технологічних режимів апаратів, що входять в об'єкт керування, і буде метою керування процесом штучного охолодження.

Кінцева температура продукту визначається параметрами охолоджуваного продукту і холодоагенту, що надходять у випарник. Параметри продукту залежать від ходу технологічного процесу, для проведення якого застосовується дана установка охолодження. З їхньою зміною, а також зі зміною параметрів води, що подається в конденсатор, в об'єкт будуть надходити зовнішні збурювання; температура t при цьому буде відхилятися від заданого значення. З іншого боку, варіюючи параметри холодоагенту (зокрема, його витрату), порівняно легко керувати процесом штучного охолодження. Зі сказаного випливає, що основним вузлом регулювання процесу штучного охолодження повинний бути регулятор температури t , а регулюючі впливи доцільно вносити зміною витрати холодоагенту, використовуючи метод пуску й зупинки поршневого компресора, що ввійшов у типовий об'єкт керування. При цьому холодопродуктивність установки буде змінюватися так, що впливи, які обурюють і регулюють, цілком компенсуються.

Одним із сильних впливів, що можуть надходити у випарник через дросельний елемент 4, є зміна тиску в конденсаторі 2.

Останнє може відбутися, наприклад, при коливаннях параметрів прямої води. Для ліквідації таких впливів тиск конденсації стабілізують, змінюючи витрату води, що подається у випарник.

Робота випарника значною мірою визначається також ступенем заповнення його рідким холодоагентом. Для більшості випарників існує оптимальний ступінь заповнення, при відхиленні від якого ефективність процесу знижується внаслідок неповного використання поверхні теплопередачі чи випарника через “вологий” хід компресора. Визначений ступінь заповнення підтримується стабілізацією рівня, що виміряється у виносній камері 5.

Регулятор рівня впливає на регулювальний орган, який поміщено між конденсатором і випарником. Причому у випадку безупинного дроселювання холодоагенту, що забезпечують усі регулятори, крім позиційних, регулювальний орган буде одночасно служити і дросельним елементом 4, який змінює тиск холодоагенту з величини, що відповідає тиску конденсації, до значення, що відповідає тиску кипіння.

Для безаварійної роботи установки варто сигналізувати про підвищення рівня холодоагенту вище граничного значення для запобігання “вологого” ходу компресора, а також про зниження тиску пари холодоагенту після випарника через можливість замерзання продукту. У випадку досягнення цими параметрами гранично припустимих значень спрацьовують пристрої захисту, що відключають компресор.

При штучному охолодженні контролю підлягають витрати продукту й охолодної води, а також їхня початкова і кінцева температури. Сигналізації і контролю, крім того, підлягають усі параметри газів, що стискуються.

Регулювання компресорів установок штучного охолодження. В залежності від типу компресора регулювання його роботи може вироблятися різними способами (див. рис. 3.2 і опис до нього).

У найбільш могутніх холодильних установках використовують гвинтові компресори зі спеціальним золотником (повзуном). Переміщаючи паралельно осям гвинтів під дією виконавчого механізму регулятора, золотник змінює їхній хід стиску і тим самим – продуктивність компресора.

Регулювання перегріву пари після випарника. При використанні холодоагентів з низькою теплотою паротворення, наприклад, фреонів не можна приймати рівень холодоагенту як параметр, що характеризує ступінь заповнення випарника (через бурхливе вспінення). Крім того, точність роботи рівнеміра з виносною камерою часто недостатньо висока, тому що рівень рідини в цій камері може відрізнятись від рівня в самому випарнику. Це обумовлюється різним ступенем насичення киплячої рідини паром і, отже, різним значенням щільності киплячої рідини.

Непрямим параметром, за значенням якого судять про ступінь заповнення випарника, служить перегрів пари на виході з випарника: чим більше перегрів, тим менше заповнення, тобто більше поверхня теплопередачі, і навпаки. В залежності від різниці температур киплячого холодоагенту і перегрітої пари позиційний регулятор відкриває або закриває клапан на лінії рідкого холодоагенту.

Для плавного регулювання перегріву розроблений спеціальний терморегулювальний вентиль (рис. 3.25), основним елементом якого є мембрана 1. Її положення відповідає різниці тисків у термобалоні 2 і паровій лінії, а ці тиски у свою чергу визначаються температурами перегрітої пари і кипіння холодоагенту.

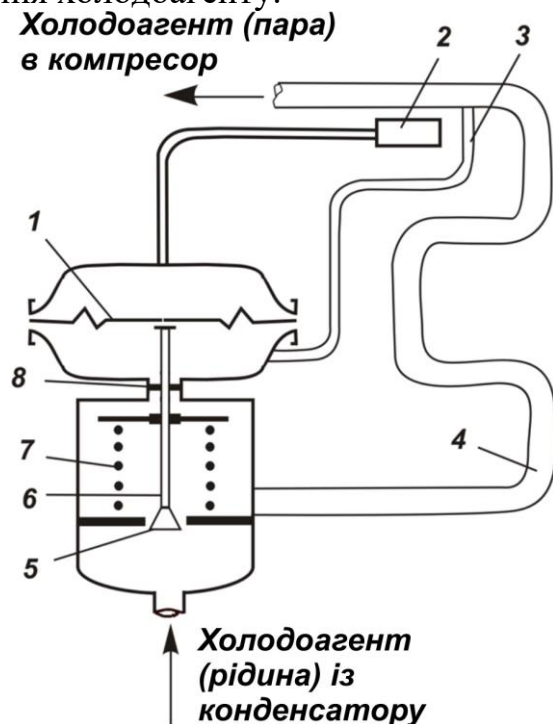


Рис. 3.25. Терморегулювальний вентиль: 1 – мембрана; 2 – термобалон; 3 – трубка; 4 – випарник; 5 – клапан; 6 – шток; 7 – пружина; 8 – сальник

3.2.3 Випарювання

Типове рішення автоматизації. Основні принципи керування процесом випарювання розглянемо на прикладі однокорпусної випарної установки природної циркуляції (рис. 3.26). Показником ефективності процесу є концентрація випареного розчину, а метою керування – підтримка визначеного значення цієї концентрації.

Рівняння матеріального балансу випарної установки по розчиненій речовині і по всій кількості речовини мають відповідно наступний вид:

$$G_{c.p}C_{c.p} = G_{y.p}C_{y.p}; \quad G_{c.p} = G_{y.p} + G_n,$$

де $G_{c.p}$, $G_{y.p}$ – витрата свіжого й випареного розчинів; $C_{c.p}$ – концентрація розчиненої речовини у свіжому розчині; $C_{y.p}$ – концентрація розчиненої речовини у випареному розчині (показник ефективності); G_n – витрата пари розчинника.

Вирішуючи спільно ці рівняння, одержимо:

$$G_{y.p} = \frac{G_{c.p}C_{c.p}}{G_{c.p} - G_n}.$$

Витрату $G_{c.p}$ можна стабілізувати або змінювати для досягнення мети керування процесом випарювання, тому що цей процес у більшості випадків є основним на хімічних виробництвах. Так, його зменшення приводить до зниження швидкості руху розчину по апарату, а отже – до збільшення концентрації $C_{y.p}$. Те ж можна сказати і про витрату $G_{y.p}$.

Концентрація $C_{c.p}$ визначається попередніми технологічними процесами; її зміни будуть сильно впливати на процес випарювання.

Витрата G_n визначається параметрами вихідного розчину, а також режимними параметрами в апараті: температурою, тиском, концентрацією розчину й інтенсивністю підведення тепла.

Якщо припустити, що ціль керування досягнута, тобто концентрація $C_{y.p}$ на виході з апарата постійна і відповідає заданій, то між температурою і тиском в апараті буде дотримуватися визначена залежність. Тому досить стабілізувати тільки один з цих параметрів. У більшості випадків це – тиск в апараті, який можна регулювати зміною добору пари з апарата.

Інтенсивність підведення тепла до кип'ятильника визначається параметрами теплоносія: витратою, температурою, тиском і ентальпією.

До найбільш сильних впливів, що збурюють процес, відносяться зміни витрати теплоносія. Ці збурювання компенсують установкою стабілізуючого регулятора витрати. При цілеспрямованій зміні витрати теплоносія в об'єкт можуть вноситися і регулюючі впливи. Однак при цьому може виникнути “плівкове кипіння”, що не економічно. Зі зміною інших параметрів теплоносія в об'єкті будуть мати місце інші збурювання.

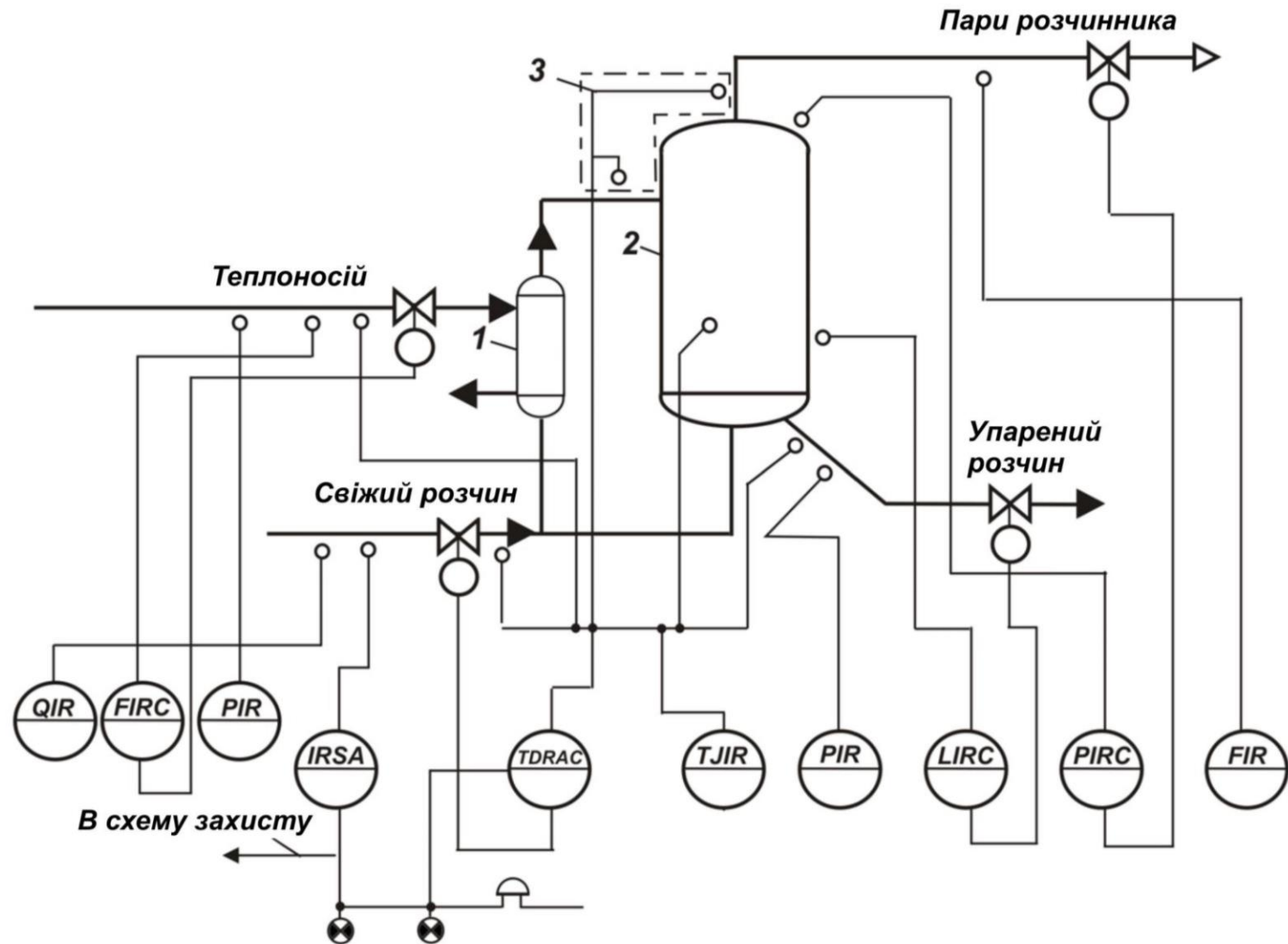


Рис. 3.26. Типова схема автоматизації процесу випарювання: 1 – кип'ятильник; 2 – випарний апарат; 3 – пристрій для виміру температурної депресії

Аналіз впливів, що збурюють, в об'єкті керування показав, що частина параметрів, що визначають **концентрацію** $C_{y,p}$, буде змінюватися. Сильним збурюванням процесу випарювання, як правило, є і “засолення” камери теплообмінника, що гріє. Щоб при наявності впливів, що збурюють, ціль керування була досягнута, в якості головної регульованої величини необхідно брати **концентрацію** $C_{y,p}$, а регулюючий вплив вносити зміною витрати $G_{c,p}$.

Концентрацію $C_{y,p}$ у даний час визначають за різницею між температурами кипіння розчину і розчинника (за температурною депресією). Про концентрацію $C_{y,p}$ можна судити і за іншими непрямими параметрами: щільністю, питомою електропровідністю, показнику переломлення світла чи температурою замерзання упареного розчину.

Отже, для досягнення мети керування процесом варто регулювати температурну депресію (зміною витрати $G_{c,p}$), тиск в апараті (зміною витрати G_n) і витрату теплоносія.

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

У процесі випарювання контролюють витрати $G_{c,p}$, $G_{y,p}$, G_n ; температури свіжого й упареного розчинів; температуру, тиск і витрату теплоносія; тиск, температуру і рівень в апараті; температурну депресію. Сигналізації підлягають відхилення концентрації $C_{y,p}$ від заданого значення і припинення подачі розчину. В останньому випадку пристрої захисту повинні відключити лінію теплоносія для запобігання псування продукту й аварії.

Регулювання концентрації упареного розчину зміною його витрати. В окремих випадках для запобігання оголення труб кип'ятильника, що гріють, висувають підвищені вимоги до вузла регулювання рівня у випарному апараті. Якість регулювання рівня можна поліпшити, вносячи регулюючі впливи зміною витрати свіжого розчину. Концентрацію $C_{y,p}$ у цих випадках стабілізують зміною витрати упареного розчину, а вузли регулювання витрати теплоносія і тиску в апараті залишаються колишніми.

Така схема переважніше і при частих “засоленнях” поверхні теплообміну, і зв'язаних з ними промиваннях теплообмінника, тому що регулятори можуть бути включені відразу після промивання. При регулюванні концентрації відповідно до типового рішення включення випарного апарата проводиться вручну.

Регулювання концентрації упареного розчину зміною витрати теплоносія. Якщо витрата свіжого розчину визначається ходом попереднього технологічного процесу, то цей параметр не можна використовувати для регулювання чи концентрації рівня. У цих випадках концентрацію упареного розчину регулюють зміною витрати теплоносія. Аналогічна ситуація виникає й у випадку, якщо наступним процесом визначається витрата упареного розчину. Тоді витрату свіжого розчину варто використовувати для стабілізації рівня і єдиним регулюючим впливом при стабілізації концентрації буде зміна витрати теплоносія.

Регулювання при постійній концентрації розчиненої речовини у

свіжому розчині. Якщо відсутній один з найдужчих впливів, що збурюють – зміна концентрації речовини у свіжому розчині, доцільно замість складного і ненадійного вузла регулювання **концентрації** $C_{y,p}$ установити регулятор витрати свіжого розчину. При цьому концентрацію $C_{y,p}$ тільки контролюють і за її значенням періодично роблять переналагодження регуляторів системи.

Якщо сильно змінюються витрати свіжого розчину і теплоносія, якість регулювання показника ефективності можна поліпшити (зменшити запізнювання), регулюючи співвідношення цих витрат зміною витрати теплоносія. Регулятор співвідношення буде реагувати і на інші збурювання, тому що вони приведуть в остаточному підсумку до спрацьовування регулятора концентрації розчину і зміни витрати свіжого розчину.

Регулювання за допомогою двоконтурних систем. Поліпшити якість регулювання можна, використовуючи багатоконтурне регулювання витрати свіжого розчину, упареного розчину і пари розчинника з корекцією відповідно по температурній депресії, рівню і тиску в апараті.

Регулювання розрідження у вакуум-випарних апаратах. Розрідження при вакуум-випарці створюється за допомогою барометричних конденсаторів і вакуум-насосів, що служать для відсосу суміші газів, що не сконденсувалися з повітрям. Регулювання розрідження може здійснюватися зміною витрати і температури води, витрати пари розчинника, що надходить у барометричний конденсатор, витратою повітря, що підсмоктує вакуум-насос з атмосфери. Усі ці способи знайшли застосування в промисловості. Найчастіше застосовують останній спосіб (рис. 3.27). Витрата води при цьому змінюється в залежності від температури стоків з барометричного конденсатора. Як регульовану величину можна використовувати також перепад температур води на вході і виході конденсатора.

Керування випарними апаратами періодичної дії. Операція випарки тут здійснюється при стабілізації рівня зміною витрати свіжого розчину до моменту досягнення температурною депресією заданого значення. При спрацьовуванні реле температурної депресії пристрій керування дає сигнал на відкриття магістралі упареного розчину і закриття магістралей свіжого розчину і теплоносія шляхом припинення живлення регуляторів рівня і тиску (тиск в апаратах періодичної дії регулюється зміною витрати теплоносія). Починається операція вивантаження. При повному спорожнюванні апарата за сигналом від реле рівня знову починається операція завантаження і випарки.

Можна здійснювати і полуперіодичний режим роботи, коли випарний апарат спорожняється лише частково. Для цієї мети регулятор рівня повинний бути доповнений логічним пристроєм, що при досягненні рівнем якогось проміжного значення спрацьовує і дає сигнал на відкриття клапана свіжого розчину. Свіжий розчин, що додається в апарат, знижує концентрацію розчину, спрацьовує реле температурної депресії, і вивантаження продукту припиняється.

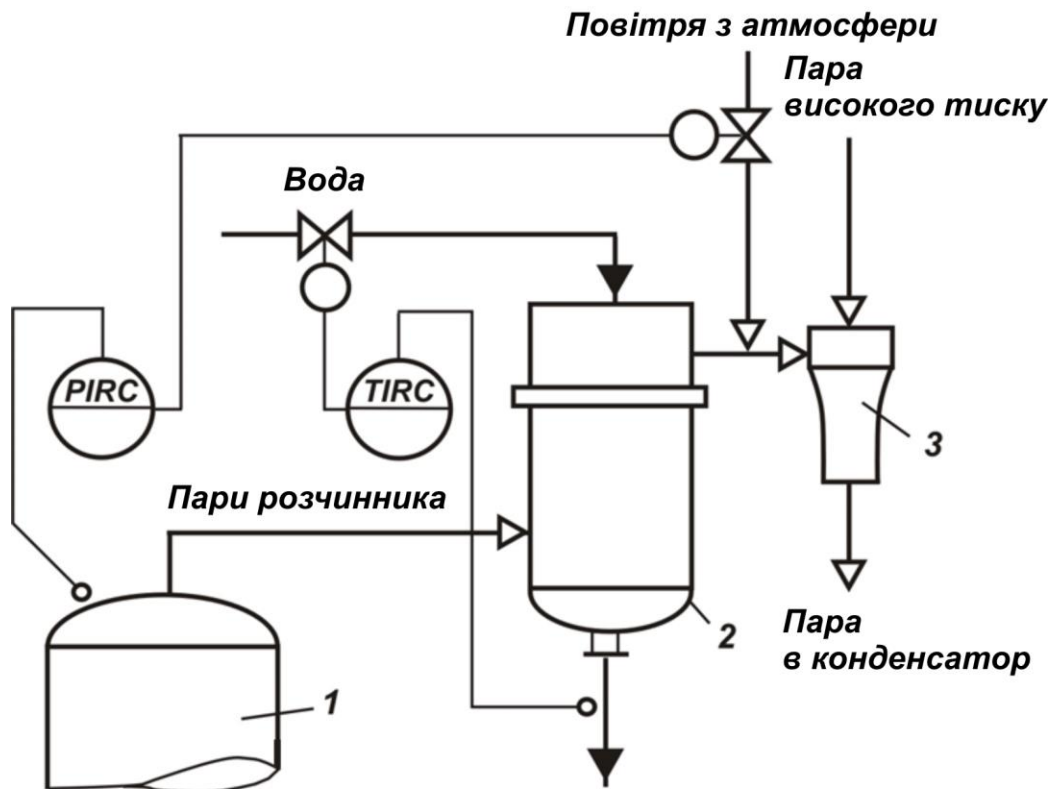


Рис. 3.27. Схема регулювання системи створення вакууму: 1 – випарний апарат; 2 – барометричний конденсатор; 3 – вакуум-насос (паровий ежектор)

Регулювання роботи багатокорпусних і багатоступінчастих установок. При керуванні процесом випарювання в установках такого типу стабілізують концентрацію $C_{y,p}$ в останньому корпусі зміною витрати упареного розчину. Рівень у всіх корпусах при такому способі стабілізації концентрації регулюється зміною витрати розчину, що подається в корпус.

У промисловості реалізовані також схеми стабілізації концентрації $C_{y,p}$ зміною витрати розчину, що подається в останній корпус. Відповідно зміниться спосіб регулювання рівня.

Стабілізація тиску в корпусах установки забезпечується самостійними регуляторами тиску шляхом скидання частини пари в загальну лінію пара розчинника. У тому випадку, якщо вся пара з попереднього корпуса направляється в кип'ятильник наступного, стабілізують тиск тільки в останньому корпусі зміною витрати виведених з нього пар розчинника.

Витрата теплоносія, що надходить у кип'ятильник, стабілізується регулятором витрати.

Регулювання роботи теплообмінника свіжого розчину. Нормальний технологічний режим випарного апарата можливий лише при температурі свіжого розчину, близькій до температури кипіння. Якщо температура розчину буде значно нижче, порушиться циркуляція розчину і знизиться коефіцієнт теплопередачі; перегрівання розчину приведе до скипання його на вході в

апарат, що супроводжується виділенням кристалів солі, які забивають трубопроводи. У зв'язку з цим при наявності теплообмінника на лінії свіжого розчину температуру розчину на його виході регулюють зміною витрати теплоносія.

3.2.4 Кристалізація

Типове рішення автоматизації. Основні принципи керування процесом кристалізації розглянемо на прикладі кристалізатора з виносним холодильником (рис. 3.28). Показником ефективності процесу є розмір отриманих кристалів. Для забезпечення плинності і незлежування кристалічних речовин необхідно одержувати кристали однакового розміру, що і є метою керування. Розмір кристалів, з одного боку, визначається умовами, при яких проводиться процес (температурою в апараті, інтенсивністю охолодження і перемішування розчину), а з іншого боку – властивостями розчину, що надходить на кристалізацію (ступенем насичення твердою фазою, тобто початковою концентрацією, а також температурою, змістом домішок і т. д.).

Температура в апараті буде постійною при дотриманні теплового балансу процесу:

$$G_p \cdot C_p \cdot t_p + G_x \cdot c_x \cdot t_x' + G_{кр} \cdot r_{кр} = G_{м.р} \cdot C_{м.р} \cdot t_{м.р} + G_c \cdot c_c \cdot t_c + G_x \cdot c_x \cdot t_x'',$$

де G_p , $G_{м.р}$, G_c , G_x – витрати відповідно розчину, маткового розчину, суспензії, холодоносія; $G_{кр}$ – кількість кристалів, що утворюються, в одиницю часу; $C_{м.р}$, C_c , C_x – питомі теплоємності відповідно розчину, маткового розчину, суспензії, холодоносія; t_p , $t_{м.р}$, t_c – відповідно температури розчину, маткового розчину, суспензії; t_x' , t_x'' – відповідно початкова і кінцева температури холодоносія; $r_{кр}$ – теплота кристалізації.

Багато з цих параметрів (t_p , t_x , c_x , $G_{кр}$ і ін.) змінюються в часі, тому для забезпечення сталості температури в апараті необхідні відповідні регулюючі впливи. Найбільш зручним з них є зміна витрати холодоносія G_x .

Інтенсивність охолодження розчину при постійній температурі в апараті буде визначатися швидкістю проходження розчину через апарат. Для підтримки її постійно стабілізують витрату розчину.

Інтенсивність перемішування розчину в кристалізаторі при використанні насоса з постійними характеристиками можна вважати постійною.

Концентрація твердої фази у вихідному розчині, температура його і наявність домішок є початковими параметрами процесу, які обумовлені попереднім технологічним процесом. Їхні зміни будуть приводити до порушення технологічного режиму кристалізації.

У зв'язку з тим, що в кристалізаторі виникають численні збурювання, як регульовану величину варто було б узяти розміри кристалів. Однак у даний час відсутні датчики як безпосереднього, так і непрямого виміру розмірів кристалів, тому обмежуються стабілізацією температури в апараті (зміною витрат G_x чи G_p).

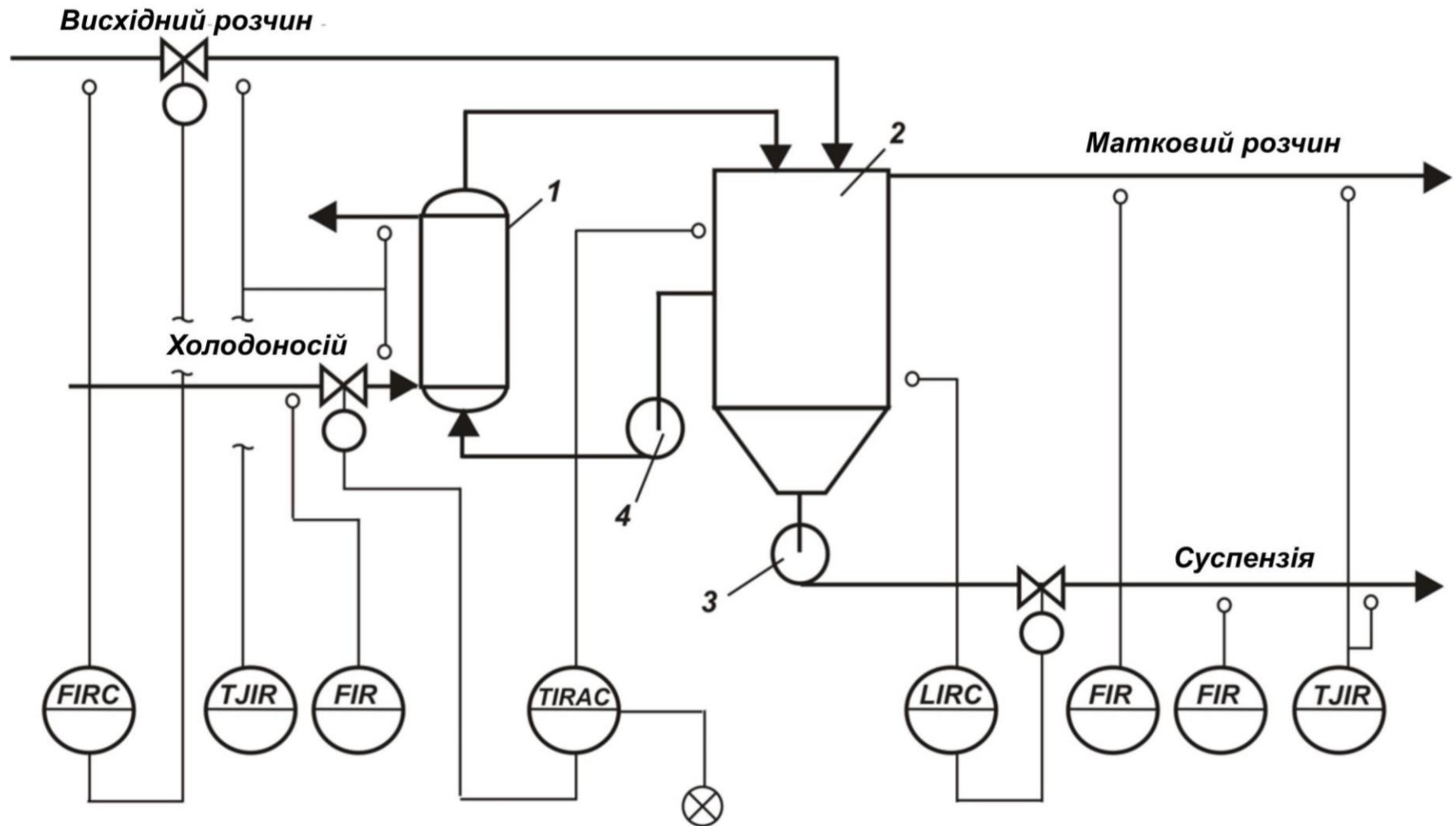


Рис. 3.28. Типова схема автоматизації процесу кристалізації: 1 – холодильник; 2 – кристалізатор; 3 – насос суспензії; 4 – циркуляційний насос

Для підтримки матеріального балансу кристалізатора потрібно стабілізувати рівень в апараті. Регулюючим впливом при цьому може бути зміна витрати суспензії.

Матковий розчин виводиться з апаратів за рахунок переливу, тому його витрата не регулюється. Стабілізація всіх цих параметрів забезпечує, як правило, задані розміри кристалів.

Взагалі потрібно контролювати вплив витрати розчину, що надходить, маткового розчину, суспензії і холодоносія, їхню температуру, рівень і температуру в кристалізаторі. Контролюються і сигналізуються, крім того, параметри насосів розчину і суспензії.

Регулювання концентрації кристалів у суспензії. В окремих випадках параметром, що характеризує процес кристалізації, є концентрація кристалів у суспензії. Тоді потрібно керувати процесом таким чином, щоб концентрація кристалів була постійною, максимально можливою для даних умов. Концентрація кристалів у суспензії до деякої міри характеризує і їхні розміри; наприклад, чим більше концентрація, тим інтенсивніше процес кристалізації і тим більше кристали. На практиці концентрацію кристалів визначають за густиною суспензії. Регулюючі впливи варто вносити шляхом зміни витрати вихідної суміші; всі інші вузли регулювання залишаються тими ж, що й у типовому рішенні.

Регулювання кристалізатора випарного типу. Кристалізація за рахунок випару частини розчинника проводиться в апаратах випарного типу, тому регулювання процесів у таких апаратах аналогічно регулюванню процесу випарювання. На рис. 3.29 показана схема регулювання випарника-кристалізатора з природною циркуляцією, що знайшла застосування при кристалізації сульфату кальцію з фосфорної кислоти. Особливістю схеми є регулювання перепаду рівнів у верхній і нижній камерах випарного апарата.

3.3 Автоматизація масообмінних процесів

3.3.1 Ректифікація

Типове рішення автоматизації. Як об'єкт керування при автоматизації процесу ректифікації приймемо установку для поділу бінарної суміші, що складається з тарілчастої ректифікаційної колони, виносного кип'ятильника, дефлегматора і теплообмінника для підігріву вихідної суміші (рис. 3.30).

Процес ректифікації відноситься до основних процесів хімічної технології. Показником ефективності його є склад цільового продукту. В залежності від технологічних особливостей як цільовий продукт можуть виступати як дистиллят, так і кубовий залишок. Підтримка постійного складу цільового продукту і буде метою керування.

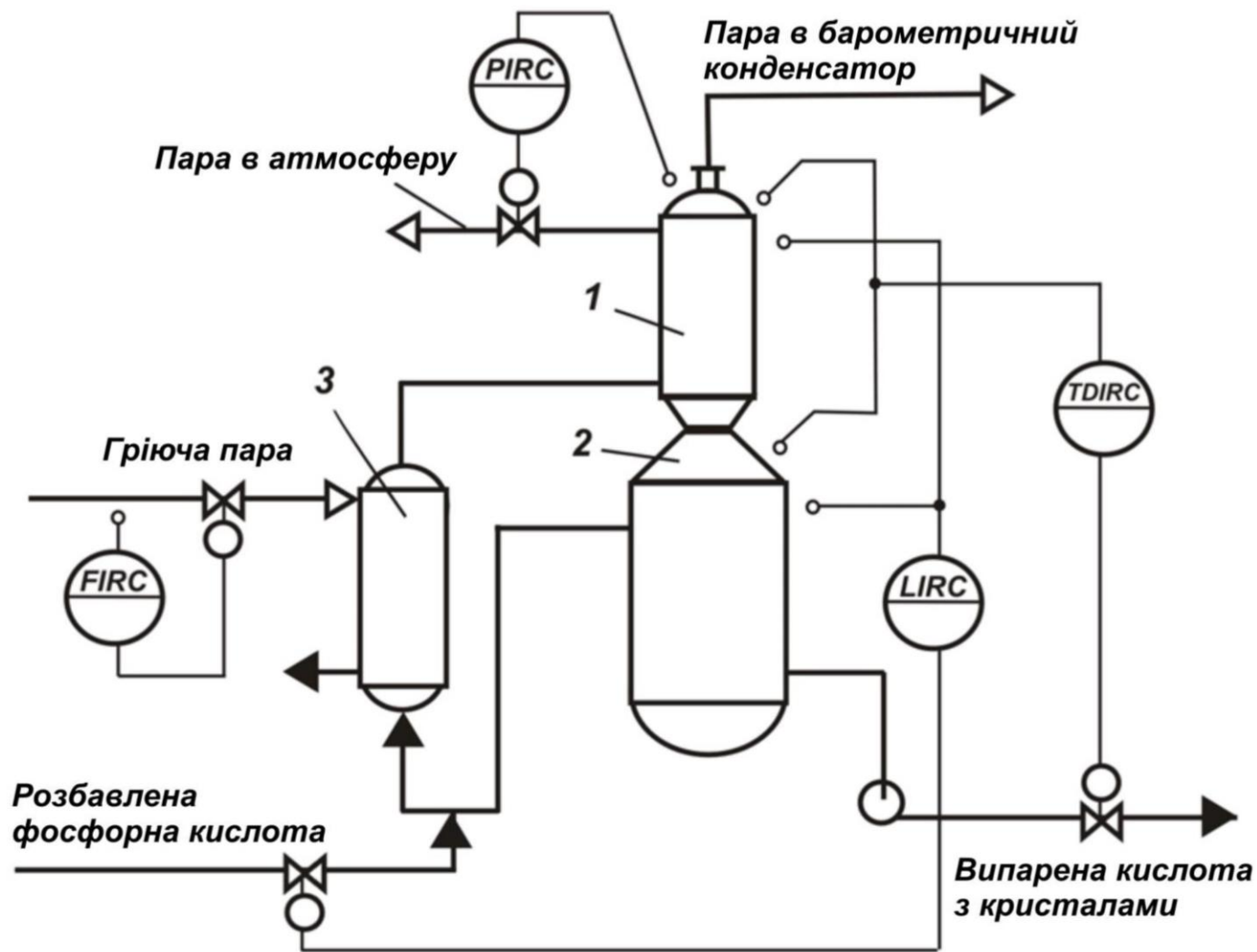


Рис. 3.29. Схема регулювання одноступінчатого кристалізатору випарного типу: 1 – верхня камера; 2 – нижня камера; 3 – кип'ятильник

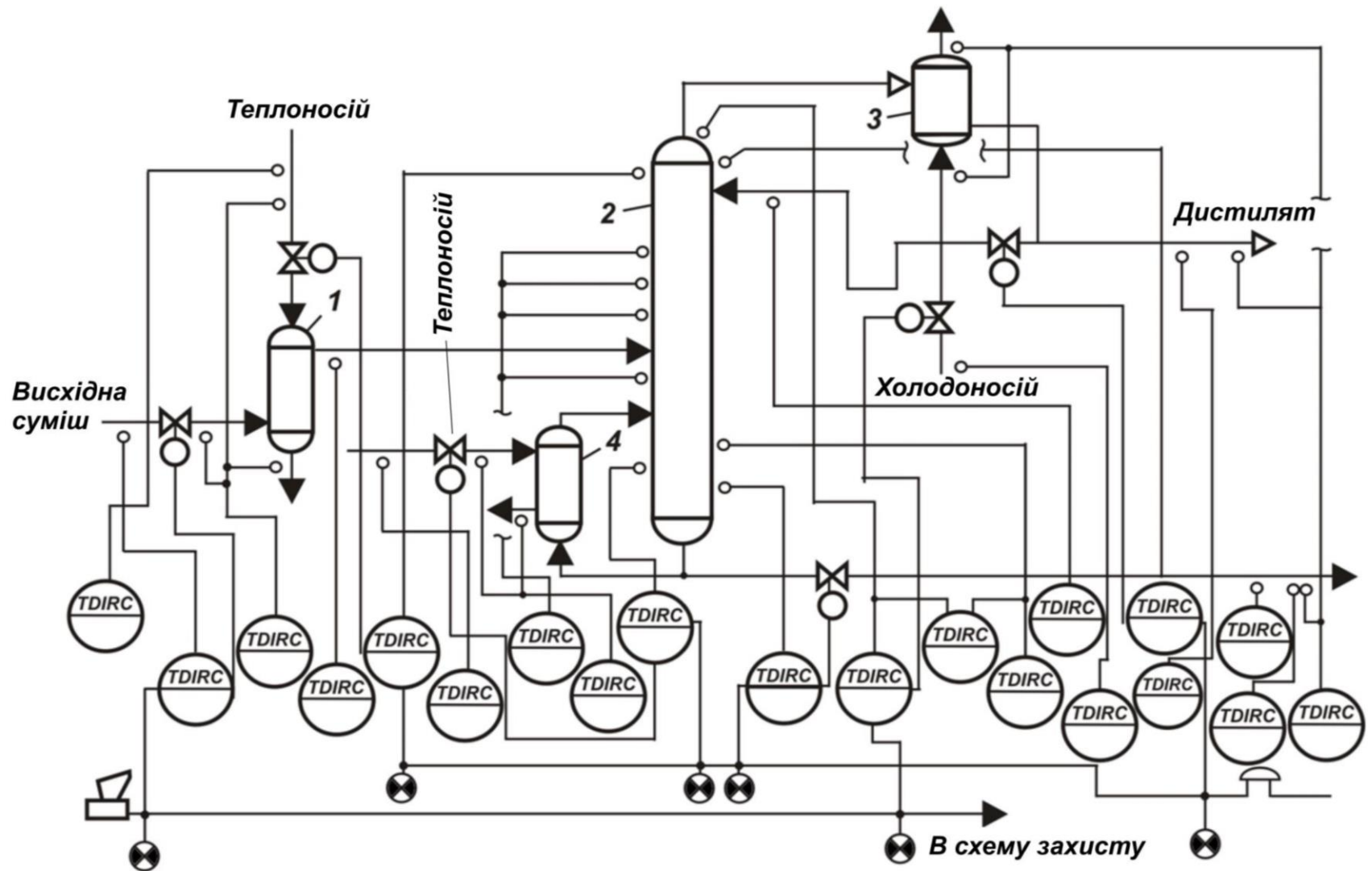


Рис. 3.30. Типова схема автоматизації процесу ректифікації: 1 – теплообмінник вихідної суміші; 2 – ректифікаційна колона; 3 – дефлегматор; 4 – кип'ятильник

Склад іншого продукту при цьому може коливатися у визначених межах унаслідок зміни складу вихідної суміші. У подальшому будемо вважати цільовим продуктом дистилат.

Ректифікаційна установка є складним об'єктом керування зі значним часом запізнювання (наприклад, в окремих випадках вихідні параметри процесу почнуть змінюватися після зміни параметрів сировини лише через 1 – 3 г), з великою кількістю параметрів, що характеризують процес, численними взаємозв'язками між ними, їх розподіленням і т.д.

Труднощі регулювання процесу ускладнюються ще частотою й амплітудою впливу. В об'єкті мають місце такі збурювання, як зміни початкових параметрів вихідної суміші, а також тепло- і холодоносіїв, зміни властивостей поверхонь теплопередачі, відкладення речовин на стінках і т.д. Крім того, на технологічний режим ректифікаційних колон, установлених під відкритим небом, впливають коливання температури атмосферного повітря.

Рівняння залежності показника ефективності від параметрів процесу (виведено з рівнянь матеріального балансу) виглядає в такий спосіб:

$$C_d = \frac{C_0 G_c - C_0 G_0}{G_c - G_0},$$

де C_d , C_c , C_0 – концентрація шуканого компонента відповідно в дистилаті, вихідній суміші, залишку; G_c , G_0 – витрати відповідно вихідної суміші і залишку.

Аналіз рівняння показує, що концентрація C_d залежить безпосередньо від початкових параметрів вихідної суміші. З їхньою зміною в процес можуть надходити найбільш сильні збурювання, зокрема по каналу складу вихідної суміші, тому що склад визначається попереднім технологічним процесом.

Витрата G_c може бути стабілізована за допомогою регулятора витрати. Діафрагма і виконавчий пристрій цього регулятора повинні бути встановлені до теплообмінника, тому що після нагрівання суміші до температури кипіння в цьому теплообміннику потік рідини може містити парову фазу, що порушує роботу автоматичних пристроїв.

Велике значення для процесу ректифікації має температура вихідної суміші. Якщо суміш починає надходити в колону при температурі меншій, чим температура кипіння, вона повинна нагріватися до цієї температури парами, що йдуть з нижньої частини колони. Конденсація пари при цьому збільшується, що порушує весь режим процесу ректифікації. Тому температуру висхідної суміші стабілізують зміною витрати теплоносія, що подається в теплообмінник, тим самим ліквідують одне із впливів.

Розглянемо можливості регулювання режимних параметрів верхньої (зміцнювальної) частини ректифікаційної колони, де безпосередньо визначають склад дистилату. Залежність складу пар, що виходять зі зміцнювальної частини колони (а виходить, і складу дистилату), від інших параметрів процесу можна простежити по діаграмі (рис. 3.31).

Аналіз діаграми показує, що концентрація Y (показник ефективності) визначається концентрацією X , температурою кипіння t рідини і тиском пари P

над рідиною. Для одержання визначеної концентрації, наприклад, Y_3 відповідно до правила фаз варто підтримувати на визначеному значенні тільки два з перерахованих параметрів, наприклад, тиск P і концентрацію X_3 .

Тиск P легко стабілізувати зміною витрати пари з колони. Виконавчий пристрій при цьому встановлюють не на шоломній трубі, що з'єднує верхню частину ректифікаційної колони з дефлегматором, а на лінії холодоносія, що надходить у дефлегматор. Це викликано, зокрема, тим, що при дроселюванні пари в шоломній трубі дефлегматор починає працювати в режимі перемінного тиску, а це несприятливо впливає на процес конденсації.

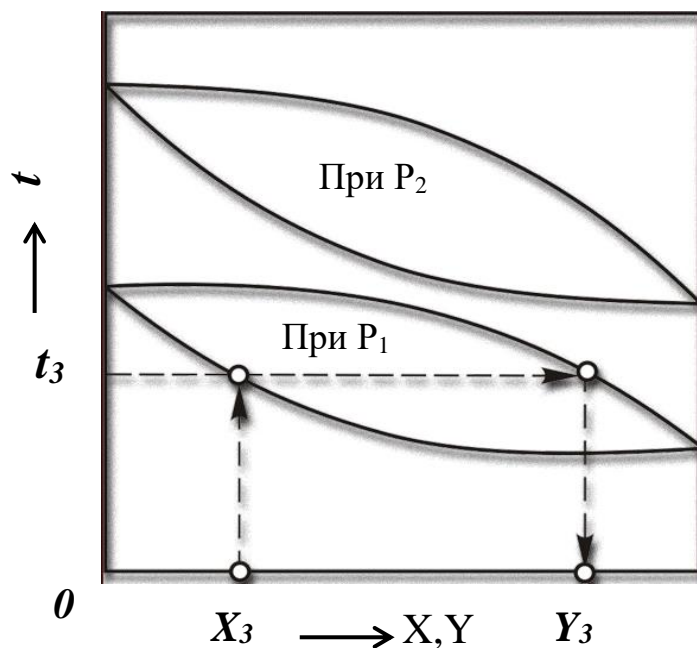


Рис. 3.31. Діаграма температура (t) – концентрація низькокиплячого компонента в рідині (x) і парах (y)

Стабілізація тиску у верхній частині колони необхідна не тільки для підтримки заданого складу цільового продукту, але і для забезпечення нормального гідродинамічного режиму колони, тому що при зменшенні тиску може відбутися “захливання” колони (висхідний потік пари починає перешкоджати стіканню рідини по тарілках униз), а при його збільшенні знижується швидкість парового потоку, що зв'язано зі зменшенням продуктивності установки.

Порівняно просто регулювати також і концентрацію X зміною витрати флегми: чим вище ця витрата, тим більше низькокиплячого компонента буде в рідині, і навпаки.

На практиці часто регулюють склад пари (а в окремих випадках і безпосередньо склад дистилляту) зміною витрати флегми. Регулювальний орган у всіх випадках може бути встановлений як на лінії флегми, так і на лінії дистилляту, що рівноцінно. В якості аналізаторів складу в промисловості

використовують хроматографи і газоаналізатори.

Отже, для досягнення мети керування необхідно стабілізувати тиск і склад рідини у верхній частині колони шляхом зміни витрати холодоносія, що надходить у дефлегматор, і витрати флегми. Якість регулювання цих параметрів залежить від складу і швидкості пари, яка рухається з нижньої вичерпної частини колони й обумовлена її технологічним режимом – головним чином тиском, температурою і складом рідини в кубі колони.

Необхідність стабілізації тиску пари у кубі відпадає, тому що ректифікаційна колона має добре виражені властивості самовирівнювання по цьому параметру і регулювання тиску в верхній частині колони приведе до того, що тиск у кубі через кілька хвилин прийме визначене (трохи більше, ніж угорі колони) значення.

Цього не можна сказати про температуру (склад) рідини в кубі (як і у верхній частині колони, у кубі, крім тиску, досить регулювати лише один параметр). Зміна витрати флегми з метою регулювання другого параметра приводить до зміни параметрів у кубі колони лише через кілька годин. У зв'язку з цим для підтримки нормального режиму в кубі виникає необхідність незалежного регулювання одного з цих параметрів. Звичайно стабілізують температуру, оскільки, з одного боку, датчик температури значно простіший і надійніший, ніж аналізатори складу, а з іншого боку, якщо цільовим продуктом є дистиллят, то вимоги до технологічного режиму низу колони менш тверді, ніж до верхньої частини. Отже, у кубі колони варто регулювати температуру.

Регулюючі впливи в нижній частині колони можуть здійснюватися зміною витрат кубового залишку і теплоносія, що подається в кип'ятильник. Якщо врахувати, що один з них, а саме витрату залишку, варто використовувати для підтримки матеріального балансу, тобто для стабілізації рівня рідини в кубі, то єдиним регулюючим впливом при регулюванні температури є зміна витрати теплоносія, подаваного в теплообмінник.

Таким чином, якщо цільовим продуктом є дистиллят, то для досягнення мети керування варто регулювати витрату висхідної суміші, температуру висхідної суміші, тиск у верхній частині колони, склад рідини у верхній частині колони, температуру і рівень рідини в кубі. Контролю підлягають: витрати вихідної суміші, дистилляту, флегми, залишку, тепло- і холодоносіїв; склад і температура кінцевих продуктів; температура вихідної суміші, тепло- і холодоносія; рівень у кубі колони; температура по висоті колони, тиск у верхній і нижній частинах колони, а також перепад цих тисків.

Сигналізації підлягають значні відхилення складу цільового продукту, рівня і тиску в колоні від заданих значень. При тиску в колоні вище припустимого, а також при припиненні надходження вихідної суміші повинні спрацювати автоматичні пристрої захисту, що відключають ректифікаційну установку. При цьому магістралі теплоносіїв, залишку і дистилляту перекидаються, а магістралі холодоносія і флегми цілком відкриваються.

Регулювання процесу при використанні кубового залишку як цільового продукту. Кубовий залишок використовують як цільовий продукт

не рідше, ніж дистиллят.

У цих випадках більш тверді вимоги пред'являють до підтримки технологічного режиму в нижній частині колони, тому в кубі колони встановлюють датчик складу, а у верхній частині – датчик температури. Інші вузли регулювання типової схеми залишаються незмінними.

Регулювання параметрів на контрольних тарілках. Основними регулюючими впливами, за допомогою яких компенсуються збурювання і досягається мета керування, є зміни витрати флегми у верхній частині колони і витрати теплоносія, що подається в кип'ятильник – у нижній. Від правильності вибору параметрів, значення яких впливають на ці витрати, багато в чому залежить рішення задачі при використанні ректифікаційної установки.

Якщо запізнювання в колоні невелике (колона має невелике число тарілок, температури кипіння поділюваних компонентів сильно розрізняються і т. п.), то як регульовані величини можуть бути узяті безпосередньо склади дистилляту і залишку. При великих запізнюваннях цей варіант неприйнятний, тому що регулюючі впливи почнуть реалізовуватися тільки після того, як режим усієї колони буде серйозно порушений. Відновлення ж режиму відбудеться лише після значного проміжку часу. Набагато зручніше в цих випадках використовувати в якості регульованої величини склад на проміжній тарілці, що змінюється значно швидше і сильніше (у 20 – 50 разів), ніж склад на виході колони.

Графік зміни складу по висоті ректифікаційної колони при стрибкоподібній зміні витрати флегми (рис. 3.32) показує, що склад кінцевих продуктів змінюється слабо (криві 1 і 2 у початкових точках майже збігаються) при значних змінах складу (точки А1 і А2, Б1 і Б2) на середніх контрольних тарілках зміцнювальної і вичерпної частин колони.



Рис. 3.32. Графік зміни складу цільового продукту по висоті колони до зміни витрати флегми (1) і після її зміни (2)

Тут і варто встановлювати датчики складу. Помітимо, що все сказане у відношенні складів продуктів справедливе і для температур.

Регулювання фізико-хімічних перемінних цільових продуктів. При поділі багатокomпонентних сумішей знаходять застосування регулятори фізико-хімічних перемінних цих продуктів.

До таких перемінних відносяться різниця парціальних тисків пари продукту й еталонної рідини, щільність, температура спалаху, різниця температур кипіння продукту й еталонної рідини, початок і кінець кипіння й ін. Особливо гарні прилади, які на виході мають сигнал, пропорційний різниці значень параметрів еталонної рідини і продукту, тому що їхній вихід може безпосередньо використовуватися в схемах регулювання.

На рис. 3.33 показаний, зокрема, вузол регулювання складу по різниці температур кипіння продукту й еталонної рідини при постійному тиску у вичерпній частині колони.

У куб колони безупинно подається невелика кількість насиченої пари еталонної рідини – кубового залишку заданого складу. У камері 3 вона конденсується; температура її виміряється термопарою. Іншою термопарою виміряється температура киплячої рідини в колоні. Термопари з'єднані за диференціальною схемою; різниця їхніх термоелектрорушійних сил подається на регулюючий прилад. Рівність тисків у кубі колони й у камері 3 забезпечується невеликою довжиною і досить великим діаметром (10 – 15 мм) трубки, що з'єднує камеру конденсації з колоною.

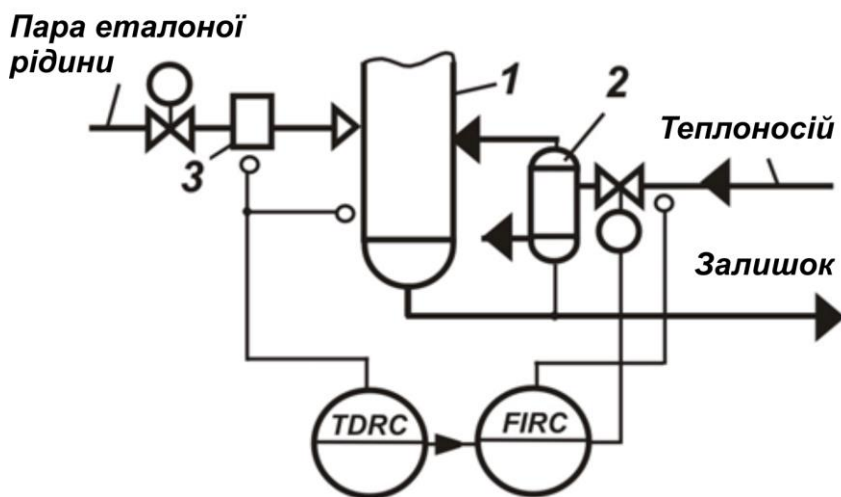


Рис. 3.33 – Схема регулювання складу цільового продукту по різниці температур кубового залишку й еталонної рідини: 1 – ректифікаційна колона; 2 – кип'ятильник; 3 – камера конденсації

Регулювання температури. Температура в колоні має значно менше запізнювання, ніж склад. До того ж датчики температури простіші і надійніші. Тому якщо до чистоти цільового продукту не пред'являються дуже високі вимоги, то витрата флегми (чи теплоносія в кип'ятильник) змінюється не за складом, а за температурою у верхній (нижній) частині колони.

Якщо збурювання в колону будуть надходити по багатьом каналам (зі зміною параметрів вихідної суміші, теплоносіїв, холодоносіїв і т. д.), то поліпшення якості регулювання складів цільових продуктів досягається стабілізацією перепаду температур на двох поруч лежачих контрольних тарілках, тому що перепад температур у середньому швидше буде реагувати на збурювання, ніж температура.

Регулювання тиску у верхній частині колони. Типовий метод регулювання тиску зміною витрати холодоносія, що подається в дефлегматор, пов'язаний з великими запізненнями, тому знайшли застосування й інші способи регулювання.

Якщо в парах, що виходять з верхньої частини колони, містяться ще не сконденсовані в дефлегматорі компоненти, застосовують схему регулювання тиску скиданням цих компонентів із сепаратора. Роль сепаратора може грати і флегмова місткість (рис. 3.34,а). Вона забезпечує запас флегми, необхідний для стабілізації складу дистилляту при значних збурюваннях. Для підтримки матеріального балансу в цій місткості варто регулювати рівень зміною витрати дистилляту. Стабілізація рівня, крім того, забезпечує постійний гідростатичний тиск перед клапаном на лінії флегми, а отже, поліпшує якість регулювання складу.

Поліпшення якості регулювання тиску у верхній частині колони з видувом може бути досягнуто установкою двох виконавчих пристроїв – на лініях холодоносія й видува. Область роботи цих виконавчих механізмів повинна бути різною.

Для регулювання тиску використовують і метод байпасування (рис. 3.34, б). У цьому випадку частина пари з колони ($\approx 10\%$) перепускається в дефлегматор у флегмову місткість і конденсується там. Якщо запізнення в системі регулювання тиску треба звести до мінімального, дроселюють пари, що виходять з колони. Обидва способи вимагають використання великогабаритних парових регулювальних органів, що є їхнім недоліком. У випадку повної відсутності пари, що не конденсується, застосовується метод регулювання тиску зміною величини поверхні конденсації в дефлегматорі. При зменшенні тиску в колоні регулятор тиску прикриває клапан на лінії зливу конденсату з дефлегматора. При цьому рівень конденсату підвищується, поверхня конденсації зменшується, і тиск приймає задане значення.

Якщо конденсація пари у дефлегматорі здійснюється за рахунок випару холодоагентів (аміаку, фреону і т. п.), то поліпшення якості регулювання тиску може бути досягнуто зміною витрати пари холодоагенту, який виводиться з дефлегматора. Це приводить до швидкої зміни тиску і температури кипіння холодоагенту і, отже, інтенсивності випару. Витрата рідкого холодоагенту може чи вимірятися за рівнем у дефлегматорі (рис. 3.34, в), чи за перегрівом пари за допомогою терморегулювального вентиля (див. рис. 3.25).

Розрідження у вакуумних колонах звичайно регулюється зміною подачі повітря чи інертного газу в лінію між дефлегматором і паровим ежектором (рис. 3.34, г).

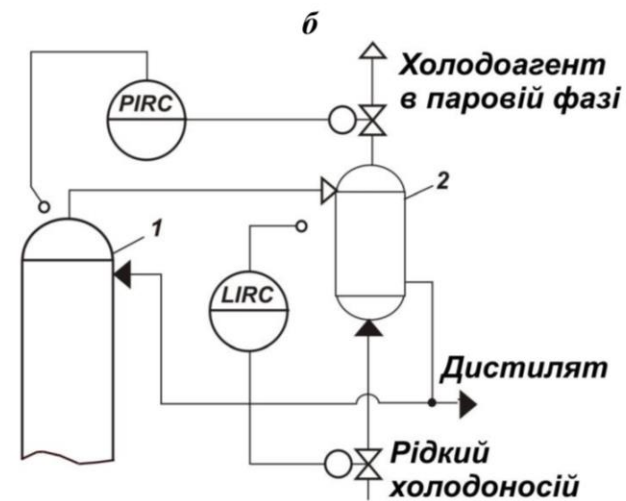
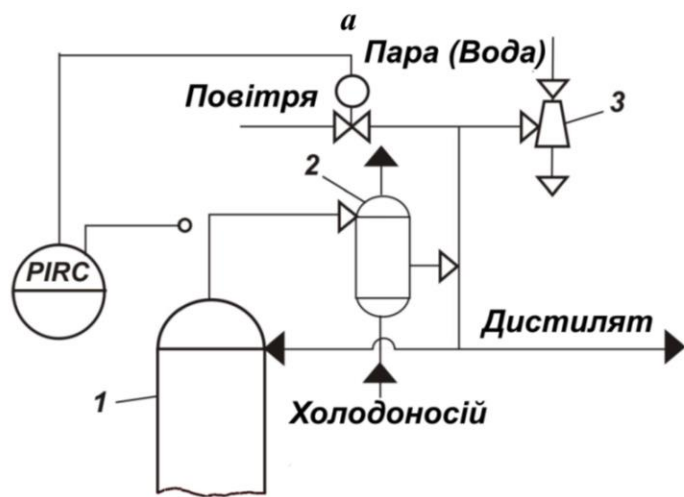
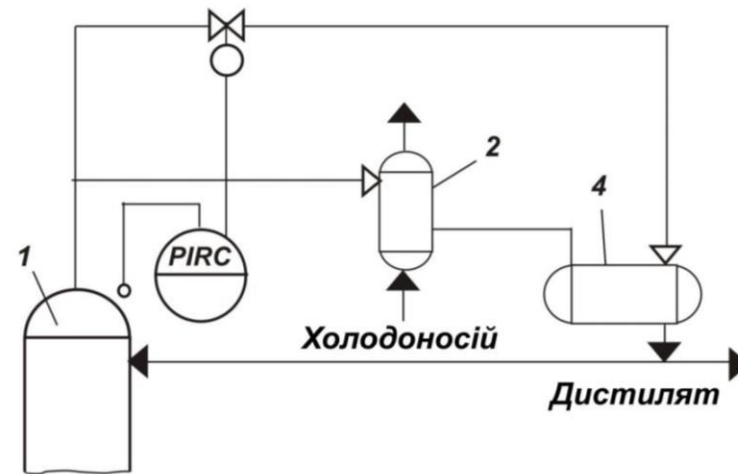
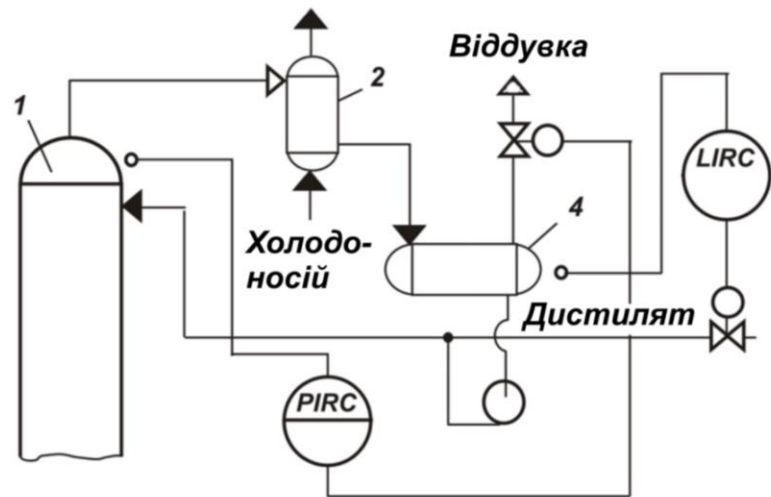


Рис. 3.34. Схеми регулювання тиску у верхній частині колони: 1 – колона; 2 – дефлегматор; 3 – ежектор; 4 – місткість

Необхідно зазначити що, якщо можливі сильні зміни витрати холодоносія, що подається в дефлегматор, у всіх приведених вище схемах поряд з вузлом регулювання тиску варто передбачити вузол стабілізації витрати холодоносія.

Регулювання тиску в кубі колони. При значному гідравлічному опорі колони стабілізація тиску у верхній частині її не забезпечує сталість тиску в нижній. Якщо в колоні розганяється суміш, склад якої більш чуттєвий до зміни тиску, ніж до зміни температури, то стабілізують тиск не тільки у верхній частині колони, але й у нижній частині зміною витрати теплоносія в кип'ятильник.

При ректифікації ряду рідких сумішей до гідродинамічного режиму колони пред'являються підвищені вимоги: у процесі роботи повинні бути виключені як режим захлинання, так і режим віднесення крапель рідини паровим потоком. В цих випадках стабілізують перепад тиску по висоті колони.

Регулювання витрати флегми. В окремих випадках доцільно не змінювати витрату флегми по складу чи температурі у верхній частині колони, а стабілізувати її. Передумовами для такого регулювання служить наступне: відсутність приладів для безупинного автоматичного визначення складу дистилляту, у той час як температура у верхній частині колони при порівняно великих змінах складу міняється в дуже вузьких межах; значний зв'язок між регуляторами температури у верхній і нижній частинах колони; наявність у вихідній суміші домішок компонента з температурою кипіння нижче температури кипіння основного низькокиплячого компонента; великі запізнювання в масо- і теплопередачі при великій висоті тарілчастих колон.

Як правило, стабілізація витрати флегми зв'язана з перевитратою теплоносія, подаваного в кип'ятильник, тому що флегма подається свідомо в надлишку з розрахунку компенсації найдужчого збурювання.

Регулювання ентальпії вихідної суміші. При значних змінах складу вихідної суміші регулювання температури не дає потрібного ефекту, тому що задане регулятору значення температури не завжди буде відповідати температурі кипіння. У цих випадках доцільніше підтримувати постійну ентальпію суміші. Для розрахунку ентальпії встановлюють обчислювальний пристрій, на вхід якого подаються значення складу, температури і тиску вихідної суміші. Регулюючий вплив вноситься шляхом зміни витрати теплоносія, який подається в теплообмінник вихідної суміші.

Регулювання температури пари, що повертається з кип'ятильника в колону. Якщо основні збурювання зв'язані зі зміною параметрів теплоносія, що подається в кип'ятильник, а не зі зміною параметрів вихідної суміші, то датчик температури нижньої частини колони варто встановлювати на лінії пари, що рухається з кип'ятильника. При цьому різко зменшується запізнювання в системі.

Перехресне регулювання температури і рівня в кубі ректифікаційної колони. Таке регулювання застосовується при поділі сумішей зріджених газів, а також низькокиплячих рідин із близькими температурами кипіння. При

збільшенні змісту низькокиплячого компонента в кубі колони температура зменшується. Регулятор температури прикриває клапан на лінії добору залишку, а зв'язане з цим збільшення рівня в кубі змушує регулятор рівня збільшувати подачу пари. Починається більш інтенсивний випар рідини з куба колони переважно за рахунок низькокиплячого компонента. Температура і рівень повертаються до заданих значень. Таким чином, залишок виводиться з куба у великій кількості тільки в тому випадку, якщо його склад відповідає заданому. При звичайному ж способі регулювання температури і рівня в кубі можлива значна витрата кубової рідини з великим вмістом низькокиплячого компонента.

Регулювання процесу добору проміжної фракції (рис. 3.35). При ректифікації багатокомпонентних сумішей ряд компонентів відбирається з проміжної частини колони у вигляді пари. Потім пара конденсується в дефлегматорі. Конденсат збирається в ємності, звідки повертається в колону, а частково відбирається у виді одного з цільових продуктів.

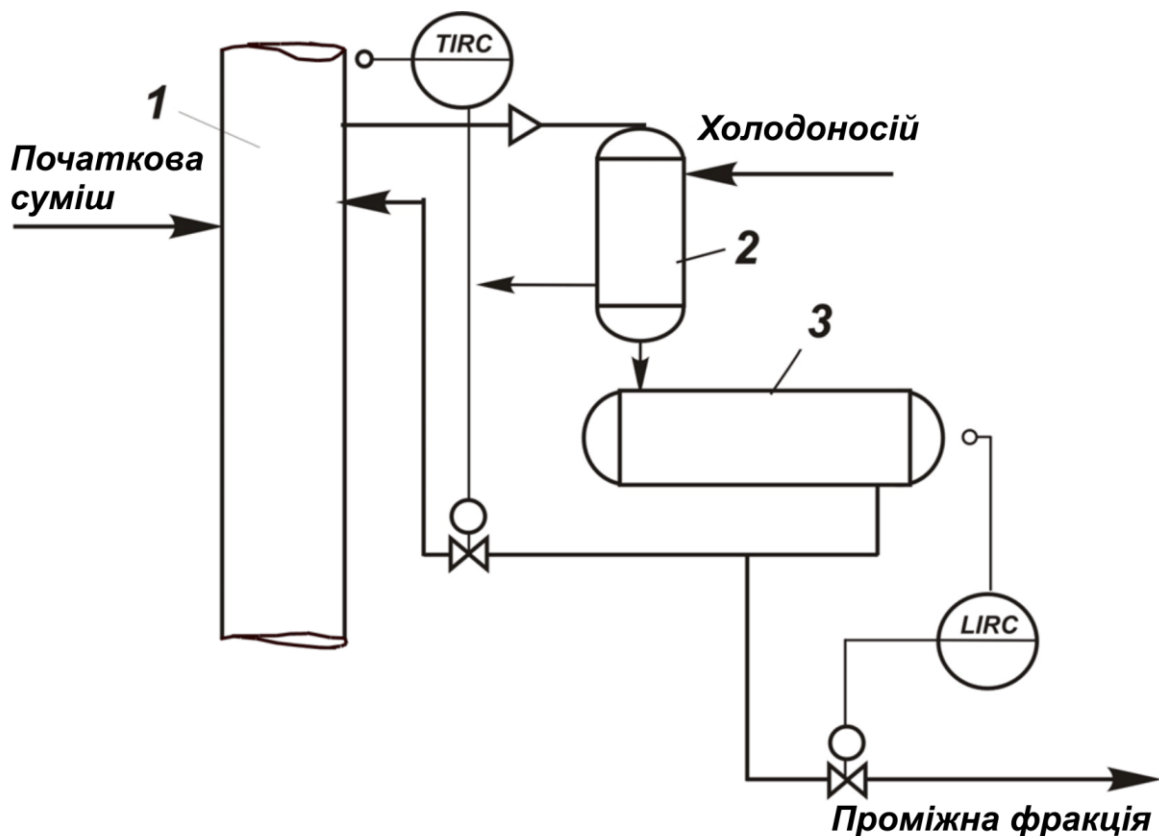


Рис. 3.35. Схема регулювання процесу ректифікації при доборі проміжної фракції: 1 – колона; 2 – дефлегматор; 3 – місткість

Для того, щоб забезпечувався заданий склад проміжної фракції, на тарілці добору цієї фракції необхідно підтримувати постійний склад чи температуру рідини (сталість тиску пари над тарілкою підтримується регулятором тиску верхньої частини колони). Який з цих параметрів варто брати в якості

регульованого, визначається вимогами до чистоти проміжної фракції (на схемі регулюється температура). Найчастіше регулюючий вплив здійснюється зміною витрати проміжної фракції, що повертається в колону. Якщо до складу верхнього продукту не пред'являються високі вимоги, то регулюючі впливи можуть реалізуватися зміною витрати флегми, тому що зменшення витрати флегми приводить до зменшення концентрації низькокиплячого компонента в цільовій проміжній фракції, і навпаки. Для дотримання матеріального балансу по проміжній фракції рівень у місткості регулюють.

Каскадно-зв'язане регулювання. Ректифікаційні колони є об'єктами керування з великими запізнюваннями, тому збурювання встигають істотно змінити режим усієї колони перш, ніж зміниться склад цільових продуктів і почнеться їхня компенсація основними регуляторами схеми. Поліпшення якості керування процесом можна домогтися введенням додаткових контурів регулювання рис. 3.36.

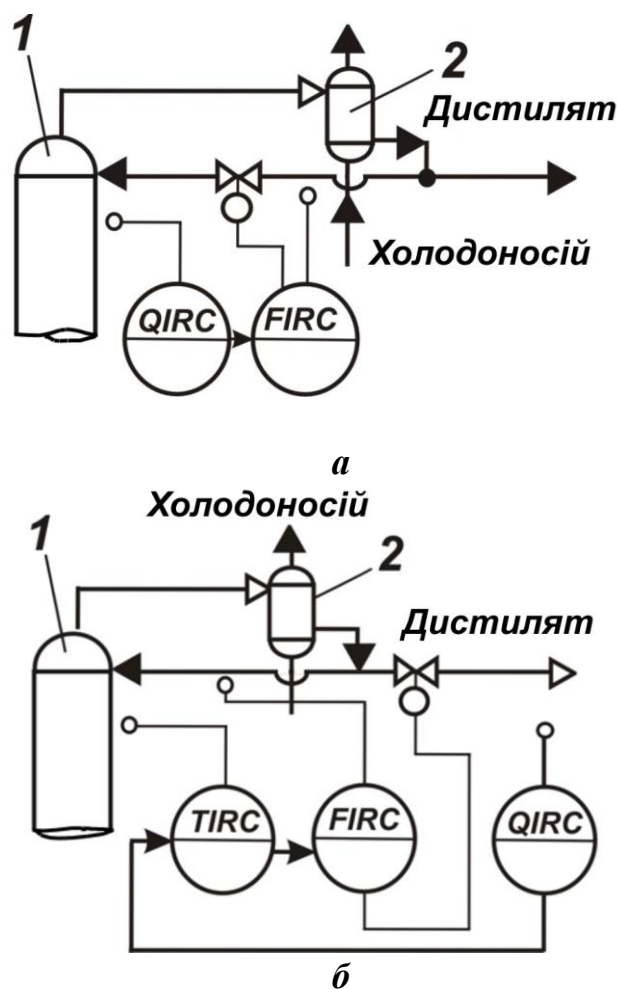


Рис. 3.36. Схеми регулювання складу дистиляту за допомогою багато контурних систем регулювання: 1 – колона; 2 – дефлегматор

Каскадно-зв'язане регулювання майже завжди застосовують при регулюванні складу кінцевих продуктів, що пояснюється невисокою надійністю аналізаторів складу. Як допоміжний параметр при регулюванні складу у верхній частині колони (чи на контрольній тарілці) використовують витрату

флегми (рис. 3.36, а). Якщо регулюють склад дистилляту, то допоміжним параметром краще брати температуру на контрольній тарілці. Можна використовувати і трьохконтурну систему (рис. 3.36, б), у якій першим допоміжним контуром буде регулятор температури, а другим – регулятор витрати.

При регулюванні складу кубового залишку допоміжними параметрами можуть бути витрата теплоносія (або його тиск, якщо як теплоносій використовують пару) чи температура в нижній частині колони, чи ж обидва параметри.

Коли витрата вихідної суміші визначається попереднім технологічним процесом і сильно змінюється в часі, великий ефект можуть дати регулятори співвідношення витрат вихідної суміші і флегми (чи вихідної суміші і теплоносія, що подається в кип'ятильник) з корекцією за складом дистилляту (чи залишку). Якщо ж сильним змінам піддається і склад вихідної суміші, то доцільно установити обчислювальний пристрій (ОП), що за поточним значенням параметрів вихідної суміші і з урахуванням складу цільових продуктів буде розраховувати значення витрат флегми і теплоносія і коректувати роботу відповідних регуляторів (рис. 3.37).

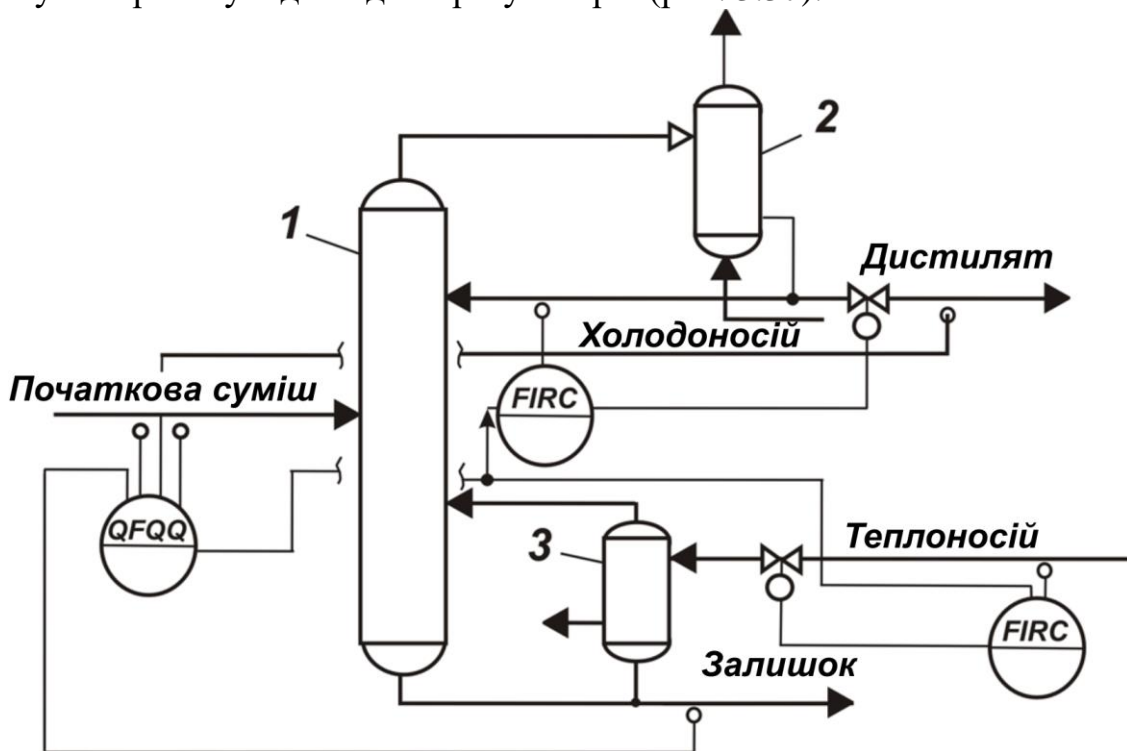


Рис. 3.37. Схема регулювання співвідношення витрат з корекцією по складу цільових продуктів: 1 – колона; 2 – дефлегматор; 3 – кип'ятильник

Останнім часом знаходить застосування спосіб автоматичної зміни точки введення вихідної суміші в колону. Для цього встановлюють спеціальний пристрій, що в залежності від складу переключає лінії подачі живлення на відповідні тарілки.

В усіх приведених вище схемах унаслідок недостатньої надійності

аналізаторів складу доцільно вводити обмеження на коригувальний сигнал по складу, що усуває небажані наслідки, можливі при виході аналізатора з ладу.

При регулюванні температури у верхній і нижній частинах колони як допоміжні параметри звичайно беруть витрати відповідно флегми і теплоносія, що подається в кип'ятильник, при регулюванні тиску – витрати холодоносія, що подається в дефлегматор.

Регулювання процесу в колоні з дефлегматором і конденсатором. Якщо температури кипіння компонентів суміші близькі, конденсація парів, що виходять з колони, здійснюється роздільно. У дефлегматорі конденсується тільки висококиплячий компонент, конденсат відокремлюється в сепараторі від пари рідинної суміші і повертається в колону. Пари низькокиплячого компонента проходять через дефлегматор і потім конденсуються в конденсаторі.

Для того щоб у дефлегматорі конденсувався тільки висококиплячий компонент, необхідно підтримувати на визначеному рівні температуру пари рідинної суміші, що виходить з дефлегматора. Для цього встановлюють регулятор температури (рис. 3.38, а), що впливає на витрату холодоносія, який подається в дефлегматор.

Тиск у колоні стабілізується в цих випадках шляхом зміни витрати холодоносія, що надходить у конденсатор.

У деяких ректифікаційних установках дефлегматори розміщують безпосередньо на колоні (рис. 3.38, б). Пари, що йдуть з колони, конденсуються до такого ступеня, щоб забезпечити задане зрошення. При цьому витрата холодоносія в дефлегматорі повинна відповідати складу чи температурі продукту у верхній частині колони.

Регулювання при використанні екстремальних регуляторів і обчислювальних машин. При керуванні процесом ректифікації можуть ставитися задачі одержання продуктів максимально можливої чистоти, досягнення максимальної продуктивності колони, одержання мінімальної собівартості цільового продукту і т. п. У цих випадках виникає необхідність у застосуванні екстремальних регуляторів чи керуючих обчислювальних машин.

Екстремальний регулятор, наприклад, служить для зміни витрати флегми з метою одержання максимально можливої чистоти дистилляту. На роботу такого регулятора накладаються обмеження по витраті флегми.

Процес ректифікації є одним із самих складних процесів хімічної технології, тому застосування простих регуляторів, як правило, не вичерпує всіх можливостей збільшення продуктивності і зменшення собівартості продукції. Великий ефект може дати застосування керуючих машин, на які покладаються наступні функції: обчислення оптимального навантаження колони і встановлення завдання регулятора витрати суміші; обчислення оптимальних співвідношень витрат суміші і флегми, суміші і теплоносія і встановлення завдання регуляторам витрати флегми і теплоносія; коректування обчислених співвідношень витрат по складу цільового продукту; обчислення номера оптимальної тарілки живлення і переключення пристроїв уведення

живлення на цю тарілку; обчислення оптимального значення ентальпії вихідної суміші і встановлення завдання регулятора витрати теплоносія, який подається в теплообмінник для нагрівання суміші; перехід від одного алгоритму керування до іншого при зміні мети керування, при переході з пускового режиму на нормальний і з нормального режиму на зупинку (алгоритм машини включає обмеження, наприклад, по якості цільових продуктів) і т. д.

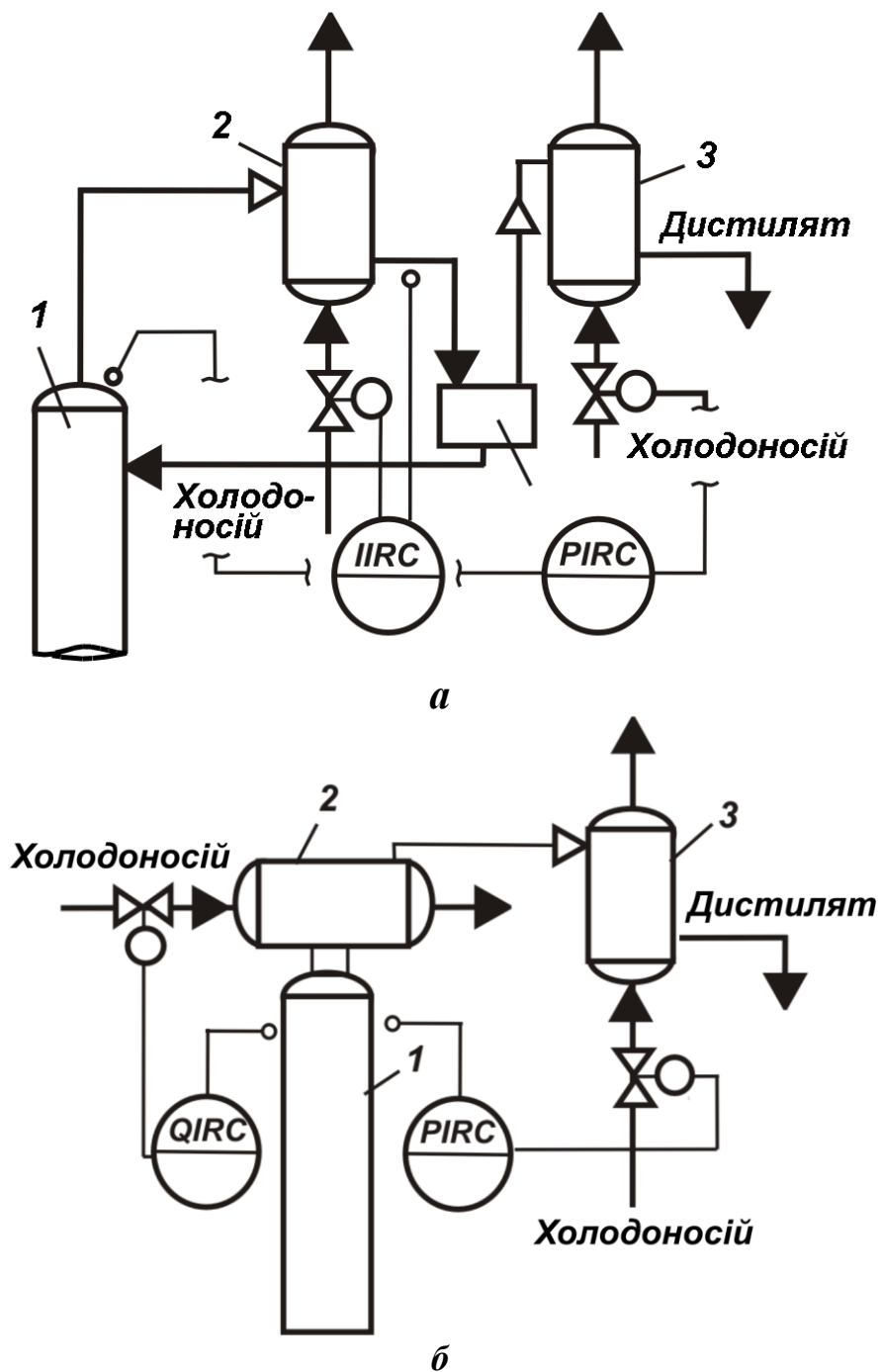


Рис. 3.38. Схеми регулювання процесу у верхній частині колони з дефлегматором і конденсатором: 1 – колони; 2 – дефлегматор; 3 – конденсатор; 4 – сепаратор

Якщо ректифікації піддається багатокомпонентна суміш, то машина, яка

керує, розраховує номер тарілки для добору проміжного продукту і робить переключення пристроїв добору на потрібну тарілку.

Регулювання періодичної ректифікації. Схеми регулювання періодично діючих ректифікаційних колон значно відрізняються від приведених вище.

Крім уведення додаткового програмного пристрою, що здійснює переключення ректифікаційної установки з однієї операції на іншу, видозмінюються наступні вузли регулювання (рис. 3.39, а).

Регулятор складу (температури) у нижній частині колони замінюється регулятором витрати теплоносія. Це пояснюється тим, що час, необхідний для поділу вихідної суміші в таких колонах, зворотно пропорційний швидкості підведення тепла в куб колони. Тому витрату теплоносія доцільно підтримувати на постійному, максимально можливому для даних технологічних умов значенні.

Регулятор тиску в періодичних колонах відсутній, а регулятор температури у верхній частині колони забезпечується спеціальним блоком. Цей блок одержує інформацію про ступінь відкриття клапана на магістралі флегми і настроюється на визначене значення, що відповідає мінімальній витраті дистиляту, що відбирається, нижче якого процес стає економічно не вигідним, тому що добуток собівартості дистиляту на його кількість, зменшуючись, досягає рівня експлуатаційних витрат (рис. 3.39, б). У цей момент закінчується добір дистиляту і починається наступна операція – добір залишку.

Регулювання процесу екстрактивної ректифікації. Особливістю даного виду ректифікації є введення у верхню частину колони розчинника, що знижує парціальний тиск одного з компонентів. Розчинник повинен подаватися в строгому співвідношенні з витратою вихідної суміші, тому що в протилежному випадку відбувається невиправдане збільшення навантаження колони чи ж неякісний поділ компонентів суміші. З метою підтримки співвідношення витрат вихідної суміші і розчинника встановлюють регулятор співвідношення. Інші вузли регулювання екстракційної колони і колони регенерації розчинника аналогічні приведеним вище.

3.3.2 Абсорбція

Типове рішення автоматизації. Як об'єкт керування процесом абсорбції приймемо абсорбційну установку, що складається з абсорбційної колони і двох холодильників – на лініях абсорбенту і газової суміші (рис. 3.40). Показником ефективності процесу є концентрація Y компонента, що витягається, у збідненій суміші, а метою керування – досягнення визначеного (мінімально можливого для даних виробничих умов) значення цієї концентрації.

Концентрація Y_k визначається різницею кількостей компонента, який витягається з неї, що надходить з газовою сумішшю і що поглинається з неї абсорбентом.

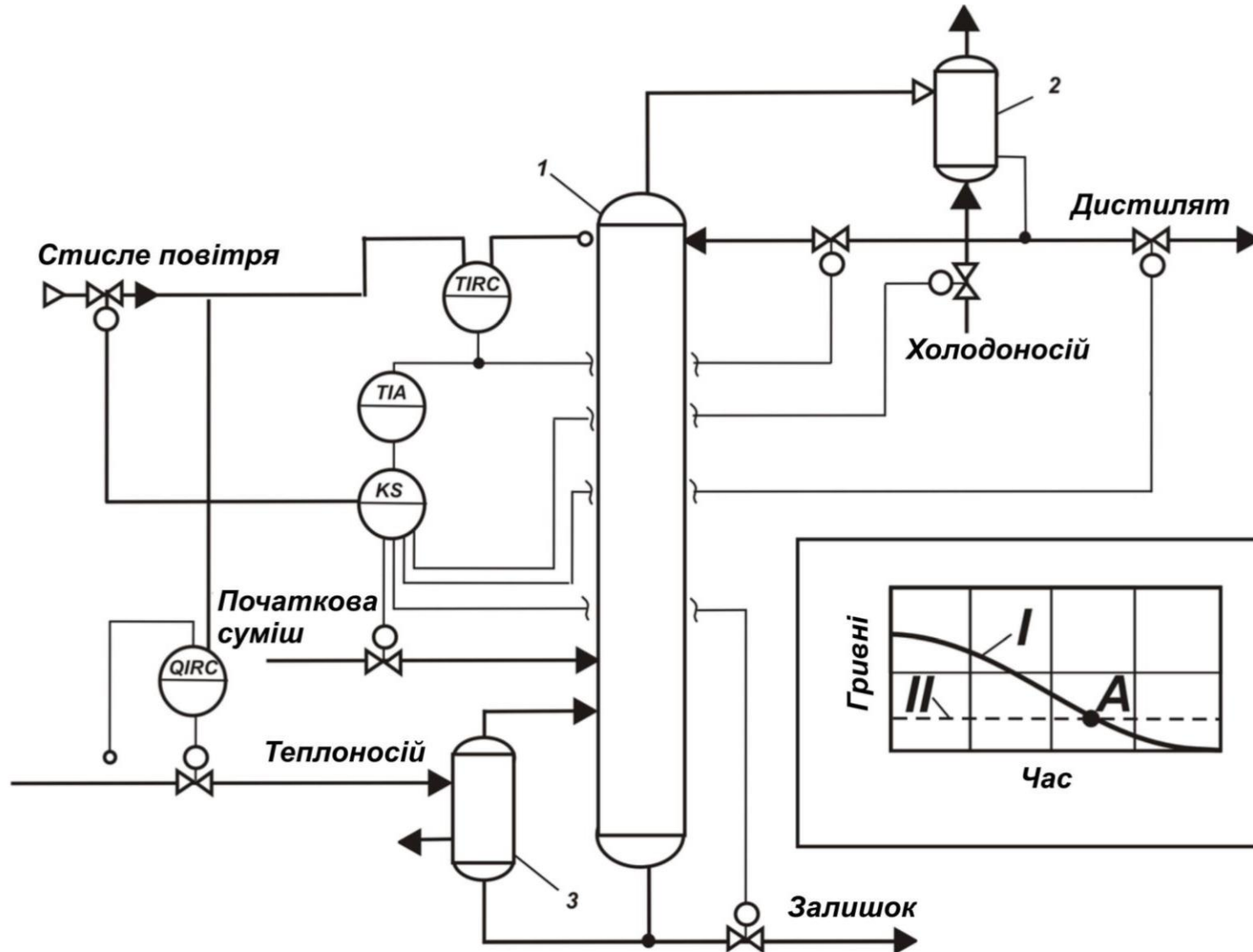


Рис. 3.39. Регулювання колони періодичної дії: а – функціональна схема; б – графік визначення економічно вигідної тривалості процесу; I – вартість дистиляту; II – виробничі витрати; А – момент закінчення процесу; 1 – колона; 2 – дефлегматор; 3 – кип'ятильник

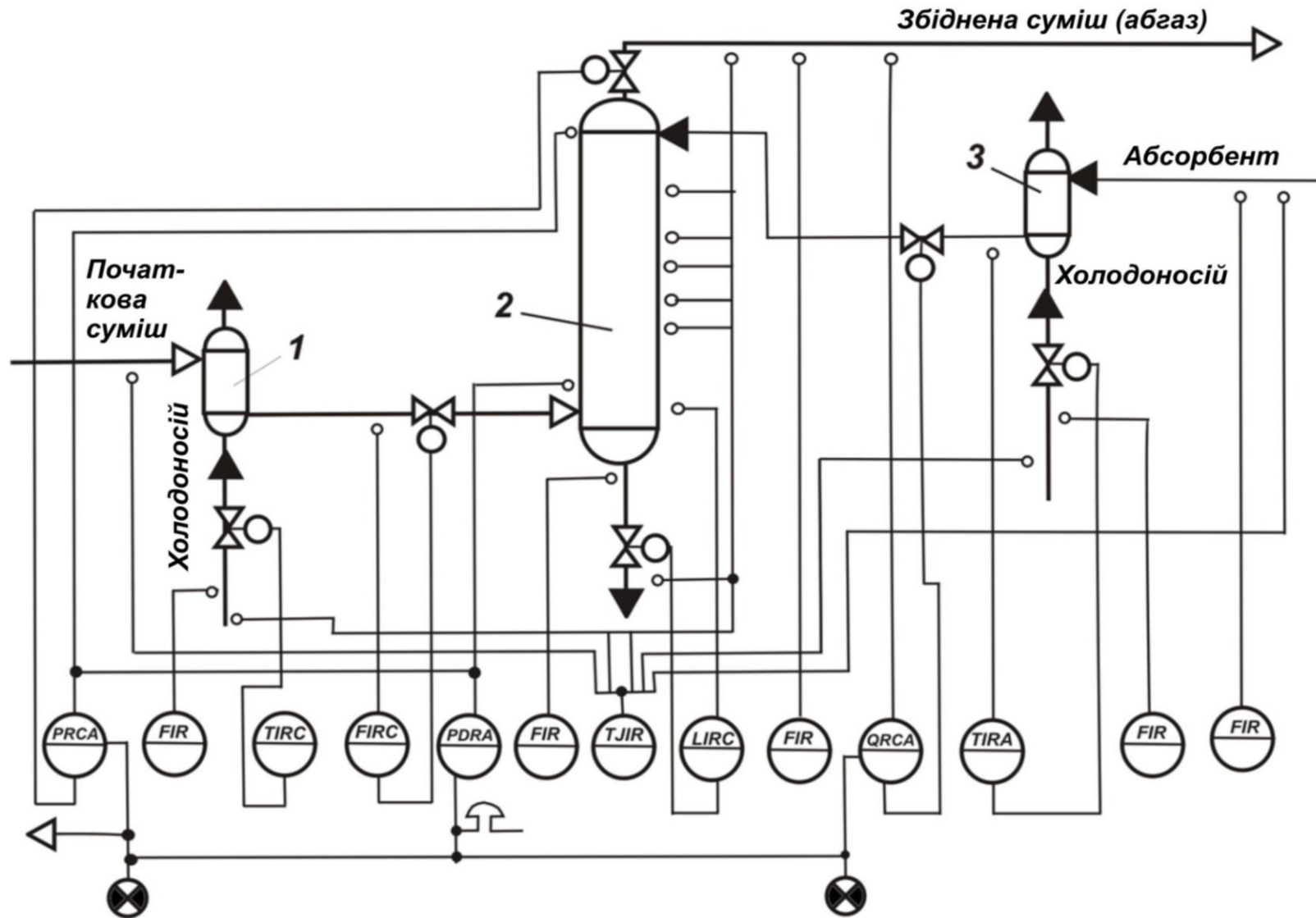


Рис. 3.40. Типова схема автоматизації процесу абсорбції: 1, 3 – холодильники; 2 – абсорбційна колона

Кількість компонента, що надходить у колону, розраховується за рівнянням $M = G_c Y_H$, тобто однозначно визначається витратою газової суміші G_c і початковою концентрацією в ній компонента, що витягається, Y_H .

Кількість же компонента, що переходить з газової фази в рідку, визначається таким 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 і поверхня F – величини, які мало змінюються, то кількість M в основному буде залежати від рушійних сил на вході в апарат Δ_1 і на виході з апарата Δ_2 , тобто від положення робочої і рівноважної ліній процесу (рис. 3.41). Положення рівноважної лінії визначається температурою і тиском процесу (рис. 3.42), а положення робочої лінії – початковою і кінцевою концентраціями компонента в обох фазах. Якщо ціль керування досягнута, концентрація Y_k буде постійною; у рідкій фазі (X_k) вона визначається питомою витратою рідини G_a / G_c (де G_a – витрата абсорбенту).

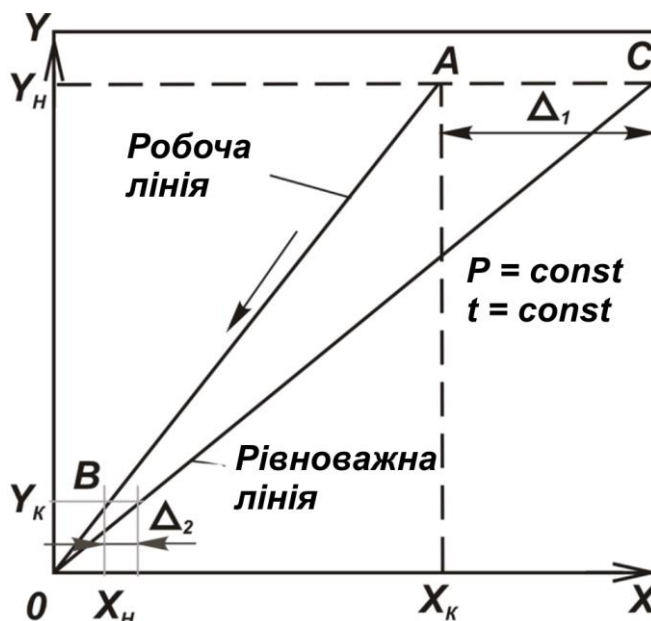


Рис. 3.41. Діаграма $X - Y$: x і y – вміст компонента, що поглинається, у рідині і газі

Таким чином, концентрація Y_k залежить від витрати газової суміші, концентрацій X_H, Y_H , відношення витрат G_a/G_c , температури і тиску в апараті.

Зміни витрати газової суміші можуть бути сильними збурюваннями, тому витрату газу варто стабілізувати. Змінювати ж його з метою регулювання показника ефективності недоцільно, тому що при цьому продуктивність абсорбера може виявитися нижче розрахункової, і, отже, економічність процесу знизиться.

Концентрації X_H і Y_H визначаються режимами інших технологічних процесів; з їхньою зміною в об'єкт регулювання будуть вноситися впливи, що

збурюють. Відношення витрат G_a/G_c можна підтримувати постійним шляхом стабілізації обох витрат. Це відношення можна використовувати також для регулювання процесу, причому змінювати його можна шляхом зміни витрати G_a .

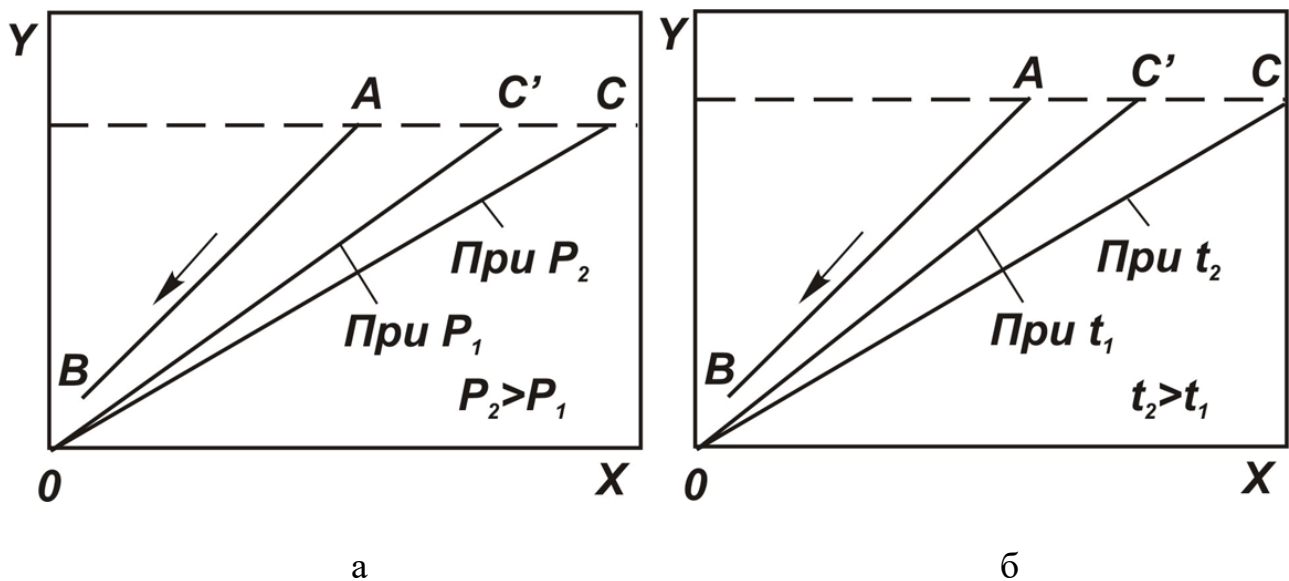


Рис. 3.42. Вплив тиску (а) і температури (б) на процес абсорбції: X і B – вміст компонента, що поглинається, у рідині і газі

Температура в абсорбері залежить від багатьох параметрів: температури, теплоємності і витрати газової і рідкої фаз, інтенсивності масообміну між фазами (процес абсорбції екзотермічний), втрат тепла в навколишнє середовище. Частина цих параметрів звичайно піддається значним коливанням у часі; це відноситься, наприклад, до інтенсивності масообміну, яка для досягнення мети керування повинна бути перемінною при концентраціях, що змінюються, X_n, Y_n .

Такі збурювання приводять до порушення теплового балансу і, отже, до зміни температури в абсорбері. Щоб цього не відбувалося, температуру варто було б регулювати, однак у розглянутому абсорбері немає внутрішнього охолодження, тому обмежуються стабілізацією температур абсорбенту і газової суміші на вході в абсорбер шляхом зміни витрат холодоносіїв.

Тиск в абсорбері доцільно стабілізувати шляхом зміни витрати збідненої суміші.

Отже, стабілізувати всі параметри, що впливають на показник ефективності, практично неможливо. Тому як регульовану величину варто взяти концентрацію Y_k , а регулюючі впливи реалізувати зміною відношення витрат G/G_c . Для поліпшення якості регулювання показника ефективності треба передбачити вузли регулювання витрати G_c , температур t_c і t_a , тиску в колоні.

У нижній частині абсорбера повинна знаходитися деяка кількість рідини, що забезпечує гідравлічний затвор і виключає надходження газової суміші з абсорбера в лінію насиченого абсорбенту, а також дозволяє регулювати тиск в

абсорбері. Постійна кількість цієї рідини підтримується регулюванням рівня в абсорбері шляхом зміни витрати насиченого абсорбенту.

Як параметри, які необхідно контролювати, варто вибрати витрату і температуру вихідного і насиченого абсорбентів, вихідної і збідненої газової суміші, холодоносіїв, а також концентрацію компонента, що витягається, із збідненої суміші, рівень у нижній частині колони, температуру по висоті колони, тиск і перепад тиску в ній. Сигналізації підлягають відхилення тиску в колоні від граничних значень.

Схемою автоматизації повинен бути передбачений пристрій захисту, що виключає значне підвищення тиску в колоні. Цей пристрій при визначеному значенні тиску забезпечує припинення живлення регуляторів повітрям. Вибір регулювальних органів (НВ чи НЗ), установлених на магістралях, повинний бути таким, щоб регулювальний орган на магістралі збідненої суміші відкрився, а на всіх інших – закритися.

Регулювання концентрації компонента, що витягається, у насиченому абсорбенті. Така ціль керування часто ставиться при проведенні процесу абсорбції у виробництві кислот. У цьому випадку з газової суміші необхідно поглинати таку кількість компонента, яка б забезпечила сталість концентрації X_k .

В якості основного регульованого параметра тут варто брати цю концентрацію (часто використовується також щільність продукту), а регулюючий вплив повинен здійснюватися застосуванням витрати абсорбенту. При цьому датчик складу з метою зменшення запізнювання може бути встановлений не на лінії насиченого абсорбенту, а в кубі колони.

Регулювання складу при перемінній витраті газової суміші. Якщо витрата газової суміші визначається технологічним режимом попереднього процесу, то стабілізувати його не можна, а зміни його є для абсорбера сильними збурюваннями. Для якісного регулювання процесу ці збурювання варто компенсувати до поширення їх в об'єкті. Цю задачу вирішує регулятор співвідношення витрат газової суміші й абсорбенту з корекцією по концентрації Y_k .

Регулювання процесу при постійній концентрації компонента, що витягається, у газовій суміші. Якщо на установку надходить суміш постійного складу, то виключається один із сильних впливів, що збурюють. Тоді досить замість регулювання концентрації Y_k обмежитися стабілізацією витрат газової суміші й абсорбенту.

Якщо при цьому витрата газової суміші змінюється в часі, установлюють регулятор співвідношення витрат газової суміші й абсорбенту без корекції по концентрації.

Регулювання процесу ізотермічної абсорбції. Деякі процеси абсорбції протікають з великим виділенням тепла, що погіршує масопередачу. У зв'язку з цим виникає необхідність у доборі частини тепла з абсорбера, для чого встановлюють охолодні змійовики безпосередньо в колоні. Витрата холодоносія, який подається в змійовик, повинна визначатися тепловим

режимом всього абсорбера. Якщо змійовики встановлені по всій висоті абсорбера, то параметром, що характеризує тепловий режим абсорбера, є температура холодоносія на виході з абсорбера. Якщо ж змійовики встановлені тільки в нижній частині абсорбера, регульованою величиною є температура насиченого абсорбенту.

Регулювання перепаду тиску в колоні. Деякі конструкції абсорбційних колон дуже чутливі до порушення гідродинамічного режиму: навіть незначні зміни швидкості газу в колоні ведуть до хитливих режимів її роботи.

У цих випадках варто стабілізувати не тиск, а перепад тиску в колоні зміною витрати збідненої газової суміші.

Регулювання процесу при рециклі абсорбенту. У деяких випадках абсорбент, що виходить з куба колони, лише частково відбирається з установки, більша ж частина його повертається в колону в якості рециклу. Рівень у колоні при такій технології регулюють зміною витрати насиченого абсорбенту, виведеного з установки, а концентрацію Y_k — зміною витрати свіжого абсорбенту.

Регулювання складу абсорбенту, що надходить в абсорбційну колону (рис. 3.43). Абсорбент, що повертається з ділянки десорбції, може містити деяку кількість компонентів газової суміші, що значно погіршує процес абсорбції. У цьому випадку необхідно постійно виводити частину відпрацьованого абсорбенту із системи і вводити таку ж кількість свіжого. Це здійснюється в спеціальній місткості, яка встановлюється між абсорбером і десорбером. При цьому склад абсорбенту на вході в абсорбер стабілізується шляхом зміни витрати свіжого абсорбенту. Баланс між витратами свіжого і відпрацьованого абсорбенту, що виводиться із системи, підтримується за допомогою регулятора рівня, який впливає на витрату абсорбенту, що зливається.

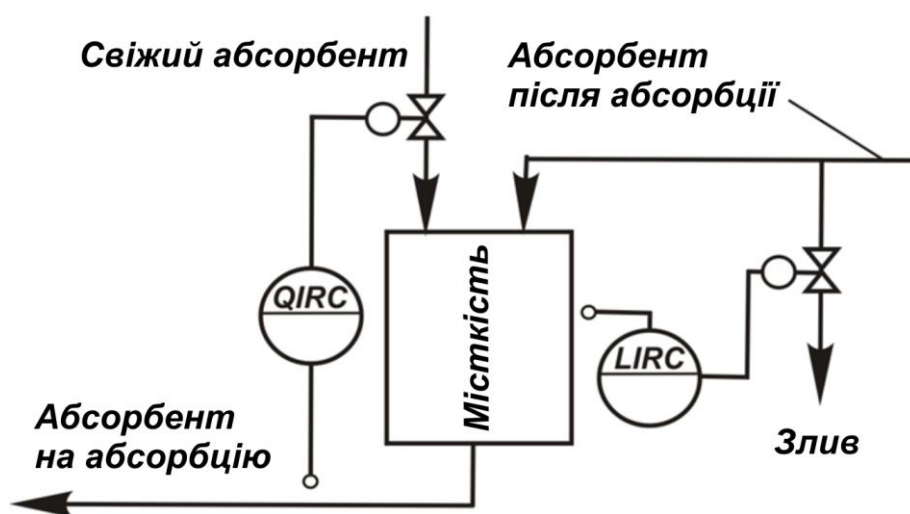


Рис. 3.43. Схема регулювання складу абсорбенту, що надходить у колону

Регулювання по збурюванню (використання багатоконтурних систем). Якщо в об'єкт будуть надходити збурювання у виді зміни складу і витрати вихідної суміші, то витрату абсорбенту доцільно змінювати в залежності від цих параметрів, тобто використовувати регулювання по збурюванню. На схемі показана двоконтурна система, що здійснює таке регулювання (рис. 3.44).

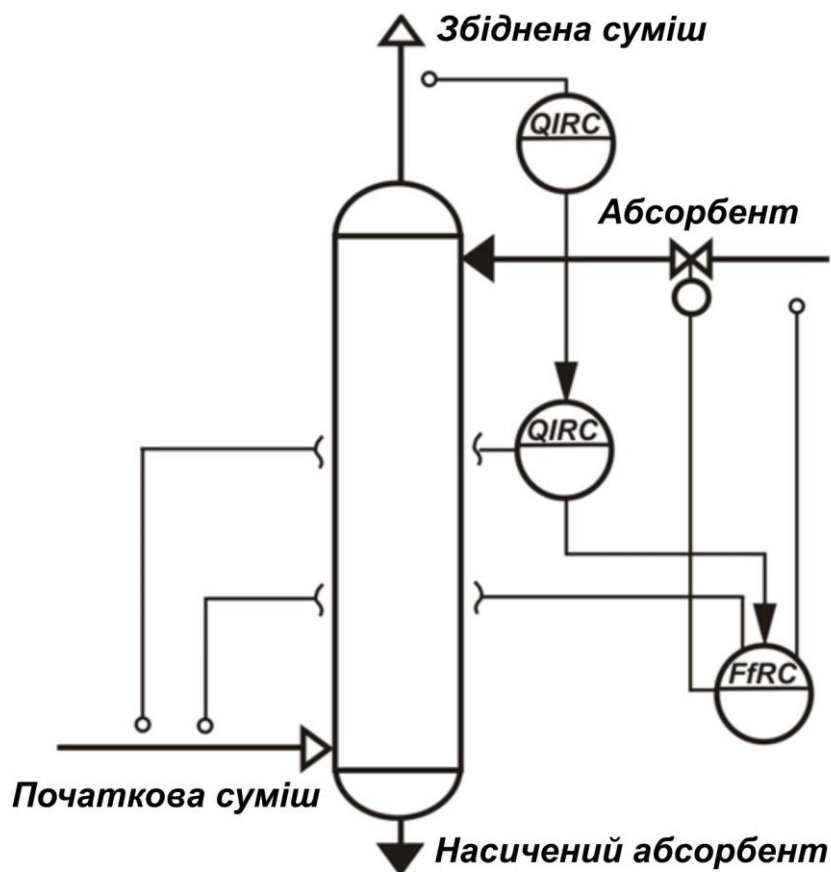


Рис. 3.44. Контур регулювання по збурюванню при перемінних витраті і складі вихідної суміші

Завдяки використанню багатоконтурних систем можна значно поліпшити якість регулювання процесу і при наявності інших збурювань. Як допоміжні параметри вибирають витрату абсорбенту – при регулюванні концентрації компонента, що витягається із збідненої суміші; витрату холодоносія – при регулюванні температур газової суміші й абсорбенту, виведених з холодильників; витрату насиченого абсорбенту – при регулюванні рівня.

Регулювання декількох послідовно встановлених абсорбційних колон. Система автоматичного регулювання послідовно встановлених абсорберів принципово не відрізняється від системи регулювання одного абсорбера. Концентрацію Y_k регулюють зміною подачі абсорбенту, що надходить у перший по ходу абсорбенту апарат. Стабілізуються рівні в кожному абсорбері температури газової суміші й абсорбенту на вході в

установку і тиск в останньому по ходу 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.

3.3.3 Адсорбція

Типове рішення автоматизації (рис. 3.45). Як об'єкт керування візьмемо безупинно діючий апарат 1 з протитечією і з киплячим шаром дрібнозернистого адсорбенту на тарілках 2. На верхню тарілку такого апарата подається адсорбент за допомогою дозатора 3. Під дією сили ваги адсорбент провалюється з тарілки на тарілку і виводиться з нижньої частини абсорбера; газ же рухається знизу нагору і виводиться з верхньої частини апарата. Показник ефективності, ціль керування і закономірності такого процесу адсорбції аналогічні процесу абсорбції, тому типові рішення автоматизації цих процесів ті самі. Основним контуром регулювання є регулятор концентрації адсорбованого компонента в газі, що відходить, а регулюючий вплив здійснюється зміною витрати адсорбенту (коректуванням роботи дозатора 3). Для усунення збурювання по каналу витрати газової суміші ця витрата стабілізується.

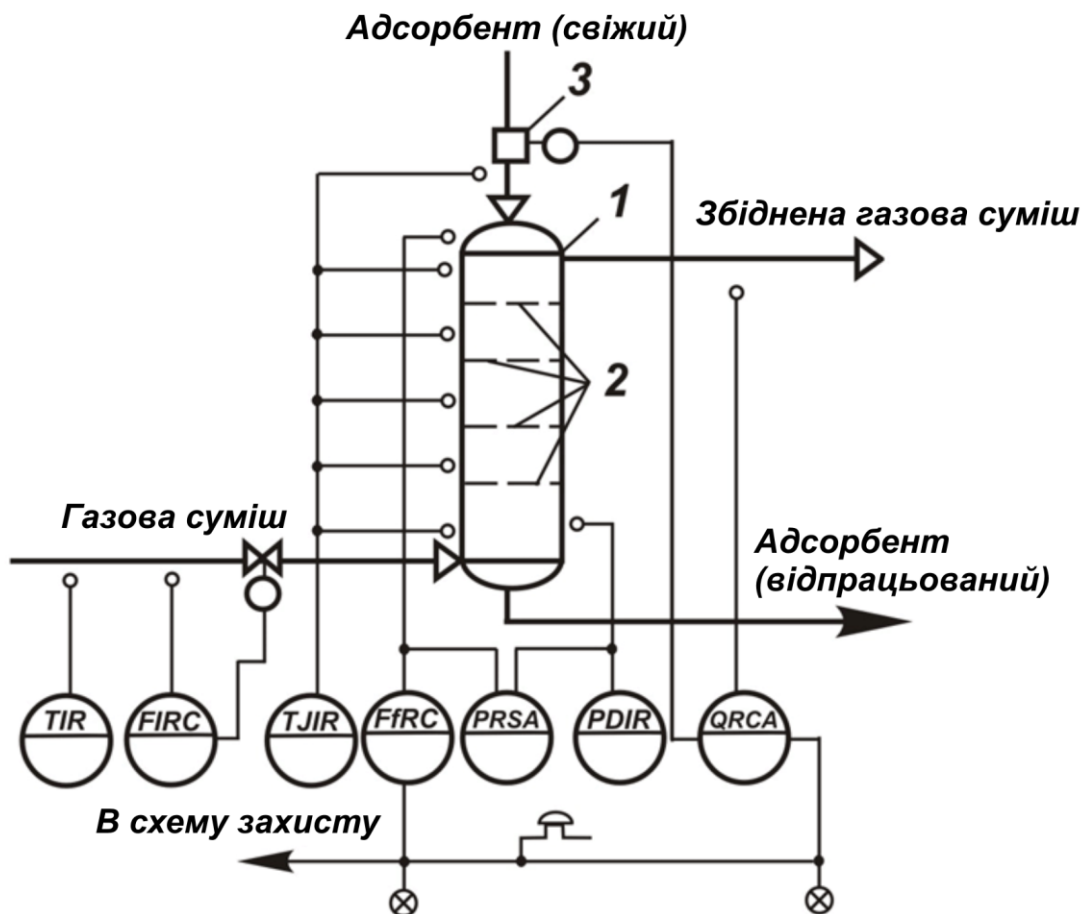


Рис. 3.45. Типова схема автоматизації процесу адсорбції: 1 – адсорбційна колона; 2 – тарілки; 3 – дозатор

Контролю підлягають витрати газової суміші, кінцева концентрація адсорбованого компонента, температури газової суміші й адсорбенту, температури по висоті адсорбера, тиск у верхній і нижній частинах колони, перепад тиску між ними. Сигналізації підлягають концентрація адсорбованого компонента в газі, що відходить, і тиск у колоні; при різкому зростанні останнього повинен спрацювати пристрій захисту.

Регулювання гідравлічного опору колони. Одним з важливих параметрів процесу адсорбції в киплячому шарі є перепад тисків у верхній і нижній частинах колони. При постійній витраті газової суміші цей параметр визначається масою адсорбенту на тарілках, тому регулюючий вплив при стабілізації перепаду тиску здійснюється коректуванням роботи дозуючого пристрою. При використанні такої схеми звичайно відпадає необхідність у регулюванні кінцевої концентрації адсорбованого компонента. Можна використовувати двоконтурну систему, основним параметром якої буде кінцева концентрація, а допоміжним – перепад тисків.

Перепад тиску по всій колоні в кінцевому рахунку визначається кількістю адсорбенту, що надходить на верхню тарілку, тобто перепадом тиску на ній. В зв'язку з цим можна йти шляхом стабілізації цього параметра, тому що він значно менш інерційний, ніж перепад по всій колоні.

Регулювання апаратів із провальними тарілками перемінного перетину. Якщо конструкція тарілок дозволяє змінювати їх прохідний перетин, з'являється ще один канал регулюючого впливу. Звичайно поперечний переріз тарілок підтримують на такому значенні, щоб перепад тиску на окремих тарілках був постійним.

Робота тарілок такої конструкції може бути налагоджена і на дискретний режим, коли порція адсорбенту одноразово подається на верхню тарілку і залишається там протягом заданого часу; потім прохідний перетин тарілки відкривається, і адсорбент провалюється на нижче лежачу тарілку і т. д. Для керування такими тарілками встановлюється програмний пристрій, що відповідно до твердої тимчасової програми відкриває і закриває прохідні перетини тарілок. Цей же пристрій при скиданні адсорбенту з верхньої тарілки видає сигнал дозатору на початок завантаження її свіжим адсорбентом. Завантаження продовжується до того моменту, коли перепад тиску на верхній тарілці стає рівним заданому.

Регулювання десорберів з киплячим шаром. Виділення з адсорбенту поглиненої речовини проводиться в киплячому шарі тарілчастого апарату для сорбції з протитечією. Адсорбент після адсорбера (рис. 3.46) подається на верхню тарілку, а в нижню частину після калорифера надходить нагріте повітря.

Як і для процесу адсорбції, система регулювання десорберу включає вузли регулювання перепаду тиску у колоні і витрати повітря. Крім того, для кращого виділення поглиненої речовини стабілізують температуру повітря після калорифера зміною витрати теплоносія.

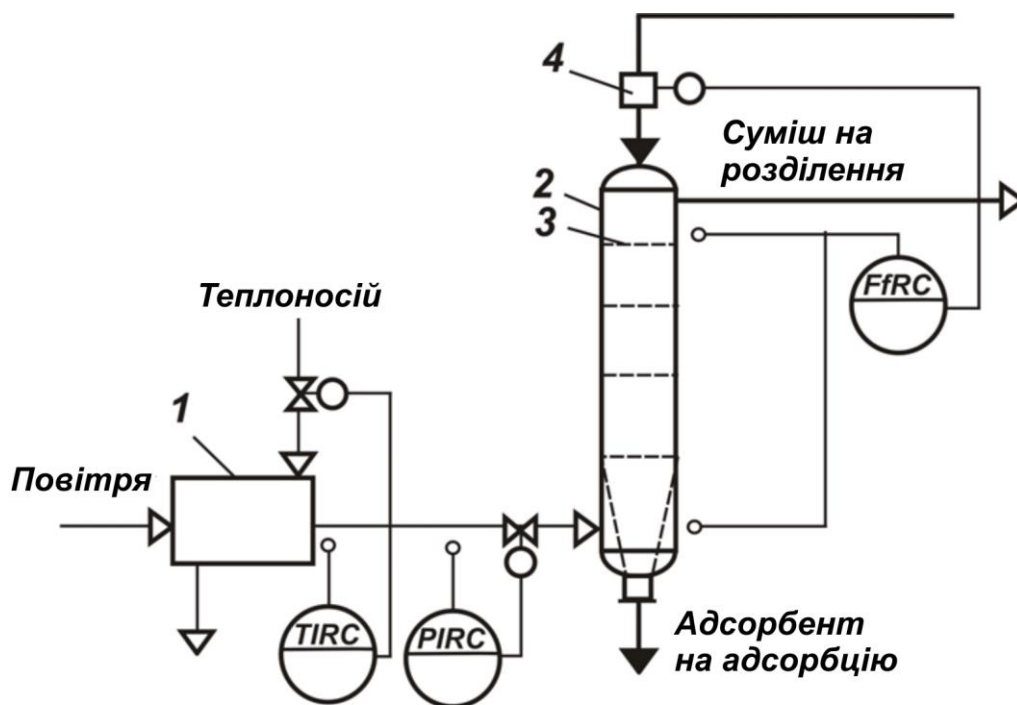


Рис. 3.46. Схема регулювання процесу десорбції в киплячому шарі: 1 – калорифер; 2 – десорбційна колона; 3 – тарілки; 4 – дозатор

Регулювання адсорберів з нерухомим шаром адсорбенту (рис. 3.47).

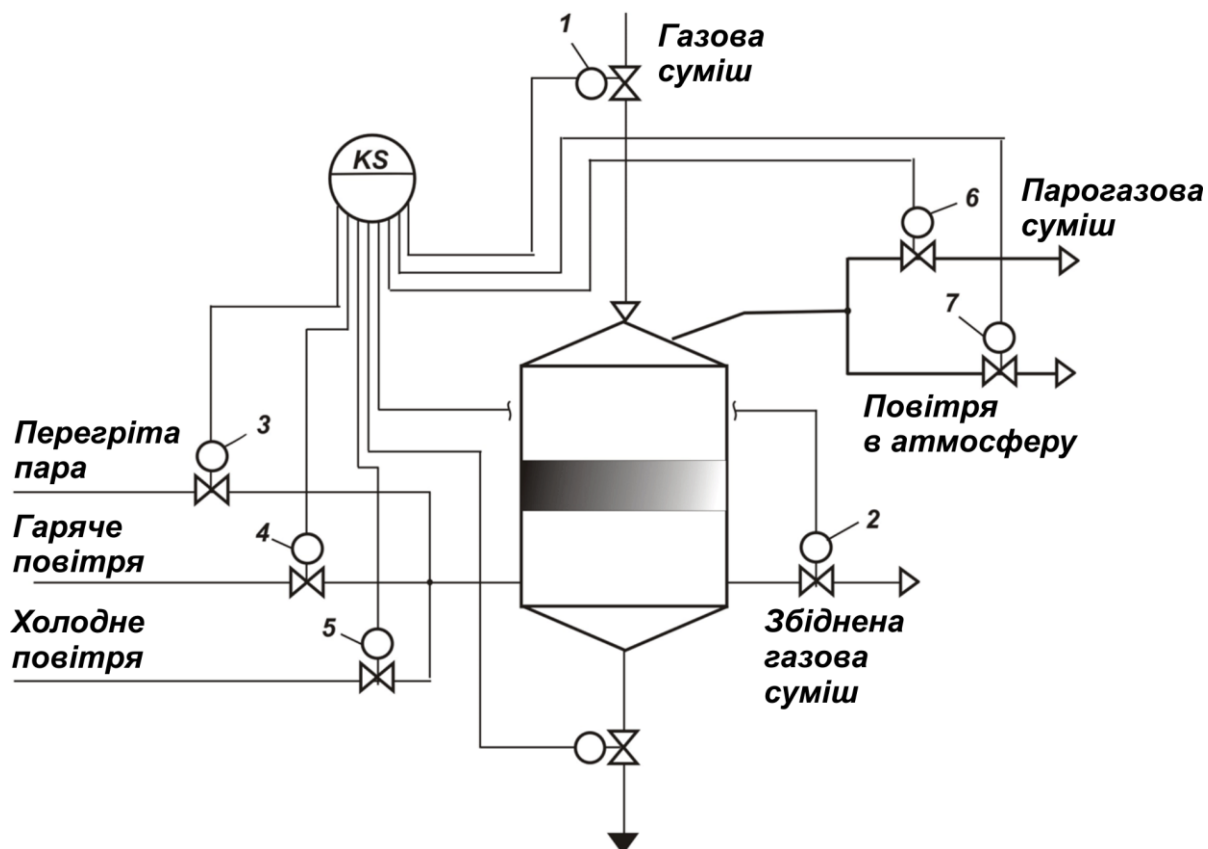


Рис. 3.47 – Схема регулювання адсорбера з нерухомим шаром адсорбенту

Адсорбери цього типу відносяться до періодично діючих апаратів. Для керування ними встановлюється програмний пристрій, що за твердою тимчасовою програмою здійснює наступні операції: відкриває клапани 1 і 2 і закриває клапани 3 – 8 (операція адсорбції); відкриває клапани 3 і 6 і закриває клапани 1, 2, 4, 5, 7, 8 (операція десорбції); відкриває клапани 4 і 7 і закриває клапани 1–3, 5, 6, 8 (операція сушіння адсорбенту), відкриває клапани 5 і 7 і закриває клапани 1–4, 6, 8 (операція охолодження адсорбенту); відкриває клапан 8 і закриває клапани 1–7 (операція зливу конденсату).

3.3.4 Сушіння

Типове рішення автоматизації (рис. 3.48). Як об'єкт керування при автоматизації процесу сушіння візьмемо барабанну прямоточну сушарку, у якій сушильним агентом служать димові гази, що отримані у топці. Показником ефективності даного процесу є вологість ω_k матеріалу, що виходить із сушарки, а метою керування – підтримка цього параметра на визначеному значенні.

Вологість сухого матеріалу визначається, з одного боку, кількістю вологи, що надходить з вологим матеріалом, а з іншого боку – кількістю вологи, що видаляється з нього в процесі сушіння. Кількість вологи, що надходить з вологим матеріалом, залежить від витрати цього матеріалу і його вологості ω_n .

Витрата матеріалу визначається продуктивністю сушарки, що, як правило, повинна бути постійною. Тому варто йти по шляхом стабілізації витрати вологого матеріалу, що забезпечує задану продуктивність і усуває збурювання по даному каналу. Для цієї мети встановлюють автоматичні дозатори.

Вологість ω_n залежить від технологічного режиму попередніх процесів. Зі зміною цього параметра в об'єкті будуть мати місце сильні впливи, що його збурюють.

Кількість вологи W , що поглинається сушильним агентом, визначають по формулі:

$$W = KF\bar{\Delta},$$

де K – коефіцієнт масопередачі (величина мало змінюється); F – поверхня контакту сушильного агента і матеріалу; $\bar{\Delta}$ – середня рушійна сила процесу.

Поверхня F залежить від товщини шару матеріалу і його гранулометричного складу. Товщина шару визначається наявністю матеріалу в барабані і при постійних витраті матеріалу і швидкості обертання барабана (на практиці для обертання використовують асинхронні двигуни з постійним числом оборотів робочого валу) буде постійна. Гранулометричний склад визначається ходом попередніх технологічних процесів; з його зміною в об'єкт вносяться збурювання.

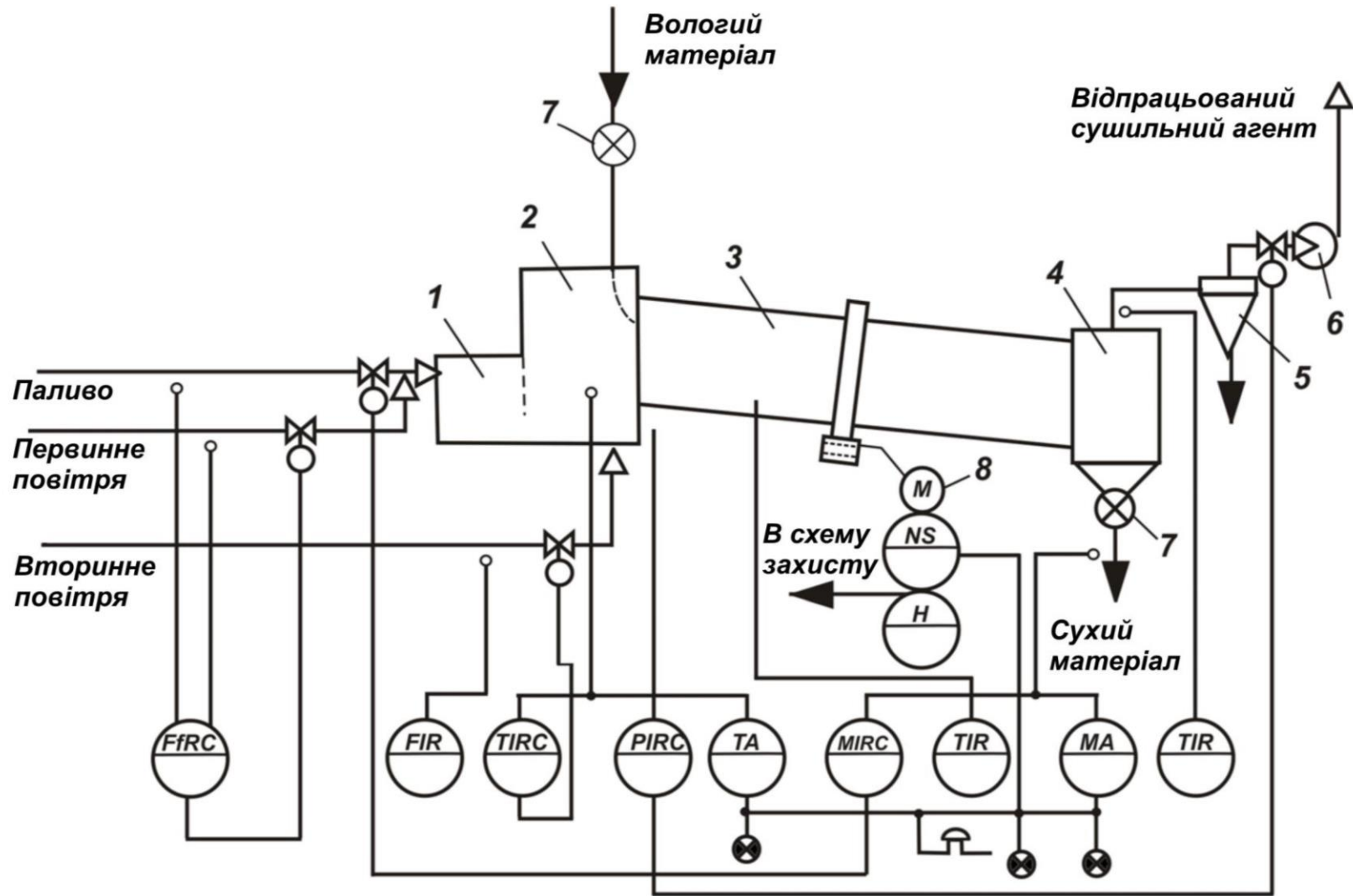


Рис. 3.48. Типова схема автоматизації процесу сушіння: 1 – топка; 2 – змішувальна камера; 3 – барабан; 4 – бункер; 5 – циклон; 6 – вентилятор; 7 – автоматичний дозатор; 8 – електродвигун барабана

Середня рушійна сила $\bar{\Delta}$ визначається рушійними силами на початку Δ_1 і наприкінці Δ_2 процесу (рис. 3.49). Положення точки A залежить від значень вологості матеріалу ω і сушильного агента φ_n , що визначаються попередніми процесами. Стабілізувати їх складно; по цих каналах будуть надходити збурювання. Положення точки B визначається значеннями вологості матеріалу ω_k (ω_k задається, виходячи з мети керування) і сушильного агента φ_k . Величина вологості φ_k залежить від витрати сушильного агента, що проходить через сушарку; чим більше витрата сушильного агента, тим менше φ_k і тим ліворуч розташовується точка B на лінії вологості ω_k . Зі зміною витрати сушильного агента в об'єкт можуть вноситися діючі регулюючі впливи.

Положення точок Γ і D визначається положенням кривої рівноважної вологості. Положення цієї кривої залежить від температури і розрідження в барабані сушарки. Розрідження легко стабілізується шляхом зміни витрати сушильного агента, виведеного із сушарки. Температура ж визначається всіма початковими параметрами, а також інтенсивністю процесу випару вологи з матеріалу. Стабілізувати її можна, зокрема, шляхом зміни чи витрати температури сушильного агента. Необхідно відзначити, що діапазон зміни останнього параметра істотно обмежений, що пояснюється вимогами техніки безпеки і можливістю розкладання матеріалу, що висушується.

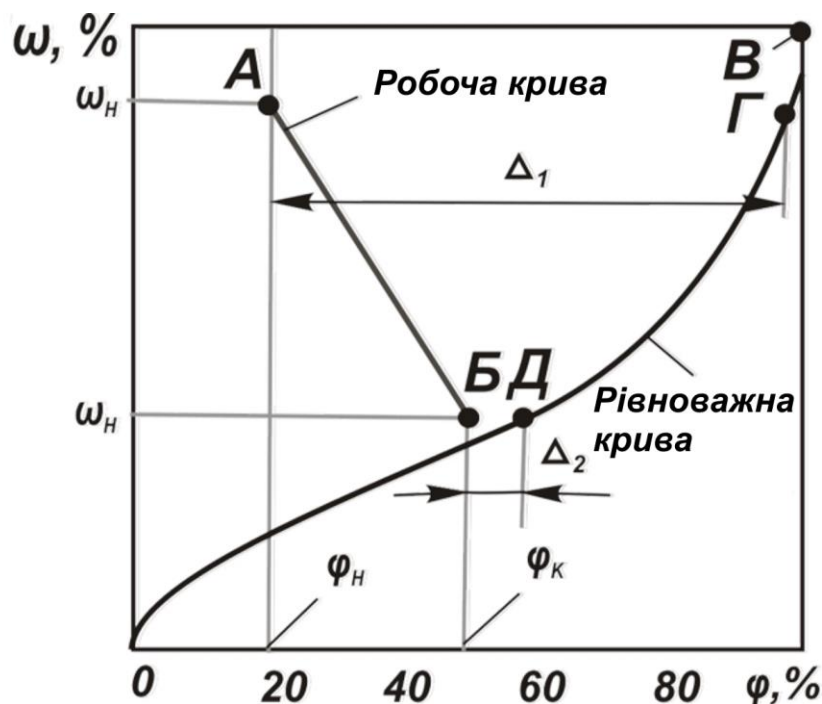


Рис. 3.49. Діаграма $\omega - \varphi$: OB – крива рівноважної вологості; ω_n, φ_n – вологість матеріалу на вході в сушарку і виході з неї; ω_k, φ_k – вологість сушильного агента на вході в сушарку і виході з неї

Таким чином, усі параметри, що впливають на показник ефективності, стабілізувати неможливо.

Зокрема, збурювання будуть виникати в результаті зміни початкової

вологості матеріалу і сушильного агента ω_n і φ_n , гранулометричного складу матеріалу і т.д.

У барабані може змінюватися розподіл матеріалу, а також гідродинамічні умови його обтікання сушильним агентом. У зв'язку з цим у якості основного регульованого параметра доцільно узяти вологість ω_k (використовуються вологоміри кондуктометричні, оптичні, радіаційні, електротермічні, комбіновані), а регулюючий вплив здійснювати зміною витрати сушильного агента. Якщо сушильний агент готується в топці, то регулювальний клапан встановлюють на лінії палива (див. рис. 3.21). Відповідність між витратами палива і повітря забезпечується регулятором співвідношення.

Температура сушильного агента на вході в барабан повинна бути стабілізована шляхом зміни витрати вторинного повітря. Необхідно регулювати також витрату вологого матеріалу і розрідження в сушарці зміною витрати відібраного сушильного агента.

При керуванні процесом сушіння варто контролювати витрату палива, первинного і вторинного повітря, вологого і сухого матеріалу, температуру сушильного агента на вході в сушарку і на виході з неї, температуру в сушарці, розрідження в змішувальній камері.

При значному відхиленні показника ефективності від заданого значення, небезпечному підвищенні температури сушильного агента на вході в сушарку і зупинці електродвигуна барабана повинний бути поданий сигнал обслуговуючому персоналу. Крім того, при зупинці електродвигуна повинна бути припинена подача матеріалу в сушарку.

Регулювання температури сушильного агента в сушарці. При відсутності надійного приладу для беззупинного виміру вологості матеріалу, а також при великих запізнюваннях у сушарці в якості основного регульованого параметра варто брати температуру сушильного агента в барабані. Датчик регулятора температури варто ставити на відстані $1/3$ довжини сушарки від місця введення матеріалу, де запізнювання мале і уже випарувалася значна частина вологи. У зв'язку з тим, що температура є розподіленим параметром, вірніше було б вести регулювання по середній температурі по довжині сушарки. Однак здійснити багатоточечний вимір температури в обертовому барабані складно.

Більш перспективним є використання двоконтурних систем регулювання, де як основний параметр узятя температура сушильного агента на виході з барабана (чи вологість його), а в якості допоміжного – температура в середині сушарки. Можна побудувати двоконтурну систему також у такий спосіб: основний параметр – температура в середині сушарки, допоміжний – параметр, який характеризує завантаження барабана, наприклад, витрату вологого матеріалу чи струм електродвигуна приводу барабана.

У якості основної регульованої величини може використовуватися і температура матеріалу на виході із сушарки. Однак вимір цього параметру представляє значні труднощі через нерівномірність температурного поля в матеріалі, налипання часток на датчик і т. п.

Регулювання барабанних сушарок з протитечією (рис. 3.50). У сушарках з протитечією для запобігання розкладання матеріалу під дією високих температур в якості основної регульованої величини потрібно використовувати температуру матеріалу на виході із сушарки і вносити регулюючі впливи зміною витрати сушильного агента. Температура повітря на вході в барабан регулюється зміною витрати теплоносія, який подається в повітрянагрівач, а вологість — зміною витрати рециркуляційного повітря. Вузли регулювання витрати вологого матеріалу і розрідження залишаються такими ж, як і в прямоточних сушарках.

Слід зазначити, що зміна витрати сушильного агента в сушарці з протитечією може бути здійснена й у залежності від вологості ω_k , а також від температури в самому барабані.

Регулювання стрічкових і конвеєрних сушарок (рис. 3.51) подібно барабанним. Стабілізації підлягають вологість сухого матеріалу чи кінцева температура сушильного агента, температура сушильного агента на вході в сушарку, розрідження в сушарці. Конструкції стрічкових і конвеєрних сушарок дозволяють приймати й особливі рішення по їхній автоматизації. При використанні стрічкового транспортера (конвеєра) з'являється можливість регулювання вологості ω_k зміною швидкості транспортера.

При наявності додаткового підігрівника під транспортером витрата теплоносія в підігрівник стабілізується, а при рециклі частини сушильного агента її витрата змінюється в залежності від вологості φ_n (на схемі цей вузол не показаний).

Регулювання струминних розпилювальних сушарок (рис. 3.52). У сушарках цього типу здійснюється сушіння суспензій різних неорганічних з'єднань (попередньо нагрітих у теплообміннику) за рахунок розпилювання їх сушильним агентом. У струминних (і інших) розпилювальних сушарках, як правило, потрібно одержати продукт не тільки заданої вологості, але і постійного гранулометричного складу. Дисперсність розпилю в струминних сушарках визначається в основному співвідношенням витрат сушильного агента і суспензії. Тому до уже відомих рішень з автоматизації додається, зокрема, вузол регулювання розмірів часток зміною співвідношення витрати суспензії і сумарної витрати повітря, що надходить у топку.

Якщо припустима стабілізація подачі суспензії, то в схему додатково вводиться регулятор суспензії.

В даний час при автоматизації струминних сушарок в якості основної регульованої величини часто використовують не вологість ω_k , а температуру чи вологість відпрацьованого сушильного агента. Регулювання цих параметрів у струминних сушарках можна здійснювати і зміною витрати вологого матеріалу, тому що тривалість перехідного процесу при зміні витрати розпилювальних суспензій невелика (2 – 3 хв.).

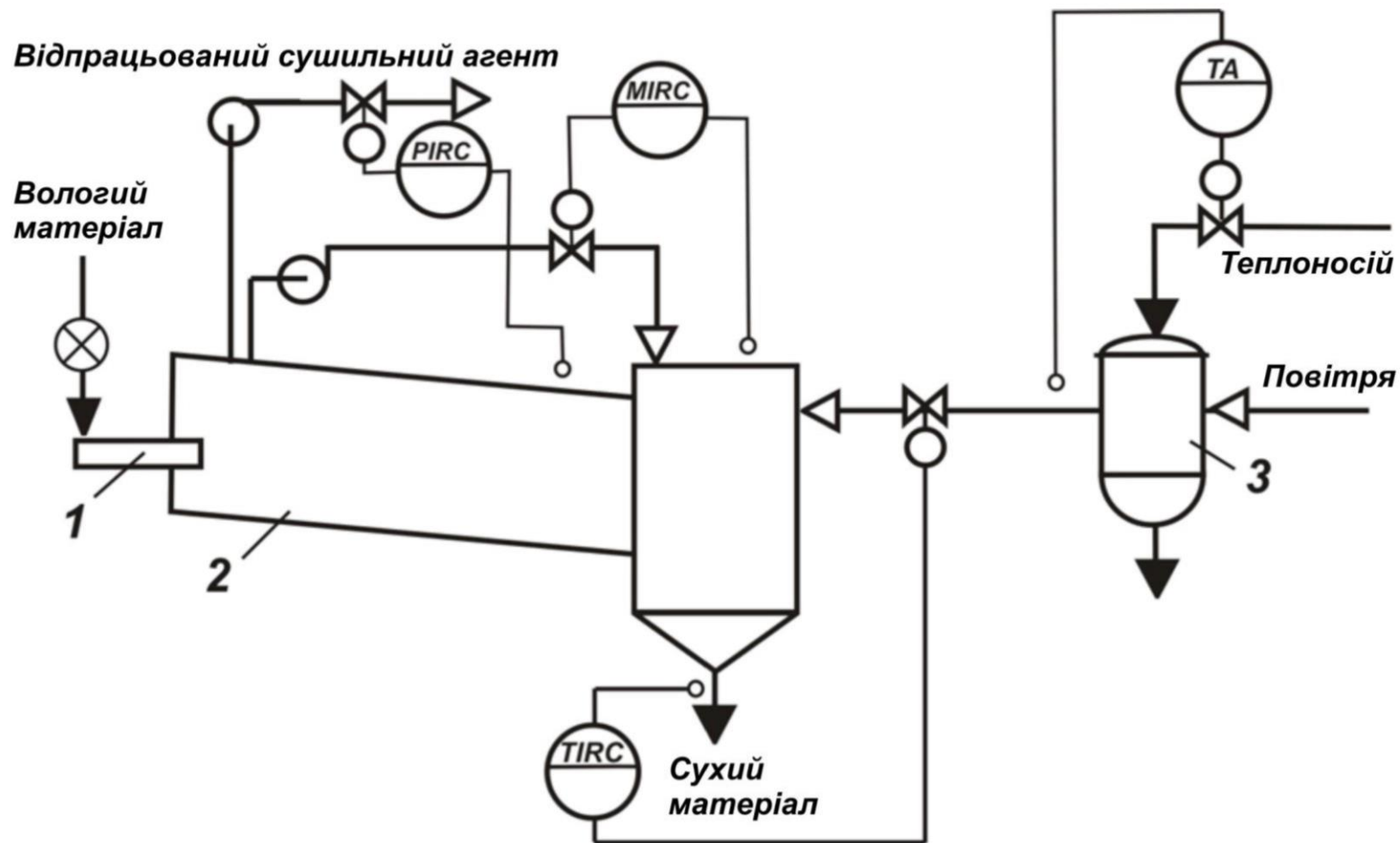


Рис. 3.50. Схема регулювання барабанної сушарки з протитечією: 1 – транспортер вологого матеріалу; 2 – барабан; 3 – повітрянагрівач

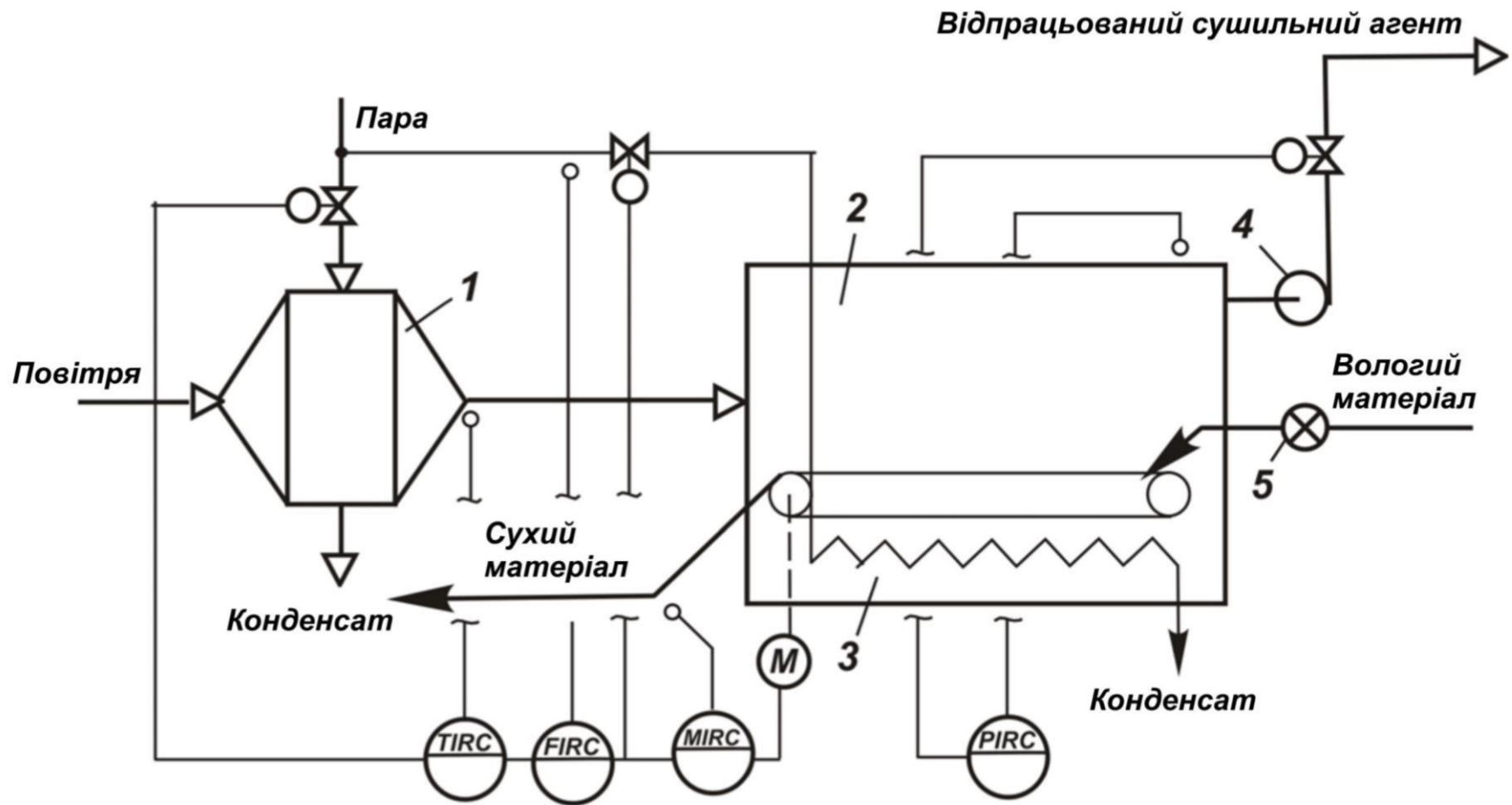


Рис. 3.51. Схема регулювання стрічкової (конвеєрної) сушарки: 1 – калорифер; 2 – сушарка; 3 – додатковий підігрівник; 4 – вентилятор; 5 – живильник

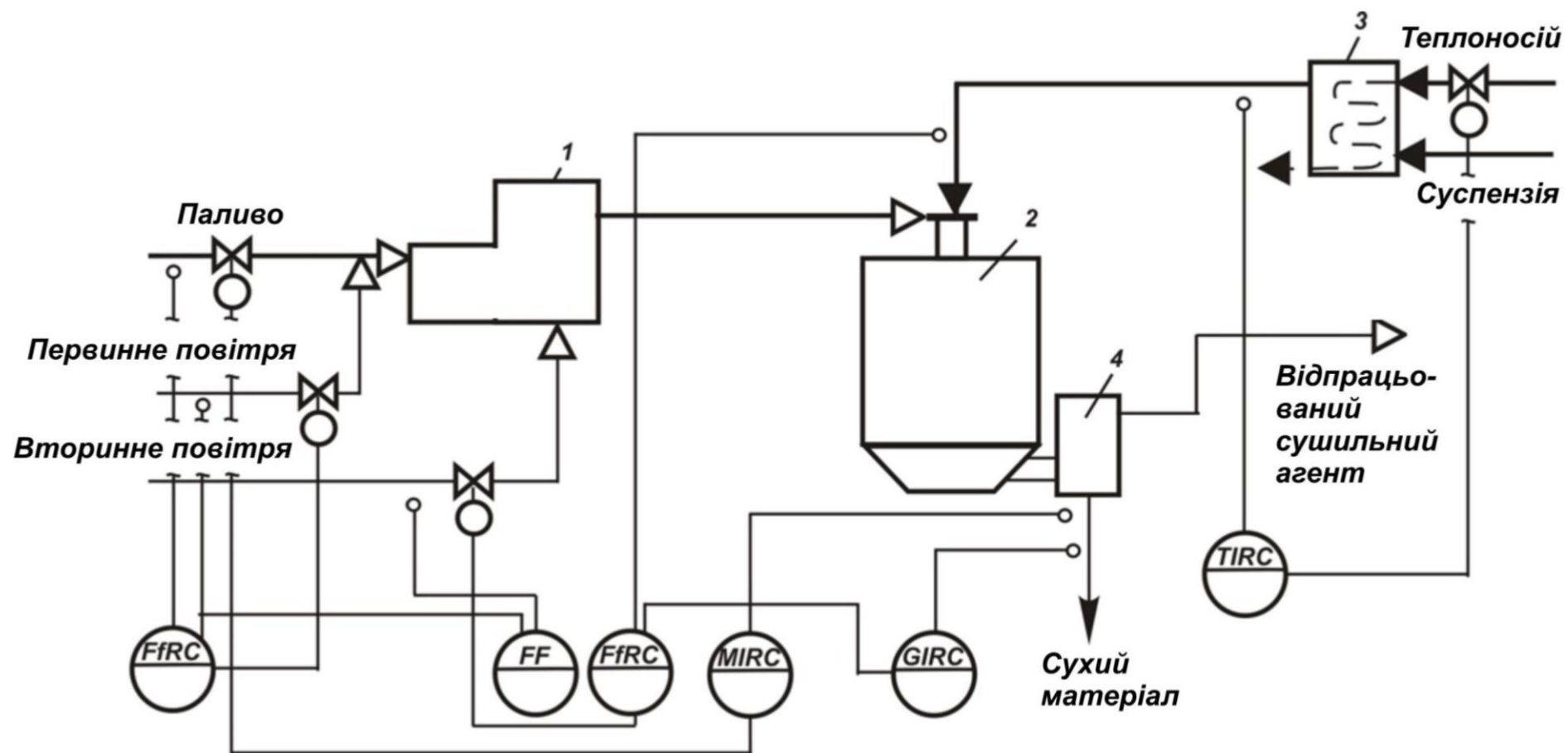


Рис. 3.52. Схема регулювання струминної сушарки: 1 – топка; 2 – сушарка; 3 – теплообмінник суспензії; 4 – сепаратор; G – розміри часток

Регулювання сушарок з механічними розпилювачами. У таких сушарках суспензія розпилюється за рахунок тиску перед механічним розпилювачем (форсункою), що і варто стабілізувати. Всі інші вузли регулювання такі ж, як і в струминних сушарках.

В окремих випадках йдуть шляхом коректування тиску суспензії перед форсункою по основному показнику процесу. Такими показниками можуть бути вологість висушеного продукту, його гранулометричний склад, температура відпрацьованого сушильного агента. Вибір основнорегульованого параметра визначається метою керування і властивостями суспензії.

На рис. 3.53 показана одна з таких схем з використанням двоконтурної системи регулювання. Регулюючий вплив здійснюється байпасуванням частини суспензії з виходу насоса суспензії на його вхід. У приведеній конструкції сепарація висушеного продукту виробляється безпосередньо в корпусі сушарки мішечними фільтрами. Для регенерації їх передбачений струшуючий механізм, що керується командним пристроєм за твердою тимчасовою програмою.

Регулювання сушарок з дисковими розпилювачами. У дискових розпилювальних сушарках диспергування суспензій відбувається за допомогою обертових дисків. Число оборотів дисків істотно впливає на процес сушіння, тому даний параметр необхідно стабілізувати. У випадку застосування асинхронних двигунів ця задача вирішується вибором двигуна з відповідним числом оборотів вала; у випадку ж застосування турбоприводу – використанням відцентрового регулятора прямої дії, що змінює подачу пари до нього.

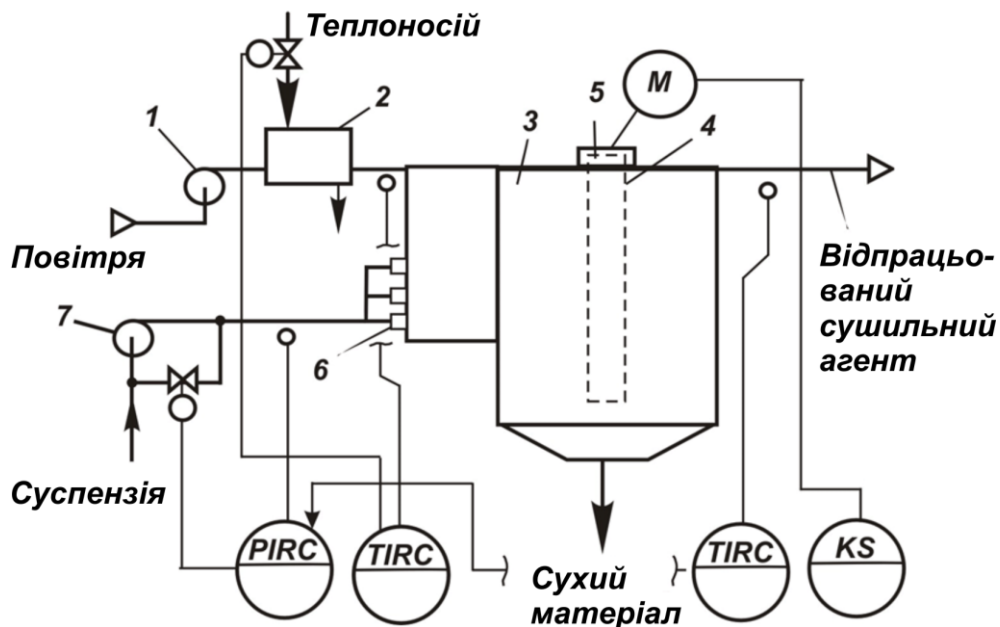


Рис. 3.53. Схема регулювання розпилювальної сушарки з механічними розпилювачами: 1 – вентилятор; 2 – теплообмінник; 3 – сушарка; 4 – мішечний фільтр; 5 – струшуючий пристрій; 6 – механічні розпилювачі (форсунки); 7 – живильний насос

Головний регульований параметр таких сушарок – температура відпрацьованого сушильного агента. Регулюючий вплив вноситься зміною витрати суспензії, тому що запізнювання цим каналом незначні. Так, вологість висушеного матеріалу і температура відпрацьованого сушильного агента при зміні витрати суспензії змінюються через 30 с., а при зміні витрати і початкової температури сушильного агента – через 130 с. Для ліквідації збурювань від зміни початкової температури і витрати сушильного агента ці параметри стабілізують. Чутливий елемент регулятора витрати встановлюють після пилоочисних пристроїв, тому що сушильний агент у сушарках цього типу містить велику кількість твердої фази.

В усіх схемах керування дисковими сушарками необхідно контролювати число оборотів диска. Для цього можна застосувати пристрій з постійним магнітом, який встановлено на робочому валі диска. Сигнал від такого пристрою може бути використаний для регулювання чи блокування, наприклад для припинення подачі суспензії при зменшенні числа оборотів нижче граничного.

Регулювання сушарок киплячого шару (КШ). При автоматизації сушіння в киплячому шарі основним показником процесу є температура в шарі, і тільки у випадку великих установок, коли температура по висоті шару змінюється, краще як такий показник брати температуру сушильного агента на виході, що відповідає середній температурі матеріалу в шарі.

Регулюючі впливи при стабілізації температур можуть здійснюватися зміною витрати вологого матеріалу чи сушильного агента, а також зміною температури останнього. Кращий перший варіант (рис. 3.54), тому що зміну параметрів сушильного агента можна робити тільки у визначеному, досить вузькому діапазоні (температури – через термічний розклад матеріалу, витрати – внаслідок підвищеного віднесення часток із сушильним агентом). Перший спосіб припускає наявність між сушаркою і попереднім технологічним процесом проміжного бункера з визначеним запасом матеріалу. Для запобігання склепіння утворення і зависання матеріалу в бункері передбачають автоматичні пристрої, що здійснюють струшування через визначені проміжки часу.

Нормальна робота сушарок КШ можлива тільки при визначеній висоті киплячого шару. З метою підтримки заданого значення цього параметра стабілізується гідродинамічний опір шару, тобто перепад тисків до і після ґрат впливом на варіатор електродвигуна живильника сухого матеріалу. Можна регулювати перепад тисків і зміною витрати сушильного агента, однак при цьому температура в киплячому шарі буде сильно коливатися.

Крім цих регуляторів передбачаються стандартні вузли регулювання розрідження, початкової температури сушильного агента, його витрати, співвідношення витрат палива і первинного повітря.

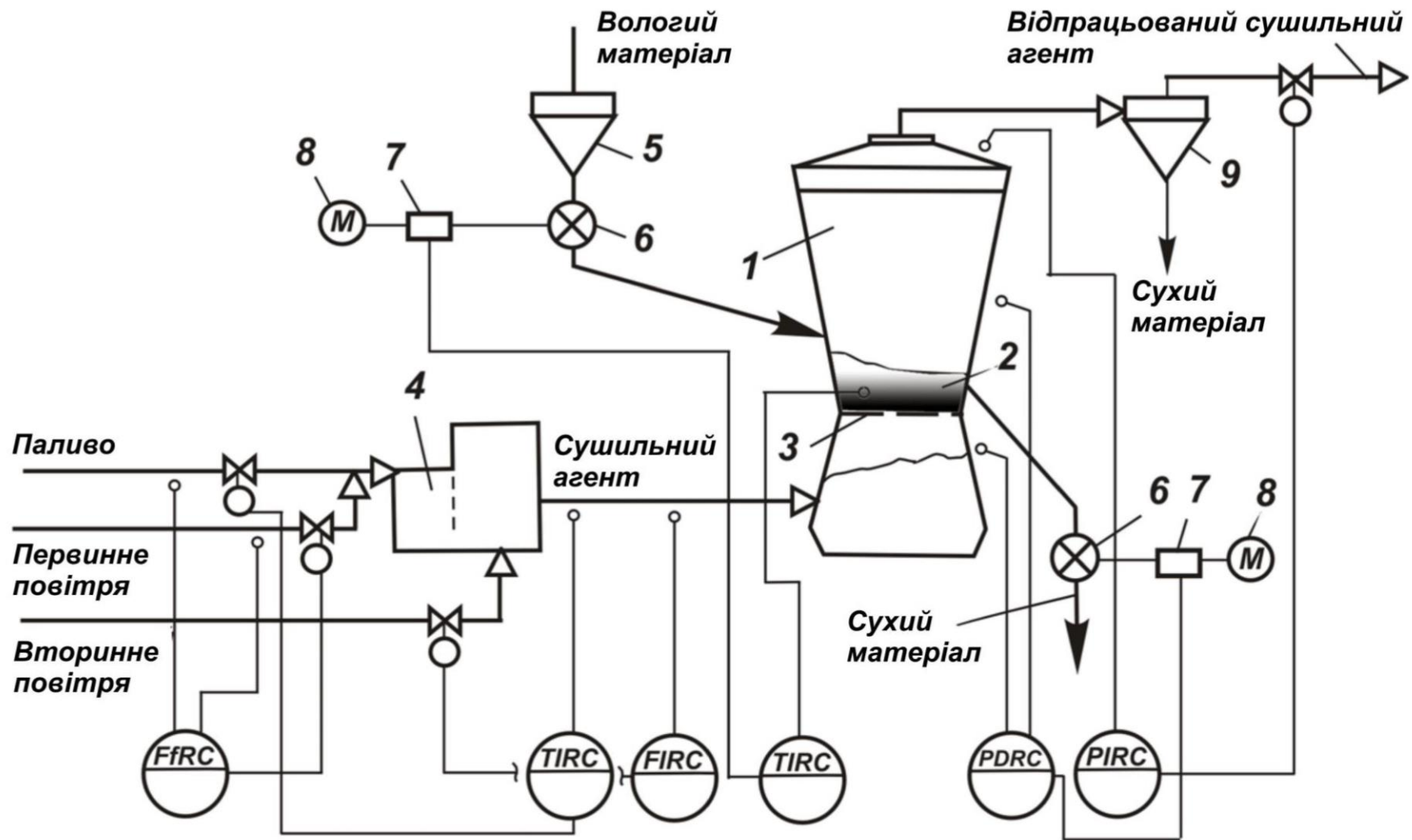


Рис. 3.54. Схема регулювання процесу в сушарках з киплячим шаром: 1 – сушарка; 2 – киплячий шар; 3 – ґрати; 4 – топка; 5 – проміжний бункер; 6 – живильники; 7 – варіатори; 8 – електродвигуни; 9 – циклон

Регулювання вихрових і аерофонтанних сушарок. За гідродинамічними і тепловими режимами цей тип сушарок подібний сушаркам КШ, тому регулювання їх аналогічне. Основними регуляторами, зокрема, є регулятор температури фонтануючого шару і регулятор перепаду тиску.

Регулювання контактних (барабанних і вальцьових) сушарок. Процес сушіння в апаратах такого типу обумовлений температурою поверхні, що гріє, що і використовують в якості основної регульованої величини. Якщо неможливо виміряти вологість ω_k , то вимірюють температуру поверхні теплопередачі, що обертається, за допомогою спеціальних контактних пристроїв.

Регулюючий вплив у контактних сушарках може вноситися зміною витрати теплоносія чи вихідного матеріалу, а також зміною швидкості обертання барабана. Кращий другий спосіб унаслідок великих запізнювань при зміні витрати теплоносія й обмеженого застосування регульованого привода барабана. Температуру теплоносія стабілізують.

Іноді одноконтурного регулювання процесу контактного сушіння тільки по температурі поверхні чи по кінцевій вологості матеріалу недостатньо. Тоді використовується зв'язане регулювання.

На рис. 3.55 представлена структурна схема багатоконтурної системи регулювання вальцьової сушарки, у якій керуючий вплив – зміна швидкості обертання барабана – формується в залежності від вологості матеріалу ω_k , швидкості обертання барабана V і їхніх похідних за часом.

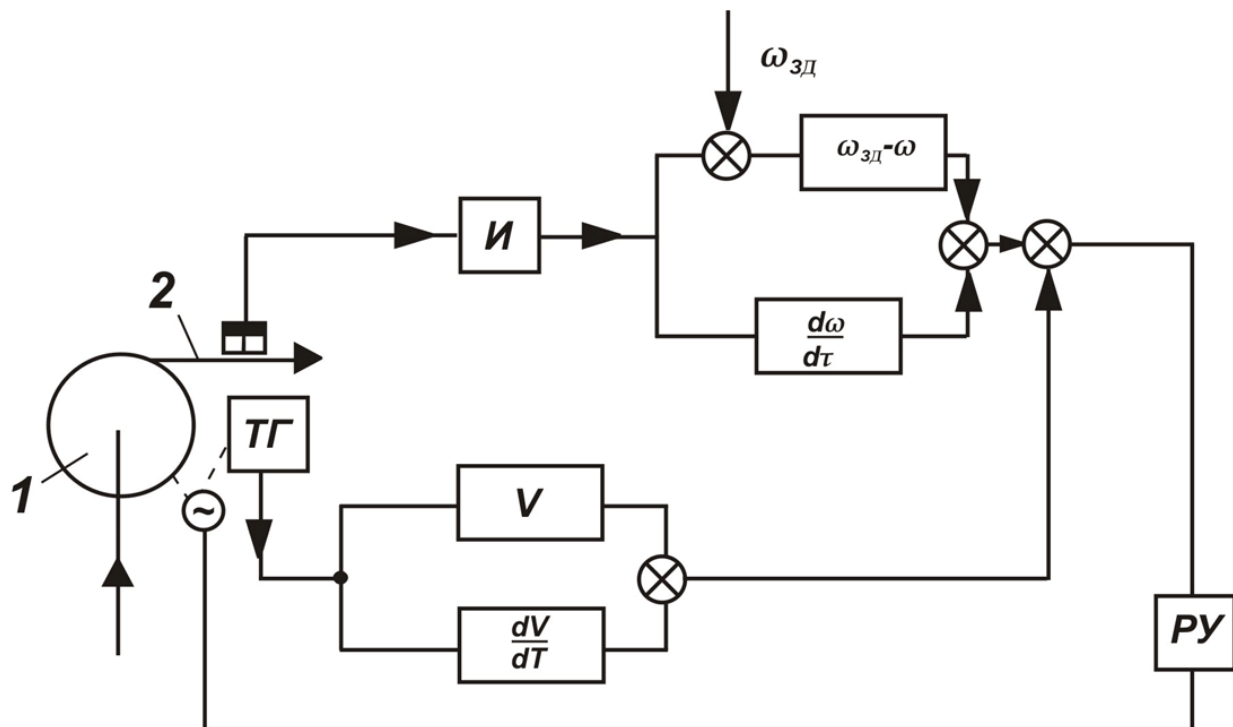


Рис. 3.55. Блок-схема зв'язаної системи регулювання вальцьової сушарки: 1 – барабан; 2 – стрічка сухого матеріалу; И – вимірник вологості; ТГ – тахогенератор; РУ – регулюючий пристрій

Регулювання радіаційних сушарок. При регулюванні процесу сушіння в радіаційних сушарках в якості основної регульованої величини використовується непрямий показник: температура поверхні випромінювача чи ж температура відпрацьованого сушильного агента. На рис. 3.56 показаний один з варіантів регулювання процесу. Крім регулятора температури випромінювача в схемі передбачений регулятор співвідношення витрат палива і повітря і регулятор вологості відпрацьованого сушильного агента.

Радіаційні сушарки працюють при високих температурах, що підвищує вимоги до них у відношенні техніки безпеки. Система автоматичного керування цими сушарками повинна забезпечувати автоматичне запалювання пальника топки, визначену послідовність пуску і зупинки окремих пристроїв установки і т. д.

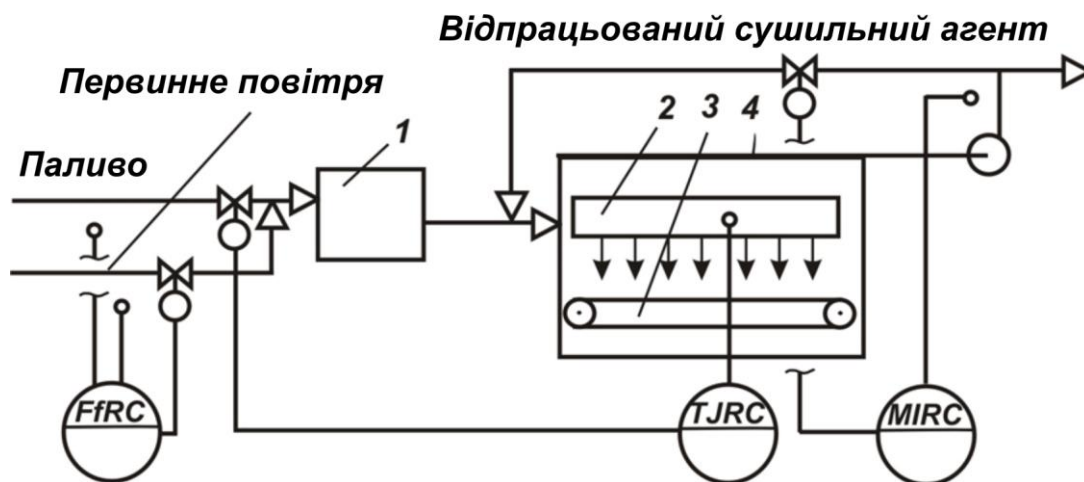


Рис. 3.56. Схема регулювання радіаційної сушарки: 1 – топка; 2 – випромінювач; 3 – конвеєр; 4 – корпус

Регулювання сушарок при використанні струмів високої частоти. При сушінні струмами високої частоти як регульовану величину доцільно брати температуру матеріалу. Термоелектричний термометр вводиться усередину матеріалу.

Для запобігання впливу струмів високої частоти на роботу вимірювального приладу в з'єднувальних проводах термочутливого елемента встановлюють високочастотні фільтри. Регулюючий вплив вноситься зміною напруги на робочому конденсаторі.

Регулювання сушарок періодичної дії. Закінчення процесу сушіння можна легко визначити по досягненню рівноважного значення вологості матеріалу, що характеризується рівністю температур матеріалу і сушильного агента. Для виміру цих температур встановлюють два термочутливих елементи, включають їх за диференціальною схемою і при досягненні різниці між ними заданого значення здійснюють за допомогою перемикаючого пристрою зміну операції сушіння на операцію розвантаження.

Оптимізація процесу сушіння за допомогою обчислювальної техніки.

Керуючі системи з оптимізацією доцільно застосовувати в сушарках з високоефективними способами сушіння, наприклад, із сушінням у киплячому шарі. У сушарках з великою інерційністю пошук екстремальних значень затягується, а якість регулювання не поліпшується в порівнянні з регулюванням за звичайними схемами.

Як критерій оптимальності сушіння вибирають, як правило, кількість вологи W , що видаляється з матеріалу в одиницю часу:

$$W = G_M(\omega_n - \omega_k).$$

Поточні значення витрати сухого матеріалу G_M і вологості ω_n і ω_k подаються на обчислювальний пристрій, що розраховує критерій оптимальності. Вихідний сигнал з цього пристрою надходить на екстремальний регулятор, що змінює по черзі витрати сушильного агента і вологого матеріалу, відшукуючи оптимальні значення критерію. При роботі екстремального регулятора вводиться обмеження по мінімальній вологості ω_k .

3.4 Автоматизація механічних процесів

3.4.1 Переміщення твердих матеріалів

Типове рішення автоматизації (рис. 3.57). Як об'єкт керування процесом переміщення твердих матеріалів прийемо стрічковий транспортер, що переміщає сипучий матеріал.

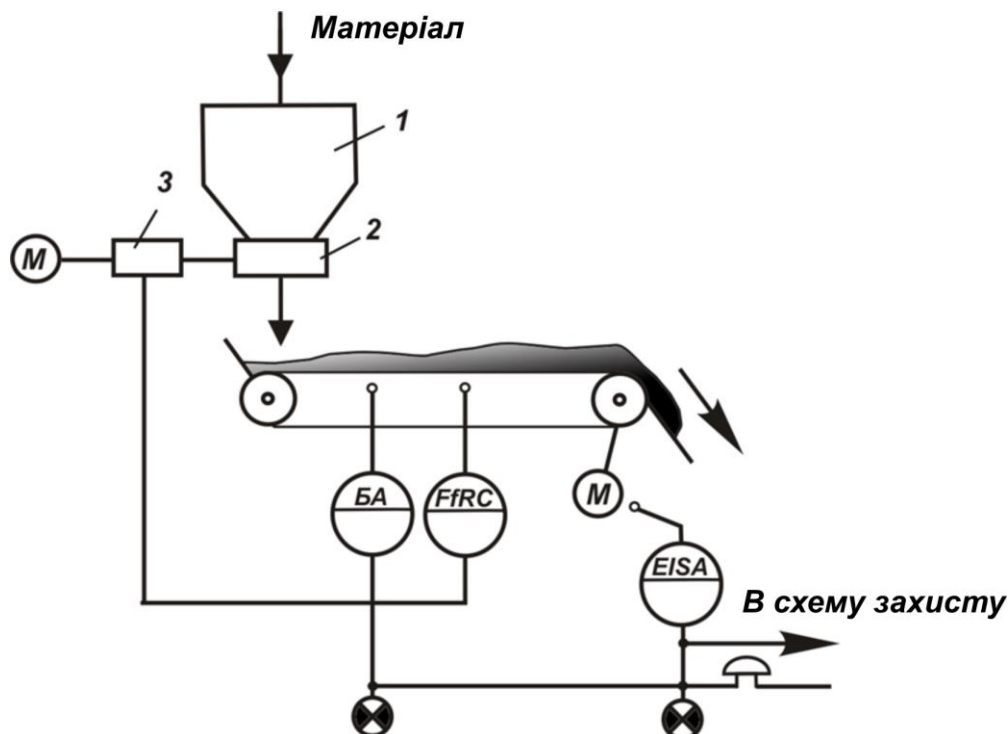


Рис. 3.57. Типова схема автоматизації процесу переміщення сипучих матеріалів: 1 – бункер; 2 – дозатор; 3 – варіатор; 4 – стрічковий транспортер; Б – наявність матеріалу на стрічці

Показником ефективності цього процесу є витрата матеріалу, що транспортується, а метою керування будемо вважати підтримку заданого значення витрати. У зв'язку з тим, що всі збурювання на вході в об'єкт (зміна гранулометричного складу матеріалу, його вологості і насипної маси, прослизання стрічки транспортера і т. п.) усунути неможливо, витрату матеріалу варто прийняти як регульовану величину і регулювати його коректуванням роботи дозуючих пристроїв (див. 3.4.2).

Контролю підлягають витрата переміщуваного матеріалу і кількість споживаної приводом електроенергії. При різкому зростанні струму електродвигуна транспортера, наприклад, у випадку заклинювання стрічки, повинні спрацювати пристрої сигналізації і захисту. Останні відключають електродвигун.

У зв'язку з можливістю засмічення окремих ділянок транспортної системи сторонніми включеннями (грудками, матеріалом, що налипнув) і небезпекою виходу з ладу окремих елементів транспортера контролюється і сигналізується також наявність потоку матеріалу за допомогою спеціального датчика.

Необхідно помітити, що типові рішення автоматизації стрічкового транспортера при переміщенні штучних вантажів аналогічні, але як регульовану величину в цьому випадку варто прийняти число одиниць вантажу в одиницю часу, а регулюючий вплив здійснювати коректуванням роботи навантажувальних пристроїв.

Різні цілі керування процесом переміщення. У залежності від вимог, пропонованих наступним по ходу переміщуваного матеріалу технологічним процесом, перед транспортним пристроєм можуть ставитися різні задачі.

1. Стабілізація усередненої в часі витрати. Ця задача ставиться частіше і розв'язується застосуванням порівняно простих пристроїв.

На рис. 3.58 показані схеми, що забезпечують вимір середньої витрати за визначений проміжок часу. Принцип дії зазначених пристроїв заснований на вимірі зусиль, що виникають під дією ваги матеріалу. Зусилля F , сприймані щупом від транспортера і передаються на перетворювач, можуть бути розраховані за рівнянням:

$$F = V \cdot \rho \cdot g \cdot \tau = V \cdot \rho \cdot g / v$$

де V – об'ємна витрата матеріалу; ρ – щільність матеріалу; g – прискорення вільного падіння; τ – час усереднення; L – довжина сприймаючої зусилля стрічки; v – швидкість стрічки.

У промисловості використовують кілька варіантів конструкцій приладів виміру усередненої за визначений проміжок часу витрати: з установкою всієї рами транспортера на чутливому елементі (рис. 3.58, а); з розміщенням одного кінця рами на елементі, а іншого – на рухливій опорі, що може переміщатися уздовж рами і тим самим змінювати зусилля, що надходять на елемент (рис. 3.58, б); з виділенням на транспортері витратно-вимірною ділянки, довжину якої можна змінювати переміщенням роликів (рис. 3.58, в).

2. Підтримка заданого миттєвого значення витрати. Цю задачу

вирішити значно складніше, по-перше, внаслідок флуктуації витрат, викликаних зміною прохідного перетину дозатора при проходженні через нього матеріалу, і, по-друге, внаслідок складності виміру миттєвої витрати. Для виміру миттєвої витрати використовуються складні пристрої, до складу яких входять елементи обчислювальної техніки.

3. Забезпечення визначеної сумарної кількості матеріалу за визначений цикл роботи. Таку задачу потрібно вирішувати, наприклад, при складанні шихти, упакованні визначених порцій матеріалу і т. д. Як пристрої, застосовувані для відважування визначеної порції матеріалу, використовують автоматичні ваги, що забезпечують зважування матеріалу, завантаження і розвантаження бункера.

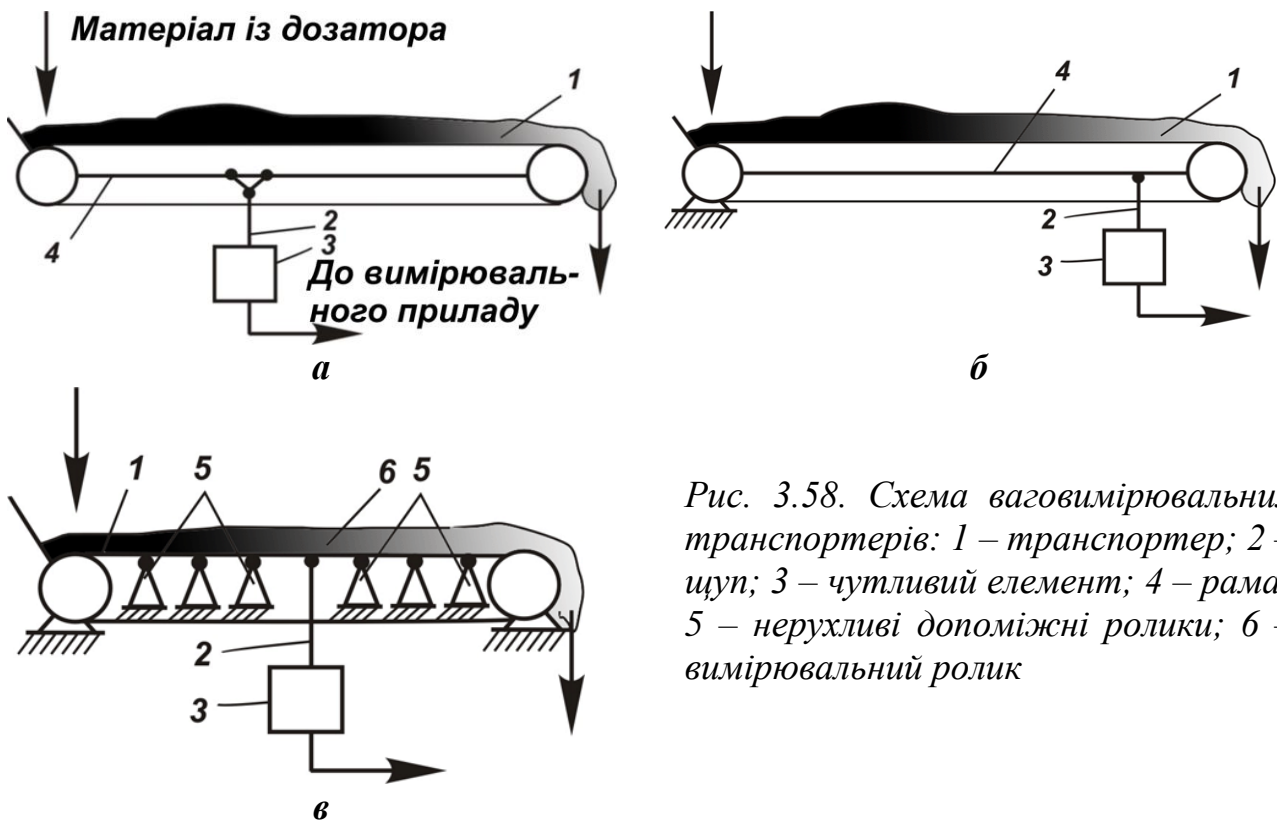


Рис. 3.58. Схема ваговимірювальних транспортерів: 1 – транспортер; 2 – щуп; 3 – чутливий елемент; 4 – рама; 5 – нерухливі допоміжні ролики; 6 – вимірювальний ролик

3.4.2 Дозування твердих матеріалів

Типове рішення автоматизації. Як об'єкт керування приймемо дозатор безупинної дії зі стрічковим живильником (рис. 3.59). Показником ефективності процесу дозування є витрата матеріалу, що дозується, а метою керування – підтримка визначеного значення цієї витрати.

Масову витрату матеріалу через стрічковий живильник визначають по рівнянням:

$$G = S \cdot v \cdot \rho',$$

де S – площа прохідного отвору; v – швидкість руху матеріалу; ρ' – насипна щільність матеріалу.

Зі зміною усіх визначальних параметрів в об'єкті можуть з'являтися впливи, що його збурюють.

Площа S , рівна добутку ширини стрічки b (величина постійна) на висоту відкриття заслінки h , періодично скорочується при проходженні часток матеріалу у крайки елементів, що обмежують прохідний перетин. Приймаючи, що частки (шматки) матеріалу мають кульову форму з еквівалентним діаметром d_{EKB} , одержали рівняння, що дозволяє розрахувати виправлення h' до висоти відкриття H , що враховує зменшення площі S :

$$h' = \frac{d_{EKB}}{8} \left(1 + \frac{3\pi}{4} \right) \approx \frac{d_{EKB}}{2,3}$$

Таким чином, площа S визначається за рівнянням:

$$S = b(h - d_{EKB}/2,3)$$

і залежить від висоти відкриття заслінки h і діаметра часток d_{EKB} . Висоту відкриття заслінки h порівняно просто стабілізувати, якщо змінювати при дозуванні. Діаметр d_{EKB} визначається процесом здрібнювання, що передує процесу дозування.

Швидкість v теж може змінюватися при коливаннях напруги і частоти струму в електричній мережі двигуна дозатора, а також при прослизанні приводних ременів і стрічки транспортера на ведучому барабані. Шляхом цілеспрямованої зміни швидкості b за допомогою варіатора чи іншого спеціального устаткування можуть здійснюватися регулюючі впливи.

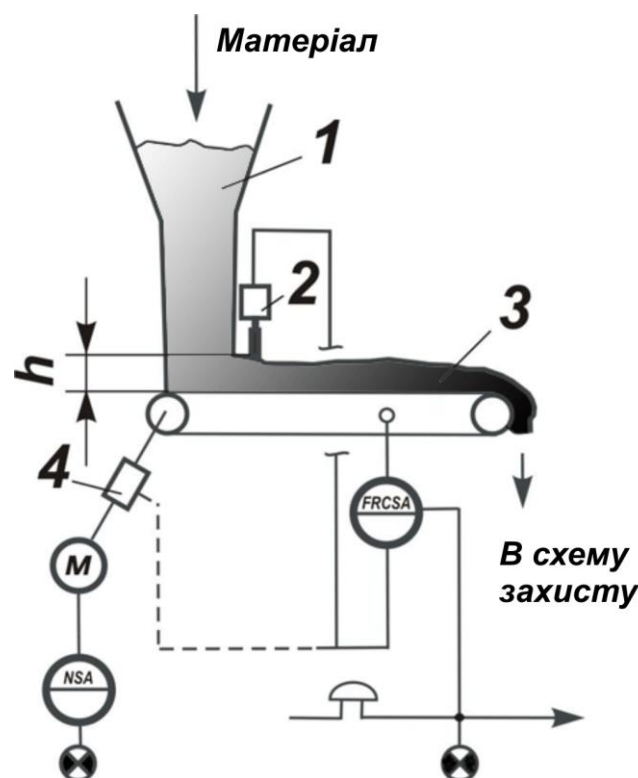


Рис. 3.59. Типова схема автоматизації процесу дозування: 1 – бункер; 2 – заслінка; 3 – транспортер; 4 – варіатор

Збурювання можуть надходити в об'єкт не тільки зі зміною розмірів часток і при зміні насипної щільності ρ' . Вони визначаються в основному попереднім технологічним процесом, але можуть мінятися також у залежності від метеорологічних умов і вологості навколишнього середовища. Коливання вологості приводять і до зміни коефіцієнта внутрішнього тертя, що є сильним збурюванням.

Таким чином, в об'єкт будуть надходити збурювання, для компенсації яких варто робити регулюючі впливи зміною ступеня відкриття чи заслінки швидкості переміщення матеріалу. Регульованою величиною буде служити витрата матеріалу, що дозується.

Контролювати слід витрату матеріалу і його кількість, а сигналізувати – значні відхилення витрати від заданого значення і стан привода дозатора (“Включений”, “Виключений”). У випадку повного припинення надходження матеріалу на стрічку транспортера пристрою захисти повинні автоматично припинити роботу дозатора й інших механізмів.

Регулювання дозатора зі стрічковим живильником регуляторами прямої дії (рис. 3.60). Регулятори прямої дії у виді системи важелів знайшли широке поширення для керування стрічковими живильниками завдяки простоті і надійності конструкції.

Рама живильника, що служить датчиком витрати, у цих випадках зв'язана через систему важелів із заслінкою, що змінює перетин прохідного отвору при зміні маси матеріалу на стрічці. Описаний пристрій відноситься до П-регуляторів.

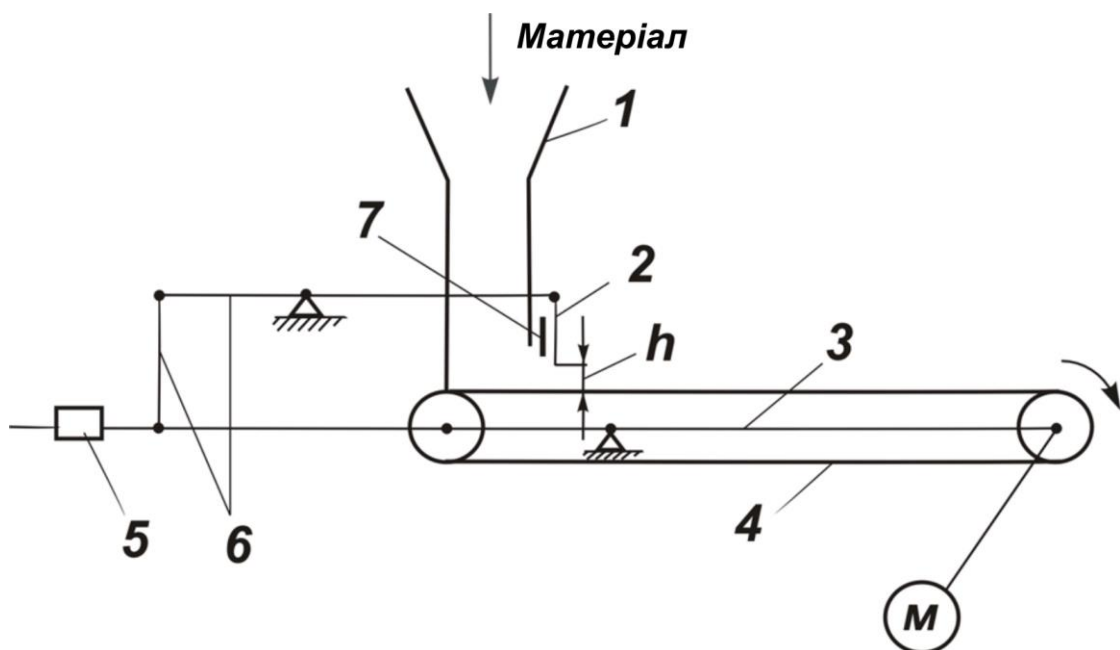


Рис. 3.60. Схема прямого регулювання дозатора зі стрічковим живильником: 1 – бункер; 2 – заслінка; 3 – коромисло; 4 – стрічка; 5 – рухливий вантаж (здатчик); 6 – важелі; 7 – заслінка ручного керування

Регулювання дозаторів з поділом потоку матеріалу, що дозується (рис. 3.61). Потік матеріалу, що дозується, поділяється на нерегульований (80 – 90% усього матеріалу) і регульований. Нерегульований потік надходить на транспортер, рама якого впливає на перетворювач регулятора й у залежності від маси матеріалу, що надійшов, змінює витрату регульованого потоку таким чином, щоб сумарна витрата дорівнювала заданому.

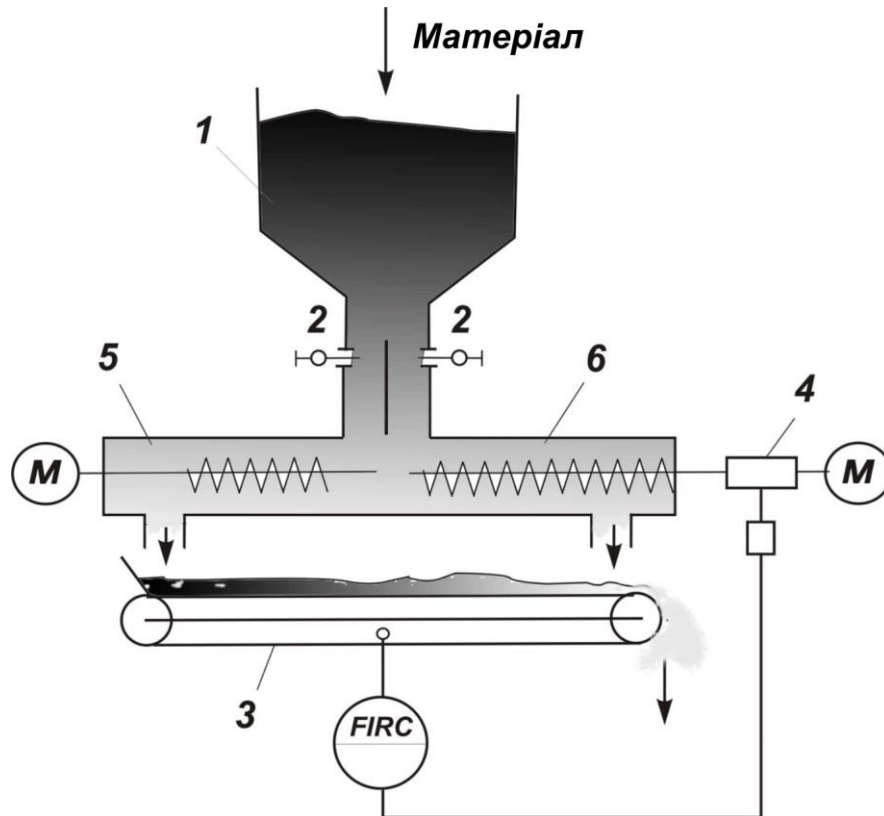


Рис. 3.61. Схема регулювання дозатора з поділом потоку матеріалу, що дозується: 1 – бункер; 2 – ручні заслінки; 3 – стрічковий транспортер; 4 – варіатор; 5, 6 – шнекові живильники

Способи внесення регулюючих впливів при використанні живильників різних типів. Велика розмаїтість матеріалів, що дозуються, привела до створення живильників різних типів (рис. 3.62). Розглянемо їхні характеристики з метою виявлення можливих регулюючих впливів.

Віброживильник застосовують для дозування різних матеріалів. Рух матеріалу по похилому лотку забезпечується завдяки зворотно-поступальним рухам лотка, створюваним електромагнітним віброприводом. Характеристика вібродозатора має наступний вид:

$$G = K \cdot a \cdot f \cdot b(h - d_{ЕКВ} / 2,3) \rho$$

де K – коефіцієнт; $K = f(\alpha)$; α – кут нахилу лотка; A – амплітуда коливань; f – частота коливань; b – ширина лотка (постійна величина); h – висота підйому заслінки.

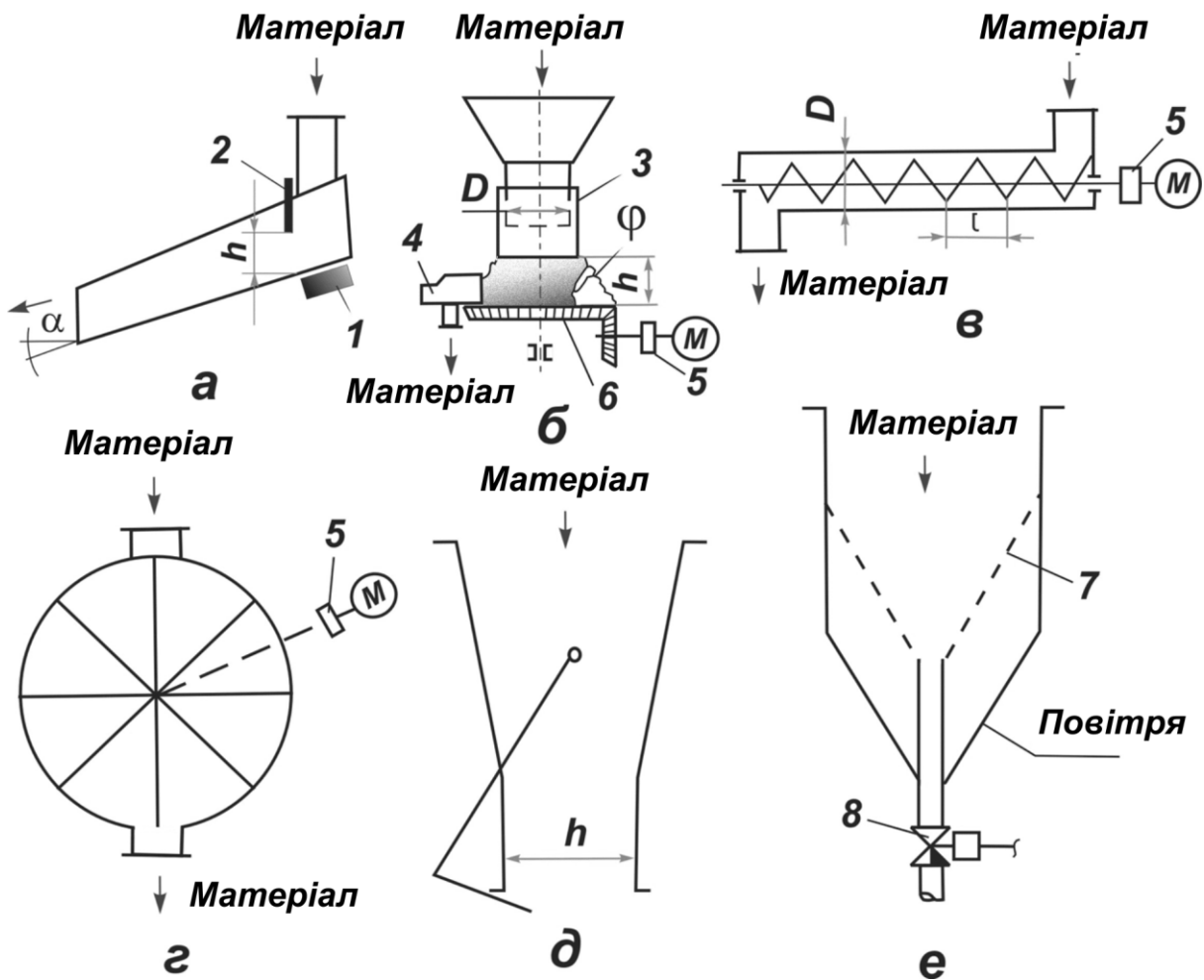


Рис. 3.62. Типи живильників: а – вібраційний; б – тарілчастий; в – шнековий; г – секторний; д – гравітаційний; е – аераційний; 1 – вібропривод; 2 – автоматична заслінка; 3 – манжета; 4 – ніж; 5 – варіатор; б – тарілка; 7 – пориста перегородка; 8 – шланговий клапан

З рівняння випливає, що регулювати продуктивність можна шляхом зміни амплітуди і частоти коливань живильника, кута нахилу лотка і ступеня відкриття заслінки. Широке поширення одержало регулювання шляхом зміни амплітуди коливань. Простотою цього способу є зміни амплітуди: вона знаходиться в прямій залежності від напруги, що підводиться до обмоток електромагнітів. Між напругою і витратою матеріалу існує пропорційна залежність, що дає можливість стійкого і плавного регулювання витрати матеріалу, що дозується, в широких межах. Цей спосіб відрізняється ще одним істотним достоїнством – швидкістю протікання перехідних процесів: нове значення амплітуди встановлюється через 0,04 – 0,05 с. після зміни напруги.

Впливати на швидкість проходження матеріалу можна також шляхом зміни кута нахилу лотка α , при цьому продуктивність живильника змінюється в значних межах. Рідше використовується метод регулювання продуктивності шляхом зміни висоти підйому заслінки 2.

Тарілчастий живильник призначений для дозування дрібнозернистих і мілкокускових матеріалів. Він являє собою круглу тарілку, яка установлена під бункером і обертається приводом. Між бункером і тарілкою містяться манжета і ніж. Характеристика живильника виражається наступним рівнянням:

$$G = \pi \left(D + \frac{h \operatorname{ctg} \varphi}{3} \right) \frac{h^2 \operatorname{ctg} \varphi}{2} n \rho',$$

де D – діаметр манжети; n – частота обертання (число оборотів) тарілки; φ – кут природного укосу матеріалу на тарілці, h – висота щілини.

Аналіз рівняння показує, що регулювати продуктивність тарілчастого живильника можна зміною частоти обертання (числа оборотів) чи висоти щілини h . Найбільший інтерес представляє другий метод. Висоту щілини h змінюють переміщенням манжети 3. Однак у такий спосіб можна домогтися тільки грубого регулювання. Більш точне регулювання досягається зміною положення ножа 4, унаслідок чого міняється товщина шару матеріалу, що зрізується.

Установивши регульований електропривод чи варіатор 5 з реверсивним двигуном, можна регулювати витрату G зміною числа оборотів n .

Шнековий живильник застосовують для видачі порошкоподібних і дрібнозернистих матеріалів. Характеристика живильника має вид:

$$G = (\pi D^{2/4}) l \cdot n \cdot \rho',$$

де D – діаметр жолоба живильника; l – відстань між лопатами; n – частота обертання вала живильника.

Як видно з рівняння, єдиним регулюючим впливом є зміна числа оборотів n . Для цього встановлюють регульовані електроприводи чи варіатори з реверсивним двигуном.

Секторний живильник використовують для дозування порошкоподібних і дрібнозернистих матеріалів. Такий живильник має обертовий барабан, розділений радіальними стінками на кілька відсіків. Його характеристика має вид:

$$G = k \cdot V \cdot n \cdot \rho',$$

де k – кількість секторів; V – ємність одного сектора; n – частота обертання вала живильника.

Регулюючі впливи можуть вноситися зміною числа оборотів вала живильника і ємності сектора. Останній спосіб не знайшов широкого застосування через його складність. Регулювання шляхом зміни швидкості обертання теж має недолік – обмеження по граничному верхньому значенню швидкості, тому що при великій швидкості сектора заповнюються лише частково.

Гравітаційний живильник. Рівняння залежності між витратою матеріалу, що дозується, й іншими параметрами процесу має вид:

$$G = b(h - d_{\text{ЕКВ}} / 2,3) \rho' \sqrt{2g},$$

де b – ширина отвору в нижній частині бункера; h – довжина отвору; H – висота установки живильника.

З рівняння випливає, що регулювати продуктивність живильника такого типу можна лише зміною довжини отвору за допомогою автоматичної заслінки.

Аероживильник знайшов застосування для дозування пилоподібних матеріалів. Матеріал у таких живильниках приводиться в псевдозріджений стан подачею повітря через пористу перегородку і рухається за рахунок сили ваги по трубі до споживача.

Зміна витрати матеріалу, що дозується, легко здійснюється за допомогою стандартних регулювальних органів. Для підтримки нормального режиму псевдозрідження доцільно регулювати тиск повітря.

Автоматизація дозаторів дискретної дії. Такі дозатори повинні забезпечити подачу рівних порцій сипучого матеріалу. Як правило, вони являють собою саморозвантажний ківш, що встановлюється під бункером матеріалу. Бункер закінчується гравітаційним живильником зі швидкодіючою автоматичною заслінкою.

Системи автоматичного керування такими дозаторами виконуються на електричних чи механічних елементах. В останньому випадку вони являють собою систему важелів з вантажем, місце розташування якого відповідає заданій і-порції. Вони виконують наступні операції: відкриття заслінки; наповнення ковша до заданого значення маси; закриття заслінки; спорожнювання ковша; повернення ковша у вихідне положення. Сигнал на спорожнювання ковша може подаватися як по досягненні потрібної маси, так і протягом заданого часу.

При підвищених вимогах до точності роботи під ковшем установлюють два гравітаційних живильники, причому один з них працює в режимі грубого дозування, а інший – в режимі точного. Система керування здійснює в цьому випадку наступні операції: одночасне відкриття двох заслінок; наповнення ковша до визначеного значення маси трохи меншого, ніж задане; закриття великої заслінки; досипання матеріалу через менший живильник до точного значення заданої маси; закриття малої заслінки; спорожнювання ковша; повернення механізмів у вихідне положення.

За допомогою автоматичних пристроїв точність зважування дозаторів дискретної дії може бути доведена до 0,5 – 1 %.

Інші мети керування процесом дозування. Часте дозування з розуміння найкращого ходу наступного процесу ведеться з метою не стабілізації витрати, а підтримки постійного значення якого-небудь параметра цього процесу. Наприклад, для підтримки матеріального балансу численних бункерів коректування режиму роботи дозаторів здійснюють за рівнем сипучого матеріалу в них. Для оптимального ведення процесу сушіння інтенсивність подачі матеріалу в сушарку визначають у залежності від початкової вологості матеріалу. Для підтримки визначеного ступеня завантаження кульових млинів витрату матеріалу, подаваного в млин, змінюють у залежності від величини

завантаження матеріалу. Дозування мілкокускового палива, що подається в топку парових казанів, повинне відповідати одному з вихідних параметрів одержуваної в казані пари.

3.4.3 Здрібнювання твердих матеріалів

Типове рішення автоматизації (рис. 3.63). Як об'єкт керування при автоматизації процесу здрібнювання приймемо барабанний млин сухого помелу. Показником ефективності при керуванні даним процесом є розмір шматків здрібненого матеріалу (тонина помелу), а метою керування – підтримка визначеного кінцевого гранулометричного складу матеріалу.

Гранулометричний склад визначається, з одного боку, властивостями матеріалу, що подрібнюється (твердістю, вологістю, насипною щільністю, розмірами), і кількістю його в барабані, а з іншого – кінетичною енергією, з якою кулі впливають на матеріал.

На ділянку дроблення, як правило, подається різномірний матеріал, тому в об'єкт керування будуть надходити впливи, що збурюють. Стабілізувати властивості матеріалу, подаваного в млин, неможливо. Єдиною можливістю зменшити частоту і силу збурювань є перемішування різних партій сировини з метою усереднення їхніх характеристик. Кількість матеріалу M в барабані буде визначатися витратою сировини і кінцевого продукту. Залежність між ними виражається рівнянням:

$$M = K \cdot G,$$

де K – коефіцієнт, що враховує вплив властивостей матеріалу, частоти обертання барабана, ступеня заповнення барабана тілами, що мелють, і інших параметрів; G – витрата сировини чи кінцевого продукту.

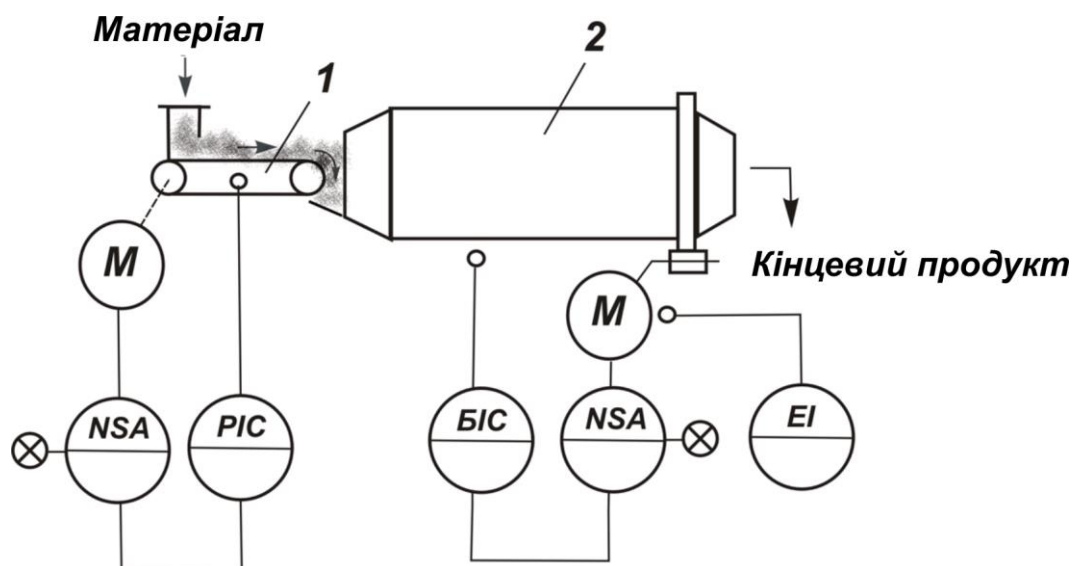


Рис. 3.63. Типова схема автоматизації процесів здрібнювання: 1 – стрічковий живильник; 2 – барабан; Б – амплітуда шуму

Залежність коефіцієнта K від частоти обертання барабана при постійній

витраті сировини показана на рис. 3.64, а. Інші параметри, що впливають на обсяг матеріалу в млині, або є постійними величинами, або їх неможливо стабілізувати.

Таким чином, кількість матеріалу в барабані може бути стабілізована шляхом зміни витрати сировини чи кінцевого продукту, а також частоти обертання барабана.

Кінетична енергія, з якою кулі впливають на матеріал, залежить від висоти падіння окремої кулі і числа ударів куль в одиницю часу. Природно, що зі збільшенням цих параметрів інтенсивність здрібнювання зростає.

Висота падіння кулі залежить від частоти обертання барабана млина; зі збільшенням частоти обертання до визначеної межі вона зростає, при більш високій швидкості – починає зменшуватися.

Число ударів куль можна визначити за формулою:

$$m = \eta_n \cdot n \cdot N,$$

де η_n – число падінь кулі за один оборот барабана; n – частота обертання барабана; N – число куль у млині (величина постійна).

Число η_n залежить також від частоти обертання n , що підтверджує графік, представлений на рис. 3.65, б; зі зменшенням n значення η_n зростає.

Висоту падіння і число ударів куль можна стабілізувати, підтримуючи постійне число оборотів n . Зміною цього параметра можна здійснювати регулюючі впливи. Практика показала, що для підтримки заданих розмірів шматків здрібненого матеріалу зміна n не повинна перевищувати 20 – 30 % від номінального значення.

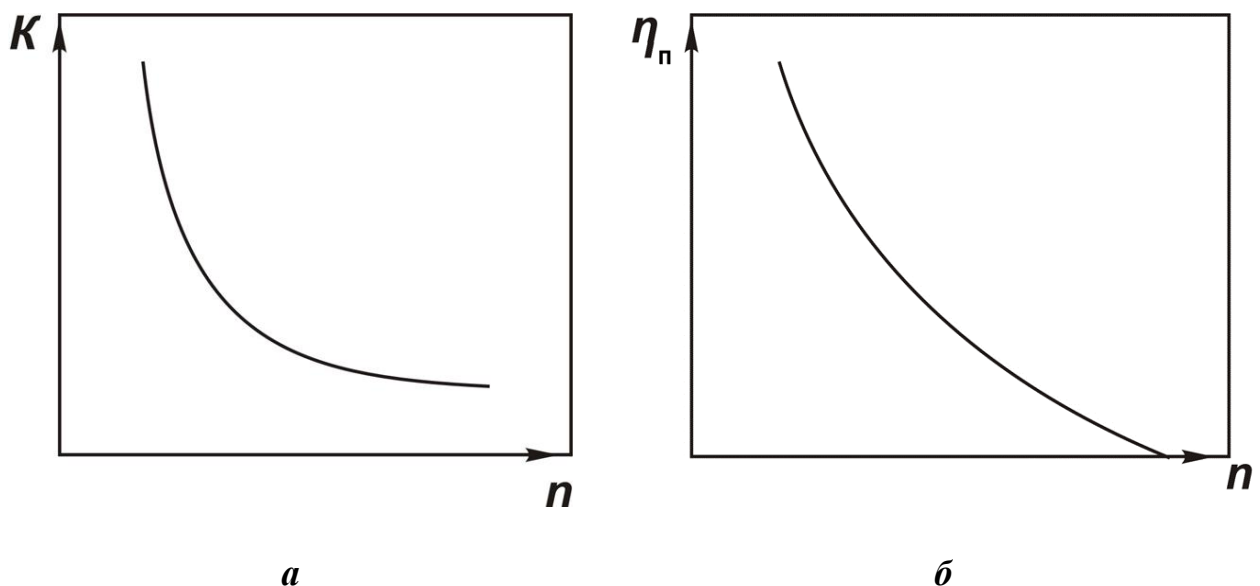


Рис. 3.64. Залежність коефіцієнта K (а) і числа падінь кулі η_n (б) від частоти обертання барабана n

У зв'язку з наявністю непереборних збурювань по каналу вихідного матеріалу в якості основної регульованої величини варто було б прийняти гранулометричний склад кінцевого продукту, а регулюючі впливи здійснювати зміною частоти обертання барабана. Витрату матеріалу при цьому варто

стабілізувати, що забезпечить усунення збурювань по цьому каналу і постійну продуктивність дробарки.

В даний час у промисловості немає якісних датчиків розмірів твердих часток, які діють безупинно, тому стабілізують кількість матеріалу в барабані. Вона реагує практично на всі параметри, що визначають розміри часток.

Необхідно враховувати і той факт, що якщо миттєве значення кількості матеріалу в барабані стане менше обсягу порожнеч між кулями, то велика частина кінетичної енергії куль буде витрачатися не на здрібнювання матеріалу, а на нагрівання і взаємне розколювання куль і футеровки млина. Тому обсяг матеріалу повинний бути завжди більше обсягу порожнеч чи дорівнювати йому. З економічної точки зору такий режим теж більш вигідний з наступної причини: центр ваги всередині мірошницького завантаження наближається до вертикальної осі млина, у результаті статичний момент усередині мірошницького завантаження зменшується, що знижує витрату потужності на одиницю об'єму матеріалу.

Обсяг матеріалу M не піддається безпосередньому виміру. На практиці ця регульована величина визначається непрямими методами: по силі струму електродвигуна млина, по вібрації барабана чи опори млина, по амплітуді шуму, створюваного млином. Найбільше поширення знайшов останній метод.

Контролю в даному процесі підлягають витрата матеріалу; амплітуда шуму, створюваного млином; кількість споживаної енергії. Сигналізується стан барабана, тобто включений він чи виключений. Установлюються пристрої пуску і зупинки двигунів дробарки.

Регулювання барабанних млинів мокрого помелу. Автоматизувати ці машини складніше, ніж млини сухого помелу, внаслідок появи додаткового рідинного потоку. Витрату води, яка подається в млин, варто стабілізувати чи змінювати в залежності від кількості матеріалу в млині. Як регульовану величину можна вибрати і щільність суспензії, що досить точно характеризує тонкість помелу.

Регулювання обсягу матеріалу зміною витрати сировини. Якщо для наступного за процесом переміщення технологічного процесу не потрібна постійна витрата здрібненої речовини, то регулюючі впливи при стабілізації кількості матеріалу M можна здійснювати зміною витрати сировини. Режим роботи дозуючих пристроїв при цьому повинний відповідати заданому обсягу матеріалу в барабані млина, а всі інші параметри процесу варто підтримувати постійними.

При використанні млинів мокрого помелу можна стабілізувати обсяг матеріалу M зміною не тільки витрати сировини, але і витрати суспензії. Для цього встановлюють регулятор, що закриває чи відкриває зливальний отвір млина.

Регулювання млинів, що працюють за замкнутим циклом (рис. 3.65). При роботі млина в замкнутому циклі здрібнений матеріал чи суспензія надходить у спіральний гідравлічний класифікатор, у якому виконується сортування зерен матеріалу.

Для класифікації зерен туди подають воду. Дрібні зерна матеріалу видаляють із класифікатора в злив, а великі (піски) повертають у млин в якості рециклу.

Для підтримки нормального технологічного режиму класифікатора необхідно установити регулятор, що забезпечує повернення великих зерен матеріалу в млин. Непряме уявлення про величину зерен після класифікатора можна одержати за значенням щільності суспензії.

Регулюючі впливи при стабілізації щільності суспензії можна вносити декількома способами. Найбільш простим і розповсюдженим є зміна витрати води, що подається в класифікатор. Цей спосіб вимагає плавної і повільної зміни швидкості подачі води, у противному випадку порушується нормальний технологічний режим класифікатора.

Після різкої зміни витрати води режим відновлюється не раніше ніж через 10 хв.

Можна регулювати щільність суспензії шляхом зміни швидкості чи обертання величини підйому спіралі класифікатора.

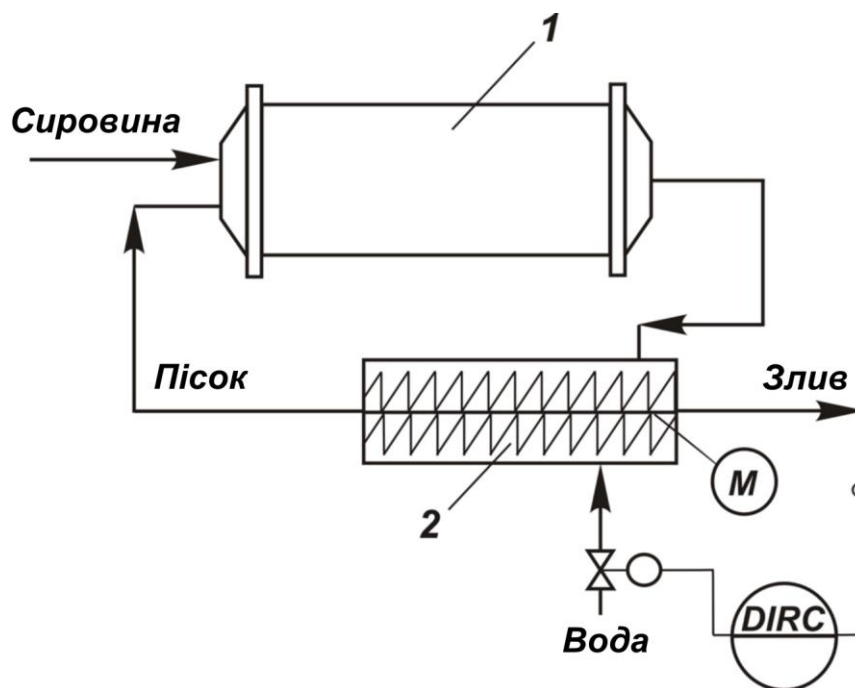


Рис. 3.65. Схема регулювання роботи класифікатора: 1 – млин; 2 – класифікатор

Більш ефективний останній метод; він дозволяє змінювати витрату рециклу від 0 при повному підйомі спіралей до 100 % при нижньому їхньому положенні. Цей метод легко здійснити на класифікаторах сучасних конструкцій.

Регулювання щоккових дробарок. При здрібнюванні матеріалу в щоккових дробарках варто забезпечити насамперед їхнє рівномірне завантаження. Це досягається вузлом коректування роботи живильників у

залежності від споживаної потужності привода дробарки. Вибір регульованої величини обумовлюється наявністю залежності між продуктивністю дробарки і потужністю (струмом) її електропривода.

4 РОЗРОБКА ФУНКЦІОНАЛЬНОЇ СХЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ ВИРОБНИЦТВА

За останні роки номенклатура приладів і засобів автоматизації, що випускаються вітчизняною приладобудівною промисловістю та країнами СНД, значно змінилася. Вона більш адаптована до приладів країн світової спільноти їх вхідними і вихідними сигналами. Створено Державну систему приладів (ДСП), в основу якої покладені принципи уніфікації вхідних і вихідних сигналів, широкого використання блочно-модульної побудови, як самої системи, так і окремих її елементів.

Значно змінилися правила оформлення проектної документації, у якій використовуються елементи автоматики й автоматизації виробничих процесів. Впроваджуються Держстандарти, що відповідають Міжнародним стандартам і дозволяють ширше знайомитися з проектною документацією закордонних країн.

Схема автоматизації є основним технічним документом проекту, на підставі якого розробляються монтажні креслення, схеми розведення електричних і трубних комунікацій, заявочні специфікації й інші проектні матеріали.

Основи проектування систем автоматизації технологічних процесів, рекомендації по утриманню й оформленню проектів наведені в довідковому посібнику [1]. При використанні цих матеріалів варто враховувати зміни, що пройшли в правилах оформлення проектної документації за останні роки, а також обмежений обсяг виконуваного розділу або курсової роботи.

4.1 Загальні принципи розробки схеми автоматизації

На першому етапі розробки схеми автоматизації визначається її рівень для даного виробництва, виходячи з характеру технологічного процесу, механізації, продуктивності і перспектив розвитку.

Для великотоннажних виробництв, що характеризуються високим ступенем механізації трудомістких робіт і безупинних технологічних процесів, можлива комплексна автоматизація, що цілком забезпечує автоматичне керування цехом або відділенням у режимі нормальної експлуатації і частково – у режимі пуску-зупинки або аварійному.

Для малотоннажних виробництв із періодично працюючими апаратами доцільним є рівень часткової автоматизації, що забезпечує автоматичне керування технологічними процесами в режимі нормальної експлуатації за деякими із його параметрів. Звичайно такі системи доповнюються автоматичним контролем і дистанційним керуванням за іншими параметрами.

На другому етапі розробки схеми автоматизації, виходячи з аналізу технологічних даних, визначаються параметри, що необхідно контролювати і регулювати, а також устанавлюються максимально можливі межі відхилення цих параметрів від заданих значень, що не призводять до порушення нормального режиму експлуатації. Ці дані обумовлюють вибір приладів по точності виміру і регулювання.

Потім вибирається система приладів і розробляють конкретні схеми автоматичного контролю і регулювання параметрів. При цьому необхідно керуватися такими загальними принципами, які вироблені практикою проектування систем керування:

— система автоматизації технологічних процесів повинна будуватися, як правило, на базі приладів і засобів, що серійно випускаються. При цьому необхідно прагнути до застосування однотипних і, переважно уніфікованих систем, що характеризуються простотою сполучення, взаємозамінністю і зручністю компонування на щитах керування. Використання однотипної апаратури дає значні переваги при монтажі, наладці, експлуатації, забезпеченні запасними частинами і т. п.;

— в якості технічних засобів автоматизації варто використовувати переважно прилади й агрегатні комплекси Державної системи (ДСП);

— кількість приладів, апаратури керування і сигналізації, встановлюваної на оперативних щитах і пультах, повинна бути обмеженою. Надлишок апаратури ускладнює експлуатацію, відриває увагу обслуговуючого персоналу від спостереження за основними параметрами, що визначають хід технологічного процесу. Прилади і засоби автоматизації допоміжного призначення доцільно розміщати на окремих щитах у виробничих помешканнях поблизу технологічного устаткування;

— вибір засобів автоматизації за типом допоміжної енергії, яка використовується (електрична, пневматична або гідравлічна), визначається умовами пожежо- і вибухонебезпечності об'єкта, що автоматизується, агресивності навколишнього середовища, вимогами до швидкодії, дальності передачі сигналів інформації і керування та іншими чинниками.

Керування технологічними процесами на базі пневматичних засобів автоматизації знайшло широке застосування в багатьох галузях промисловості. При цьому пневмоавтоматика застосовується як самостійно (для повільно-плинних процесів), так і в сполученні з електричними або комбінованими приладами (для швидкоплинних процесів).

Пневматичні засоби автоматизації характеризуються великими функціональними можливостями, простотою конструкції, безпекою і високою надійністю в експлуатації. За допомогою засобів пневмоавтоматики можна побудувати всю систему автоматизації технологічного процесу, а також реалізувати алгоритм керування практично будь-якої складності.

Основними хибами пневматичних систем є: запізнювання й обмежена дальність передачі сигналів (не більше 300 м), а також підвищені вимоги до осушення і очищення стиснутого повітря. Їх можна використовувати при

автоматизації технологічних процесів, для яких швидкодія засобів автоматики не є вирішальним чинником.

Електричні засоби автоматизації дозволяють вимірювати більшість параметрів, таких як температура, аналіз газу, вологість і т. д., достатньо надійно і просто. Наприклад: вимір витрати і тиску здійснюється за допомогою елементів з механічним переміщенням, що легко перетворюється в електричний сигнал.

Основні особливості електричних систем:

— при аварійному зникненні напруги регулюючі органи з виконавчим механізмом – електроприводом не змінюють свого положення, що сприяє скороченню наслідків аварії. У той час як у пневматичних системах при аварійному падінні тиску повітря, що живить, регулюючі органи йдуть у крайнє положення, що сприяє розвитку аварії;

— просто здійснити передачу електричного сигналу на відстань;

— на відміну від пневматичних, електричні системи мають малу інерційність;

— живлення цих засобів можна здійснювати від промислової електричної мережі;

— легко реалізувати зв'язок електричних систем із ПЕОМ у той час, як для введення пневматичних сигналів в обчислювальну машину потрібно ставити спеціальні перетворювачі.

Загальні дані і характеристика приладів і засобів пневмо- і електроавтоматики приведені в довідкових посібниках [2, 3, 4, 5]. При розробці схеми вибір конкретних приладів і засобів автоматизації здійснюється за режимними значеннями параметрів з урахуванням умов точності і швидкодії. Прилади, регулятори і регулюючі органи з виконавчими механізмами вибираються за каталогами заводів-виробників, за довідниками.

4.2 Обсяг автоматизації виробництва

Обсяг автоматизації виробництва в кожному конкретному випадку визначається на підставі аналізу технологічної схеми, апаратного оформлення процесу. Для цього використовуються норми технологічного режиму (регламент) для всіх стадій виробництва. На підставі регламенту й аналізу технологічного процесу складається таблиця, що визначає об'єм автоматизації виробництва чи процесу (таблиця 4.1).

Якщо передбачається сигналізація, то в графі 6 табл. 4.1 варто зазначити, які значення параметра необхідно сигналізувати (наприклад, максимум, мінімум і т. п.). Для регулювання в графі 6 необхідно зазначити, за рахунок чого здійснюється регулювання (наприклад, у випадку регулювання температури в апараті – у графі 6 “регулювання подачею пари”).

У реальних умовах проектних організацій аналогічні таблиці, що складені технологами, так само, як і в дипломному проекті, і в курсовій роботі є підставою для подальшої розробки схем автоматизації.

4.3 Умовні позначення приладів і засобів автоматизації на схемах

Прилади і засоби автоматизації на схемі зображуються відповідно до умовних позначень з Міждержавного стандарту за ДОСТом 21.404-85, ДОСТом 21.404-93, ДСТУ Б А2.4-3-95 та галузевих стандартів.

Таблиця 4.1

Технологічний об'єкт	Параметр, що вимірюють або регулюють	Можливий діапазон зміни параметра	Місце відбору імпульсу	Вимоги до схеми автоматизації (вимірювання, регулювання, сигналізація)	Примітка
1	2	3	4	5	6
35	40	20	20	40	20

Цей стандарт встановлює два методи виконання схем автоматизації з різними умовними позначеннями (рис. 4.1):

- а) спрощений;
- б) розгорнутий.

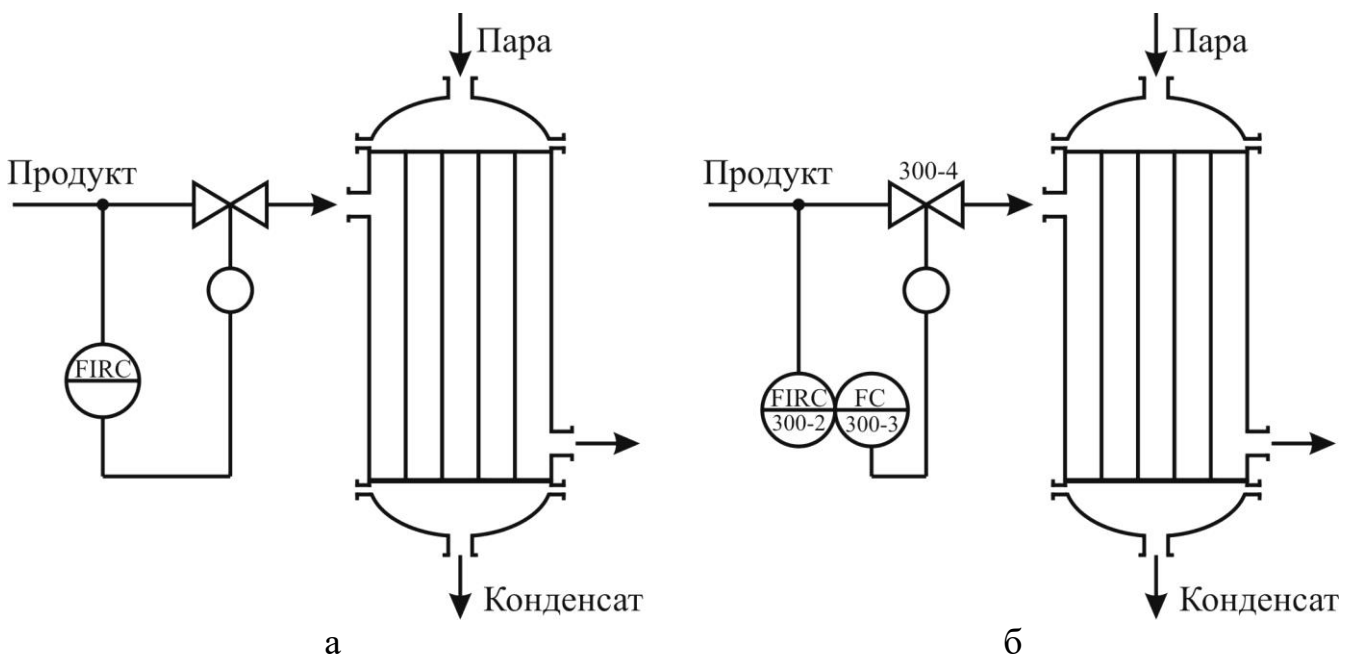


Рис. 4.1. Виконання функціональних схем автоматизації

При спрощеному методі виконанні схем автоматизації прилади і засоби автоматизації, які виконують складні функції, наприклад, контроль, регулювання, сигналізацію в вигляді окремих блоків зображують одним

умовним позначенням. При цьому первинні вимірювальні перетворювачі і всю допоміжну апаратуру не зображують, крім головного блоку з точкою відбору параметра і місця встановлення виконуючого механізму промислового регулятора.

В розгорнутому методі виконання схем автоматизації кожний прилад чи блок, в який входить вимірювальний, регулюючий або керуючий комплект засобів автоматизації, вказують окремим умовним зображенням. Умовні зображення приладів і засобів автоматизації для цього методу мають три складові частини:

- графічне зображення;
- буквені позначення;
- цифрове позначення.

Графічні зображення приладів, засобів автоматизації і ліній зв'язку повинні відповідати тим, що наведені в *додатку 1*.

Всі прилади, незалежно від їхнього призначення і характеристики, зображуються у вигляді кола діаметром 10 мм із горизонтальною лінією посередині, якщо прилад устатковується на щиті керування, і без горизонтальної лінії, якщо прилад розташовується на технологічному устаткуванні або поблизу нього (по місцю).

У верхню частину кола вписуються буквені позначення, що відображають значення параметру і функціональні ознаки приладу, у нижній частині розміщується його цифрове (позиційне) позначення.

У деяких випадках припускається зображення приладу у виді півкола з розміром осей 10 і 15 мм, якщо в нього потрібно вписати велику кількість буквених індексів (див. рис. 1.1).

Буквені умовні позначення на схемах автоматизації наведені в *додатку 2* і виконуються відповідно до ДОСТу 2.304-81 шрифтом розміром 2,5 мм. Буквені і цифрові позначення основних параметрів подані в табл. 4.2.

Таблиця 4.2

Буквені і цифрові позначення основних параметрів

№ п/п	Параметр	Позначення контуру	
		Буквені	Цифрові
1.	Температура	T	від 100 до 199
2.	Тиск	P	від 200 до 299
3.	Витрата	F	від 300 до 399
4.	Рівень	L	від 400 до 499
5.	Склад (якість)	Q	від 500 до 599

З *додатку 2* випливає, що ті самі букви можуть позначати параметр, що вимірюється, або функції, що виконуються приладом. Так, наприклад, буква L указує на вимір рівня (параметр) або на нижню межу параметра, що вимірюється, який є уже функціональною ознакою приладу. Для однозначного тлумачення передбачена суворя послідовність букв у позначенні. Структурна

схема побудови умовного позначення подана на рис 4.2 для приладу, що вимірює, записує і регулює перепад тиску, якого встановлено на щиті керування. Цифрове позначення складається із п'яти символів: перші три цифри означають номер контуру контролю і регулювання для означеного параметра, потім йде тире і після нього порядковий номер приладу в цьому контурі. Цифрове позначення виконано відповідно до нумерації, яка зазначена в табл. 4.2, тобто приладу привласнений номер 201. Так як в цьому контурі регулювання є ще й інші прилади – датчик і виконавчий механізм – то кожному з них присвоюється індивідуальний цифровий індекс, як-от: датчик позначається 201-1, приведений на схемі прилад 201-2, а виконавчому механізму і регулюючому органу може бути привласнений номер 201-3. Якщо в схемі є ще інші прилади – перетворювачі, устрої сигналізації і т. п., їм присвоюються наступні цифрові індекси.

Приклади буквених умовних позначень для найбільш поширених приладів і засобів автоматизації приведені в додатку 3 (рис. 4.2, побудова умовного позначення приладу).

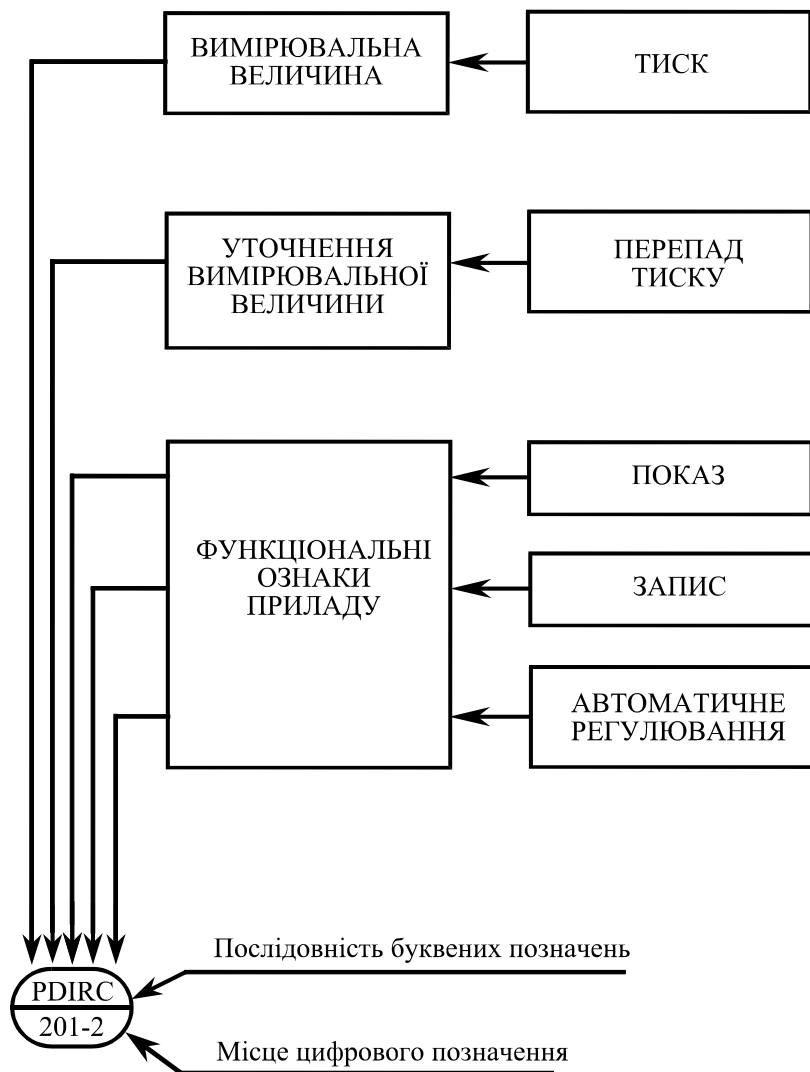


Рис.4.2. Побудова умовного позначення приладу

4.4 Виконання схеми автоматизації

Схема автоматизації цеху або відділення сполучається з технологічною схемою курсової роботи, для дипломного проекту сполучається або виконується на окремому аркуші (за порадою керівника проекту).

Обрані прилади і засоби автоматизації зображуються на схемі умовними позначеннями за ДОСТом 21.404-85, як було показано вище. Датчики і регулюючі органи (клапани, засувки і т.д.) кресляться на технологічному устаткуванні або комунікаціях у тих місцях, де вони повинні бути встановлені.

У нижній частині креслення безпосередньо під технологічним устаткуванням, розміщаються прилади й устрої, що встановлюються на щиті (повторні прилади, кнопки, ключі керування, сигнальна апаратура), всередині щита (регулятори, перетворювачі, підсилювачі сигналів) або поблизу місць, де проводиться вимір параметрів (безшкальні датчики витрати, газоаналізатори й ін.). Останню групу приладів умовно називають установленими “по місцю”.

Місця установки всіх зазначених приладів позначаються двома суміжними, розташованими горизонтально по всій довжині креслення прямокутниками висотою $40 \div 50$ мм кожний. У лівій частині верхнього прямокутника поміщається напис “прилади на місці”, нижнього – “Прилади на щиті”. У нижньому прямокутнику прийнято також розміщати прилади, що встановлюються всередині щита.

Між прямокутниками і технологічним устаткуванням необхідно лишити вільне поле висотою $50 \div 60$ мм для розміщення імпульсних і командних ліній зв'язків і нанесення на них пояснювальних написів. Імпульсні і командні лінії, що з'єднують прилади і устрої, які установлені на технологічному устаткуванні (датчики, що регулюють органи) із приладами, що розміщені по місцю і на щиті керування, у запобігання затемнення креслення цілком не показуються, тобто виконуються адресним способом, який заключається в тому, що кожна така лінія обривається поблизу датчика, і біля них проставляється порядковий номер, що потім проставляється на підводі цієї лінії до приладів, установленим “по місцю” або “на щиті”.

На лініях зв'язку, винесених на вільне поле над прямокутниками, коротко записується значення, що вимірюється, або регульованого параметра.

На схемах автоматизації рекомендується виконувати: контури технологічного устаткування лініями товщиною $0,6 \dots 1,5$ мм; трубопровідні комунікації – $0,5 \dots 0,6$ мм; лінії зв'язку між приладами – $0,2 \dots 0,3$ мм; контури прямокутників, що зображують місця установки приладів (“на щиті” або “по місцю”), лініями товщиною $0,6 \dots 1,5$ мм.

Підвід ліній зв'язку до символу приладу припускається зображувати в будь-якій точці кола (поверх, знизу, збоку). При необхідності припускається вказувати стрілками напрямок передачі сигналу в лініях зв'язку.

Над основним написом креслення розміщається перелік приладів і засобів автоматизації, що зображені на схемі за формою табл. 4.3.

4.5 Пояснювальна записка до схеми автоматизації

Пояснювальна записка повинна містити стислий виклад основних технічних рішень, прийнятих при розробці схеми автоматизації, і повинна бути оформлена відповідно до загальних правил оформлення текстових матеріалів за ДОСТом 2.105-79

Таблиця 4.3

Об'єкт	Номер позиції	Первинний прилад	Вторинний прилад	Регулятор	Функційн. прилад	Виконавчий механізм	Допом. прилад	Кількість
1	2	3	4	5	6	7	8	9
15	20	20	20	20	20	20	20	10

У структурі пояснювальної записки виділяються чотири такі розділи:

- вступ;
- вибір і обґрунтування системи приладів і засобів автоматизації;
- опис схеми автоматизації;
- специфікація приладів і засобів автоматизації.

У вступі необхідно охарактеризувати рівень автоматизації даного технологічного процесу.

Обґрунтування вибору системи приладів і засобів автоматизації провадиться, виходячи з умов безпечного ведення процесу, швидкодії апаратури автоматики, дальності передачі сигналів, конструктивних особливостей системи і зручності в експлуатації.

У цьому розділі повинна бути приведена також стисла загальна характеристика обраної системи приладів (пневматичної, електричної або комбінованої) із вказівкою її переваг і хиб.

При описі схеми автоматизації необхідно виділити такі питання:

– привести таблицю параметрів (за формою табл. 4.1), що необхідно контролювати, регулювати або мати сигналізацію про їхнє відхилення від заданого режиму (бажано привести числові значення параметрів відповідно до технологічного регламенту виробництва). Пояснити в графі 6 таблиці якими матеріальними або енергетичними потоками здійснюється регулювання обраних параметрів;

– коротко описати технічні характеристики конкретних типів обраних приладів;

– коротко описати розроблені схеми контролю і регулювання з вказівкою конкретних типів обраних приладів. У випадку повторюваних схем опис

приводиться для одного апарата, а потім указуються процеси, де контроль і регулювання здійснюються аналогічно. При описі схем регулювання бажано коротко указувати функціональні характеристики приладів (датчика, регулятора, виконавчого механізму й ін.), їхні типи і цифрові позначення за схемою. Для цього доцільно найбільше складні схеми регулювання в прийнятих умовних позначеннях зобразити в пояснювальній записці. Приклад опису схеми регулювання приведено у розділі 2 цієї методичної вказівки.

Специфікація приладів і засобів автоматизації виконується по формі, яка наведена у табл. 4.4. У специфікації графа 2 заповнюється на підставі каталогу виробів, в інших графах приводяться стислі характеристики параметра, що вимірюється, місця відбору імпульсу, обраного приладу і місця його установки. Тип і вартість приладу вказуються за каталогом заводу-виробника. У графі 6 найменування приладу варто починати з іменника, наприклад: “Прилад вторинний пневматичний для показання і реєстрації одного параметра, зі станцією керування і задатчиком. Межі виміру $0 \div 150$ °С”. Наприкінці специфікації проставляється загальна сума вартості приладів і засобів автоматизації.

Загальний обсяг пояснювальної записки до функціональної схеми автоматизації залежить від її об'єму.

Заказана специфікація приладів і засобів автоматизації

Номер позиції по схемі	Шифр виробу	Найменування параметра, середовище і місце відбору імпульсу	Граничне значення параметра	Місце установки	Найменування і характеристика приладу	Тип виробу	Кількість на один агрегат	Кількість на всі агрегати	Фактично потрібно виробів	Завод – виробник	Вартість одиниці	Загальна вартість	Примітка
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
20	25	40	15	30	95	30	15	15	15	25	20	20	30
↔	↔	↔	↔	↔	↔	↔	↔	↔	↔	↔	↔	↔	↔

ДОДАТКИ

Додаток 1

Графічні позначення приладів

№ п/п	Найменування	Позначення
1	2	3
1	<p>Первинний вимірювальний перетворювач (датчик), прилад, який встановлено по місцю. Встановлюється на технологічному обладнанні чи поблизу нього в спеціальній шафі:</p> <p>а) головне позначення</p> <p>б) позначення, що допускається</p>	
2	<p>Прилад, який встановлено на щиті, пульті:</p> <p>а) головне позначення</p> <p>б) позначення, що допускається</p>	
3	Виконавчий механізм (ВМ). Загальне позначення.	
4	<p>Виконавчий механізм, який при припиненні постачання енергії живлення чи керуючого сигналу:</p> <p>а) відкриває регулюючий орган (НВ)</p> <p>б) закриває регулюючий орган (НЗ)</p> <p>в) залишає регулюючий орган в незмінному стані</p>	

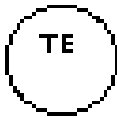
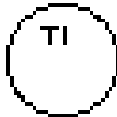


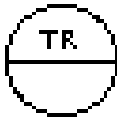
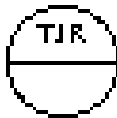
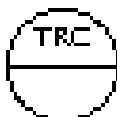

5	Виконавчий механізм з додатковим ручним приводом. Застосовується до всіх вищенаведених.	
6	Регулюючий орган (РО).	
7	Лінія зв'язку. Загальне позначення.	
8	Перетин ліній зв'язку без з'єднання одна з одною.	
9	Перетин ліній зв'язку зі з'єднанням одна з одною.	
10	Відбірний пристрій для всіх постійно підключених приладів. Якщо необхідно вказати його конкретне місце розташування, то креслять коло усередині обрису технологічного апарату або дотиком до нього.	
11	Виконавчий пристрій промислового регулятора (ВППР) Виконавчий пристрій промислового регулятора з виконавчим механізмом, що закриває регулюючий орган (РО) і додатковим ручним приводом.	

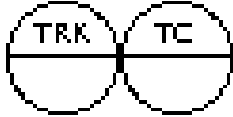

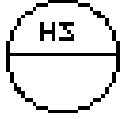

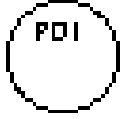

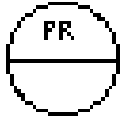

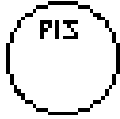
Буквені умовні позначення приладів і засобів автоматизації на схемах

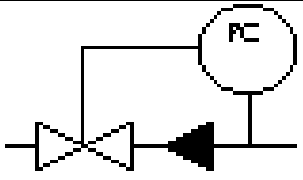





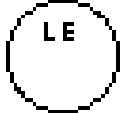


Вимірювальна величина			Функціональні ознаки приладу		
Буква	Головне значення букви	Додаткове уточнення значення першої букви	Відображення інформації	Формування вихідного сигналу	Додаткові значення
1	2	3	4	5	6
A	+	–	Сигналізація	–	–
B	+	–	–	–	–
C	+	–	–	Автоматичне регулювання, керування	–
D	Густина	Різниця, перепад	–	–	–
E*	Електрична величина	–	+	–	Чутливий елемент
F	Витрата	Співвідношення, доля, дріб	–	–	–
G	Розмір, положення, переміщення	–	+	–	–
H	Ручна дія	–	–	–	Верхня межа параметра
I	+	–	Показання, індикація	–	–
J	+	Автоматичне перемикання, оббігання	–	–	–
K	Час, часова програма	–	–	+	Станція керування
L	Рівень	–	–	–	Нижня межа параметра
M	Вологість	–	–	–	–




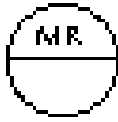

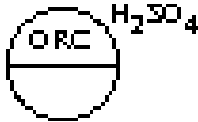
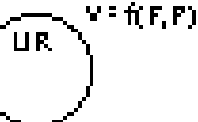
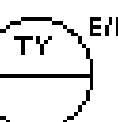
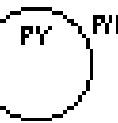
N	+	-	-	-	-
O	+	-	-	-	-
P	Тиск, вакуум	-	-	-	-
Q*	Величина, яка характеризує якість: склад, концентрацію і т.п.	Інтегрування, складання за часом	-	+	-
R*	Радіоактивність	-	Реєстрація	-	-
S	Швидкість, частота	-	-	Вмикання, вимикання, переключення, блокування	-
T	Температура	-	-	+	Дистанційна передача
U*	Декілька різнорідних величин	-	-	-	-
V	В'язкість	-	+	-	-
W	Маса	-	-	-	-
X	Нерекомендована	-	-	-	-
Y	+	-	-	+	-
Z	+	-	-	+	-


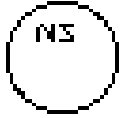
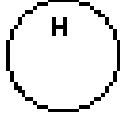
Примітка: 1. Букви, які відмічені знаком “+”, є резервними, а що відмічені знаком ”-“ не використовуються.
2. Букви, які відмічені знаком “*”, при необхідності конкретизують величину, що вимірюють, нанесенням символу цієї величини справа від графічного зображення приладу.

№ п/п	Найменування	Позначення
1	Первинний прилад для виміру температури (чутливий елемент), який встановлено по місцю. Наприклад: термоелектричний перетворювач температури (термопара) чи термоперетворювач опору TE	
2	Показуючий прилад для виміру температури, який встановлено по місцю. Наприклад: термометр ртутний TI	
3	Показуючий прилад для виміру температури, який встановлено на щиті. Наприклад: мілівольтметр, логометр, потенціометр і т.п. – TI	
4	Безшкальний прилад для виміру температури з дистанційним передаванням сигналу, який встановлено по місцю – TT. Наприклад: Термометр манометричний ТДЖ-П(Е)	
5	Самописний прилад для виміру температури однієї точки, який встановлено на щиті. Наприклад: самописні мілівольтметри, логометри, потенціометри і т. п. – TR	
6	Самописний прилад для виміру температури декількох точок з устроєм, що оббігає їх, який встановлено на щиті – TJR. Наприклад: самописні мілівольтметри, логометри, потенціометри і т. п.	
7	Самописний і регулюючий прилад для виміру температури, який встановлено на щиті. Наприклад: любий самописний регулятор температури або любого іншого параметру в залежності від першої букви – TRC	
8	Регулятор температури безшкальний (або на інший параметр в залежності від першої букви), який встановлено по місцю. Наприклад: дилатометричний регулятор температури – TC	

9	Комплект для виміру температури самописний, регулюючий, що має станцію керування, який встановлено на щиті. Наприклад: вторинний прилад і регулюючий блок системи СТАРТ – TRC – TC	
10	Байпасна панель дистанційного керування, яка встановлена на щиті – HC	
11	Перемикач електричного ланцюга виміру (керування), перемикач для газових (повітряних) ліній, який встановлено на щиті – HS	
12	Показуючий прилад для виміру тиску (розрідження), який встановлено по місцю. Наприклад: любий показуючий манометр, тягомір, напоромір і т. п. – PI	
13	Показуючий прилад для виміру перепаду тиску, який встановлено по місцю. Наприклад: любий показуючий дифманометр – PDI	
14	Показуючий прилад для виміру тиску (розрідження) з дистанційним передаванням сигналу, який встановлено по місцю. Наприклад: манометр безшкальний з дистанційним передаванням пневмо- або електросигналу – PT	
15	Самописний прилад для виміру тиску (розрідження), який встановлено на щиті. Наприклад: любий самописний манометр або любий вторинний прилад для запису тиску – PR	
16	Прилад для виміру тиску з контактним пристроєм, який встановлено по місцю. Наприклад: реле тиску – PS	
17	Показуючий прилад для виміру тиску (розрідження) з контактним пристроєм, який встановлено по місцю. Наприклад: електроконтактний манометр – PIS	

18	Регулятор тиску, що працює без стороннього джерела живлення (регулятор прямої дії) – PC	
19	Первинний вимірювальний перетворювач (чутливий елемент) для виміру витрат, який встановлено по місцю. Наприклад: датчик індукційного витратоміра та інших електричних витратомірів – FE	
20	Первинний прилад (чутливий елемент) для виміру витрат з дистанційною передачею, який встановлено по місцю. Наприклад: діафрагма, сопло, труба Вентурі, ротаметр – FT	
21	Регулятор співвідношення витрат, який встановлено на щиті. Наприклад: системи СТАРТ – регулятор ПР3.33 – FFR	
22	Показуючий прилад для виміру витрат, який встановлено по місцю. Наприклад: показуючий ротаметр – FI	
23	Показуючий прилад для виміру витрат з інтегратором, який встановлено по місцю. Наприклад: лічильник-витратомір з інтегратором – FQI	
24	Первинний вимірювальний перетворювач (чутливий елемент) для виміру рівня, який встановлено по місцю. Наприклад: датчик електричного чи ємнісного рівнеміра – LE	
25	Показуючий прилад для виміру рівня, який встановлено по місцю. Наприклад: манометр (дифманометр), який використовується для виміру рівня – LI	
26	Прилад для виміру рівня з контактним устроєм, що сигналізує про верхнє значення рівня, який встановлено по місцю. Наприклад: реле рівня, що використовується для сигналізації та блокування верхнього рівня – LSA	

27	Первинний прилад (чутливий елемент) для виміру рівня безшкальний з дистанційною передачею, який встановлено по місцю. Наприклад: рівнемір безшкальний з пневмо- чи електропередачею – LT	
28	Показуючий прилад для виміру будь-якої електричної величини, який встановлено по місцю – EI Наприклад: напруга, сила струму чи міцність.	
29	Прилад для керування процесом по погодинній програмі, який встановлено на щиті. Наприклад: командний електропневматичний прилад (КЭП) – KS	
30	Самописний прилад для виміру вологості, який встановлено на щиті – MR Наприклад: вторинний прилад вологоміра.	
31	Первинний вимірювальний перетворювач (чутливий елемент) для виміру якості продукту, який встановлено по місцю – QE, рН. Наприклад: датчик рН-метру.	
32	Самописний прилад з регулятором для виміру якості продукту, який встановлено на щиті. Наприклад: вторинний самописний прилад з регулятором концентрації сірчаної кислоти – QRC, CH ₂ SO ₄ .	
33	Самописний прилад для виміру декількох різнорідних величин (параметрів), який встановлено по місцю – UR, $V=f(F, P)$. Наприклад: прилад для запису величини витрат речовини і її тиску.	
34	Перетворювач сигналу, який встановлено на щиті. На вході приладу сигнал електричний, на виході також електричний – TY, E/E. Наприклад: перетворювач вимірювальний в якому перетворюються Т.Е.С (мВ) термопари в сигнал постійного струму.	
35	Перетворювач сигналу, який встановлено по місцю. На вході приладу сигнал пневматичний, на виході також електричний – FY, P/E.	

36	<p>Обчислювальний пристрій, який виконує функцію множення і встановлено на щиті. Наприклад: прилад множення на постійний коефіцієнт К – FУ, К.</p>	
37	<p>Пускова апаратура для керування електричним двигуном (вмикання, вимикання двигуна; відкриття, закриття заслінки) – NS. Наприклад: пускач магнітний, контактор і т.п. Значення резервної букви N повинно бути обговорено на полі схеми.</p>	
38	<p>Апаратура для ручного дистанційного керування (вмикання, вимикання двигуна; відкриття, закриття заслінки, зміна завдання регулятора), яка встановлена на місці – Н. Наприклад: кнопка, ключ керування, задатчик.</p>	

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Кожухар В.Я. Автоматичні системи керування хіміко-технологічними процесами. Навчальний посібник (з грифом МОН) / В.Я. Кожухар, В.В. Брем, Ю.Ф. Каверін. – Одеса: "Сілекс-прінт", 2012 – 224 с.
2. А.О. Бобух. Автоматизовані системи керування технологічними процесами: Навч. посібник. – Харків: ХНАМГ, 2006. – 185 с.
3. Методичні вказівки до лабораторних робіт при вивченні дисциплін "Контроль та керування хіміко-технологічними процесами" та "Методи вимірювання параметрів навколишнього середовища" / В.Я. Кожухар, Ю.Ф. Каверін, І.М. Попова – Одеса: ОНПУ, 2011. – 65 с. – 100 екз.
4. Методичні вказівки по проектуванню функціональних схем автоматизації технологічних процесів / В.Я. Кожухар, Ю.Ф. Каверін, І.М. Попова – Одеса: ОНПУ, 2011. – 52 с. – 100 екз.
5. Полоцкий Л. М., Лапшенков Г. И. Автоматизация химических производств. – М.: Химия, 1992. – 295 с. – 2 екз.
6. Клюев А. С., Глазов Б. В., Дубровский А. Х. Проектирование систем автоматизации технологических процессов. – М.: Энергия, 1980. – 512 с. – 15 екз.
7. Меньков А.В. Теоретические основы автоматизированного управления / А.В. Меньков, В.А. Острейковский. – Учебник для вузов. – М.: Издательство Оникс, 2005. – 640 с.
8. Харазов В.Г. Интегрированные системы управления технологическими процессами. □ СПб.: Профессия, 2009. □ 592 с.
9. Береза А. М. Основи створення інформаційних систем: навч. посіб. / А.М. Береза. – 2 вид., перероб. і доп. – К.: КНЕУ, 2001. – 214 с.
10. Пиггот С.Г. Интегрированные АСУ химическими производствами. М.: Химия, 1985. – 120 с.: ил.
11. Стефани Е. П. Основы построения АСУ ТП. – М.: Машиностроение, 1982. – 352 с. – 16 екз.
12. Балашов Е. П., Пузанков Д. В. Микропроцессоры и микропроцессорные установки / Учебное пособие для вузов / Под редакцией В. Б. Смолова,. – М.: Радио и связь, 1991. – 326 с. – 8 екз.
13. Кулаков М.Б. Технологические измерения и приборы для химических производств. – М.: Машиностроение, 1993. – 424 с. – 23 екз.
14. Автоматические приборы, регуляторы и вычислительные системы: Справочное пособие под редакцией Б. Д. Кошарского. – Л.: Машиностроение, 1976. – 485 с. – 40 екз.

КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Охарактеризуйте поняття управління, керування, об'єкта керування та основну задачу курсу.
2. Що таке нормальний технологічний режим з точки зору керування процесом?
3. Типове рішення автоматизації, задача управління і поняття керуюча система.
4. Поділ автоматичних пристроїв за функціональним принципом.
5. Класифікація автоматичних систем регулювання (АСР) за характерними ознаками.
6. Статика і динаміка систем, рівняння які описують рівноважні та нерівноважні стани систем.
7. Напишіть рівняння динаміки лінійної системи.
8. Поняття – перехідний процес системи, їх види та стійкість.
9. Показники якості перехідного процесу в автоматичних системах регулювання.
10. Охарактеризуйте типові перехідні процеси регулювання.
11. Структурні схеми систем і їх типові динамічні ланки. З'єднання ланок.
12. Знаходження передаточних функцій систем.
13. Властивості об'єктів і їхні перехідні процеси на прикладі об'єкта 2 порядку.
14. Складання математичного опису об'єкта на прикладі змішувача двох рідин (реактор ідеального перемішування).
15. Знайдіть динамічні властивості термоперетворювача опору, склавши його рівняння динаміки.
16. Складіть рівняння динаміки для приладу, який вимірює тиск деформаційним методом.
17. Проведіть розрахунок виконавчого пристроя для витрати води $1,5 \text{ м}^3$ з температурою $63 \text{ }^\circ\text{C}$.
18. Типове рішення автоматизації гідромеханічних процесів.
19. Типове рішення автоматизації теплових процесів.
20. Типове рішення автоматизації масообмінних процесів.
21. Типове рішення автоматизації механічних процесів.
22. Які загальні принципи розробки схеми автоматизації.