

ДОНЕЦЬКЕ ВІДДІЛЕННЯ НАУКОВОГО ТОВАРИСТВА ім. ШЕВЧЕНКА  
DONETSK BRANCH of SHEVCHENKO SCIENTIFIC SOCIETY

**Л. В. ШПИЛЬОВИЙ**

**ТЕХНОЛОГІЧНІ ОСНОВИ  
АВТОМАТИЗАЦІЇ ПРОЦЕСУ  
ЗГУЩЕННЯ НА ЗБАГАЧУВАЛЬНИХ  
ФАБРИКАХ**

Донецьк  
Східний видавничий дім  
2011

**Ш 32 Шпильовий Л. В. Технологічні основи автоматизації процесу згущення на збагачувальних фабриках: [монографія] / Л. В. Шпильовий. – Донецьк : Східний видавничий дім, Донецьке відділення НТШ, 2011. – 184 с.**

**ISBN 978-966-317-087-9**

У монографії розглядається проблема автоматизації процесу згущення рудних пульп на збагачувальних фабриках. Викладені результати теоретичних та експериментальних досліджень закономірності осадження сфлюкульованої суспензії в умовах зміни іонного складу дисперсійного середовища, примусового транспортування ущільненого осаду до розвантажувальної лійки, змішування його з суспензією зони стиснення.

Отримані математичні моделі основних субпроцесів процесу згущення.

Розглянута задача автоматичної оптимізації роботи радіального згущувача. Описані стабілізуючі та екстремальні автоматичні системи управління. Особлива увага приділена попередній оцінці економічного ефекту від впровадження систем автоматизації.

Книга розрахована на інженерно-технічних працівників наукових та проектно-конструкторських організації, гірничо-збагачувальних комбінатів. Вона може бути корисною студентам вузів, які вивчають питання автоматизації управління збагачувальними фабриками.

Табл. 40, рис. 56, список літ. – 121 назв.

Рецензенти:

*В. С. Білецький* – доктор технічних наук, професор Донецького національного технічного університету;

*М. В. Назаренко* – доктор технічних наук, професор Криворізького технічного університету

**ISBN 978-966-317-087-9**

© Л. В. Шпильовий  
© Макет, Донецьке відділення НТШ,  
Редакція гірничої енциклопедії  
© Східний видавничий дім, 2011

## ЗМІСТ

<b>ВСТУП.....</b>	<b>5</b>
<b>1. ПРОБЛЕМА ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ АВТОМАТИЧНОГО УПРАВЛІННЯ ПРОЦЕСОМ ЗГУЩЕННЯ....</b>	<b>8</b>
1.1. Особливості згушення сфлокульованих рудних суспензій.....	8
1.2. Аналіз основних техніко-економічних показників процесу згушення .....	12
1.3. Розвиток наукових уявлень про основні закономірності процесу згушення .....	14
1.4. Аналіз стану математичного опису процесу згушення .....	21
1.5. Сучасний стан автоматизації процесу згушення.....	27
<b>2. МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ЗГУЩЕННЯ СФЛОКУЛЬОВАНОЇ СУСПЕНЗІЇ .....</b>	<b>32</b>
2.1. Структурна схема процесу згушення як об'єкта автоматизації.....	32
2.2. Математична модель субпроцесу осадження дисперсної фази суспензії .....	36
2.3. Моделювання субпроцесів стиснення та ущільнення осаду .....	52
2.4. Моделювання субпроцесу транспортування ущільненого осаду .....	59
2.5. Аналітична модель субпроцесу змішування в розвантажувальній лійці радіального згущувача.....	66
2.6. Дослідження залежності активної потужності привода радіального згущувача від технологічних параметрів процесу згушення.....	76
<b>3. ОПТИМІЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ ЗГУЩЕННЯ РУДНИХ СУСПЕНЗІЙ У РАДІАЛЬНОМУ ЗГУЩУВАЧІ.....</b>	<b>89</b>
3.1. Задачі управління процесом згушення .....	89
3.2. Вибір та обґрунтування критеріїв управління .....	101
3.3. Дослідження критерію оптимізації .....	106
3.3.1. Дослідження характеру дрейфу функції відгуку .....	106
3.3.2. Дослідження основних факторів, що викликають дрейф екстремуму .....	107

3.4. Структура процесу згущення як об'єкту екстремального керування.....	109
3.5. Концепція автоматизації та принцип управління процесом згущення.....	112
3.5.1. Концепція екстремального керування процесом осадження .....	113
3.5.2. Концепція автоматизації розвантаження згущеного продукту.....	123
<b>4. РОЗРОБКА НОВИХ СПОСОБІВ І АЛГОРИТМІВ УПРАВЛІННЯ ПРОЦЕСОМ ЗГУЩЕННЯ .....</b>	<b>126</b>
4.1. Способи реалізації екстремального управління процесом осадження дисперсної фази .....	126
4.1.1. Розробка способу екстремального управління та збуренням .....	126
4.1.2. Розробка системи екстремального управління процесом осадження пошукового типу .....	129
4.2. Способи автоматичного управління розвантаження радіального згущувача.....	135
4.2.1. Розробка способу автоматичної стабілізації густини згущеного продукту.....	135
4.2.2. Синтез алгоритму управління субпроцесом транспортування ущільненого осаду .....	141
4.3. Моделювання роботи системи управління процесом згущення.....	146
4.3.1. Моделювання роботи системи екстремального управління розімкненого типу .....	146
4.3.2. Моделювання роботи системи екстремального управління субпроцесом осадження з пошуком екстремуму ....	148
4.3.3. Моделювання роботи системи стабілізації густини згущеного продукту та висоти шару ущільненого осаду .....	151
<b>ПІСЛЯМОВА .....</b>	<b>160</b>
<b>СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ .....</b>	<b>165</b>

## ВСТУП

Зневоднення суспензій є важливою складовою частиною технологічних схем збагачення корисних копалин, а його частка в собівартості рудопереробки досить значна і досягає за різними оцінками 10...15 %. Залучення до переробки все бідніших руд з низьким вмістом корисних компонентів та дрібним зерном, що є особливо характерним для руд кольорових і рідкісних металів, призводить до зростання питомого навантаження на промислові апарати через необхідність збереження обсягів виробництва.

Радіальний згущувач є одним з основних апаратів для зневоднення рудних суспензій. Широке впровадження в практику збагачення згущувачів великого діаметру, удосконалення систем живлення їх суспензією, застосування синтетичних високополімерних флокулянтів значною мірою вичерпало технологічні можливості інтенсифікації процесу згущення рудних суспензій. Але практика згущення промислових суспензій показує, що техніко-економічні показники роботи радіальних згущувачів залишаються досить низькими: у зливах втрачається до 3-5 % концентрату, густина згущеного продукту є недостатньо високою та нестабільною, а витрати дорогих флокулянтів значні.

Інтенсифікація процесу згущення, подальше підвищення ефективності роботи радіальних згущувачів пов'язані з необхідністю створення й впровадження раціональних, більш досконалих методів автоматичного управління цим процесом.

Завдяки роботам вітчизняних та зарубіжних вчених, таких як Бадещенков В. М., Бастунський М. А., Білецький В. С., Говдя Ю. Д., Головков Б. Ю., Зубов Д. А., Колпіков Г. Г., Мелькумов Л. Г., Папушин Ю. Л., Растяпін В. А., Рейбман Л. А., Савицький О. І., Самойлов А. І., Стальський В. В., Стороженко С. В., Ульшин В. О., Шпильовий Л. В. проведені дослідження процесу згущення з метою формалізації основних закономірностей та його автоматизації, що дозволило впровадити у виробництво локальні системи автоматичної стабілізації густини згущеного продукту, висоти зони проясненої рідини та ущільненого осаду, системи автоматичного дозування флокулянтів. Але ці системи не завжди дозволяють забезпечити високі техніко-економічні показники роботи промислових згущувачів, мінімізувати втрати концентрату зі зливами та витрати дорогих флокулянтів.

Удосконалення САУ, автоматична оптимізація роботи радіальних згущувачів при збагаченні руд є актуальним для економіки

України, оскільки дозволяє збільшити випуск концентратів та покращити якість вихідних продуктів згущувача, знизити енерговитрати на їх зневоднення, знизити шкідливе навантаження на навколишнє середовище на діючих підприємствах, а на проєктованих – знизити капітальні витрати на спорудження згущувачів.

Встановлення закономірностей осадження сфлокульованої суспензії в умовах зміни фізико-хімічних властивостей дисперсійного середовища і особливостей змішування осаду в розвантажувальній лійці, створення теоретичної бази для побудови систем автоматичного управління процесом згущення суспензій є умовою підвищення якості вихідних продуктів радіального згущувача.

Численні дослідження процесу згущення протягом останніх десятиліть з метою формалізації основних закономірностей та розробки принципів і методів автоматизації не призвели до створення надійно функціонуючих систем автоматичного керування, які забезпечують оптимізацію процесу осадження дисперсної фази в радіальному згущувачі; систем, що дозволяють суттєво інтенсифікувати роботу згущувача без зниження якості основних технологічних показників – густини згущеного продукту та мутності зливу.

Відомі результати теоретичних та експериментальних досліджень процесу згущення суспензій різних корисних копалин як у лабораторних, так і промислових умовах на конусних згущувачах, не завжди можуть слугувати науковим підґрунтям для розробки способів та систем автоматичного керування радіальним згущувачем. Застосування коагулянтів та флокулянтів для інтенсифікації процесу згущення суспензій руд кольорових та рідкісних металів, що забезпечує збільшення швидкості осадження дисперсної фази в десятки разів, разом з тим специфічно структурує дисперсну фазу, внаслідок чого її осадження не відповідає в повній мірі відомим закономірностям, і відомі математичні залежності (закон Стокса, закон Стейнура, закон Пуазейля та інші) не можуть застосовуватися для моделювання процесу та синтезу систем автоматичного управління без відповідних застережень.

Ефективність агрегування дисперсної фази за допомогою флокулянтів залежить від властивостей поверхні частинок, які в значній мірі визначаються фізико-хімічними умовами знаходження частинок в дисперсійному середовищі. Вивчення цих умов та управління ними дозволить оптимізувати витрати флокулянту та забезпечити максимальну швидкість осадження дисперсної фази; отже, і максимальну продуктивність згущувача.

Сучасні наукові уявлення про процес ущільнення дисперсної фази на дні згущувача знаходяться у протиріччі до деяких відомих з досвіду експлуатації промислових згущувачів фактів, а точність методів прогнозування густини згущеного продукту, що вивантажується із радіального згущувача, не відповідає вимогам побудови високо-ефективних САУ.

В монографії зроблено спробу узагальнити, систематизувати та критично розглянути матеріали численних досліджень вітчизняних та зарубіжних вчених, присвячених проблемі автоматизації процесу згущення промислових суспензій. Книга в значній мірі базується на результатах багаторічних власних досліджень автора, виконаних в Запорізькому філіалі ВНДКІ «Кольорметавтоматика», на Гайському ГКЗ, Донецькому ХМЗ. При її написанні використано також досвід розробки, конструювання та експлуатації засобів автоматизації радіальних згущувачів інститутів «Діпровуглеавтоматизація», «Механобр», «Укр-НДВПромтехнології».

До останнього часу відомі з періодичних видань та патентної інформації досить широкі дані по автоматизації згущувачів практично не систематизовані як в нашій країні, так і за кордоном. Виключенням є монографії В. В. Стальського, В. О. Ульшина та Д. А. Зубова, Б. Ю. Головка з співавторами, в яких питанням автоматизації процесів згущення присвячені окремі розділи. Але в зв'язку з розвитком досліджень в цій галузі, згадані монографії вже в значній мірі застаріли.

Автор вельми вдячний докт. техн. наук, проф. В. С. Білецькому та докт. техн. наук, проф. М. В. Назаренко, які, будучи рецензентами, не тільки дали оцінку рукопису, а й внесли немало конкретних пропозицій по його покращенню.

Особливо вдячний автор за надання матеріалів, обговорення і доброзичливу критику отриманих результатів проф. В. С. Білецькому, в творчій співпраці з яким проведена частина досліджень. Його рекомендації, зокрема по застосуванню феноменологічного методу для дослідження згущувача, як об'єкта автоматизації, дозволили виробити єдиний методологічний підхід до створення систем автоматичного управління процесом згущення суспензій, виявити перспективні напрямки в цій галузі.

Велику допомогу в проведенні досліджень, обробці статистичних даних, оформленні результатів та підготовці рукопису надали авторові доктори технічних наук В. М. Назаренко, Ю. С. Мостика, П. В. Сергєєв, кандидати технічних наук В. Л. Сосєдка, В. А. Растяпін, Ю. Д. Говдя, інженер К. Л. Шпильовий. Всім їм автор висловлює глибоку подяку і сподівається на подальшу плідну співпрацю.

## РОЗДІЛ 1

### ПРОБЛЕМА ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ АВТОМАТИЧНОГО УПРАВЛІННЯ ПРОЦЕСОМ ЗГУЩЕННЯ

#### 1.1. Особливості згущення сфлокульованих рудних суспензій

На збагачувальних фабриках чорної та кольорової металургії, вугільної та хімічної галузей промисловості згущення суспензій здійснюється звичайно у радіальних згущувачах з механічним розвантаженням осаду [1-3], найчастіше з периферійним приводом [2]. При автоматизації процесів згущення важливого значення набувають особливості технології процесу та конструкції згущувача.

Одноярусний радіальний згущувач з периферійним приводом складається з циліндричного чану з горизонтальним або похилим днищем та стічним жолобом по периметру у верхній частині чану, живильної лійки та механізму для розвантажування згущеного продукту. Край жолоба (ринви) є порогом, через який переливається прояснена суспензія – злив. Живильна лійка, в яку по трубі подається суспензія живлення, розташована у центрі згущувача.

Згущення суспензії у згущувачах відбувається наступним чином [1]. Суспензія живлення після змішування її з розчином флокулянту у проміжному реакторі – зумпфі, – потрапляє у живильну лійку. Так як згущувач у робочому стані заповнений, то суспензія, що надходить у живильну лійку, витискує відповідний об'єм проясненої рідини, яка через зливний поріг потрапляє до ринви та безперервно відводиться з апарату. Подача суспензії живлення до центру згущувача та злив проясненої рідини по його периферії спричинює потік суспензії у радіальному напрямі, і сприяє її розбавленню та рівномірному розподілу по всій площі згущувача. По мірі сповільнення радіальних потоків із них випадають більш дрібні частинки. Прояснена частина суспензії, досягнувши стінки згущувача, піднімається вгору та зливається через поріг у ринву. Тверді частинки, що випали із потоку, осідають на дно згущувача.

Особливістю радіального згущувача є примусове перегрібання осаду від периферії до розвантажувальної лійки у центрі апарату [4], яка являє собою жолоб у вигляді кільця об'ємом до  $6,0 \text{ м}^3$ , замкнутого навколо центральної опори. Під дією гравітації та гребків ферми осад ущільнюється внаслідок часткового руйнування флокул [5, 6].



З лійки згущений продукт вивантажується помпою через один чи кілька розвантажувальних патрубків, які об'єднуються в один трубопровід. Згущений продукт із згущувачів великих розмірів вивантажується відцентровими пісочними помпами. Для регулювання продуктивності помпи останнім часом застосовують електроприводи з тиристорними перетворювачами частоти [7]. Аналогічні перетворювачі встановлюють на електродвигунах приводу гребкової ферми [8].

В технологічному ланцюжку апаратів збагачувальної фабрики згущувачі найчастіше застосовуються для зневоднення суспензії (готового концентрату, промпродуктів та хвостів збагачення) з концентрацією дисперсної фази 10...30 % [9-11]. Розміри частинок дисперсної фази суспензії не перевищують звичайно 0,10 мм. Тому для інтенсифікації процесу застосовують флокулянти, які спричиняють злипання частинок в агрегати, що краще осаджуються.

Згущений до 50...75 % вмісту дисперсної фази продукт із згущувача помпами подається на фільтрування, а злив надходить у хвостосховище для прояснення та використання води в оборотному водопостачанні. Іноді злив піддають контрольному згущенню, а вже злив контрольного згущувача направляють у хвостосховище [1]. Об'єм суспензії, що надходить до згущувача, та її характеристики визначаються результатами попереднього в технологічному ланцюжку процесу – флотації. На рис. 1.1 наведено технологічну схему збагачення рідкіснометалічної руди [1].

Флотація є складним процесом, результати якого залежать від мінералогічного складу дисперсної фази, хімічного складу дисперсійного середовища, реагентного режиму та інших факторів; тому характеристики суспензії живлення згущувачів нестабільні. У згущувач подаються також переливи, а іноді і фільтрат вакуум-фільтрів, змивна вода з площадок збагачувальної фабрики. Таким чином, у згущувач подається суспензія об'ємні витрати, вміст дисперсної фази та інші характеристики якої суттєво змінюються у часі. Саме вони визначають навантаження на згущувач по дисперсійній фазі. Коливання цих параметрів можуть бути досить значними (35...40 % від середнього) [12,13] і не завжди згладжуються за рахунок самовирівнювання апарата, що зумовлює необхідність автоматизації згущувача.

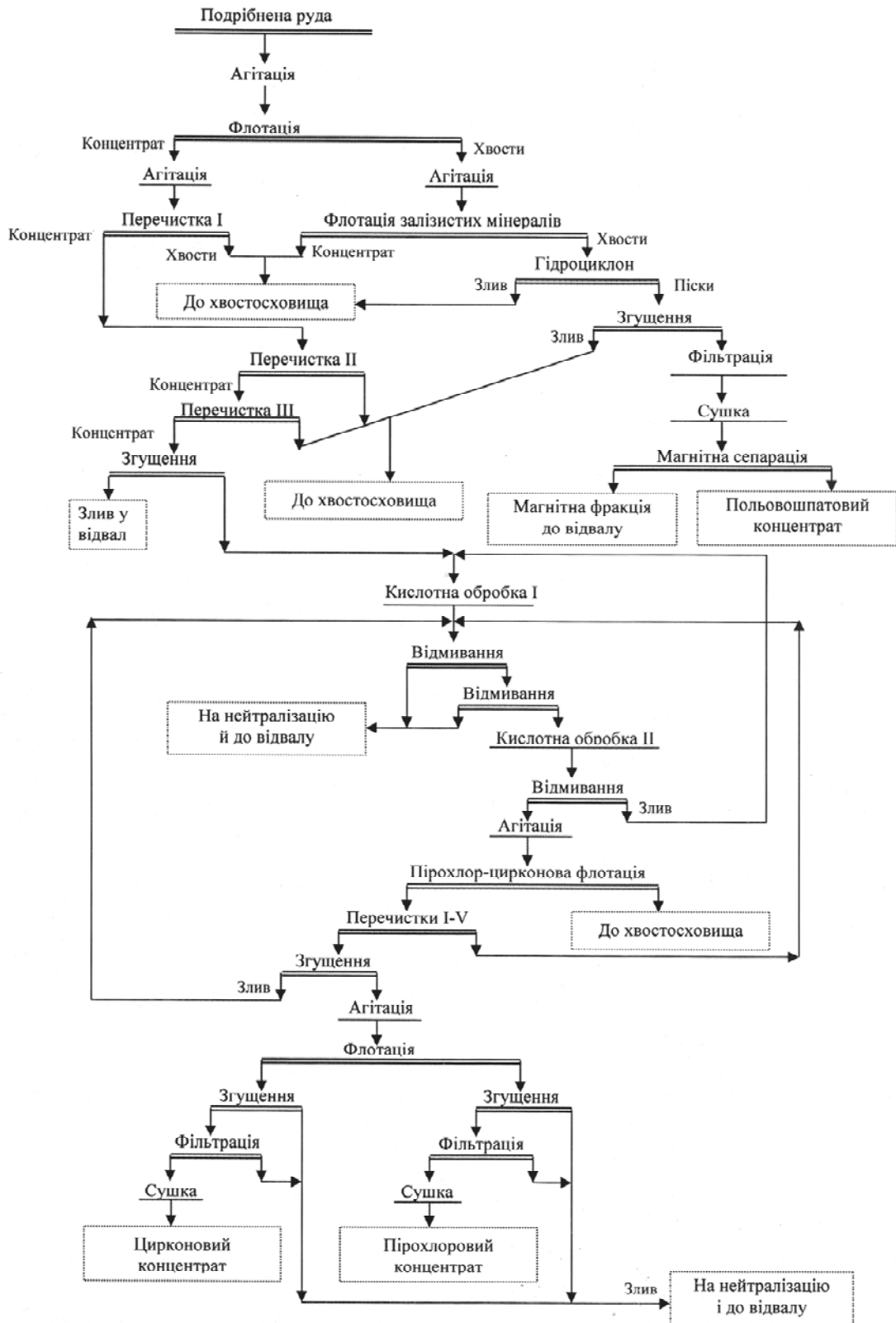


Рис. 1.1. Технологічна схема збагачення рідкіснометалічної руди

Практика збагачення виробила основні вимоги до технології згушення рудних суспензій [6, 14]:

- мінімізація втрат дисперсної фази зі зливами згущувача;
- максимізація чи стабілізація густини згущеного продукту;
- мінімізація витрат флокулянту.

Мінімізація втрат концентрату зі зливом є однією з найважливіших вимог до роботи згущувача. Вона зумовлена прагненням до більш повного використання сировини та зниження собівартості концентрату за рахунок зростання його випуску. На згущення надходить вже готовий концентрат, що пройшов усі стадії переробки і потребує тільки зневоднення. Тому втрати його зі зливом згущувача призводять до значного зростання собівартості кондиційного концентрату [15]. З іншого боку, технологічні вимоги до якості води у разі використання зливу згущувача в оборотному водозабезпеченні флотаційного чи гравітаційного циклів збагачення, та екологічні вимоги з огляду на ту увагу, яка приділяється сьогодні питанням охорони навколишнього середовища, також вимагають мінімізації вмісту дисперсної фази в зливах [16].

У зв'язку із значним зростанням цін на синтетичні полімерні флокулянти [17] актуальною сьогодні стала також вимога мінімізації витрат флокулянту.

Іншою важливою вимогою при згущенні концентратів є максимізація чи стабілізація заданої густини згущеного продукту. Густина згущеного продукту має відповідати необхідним кондиціям для найкращого проведення наступних за згущенням технологічних процесів – фільтрування та сушіння [18]. Зростання густини згущеного продукту призводить, як правило, до збільшення питомої продуктивності фільтрів [3]. В окремих випадках достатньо забезпечити стабільність густини згущеної суспензії, щоб робота наступних збагачувальних апаратів відбувалася в раціональному режимі.

Важливою умовою нормальної роботи згущувача є своєчасне розвантаження лійки згущувача. При цьому для ритмічної та стабільної роботи апарата, нормального протікання подальшого технологічного процесу витрати згущеного продукту мають відповідати продуктивності згущувача по дисперсній фазі в суспензії живлення [6]. Ця рівновага в стаціонарних умовах визначає запас ущільненого осаду на дні згущувача та в розвантажувальній лійці, суттєво впливає на граничну ступінь ущільнення осаду та густину згущеного продукту, а також стабільність навантаження на ферму згущувача. В разі значного збільшення запасу матеріалу можлива зупинка чи навіть пошкодження ферми [19].

В залежності від призначення і місця, яке займає згущувач у загальному ланцюжку технологічних процесів, ті чи інші вимоги, що висуваються до продуктів розділення, можуть домінувати.

Викладені особливості характерні для хвостів збагачення кольорових, зокрема рідкіснометалічних руд, які на 50...80 % складаються звичайно з таких мінералів як мікроклін, альбіт, кварц та іншої цінної сировини для керамічної та скляної промисловостей [20].

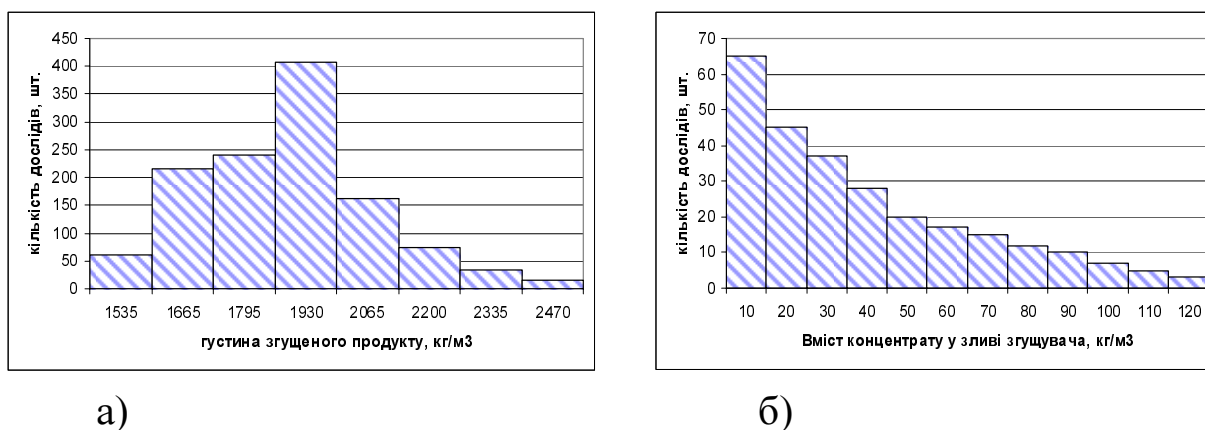
## **1.2. Аналіз основних техніко-економічних показників процесу згущення**

Аналіз літературних джерел [9,10,16,21-26] та обстеження деяких збагачувальних фабрик, як вітчизняних так і зарубіжних, показує, що на багатьох з них є значні втрати корисних продуктів у зливах згущувачів. Більше 65 % згущувачів працюють з вмістом дисперсної фази у зливах більше 0,1 мас. % [6]. Так, на збагачувальній фабриці Тирнаузького ГМК у зливах втрачається до 1,5 кг/м<sup>3</sup> вольфрамового концентрату [16]. На збагачувальній фабриці Гайського ГЗК у зливах згущувача втрачається до 80...100 кг/м<sup>3</sup> піритного концентрату з вмістом сірки 30...40 %, міді – 1,6...2,2 %, цинку – 0,6...1,1 %. На цій же фабриці втрати мідного концентрату у зливах згущувача складають 2...3 кг/м<sup>3</sup> [21].

Відзначаються значні втрати олова в олов'яній галузі [26], цинку – в мідній [9,10]; вольфраму, молібдену та міді – у вольфрамомолібденовій галузі [22-24]; золота – в золотодобувній галузі [25].

Аналіз гістограм розподілу значень густини згущеного продукту, побудованих за даними тривалих спостережень за роботою промислових згущувачів ряду збагачувальних фабрик показує, що в 75...80 % випадків густина продукту є нижчою від бажаної [27]. На рис. 1.2,а наведена гістограма, побудована за результатами спостережень за густиною згущеної суспензії піритного згущувача протягом 28 діб. Як бачимо, середнє значення густини тільки в 23 % випадків знаходиться в заданих межах – 1930...2200 кг/м<sup>3</sup>.

На рис. 1.2,б наведено гістограму, що побудована за результатами опробування зливу згущувача піритного концентрату збагачувальної фабрики Гайського ГЗК. Як видно з гістограми, тільки у 24 % випадків вміст дисперсної фази у зливі згущувача не перевищує 10 кг/м<sup>3</sup>.



**Рис. 1.2. Гістограми результатів контролю вихідних показників роботи радіального згущувача піритного концентрату Гайського ГЗК:  
а – густина згущеного продукту; б – вміст концентрату у зливі**

Аналіз такого важливого технологічного показника роботи радіального згущувача, як питоме навантаження, показує, що у 80 % випадків воно в 5-10 разів нижче, ніж може теоретично забезпечити апарат [19,24].

Нерідкими є випадки порушення ритмічності роботи згущувачів і технологічних ділянок через надмірне накопичення осаду на дні згущувача, та спричинені цим пошкодження ферми і, як наслідок, значні витрати на її ремонт [5]. Причиною значних та частих коливань густини згущеної суспензії, великих втрат концентрату у зливах згущувача є нестабільність параметрів суспензії живлення, що подається на згущення; неефективність дозування флокулянтів у згущувачі, та взагалі управління процесом згущення.

Аналіз наведених даних показує, що існують значні резерви підвищення ефективності процесів згущення на збагачувальних фабриках. Сьогодні в переробку надходять все бідніші руди. Наприклад, вміст кольорових металів у рудній сировині знижується на 5...12 % (відносних) кожних п'ять років [28]. Для збереження обсягів випуску металів збільшують обсяги переробки руди, що призводить до зростання потоків суспензії, отже, збільшення питомого навантаження на кожний апарат, у тому числі і згущувачі. Витрати на спорудження додаткових згущувачів досить значні. Так, будівництво згущувача діаметром 18 м вимагає інвестицій у розмірі 2,0 млн грн [29]. Тому важливо забезпечити максимальну питому продуктивність згущувачів, зокрема за рахунок підвищення ефективності їх автоматизованого

управління, що дозволить запобігти будівництву додаткових апаратів на діючих фабриках, чи зменшити їх кількість при проектуванні нових збагачувальних фабрик.

Останнім часом особливої актуальності набуло питання енергозбереження. При зневодненні концентрату 70 % витрат припадає на паливо для сушіння осаду вакуум-фільтрів [15]. Тому досить важливою умовою економії палива є зниження вологості осаду, що знімається з вакуум-фільтрів. Таке зниження досягається випуском більш густої суспензії з розвантажувальної лійки згущувача.

Не менш важливе значення має проблема зниження вмісту дисперсної фази у зливі згущувачів для зниження шкідливого впливу на навколишнє середовище: забруднення водяного басейну, вилучення з користування землі сільськогосподарського призначення для спорудження хвостосховищ.

Вирішення цих питань неможливе без створення ефективної системи автоматичного керування процесом згущення, функціонуючої в умовах постійної зміни характеристик суспензії живлення та неповної інформації про об'єкт керування.

### **1.3. Розвиток наукових уявлень про основні закономірності процесу згущення**

Сучасні уявлення про процес згущення в промисловому радіальному згущувачі в значній мірі ґрунтуються на результатах досліджень порційного згущення в лабораторних умовах, виконаних у скляному циліндрі, та експериментальних досліджень промислових згущувальних апаратів. Згідно з цими уявленнями [1-4,6,13-14,30-33] процес згущення складається з кількох субпроцесів: осадження дисперсної фази, агрегування частинок дисперсної фази під впливом коагулянтів та флокулянтів, стиснення та ущільнення осаду на дні згущувача. Саме ці субпроцеси були до останнього часу в полі зору дослідників.

Стадія осадження є визначальною для всього процесу згущення, так як питома продуктивність згущувача по дисперсній фазі і об'ємна продуктивність його по зливу залежать від швидкості осадження дисперсної фази [2]. Чим вища швидкість осадження частинок дисперсної фази, тим менше їх за інших рівних умов виноситься висхідними потоками рідини у злив згущувача. З іншого боку, тим тривалішим

буде перебування частинок в зоні ущільнення; отже, вищою буде густина ущільненого осаду.

Існує значна кількість робіт, присвячених теоретичному та експериментальному дослідженню процесу осадження частинок дисперсної фази [32-38]. Для визначення швидкості осадження частинок запропоновані теоретичні рівняння й емпіричні формули, графіки та таблиці на основі експериментальних даних. Найбільш повний їх аналіз проведено в ґрунтовній монографії Кізевальтера [31].

Відомі формули, наприклад, Стокса [31], Стейнура [30], Годена [32] теоретично обґрунтовані для випадку вільного чи стисненого осадження кульовидних частинок моно- та полідисперсної суспензії. Але в промислових згущувачах здійснюється осадження полідисперсної суспензії з частинками дисперсної фази різної форми, мінералогічного складу, шорсткості поверхні і змочуваності. Відмінними можуть бути також параметри дисперсійного середовища: густина, хімічний склад, температура, в'язкість. Відомі рівняння не враховують також фізико-хімічних процесів агрегування частинок у дисперсійному середовищі під дією флокулянтів та коагулянтів, що суттєво впливають на швидкість осадження [39,40]. Осадження сфлокульованих суспензій є найбільш складним випадком і тому найменш вивченим [40].

Осаджування агрегатів частинок сфлокульованої чи скоагульованої суспензії характерне низкою особливостей. Флокули чи коагулят взагалі можуть створювати суцільні сітчасті структури, в яких окремі агрегати зв'язані між собою в суцільний агрегат флокул у всьому об'ємі суспензії. Процес осадження такої структури полягає в її ущільненні, тобто витисненні рідини з пор між флокулами, та з самих флокул [41]. Агрегати, що утворюються під впливом синтетичних флокулянтів, суцільних сітчастих структур в загальному випадку не створюють, але при осіданні флокул в осад захоплюється велика кількість рідини. Обробка суспензії флокулянтами призводить до дуже швидкого її осадження без сегрегації грубих і дрібних частинок. Грубі частинки приєднуються до флокул, або ж обволікаються флокулами дрібних частинок, і спостерігається колективне осадження всієї маси суспензії, що позитивно впливає на зростання швидкості осадження сфлокульованої суспензії. Флокули осаджуються з однаковою швидкістю, яка в багато разів перевищує швидкість падіння несфлокульованих частинок [40]. Закономірності осаджування цих агрегатів (флокул) вже не відповідають закону Стокса чи Стейнура [31].

Відомо багато робіт в яких досліджувався вплив флокулянтів на процес осадження дисперсної фази у вугільних, залізорудних, гірничо-хімічних суспензіях, та рудних суспензіях кольорових і рідкісних металів [42-45]. Ці дослідження спричинені як намаганням інтенсифікувати процес згущення, так і необхідністю економії флокулянту з огляду на його високу ціну.

Найбільш детально сьогодні вивчена дія поліакриламідного флокулянту (ПАА) [43,44]. Загальноприйнятим підходом до вивчення ефективності флокуляції є визначення оптимальних витрат ПАА, за яких досягається найвища швидкість осадження. Численні досліди, виконані для різних типів руд, показують, що для багатьох із досліджуваних матеріалів флокулююча дія ПАА зростає при збільшенні його витрат, але тільки до деякої межі; подальше збільшення витрат флокулянту призводило до стабілізації суспензії чи навіть зниження швидкості осадження [45-47]. Відзначається [46], що при недостатньому дозуванні флокулянта злипання частинок не відбувається через незначну товщину покриття їх реагентом; при передозуванні флокуляція не відбувається через стабілізацію суспензії.

В більшості робіт вивчався вплив окремих факторів – температури, витрат флокулянта, іонного складу дисперсійного середовища, гранулометричного складу та концентрації дисперсної фази в суспензії – на ефективність флокуляції [48-50].

Руди та хвосты збагачення, близькі за складом до руд Мазурівського рідкіснометалічного родовища досліджувались в роботі [48]. Осадження шламів гравітаційного збагачення тантал-ніобієвої руди прискорювалося в присутності ПАА. В сильно лужному середовищі ( $pH > 10$ ) вплив ПАА на швидкість осадження відчутно послаблювався, дрібніші частинки не флокулювались, злив мутнішав. Для флокуляції потрібно було значно збільшити витрати ПАА. При цьому швидкість осадження була більш низькою, ніж при  $pH < 10$ ; найменші ніж частинки не флокулювались. Ймовірно, у лужному середовищі від'ємний заряд на частинках мікрокліну збільшувався; він і перешкоджав закріпленню ПАА на поверхні частинок, отже і їх флокуляції [49].

Закріпленню поліакриаміду і флокуляції твердих частинок за його допомогою сприяє попереднє зниження від'ємного дзета-потенціалу мінералів будь-якими засобами, наприклад, подачею в суспензію коагулянтів-електролітів [48]. Дія коагулянтів полягає у зниженні електрокінетичного потенціалу поверхні мінеральних частинок до порогу коагуляції, та нижче [45]. Іноді коагуляція при зниженні дзета-потенціалу не відбувається, так як гідратованість



поверхні, отже, і її стійкість не завжди знижуються разом зі зниженням дзета-потенціалу [48].

Вибір флокулянта та його питомих витрат має бути узгоджений з мінералогічним і гранулометричним складом дисперсної фази суспензії [51-54], та іонним складом дисперсійного середовища [55]. Цей вибір може бути обґрунтований лабораторними дослідженнями по осаджуванню суспензії за відомими методиками. Питомі витрати флокулянту, визначені в цих дослідженнях, та його вартість дозволяють зробити попередню оцінку доцільності застосування реагенту для інтенсифікації процесу згущення та оптимізації його витрат [17]. З огляду на механізм адсорбції реагенту на поверхні частинок [51] можна зробити висновок, що для оптимізації режиму флокуляції необхідне відповідне дозування реагенту.

Проблема оптимізації процесу осадження дисперсної фази у згущувачі і витрат флокулянту розглядалася та частково вирішена для окремих видів мінеральної сировини [52,53]. Разом з тим, сучасний рівень дослідженості механізму флокуляції, хоча і дає якісну характеристику процесу, але не дозволяє встановити кількісні залежності швидкості осадження дисперсної фази від сумісного (комплексного) впливу основних технологічних параметрів рудних суспензій рідкісних металів; не дозволяє визначити оптимальні витрати флокулянту, які забезпечують максимальну швидкість осадження таких суспензій. Тому промислового впровадження оптимальних режимів дозування високополімерних флокулянтів має передувати ретельне дослідження їх на реальних промислових суспензіях в лабораторних умовах.

Останні 20-30 років зусилля дослідників були направлені на створення теорії процесу консолідації – стиснення та ущільнення осаду, – на дні згущувача. Розроблені теорії виходять з уявлень про фільтрацію рідини через пористе середовище; враховується, що таке середовище може деформуватися [55].

Сучасні погляди на механізм консолідації осаду, викладені Пермяковим Р. С., Єгоровим С. В., Колпіковим Г. Г. із співавторами у роботі [56], поділяються й іншими дослідниками [22,57]. Вважається, що в зоні консолідації частинки дисперсної фази зближені між собою і створюють відповідну жорстку структуру – «скелет», – яка спроможна передавати тиск безпосередньо від однієї частинки до іншої, що знаходиться нижче. Суспензія в зоні консолідації розглядається як сукупність твердих стиснених частинок, проміжки між якими заповнені рідиною. Загальний компресійний тиск в зоні консолідації розпадається на дві частини: одна сприймається «скелетом», а інша

передається рідині та спричинює рух останньої в напрямку, протилежному рухові дисперсної фази. Вважається, що в кожній точці зони консолідації згущувача безперервної дії встановлюється відповідне співвідношення між тиском у «скелеті» та гідродинамічним тиском, який спричинює рух рідини в порах і каналах осаду. По мірі вилучення згущеного продукту із згущувача і переміщені до низу верхніх шарів осаду все більша частка загального компресійного тиску передається на частинки твердого осаду; частка гідродинамічного тиску, що спричинює витиснення рідини, знижується. Процес стиснення осаду і витиснення рідини буде відбуватися з відповідною швидкістю, яка в кожній точці зони ущільнення буде визначатися співвідношенням між гідродинамічним тиском і спротивом потоку рідини шару дисперсної фази, що знаходиться вище. Кінцевий результат ущільнення осаду в згущувачі залежатиме, як вважають дослідники, від часу перебування дисперсної фази в зоні ущільнення, та спротиву осаду. Останній визначається фільтраційними властивостями суспензії і довжиною шляху, який проходить витиснена рідина, тобто залежить від висоти зони консолідації [56].

Концентрація дисперсної фази в зонах стиснення та ущільнення зростає поступово зверху до низу (до дна згущувача). Так як спротив осаду при стисненні та зменшенні об'єму пор значно зростає, особливо для дрібнодисперсного осаду, то концентрація дисперсної фази може досягти максимуму вже на незначній глибині і далі залишатися сталою. Оскільки концентрація зростає за глибиною досить швидко, то у вузькому шарі між зонами стиснення та ущільнення приріст концентрації на одиницю глибини змінюється практично від нульового значення в зоні стиснення до максимальної величини у верхньому шарі зони ущільнення [57]. Тому можна говорити про межу поділу двох зон. З цього випливає, що підтримування висоти зони ущільнення на постійному, максимально високому рівні, є важливим завданням при регулюванні роботи згущувача. Таке регулювання пропонується здійснювати зміною витрат згущеної суспензії [58].

Автори роботи [57] вважають, що стабілізація межі поділу зон стиснення та ущільнення на максимально високому рівні забезпечує максимальну за даних умов густину згущеного продукту. Зростання висоти зони ущільнення за сталого навантаження на згущувач (витрат дисперсної фази в суспензії живлення) призводить, як правило, до зростання концентрації дисперсної фази в згущеному продукті, що вивантажується із згущувача, так як час перебування твердого в зоні ущільнення при цьому зростає. Треба зауважити, що при згущенні

добре сфлукуюльованих суспензій вміст твердих частинок на початку та в кінці зони ущільнення відрізняються несуттєво [30]. Зростання масових витрат згущеної суспензії за інших рівних умов неминуче призводить до зниження концентрації дисперсної фази в згущеному продукті внаслідок скорочення часу перебування осаду в зоні ущільнення, вважають автори [57]. На нашу думку, треба говорити в даному випадку не про скорочення часу перебування осаду в зоні ущільнення, а про зниження концентрації внаслідок розбавлення осаду суспензією із зони стиснення, яке відбувається через зростання витрат згущеного продукту, що вивантажується із розвантажувальної лійки (при незмінній подачі осаду до лійки).

В роботі [59] розглянуто процес згущення з врахуванням турбулентної дифузії і запропонована математична залежність для визначення розподілу концентрації дисперсної фази по глибині згущувача. Для прогнозування густини ущільненого осаду пропонується на кривій осадження контролювати положення точки, в якій концентрація дисперсної фази дорівнює половині максимально можливої концентрації ущільненого осаду. В формулу входять ряд коефіцієнтів, які можуть бути визначені тільки дослідницьким шляхом.

Відомі й інші роботи, в яких пропонуються методи прогнозування густини ущільненого осаду на основі кривої розподілу концентрації (кривої осадження) [60,61].

Розуміння механізму ущільнення частинок на дні згущувача є важливою умовою правильного визначення максимальної густини ущільненого осаду і густини згущеного продукту, та побудови раціональних схем автоматизації роботи згущувача. Однак, інтерпретація процесу ущільнення являє собою невирішену проблему. Так, в роботах [61,62] експериментами в лабораторному циліндрі та на промисловому згущувачі обґрунтовується залежність густини ущільненого осаду від гідростатичного тиску, та даються рекомендації по значному збільшенню висоти промислових згущувачів. В [63] з посиланням на експериментальні дослідження, виконані на фабриці «Мері-Кетлін» (США), існування такої залежності заперечується.

Як показано в роботі [64], гіпотези, висунуті щоб пояснити механізм ущільнення, приводять до логічних або експериментальних протиріч.

В основі відомих підходів до прогнозування результатів процесу згущення лежить уявлення про те, що густина згущеного продукту є функцією виключно часу перебування дисперсних частинок у згущувачі, та їх вмісту у суспензії живлення [2]. Сучасна теорія згущення,

розвинута в роботах [31,40,56], справедливо заперечує ці уявлення, хоча і не забезпечує теоретичного підґрунтя для прогнозування густини згущеного продукту.

Відомі методи прогнозування густини згущеного продукту прийнятні для аналізу та управління конусними згущувачами, розвантаження яких не залежить від роботи гребкового механізму, або суспензій з близькими властивостями дисперсної фази та дисперсійного середовища. Але ці методи мало придатні для прогнозування результатів роботи радіальних згущувачів з периферійним приводом, та для суспензій, що швидко осаджуються і добре ущільнюються. Густина згущеного продукту в цих випадках в значній мірі має визначатися запасом ущільненого матеріалу на дні згущувача та в розвантажувальній лійці, роботою гребкового механізму, та результатами змішування осаду з суспензією в розвантажувальній лійці.

В низці робіт справедливо відмічається, що в радіальному згущувачі наявність механізму перегрівання осаду позначається на результатах згущення [4,8]. Так, в роботі [4] стверджується, що гребки ферми згущувача, перегрібаючи осад до розвантажувальної лійки, разом з тим сприяють зростанню густини суспензії, що вивантажується, так як руйнують структуру осаду, що складається при ущільненні, та полегшують вилучення рідини з проміжків між частинками дисперсної фази. Таким чином, застосування флокулянтів не обов'язково має призвести до зниження густини згущеного продукту. Але будь-яких кількісних характеристик, які дозволяли б враховувати вплив гребкового механізму на результати згущення в цих роботах не приводиться.

У роботах [4,57,65] вказується на те, що густина згущеного продукту періодично змінюється, іноді досить значно (на 10...20 %). Ці зміни мають вигляд поперемінних піків більшої чи меншої амплітуди з однаковим періодом появи, синхронним з періодом обертання ферми [57]. В [65] автори вважають, що абсолютна величина амплітуди залежить від розподілу густини суспензії та осаду в циліндрі згущувача по його висоті.

Таке ж явище спостерігалось нами при дослідженні згущувача діаметром 50 м [21], але з іншим періодом появи піків. Відмічаючи згадане явище, дослідники, разом з тим, не знаходять задовільної його інтерпретації. Існування цього явища суперечить загальноприйнятим уявленням про те, що густина згущеного продукту визначається виключно висотою шару ущільненого осаду [56].

#### 1.4. Аналіз стану математичного опису процесу згущення

Розробка принципів, способів та алгоритмів автоматичного управління процесом згущення залежить від того, наскільки реально отримати повну та достовірну математичну модель цього процесу. В зв'язку з цим найважливішим питанням, що потребує вирішення на першому етапі створення САУ, є питання про існування такої моделі або принципової можливості її отримання.

Для синтезу структури і визначення параметрів автоматичних систем управління необхідна ідентифікація об'єкту, тобто знаходження його статичних та динамічних характеристик.

Як об'єкт автоматичного керування, згущувач досліджувався в роботах [15,57,65]. В цих та інших роботах в якості вихідних параметрів згущувача названі: густина згущеного продукту, густина або вміст дисперсної фази у зливні згущувача, висота зони проясненої рідини та висота зони ущільнення, навантаження на гребки ферми згущувача. Рівні, що відповідають тій чи іншій межі поділу різних зон по висоті, важко контролювати, особливо автоматично. Але з точки зору динаміки процесу їм, як проміжним параметрам, притаманна важлива властивість – упередження.

До вхідних факторів, які найбільш суттєво впливають на вихідні параметри, відносять густину та витрати суспензії живлення, витрати флокулянту, об'ємні витрати згущеного продукту, концентрацію іонів водню, температуру суспензії, дисперсність частинок. Але тільки витрати флокулянту та згущеного продукту використовуються в якості керуючих впливів для управління процесом згущення. Інші вхідні фактори є основними збуреннями для систем стабілізації вихідних змінних. В [15] основним збурюючим впливом автори вважають витрати дисперсної фази в суспензії живлення.

Математична модель процесу згущення включає:

- математичний опис зв'язків між вхідними та вихідними змінними для усталеного та неусталеного стану, тобто моделі статички та динаміки об'єкту;
- граничні умови та допустимі межі коливання змінних процесу.

Відсутність достатньо повної теорії основних процесів, що протікають у згущувачі, обмежує можливості аналітичного методу отримання математичного опису. Тому звичайно для моделювання окремих субпроцесів процесу згущення застосовуються експериментальні методи – як активні, так і пасивні.

Існує ряд робіт, присвячених математичному опису процесу згущення [15,57,65]. Але переважно в цих роботах розглядається процес згущення з періодичним розвантажуванням згущувача, або згущення в апаратах без примусового перегрівання (транспортування) ущільненого осаду до розвантажувальної лійки [58].

При дослідженні і моделюванні процесу згущення, враховуючи складність останнього, застосовують принцип декомпозиції його на більш прості субпроцеси та моделювання кожного з них окремо [15].

Осаджуючись під дією сили тяжіння, частинки утворюють кілька зон з різною по висоті згущувача концентрацією дисперсної фази. Виділення у згущувачі по його висоті кількох зон є умовним; чіткої межі розподілу між окремими зонами не існує. В роботах [6,14,15] у згущувачі умовно виділено по висоті чотири зони: зону проясненої рідини, зону вільного осадження, перехідну зону (зону стиснення) і зону ущільнення. В роботі [15] автори виділяють три зони: проясненої рідини, вільного осадження та ущільнення. В промислових умовах при значних питомих навантаженнях на апарат по суспензії живлення зони проясненої рідини може і не існувати [56]. Кінетика густини суспензії калійних руд по висоті радіального згущувача досліджувалася в [56]. Було показано, що густина суспензії в зоні ущільнення та зоні стиснення суттєво відрізняються; при цьому по висоті кожного шару вона є досить стабільною. Для кожного типу суспензії поділ апарату на зони має бути обґрунтований експериментальним вивченням кінетики густини суспензії по висоті згущувача.

Процес згущення коагульованої вугільної суспензії у згущувачі П-24 досліджувався в роботі [65] методом пасивного експерименту. В якості вхідних параметрів прийняті: вміст дисперсної фази в суспензії живлення  $\beta_{жс}$  (г/л), висота проясненої зони  $H_{o.з.}$  (м), витрати суспензії живлення  $Q_{жс}$  (м<sup>3</sup>/год), витрати коагулянту  $Q_{кз}$  (г/л) і витрати згущеного продукту  $Q_{ТВ}$  (т/год). В якості вихідних параметрів прийнято вміст дисперсної фази у проясненій зоні  $\beta_3$  (г/л) та у згущеному продукті  $\beta_{зг}$  (г/л). Моделі отримано у вигляді рівнянь регресії:

$$\beta_{зг} = 0,8\beta_{жс} + 0,24Q_{ТВ} + 0,15\beta_3 - 0,19H_{o.з.} - 0,038Q_{кз}, \quad (1.1)$$

$$\beta_3 = 0,19\beta_{жс} + 0,32\beta_{зг} + 0,28Q_{жс} - 0,37H_{o.з.} + 0,048Q_{кз}. \quad (1.2)$$

Коефіцієнти при  $Q_{жс}$  в рівняннях (1.1) та (1.2) є малозначимі через слабку статистичну репрезентативність цього параметру, так як витрати коагулянту стабілізували під час проведення експерименту. Рівняння зв'язку по цьому параметру отримані активним експериментом:

$$\beta_3 = 1,34 - 5,4 Q_{кз} , \quad \beta_{32} = 114 - 0,47 Q_{кз} .$$

Дослідження процесу коагуляції відходів флотації у радіальному згущувачі показало, що процес цей складний, приблизно стаціонарний; вихідні параметри процесу залежать від багатьох факторів. Коефіцієнти множинної регресії дорівнюють, відповідно 0,79 та 0,52. За регульовані змінні прийнято вміст дисперсної фази у згущеному продукті та витрати коагулянту.

В роботі [65] досліджувався процес згущення вугільних шламів у радіальних згущувачах П-24 та П-30. До вхідних параметрів віднесено витрати і густину суспензії живлення, та витрати згущеного продукту; до вихідних – густину зливу та згущеного продукту. Статичні характеристики об'єкту визначені в режимі нормального функціонування і представлені у вигляді рівнянь регресії першого порядку. Аналіз рівнянь множинної регресії показав, що найбільш тісно кожен з параметрів пов'язаний з густиною суспензії живлення, а міра зв'язку з іншими вхідними параметрами є на порядок нижчою.

Існування тісної кореляційної залежності між висотою ущільненого осаду і густиною згущеного продукту, яка встановлена в роботах [57] для вугільних та калійних суспензій, потребує ретельної перевірки в разі дослідження дисперсних систем з іншими реологічними властивостями, в т.ч. суспензій кольорових та рідкіснометалічних руд, та продуктів їх збагачення.

Дисперсні системи, що швидко осаджуються та добре ущільнюються, не можуть засмоктуватися в патрубку розвантажувального трубопроводу з усієї поверхні дна згущувача. Спочатку дисперсна фаза системи, – осад, – мусить потрапити за допомогою гребків ферми до розвантажувальної лійки. Від того, як заповнена лійка осадом, залежать обсяги дисперсної фази, яка надходить разом з останнім у розвантажувальний трубопровід. Роботи, в яких розглядалися б процеси змішування осаду в лійці, на жаль, відсутні. Для створення математичної моделі процесу згущення необхідно дослідити ці процеси експериментально та описати аналітично.

В роботах [8, 65, 66] вивчалася експериментально залежність величини навантаження на ферму згущувача від висоти шару ущільне-

ного осаду. В [65] автори отримали модель динаміки у вигляді передавальної функції по каналу «частота обертання ферми – густина згущеного продукту»:  $W(p) = \frac{1}{Tp+1}$ , де  $T$  – стала часу об'єкта ( $T = 2,2$  хв.).

Але як можливий регулюючий вплив частота обертання ферми авторами не розглядалася.

В роботі [15] Стальським В. зроблена спроба побудувати спрощену модель динаміки процесу безперервного осадження суспензії в радіальному згущувачі. В промисловому згущувачі по його висоті згідно з існуючими фізичними уявленнями виділено чотири зони. На відміну від відомих робіт тут відсутня зона стисненого осадження, яка більш характерна, на думку автора, для згущувачів періодичної дії. Зони проясненої рідини, перемішування та ущільнення розглядаються як моделі ідеального перемішування, а зона вільного осадження – як модель ідеального витиснення. Зроблені також припущення про лінійну залежність швидкості осадження від концентрації коагулянту в зоні перемішування, відсутність зіткнення і злипання частинок при осадженні, сталість витрат зливу та суспензії живлення. Висота зони ущільнення прийнята в якості вихідного параметра моделі.

Як і в роботі [56], автор вважає, що густина ущільненого осаду визначається тиском твердої фази в шарі ущільненого осаду, та тиском зони осадження на зону ущільнення.

Модель отримано у вигляді системи диференціальних рівнянь. Після лінеаризації та перетворень за Лапласом модель представлена у вигляді передавальних функцій по каналах: «масові витрати твердого – густина згущеної суспензії»

$$W_{11}(p) = \frac{k_1}{(1+pT_1)(1+pT_3)} e^{-p\tau_A};$$

«переріз розвантажувального отвору – густина згущеної суспензії»

$$W_{12}(p) = \frac{-k_2}{1+pT_3};$$

«об'ємні витрати коагулянту – густина згущеної суспензії»

$$W_{13}(p) = \frac{k_3(D_1p^2 + D_2p + 1)}{(1+pT_1)(1+pT_2)(1+pT_3)} e^{-p\tau_A}.$$



Коефіцієнти та сталі в цих моделях визначені експериментально. Встановлено, що по каналу управління «витрати коагулянту – висота проясненої зони» згущувач заміщується ланкою другого порядку з запізненням:

$$W_{11}(p) = \frac{k_1 \exp(-p\tau_1)}{T_2^2 p^2 + T_1 p + 1},$$

а по каналу зв'язку «витрати згущеної суспензії – висота зони ущільнення» – інтегруючою ланкою з запізненням:

$$W_{22}(p) = \frac{k_2 \exp(-p\tau_2)}{p}.$$

Для згущувача діаметром 30 м визначені числові значення динамічних характеристик: запізнення  $\tau = 10$  хв., стала часу  $T = 40$  хв.

Згущувач є об'єктом із взаємопов'язаними параметрами, так як регулюючі впливи – витрати коагулянту та витрати згущеної суспензії, – впливають на обидві регульовані величини за основними та перехресними зв'язками. Але досвід експлуатації і результати експериментальних досліджень динаміки радіальних згущувачів свідчать, що через суттєву різницю динамічних характеристик згущувача по основних каналах управління регулятори вихідних параметрів дуже різняться за швидкодією, що значно зменшує їх зв'язки через об'єкт і дозволяє розглядати систему регулювання згущувача як систему незв'язаного регулювання [15].

В роботі [67] вивчалися динамічні характеристики по каналу «витрати флокулянту – густина зливу». Передавальна функція має вигляд:

$$W(p) = \frac{K \cdot e^{-p\tau}}{Tp + 1}.$$

Моделювання роботи системи стабілізації при сталій часу об'єкту 34,5 хв. і транспортному запізненні 28 хв. показало, що система є недієздатною через існування збурень по вмісту дисперсної фази в суспензії живлення.

В роботі [65] динамічні характеристики представлені у вигляді передавальної ланки:

$$W(p) = \frac{0,82 e^{-8p}}{6,2p + 1}.$$

Аналіз динамічних характеристик показав, що канал «витрати згущеного продукту – його густина» є найбільш динамічним (стала часу 6...7 хв.) і може використовуватися в якості каналу управління.

Експериментальне дослідження динамічних характеристик показало, що канал «витрати коагулянту – якість вихідних продуктів» є дуже інерційним (запізнення – 50 хв., стала часу – 15 хв.) і не може застосовуватися для оперативного управління [65]. Канал «витрати згущеного продукту – якість вихідних продуктів» описується аперіодичною ланкою першого порядку без запізнення і може використовуватися для управління вихідними параметрами. Стала часу по каналу «витрати згущеного продукту – вміст твердого» (1.3) – 14 хв.; по каналу «витрати згущеного продукту – густина зливу» (1.4) – 18 хв.

$$W(p) = \frac{0,475}{13,8p + 1}, \quad (1.3)$$

$$W(p) = \frac{0,006}{17,8p + 1}. \quad (1.4)$$

Характерно, що величина запізнення змінюється не тільки в залежності від розмірів згущувача (що є зрозумілим), але й з невідомих причин для згущувачів одного розміру [15], що вимагає пояснення.

Встановлені експериментально залежності [15,57,65,67] у вигляді рівнянь регресії та передавальних функцій не можуть бути використані безпосередньо при розробці системи управління процесом згущення суспензій руд кольорових та рідкісних металів, і продуктів їх збагачення. Але порівняння коефіцієнтів в цих функціях, отриманих на згущувачах одного типу та розміру, дозволяє поставити під сумнів сталість динамічних характеристик радіального згущувача. Для остаточного висновку необхідні комплексні дослідження реального об'єкту або ретельна розробка феноменологічної моделі процесу згущення.

Попередні дослідження по ідентифікації процесів згущення та аналіз відомих робіт дозволяють констатувати, що є достатні підстави

віднести його до класу досить складних об'єктів, так як вирішення цього завдання пов'язане з необхідністю врахування в моделі великої кількості взаємопов'язаних параметрів, складність і нестаціонарність цих зв'язків, ієрархічну структуру управління; функціонування процесу в умовах випадкових факторів, значна частина яких недоступна оперативному контролю. На подолання названих труднощів при ідентифікації процесу згущення в останні роки направлені великі зусилля [68], в результаті яких досягнуто позитивних результатів, що сприяло значному вдосконаленню технології згущення та конструкції згущувальних апаратів. Але моделей, придатних для синтезу САУ та оперативного управління процесом, не отримано. Ця обставина примушує проаналізувати всі види запропонованих моделей з метою встановлення принципової можливості ідентифікації такого класу об'єктів на рівні, що дозволяє використовувати отримані результати безпосередньо для цілей управління.

Хоча промислові згущувачі великого діаметра мають декілька фіксованих частот обертання ферми [5], або комплектуються тиристорними перетворювачами для плавного регулювання частоти обертання ферми [2], цей параметр досі не розглядався як можливий регулюючий вплив. Для випадку примусового переміщення ущільненого осаду до розвантажувальної лійки встановлення залежностей висоти шару осаду чи навантаження на ферму від частоти обертання ферми може мати вирішальне значення при моделюванні процесу згущення й синтезі систем автоматичного керування згущувачем.

### **1.5. Сучасний стан автоматизації процесу згущення**

Складність процесу згущення, трудомісткість отримання інформації про вхідні та вихідні параметри процесу, недостатня вивченість радіального згущувача як об'єкта автоматичного управління ускладнюють вирішення проблеми автоматизації процесу. Теоретичному і експериментальному дослідженню процесу згущення як об'єкта автоматизації присвячені роботи [67-74]. Результати промислового впровадження систем керування наведено в [75-77]. Проблема автоматизації процесу згущення в кольоровій металургії розглядалася в [78]. Відомі ґрунтовні праці Л. Г. Мелькумова, В. О. Ульшина, М. А. Бастунського з співавторами [65], Б. Ю. Головова, Г. Г. Колпікова та Л. А. Рейбмана [57], В. В. Стальського [15] виконані для процесу згущення суспензій у вугільній та гірничо-хімічній (калійній) промисловості. Переважна ж більшість публікацій відома з патентної літератури [79-92].

Відсутність теоретичної основи для науково обґрунтованого синтезу систем автоматичного управління процесом згущення призводить до того, що сьогодні на збагачувальних фабриках керування процесом згущення здійснюється, в основному, в ручному режимі на основі досвіду та інтуїції обслуговуючого персоналу. На окремих фабриках отримали певне розповсюдження локальні системи дозування флокулянту [68] і регулювання густини згущеного продукту [75,77,93]. Хоча є дані про ефективне їх застосування у ряді випадків [76], такі системи не отримали широкого впровадження в практику зневоднення суспензій.

У Санкт-Петербурзькому гірничому інституті розроблена локальна система стабілізації мутності зливу згущувача шляхом автоматичного дозування флокулянту у згущувач [15]. При зростанні вмісту дисперсної фази у зливі регулятор в автоматичній системі збільшує подачу флокулянта. При такому дозуванні флокулянту регулюючий вплив вноситься не одразу, а через деякий час, коли відхилення вмісту дисперсної фази у зливі перевищить зону нечутливості датчика концентрації. Для відновлення завданого значення концентрації дисперсної фази у зливі потрібен певний час, який визначається динамічними властивостями згущувача по каналу регулювання і, як показують дослідження, є досить значним [68]. Тому описана система дозування не забезпечує необхідну якість регулювання.

Автоматична система дозування флокулянту за висотою зони проясненої рідини застосовується як на вітчизняних збагачувальних фабриках вугільної та калійної промисловості, так і на зарубіжних фабриках [57,65]. На фабриці компанії «Атлас мінерал» (США) висота зони проясненої рідини у згущувачі вимірюється чутливим диференційним датчиком тиску, вихідний сигнал якого потрапляє на регулятор, що керує витратами флокулянту. При зміні висоти зони проясненої рідини змінюється сигнал від датчика. Регулятор за допомогою виконавчого механізму змінює витрати флокулянту. Застосування системи дозволило на 30 % знизити їх витрати. Така система дозування флокулянту у згущувач дозволяє більш своєчасно вносити керуючі впливи, тому що дія збурень (зміна витрат суспензії або її густини, та інші) спершу позначається на висоті зони проясненої рідини, а потім на концентрації дисперсної фази у зливі. Але і для такої системи характерні недоліки системи, розглянутої вище, бо інерційність об'єкта залишається значною [56, 94].

Відома також система регулювання витрат флокулянту в залежності від витрат дисперсної фази, що надходить у згущувач [15]. Така система дозволяє підтримувати співвідношення витрат дисперсної фази і флокулянту, тобто питомих витрат флокулянту, на рівні, що відповідає максимальній швидкості осадження частинок дисперсної фази і, як наслідок, мінімальній мутності зливу. Для усунення недоліків, притаманних системам розімкненого типу, в основний контур регулювання пропонується вносити коригуючий сигнал від датчика мутності зливу [65], або здійснювати таку корекцію в залежності від значення висоти проясненої зони [58].

Застосування описаних систем автоматичного управління процесами згущення може бути ефективним в разі тісного кореляційного зв'язку між висотою шару проясненої рідини або концентрацією дисперсної фази у зливі, та витратами флокулянту. Ефективна робота таких САР можлива тільки за умови сталих статичних характеристик процесу і незначних коливаннях неконтрольованих змінних (концентрація іонів водню та інші).

Система автоматичного дозування флокулянту у згущувач, що запропонована нами в [82], відрізняється тим, що дозування флокулянту здійснюється регулятором крокового типу в залежності від витрат концентрату у зливі згущувача. Витрати флокулянту в цій системі періодично отримують крокове дискретне прирощення за допомогою виконавчого пристрою. Після закінчення перехідного процесу у згущувачі вимірюється усталене значення витрат твердого у зливі. Величина витрат порівнюється з величиною витрат на минулому кроці. Напрямо нового прирощення витрат флокулянту визначається в залежності від знаку величини прирощення витрат твердого у зливі. Використання такої системи автоматичного керування дозволяє знизити витрати на її впровадження, але обмежене об'єктами з незначною інерційністю.

Локальні системи автоматичної стабілізації густини згущеного продукту відіграють допоміжну роль при автоматизації процесу згущення. В таких системах регулюючим впливом є об'ємні витрати суспензії, яка вивантажується помпою із розвантажувальної лійки згущувача. Витрати суспензії регулюються звичайно зміною прохідного перерізу розвантажувального трубопроводу за допомогою засувки [93]. На деяких зарубіжних збагачувальних фабриках, наприклад, «Керетті» (Фінляндія), витрати згущеного продукту регулюються плавною зміною швидкості електроприводу відсмоктувальної помпи [95].

Основними недоліками замкнутих систем керування є обмежені їх можливості для досягнення заданих значень регульовної величини внаслідок інерційності об'єкту. Багато з об'єктів, зокрема і процес згущення, дозволяють підвищити якість регулювання при використанні яких-небудь допоміжних сигналів. Для цього в інерційному процесі виділяють якусь його частину, на якій забезпечується сталість умов, за яких за цільовою функцією, визначеною на цій частині процесу, можна оцінити комплексний вхідний вплив [96]. Якщо забезпечити сталість умов по всьому згущувачу, то оптимізація виділеної частини може відповідати оптимізації всього процесу. Вплив інерційності об'єкту зменшується, а ефективність замкнутої системи керування підвищується, так як цільова функція визначається на невеликій ділянці процесу. Таким чином, частина згущувача (одна із зон), що використовується в якості своєрідного датчика вихідної величини процесу, дозволяє створити більш якісні САР [96].

Близькі до цього міркування привели багатьох дослідників до розробки специфічних систем регулювання різних процесів на збагачувальних фабриках, в тому числі і згущення. Відомі системи стабілізації густини, де в якості регульовної величини прийнята висота зони ущільненого осаду [58] або величина навантаження на ферму згущувача [66]. Автори вважають, що якість регулювання при цьому стане кращою, тому що вплив збурень позначається на цих параметрах раніше, ніж на густині згущеного продукту.

У першому випадку автори виходять з того, що між густиною згущеного продукту та висотою шару ущільненого осаду існує тісний кореляційний зв'язок. Це не викликає заперечень для випадку конусних згущувачів. Для радіального згущувача такий зв'язок має бути менш тісним через примусову подачу ущільненого осаду до розвантажувальної лійки.

У другому випадку автори виходять з того очевидного факту, що величина навантаження на ферму залежить від висоти шару ущільненого осаду, і є її опосередкованою характеристикою. Але таке припущення є вірним за умови стабільності частоти обертання ферми та густини ущільненого осаду.

Час регулювання в системах, де використовується частина згущувача (зона) може бути набагато меншим, ніж при управлінні об'єктом в цілому. Враховуючи, що забезпечити сталість умов у всьому згущувачі практично неможливо, зауважимо, що система оптимізації по одній зоні лише приблизно відповідає системі оптимізації всього згущувача. Але таким системам притаманне менше запізнення,

і тому управління за цими величинами може сприяти зниженню дисперсії вихідної змінної процесу.

Проміжні змінні з вихідними пов'язані звичайно стохастично, так як кожна з них відображає тільки частину збурень, діючих на вихідну змінну.

Перша, і поки що єдина спроба оптимізації процесу згущення в калійній галузі зроблена у роботі [58]. В якості критерію оптимальності прийнято максимум виходу згущеного продукту за міжремонтний період роботи згущувача при дотриманні обмежень по чистоті зливу, вмісту дисперсної фази у згущеній суспензії, та величині навантаження на ферму. Задача оптимального управління зведена до пошуку такого значення висоти шару ущільненого осаду, яке забезпечує максимум критерію оптимізації. Такий підхід не може бути застосований для автоматизації згущувачів, осад в яких примусово та безперервно переміщується до розвантажувальної лійки.

Співставлення відомих методів автоматичного керування та технічних засобів реалізації з результатами їх практичного використання для автоматизації процесу згущення рудних суспензій дозволяє стверджувати, що існує невідповідність між існуючими технічними і технологічними рішеннями та потребами виробництва.

## РОЗДІЛ 2

### МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ЗГУЩЕННЯ СФЛОКУЛЬОВАНОЇ СУСПЕНЗІЇ

#### 2.1. Структурна схема процесу згущення як об'єкта автоматизації

Процес згущення суспензії в радіальному згущувачі з периферійним приводом та безперервним розвантаженням згущеного продукту є досить складним об'єктом автоматичного управління і вимагає системного підходу для його дослідження. Сутність системного підходу полягає в комплексному вивченні процесу згущення як певної сукупності субпроцесів, взаємозв'язок та супідрядність, ієрархія яких зумовлює цілісні властивості цієї сукупності.

Структурно-функціональний, або, як його називають феноменологічний [96] принцип системного підходу полягає у поділі процесу згущення на структурні елементи (субпроцеси) і визначені їхньої ролі в системі. Субпроцеси і зв'язки між ними створюють структуру системи.

Для вивчення внутрішніх і зовнішніх зв'язків процесу згущення суттєве значення має фізичне і математичне моделювання, за допомогою якого виконується опис окремих етапів згущення.

Застосування феноменологічного підходу до моделювання об'єктів дослідження є ефективним засобом виявлення суттєвих ознак явищ та процесів через вивчення елементарних субпроцесів [97]. У збагаченні корисних копалин цей метод знаходить все більше застосування, особливо в роботах Білецького В. С., Сергеева П. В., Папушина Ю. Л. [98, 99]. Але для вивчення процесу згущення до сьогодні цей підхід застосовувався лише фрагментарно [15].

Згідно з цим підходом у радіальному згущувачі з периферійним приводом та безперервним розвантаженням згущеного продукту у відповідності з існуючими фізичними уявленнями про закономірності процесу згущення виділяють наступні субпроцеси:

- а) розтікання суспензії від живильної лійки до периферії згущувача;
- б) витиснення рідкої фази у злив;
- в) осадження дисперсної фази;
- г) стиснення осаду;
- д) ущільнення осаду.



Крім того, на основі аналізу робіт [15,56] та результатів наших досліджень процесу згущення [21] виділимо ще два субпроцеси – транспортування ущільненого осаду до розвантажувальної лійки і змішування його з суспензією зони стиснення.

Таким чином, процес згущення можна представити у вигляді структурної схеми, наведеної на рис. 2.1.

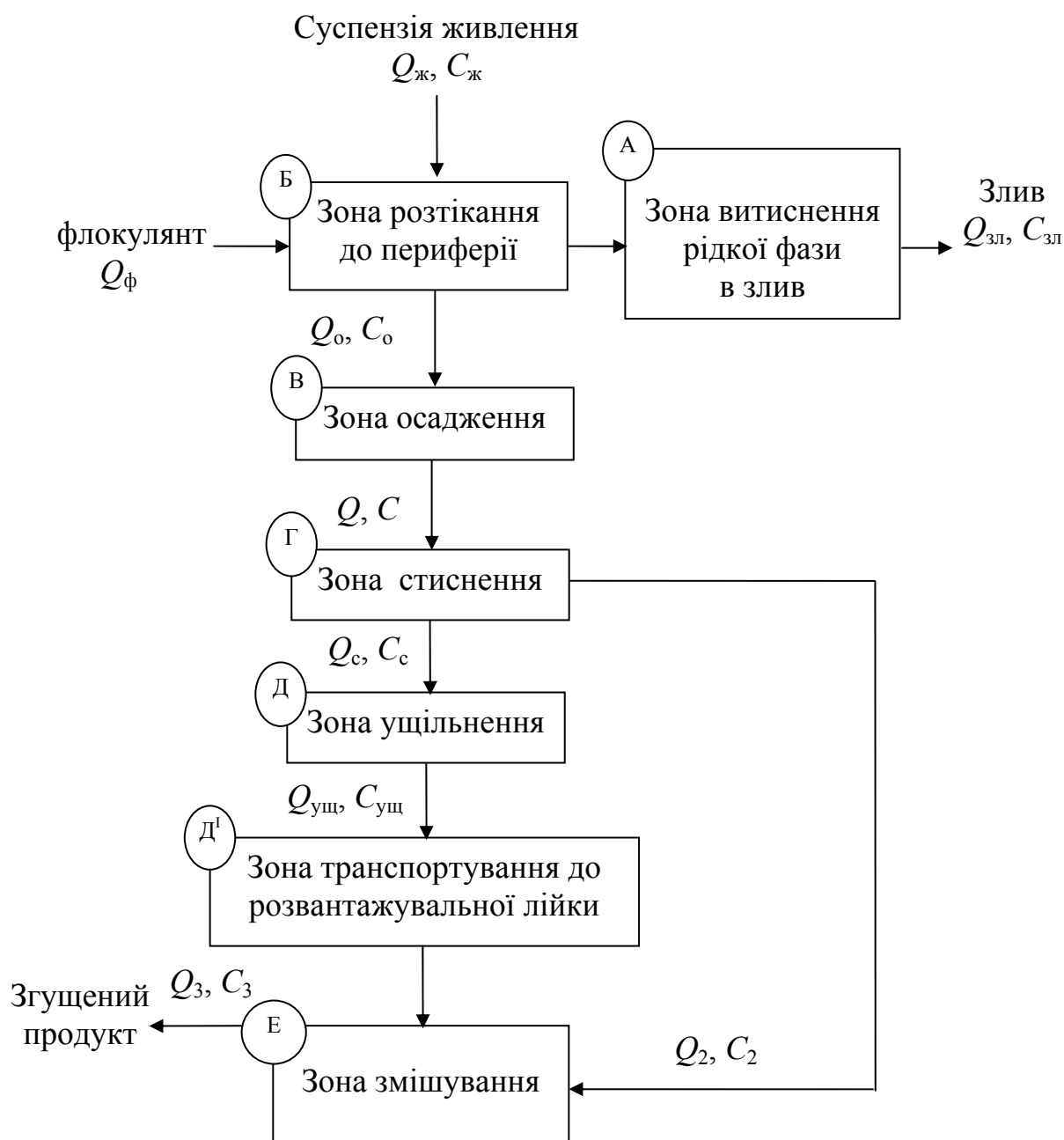


Рис. 2.1. Структурна схема процесу згущення

З точки зору автоматизації процесу найважливіше значення мають субпроцеси **В** і **Е**.

Розробка математичної моделі процесу згущення сфлокульованої суспензії в радіальному згущувачі з периферійним приводом, що працює в режимі безперервного розвантаження згущеного продукту за допомогою відцентрової помпи, є досить складним завданням, зважаючи на недостатню концептуальну вивченість процесу як об'єкта управління.

Для розробки математичної моделі радіального згущувача проведена експериментальна перевірка прийнятого припущення про існування в апараті по його висоті важливих з точки зору автоматизації зон: проясненої рідини **А**, розтікання **Б** і осадження суспензії **В**, стиснення **Г**, ущільнення і перегрівання **Д**, змішування **Е** (рис. 2.2). Перевірка проводилася на промисловому згущувачі польвошпатового концентрату діаметром 25 м.

В основу досліджень покладено методику зняття перехідних залишків металу в згущувачах, якою звичайно користуються технологи [97].

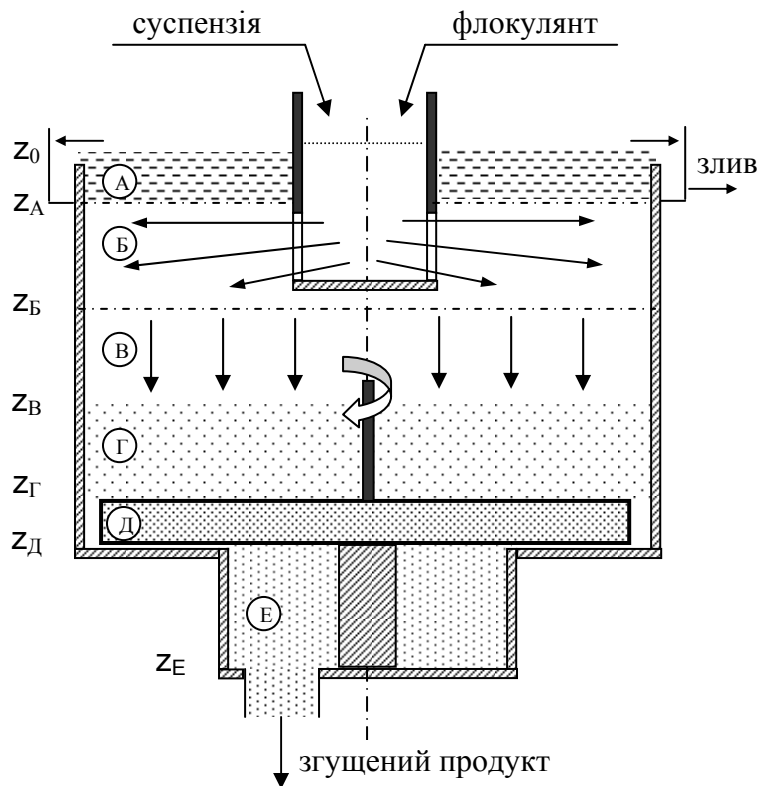


Рис. 2.2. Схема розподілу зон в радіальному згущувачі

Проби відбиралися з ферми на відстані 3, 6 та 9 метрів від центру згущувача з різної глибини згущувача. Відібрані проби об'ємом  $1,0 \text{ дм}^3$  зважували з похибкою  $\pm 0,1 \%$  для визначення густини суспензії, та усереднювали. Загальна похибка визначення густини  $\pm 1,0 \%$ .

Криві розподілу густини для різних режимів, побудовані за результатами опробування, наведено на рис. 2.3.

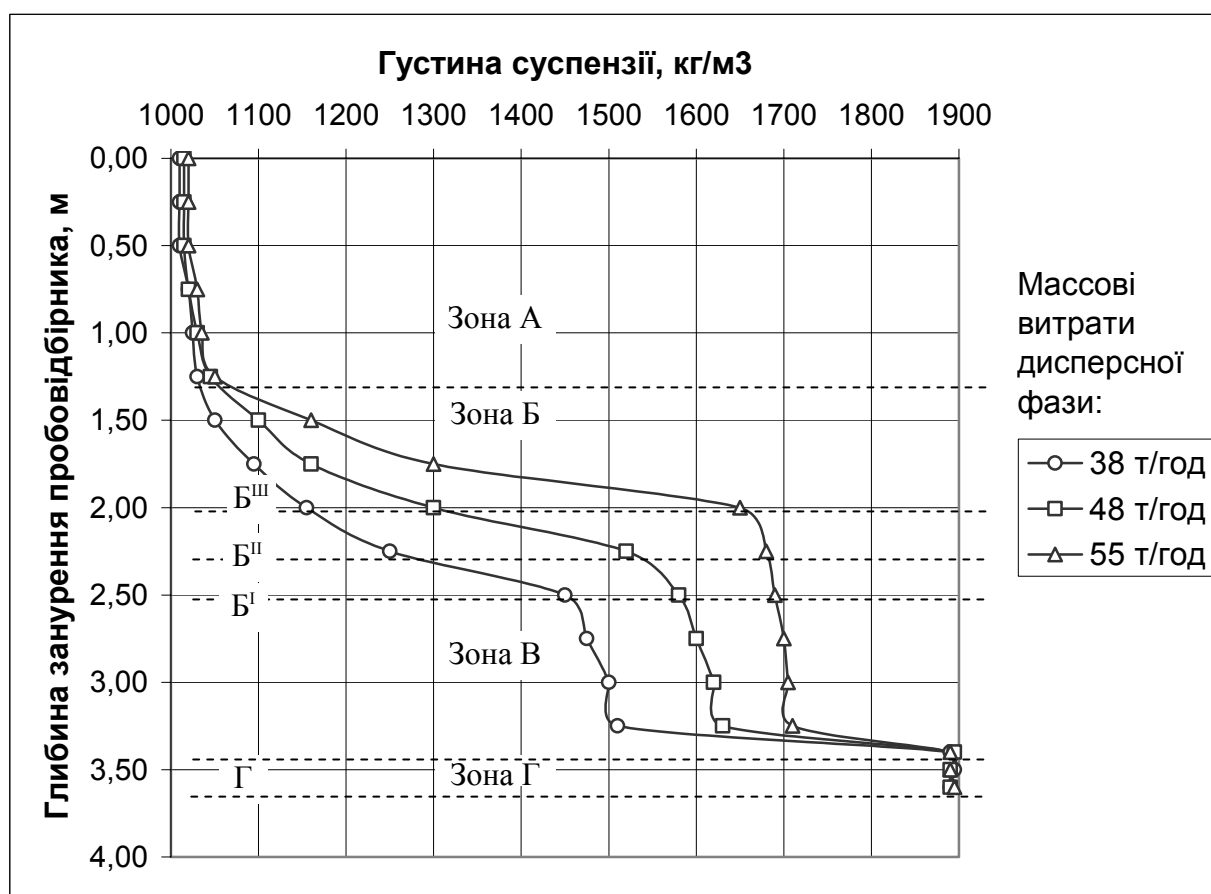


Рис. 2.3. Кінетика осадження суспензії

Як показує аналіз кривих розподілу густини, в радіальному згущувачі польовошпатового концентрату можна умовно виділити чотири зони. Верхня – зона **А**, – характеризуються майже незмінною густиною до глибини 1,00...1,25 м, яка мало змінюється з ростом навантаження на згущувач по дисперсній фазі. Ця зона відповідає зоні проясненої рідини. Нижче, в зоні **Б**, спостерігається зростання густини суспензії з глибиною. Причому, тим значніше, чим більше навантаження згущувача по суспензії живлення.

Положення нижньої межі зони **Б** залежить від навантаження згущувача по суспензії, тобто не є фіксованою. Висота зони **Б** зменшується при зростанні навантаження. Тому на кривій розподілу мож-

на виділити деякі точки  $B^I \dots B^{III}$ , що відповідають межі розподілу зони осаджування та зони стиснення при різних режимах живлення згущувача. Так, при витратах дисперсної фази з суспензією живлення 38 т/год нижня межа зони (точка  $B^I$ ) сягає глибини 2,5 м; при навантаженні 48 т/год – 2,25...2,35 м (точка  $B^{II}$ ), а при навантаженні 55 т/год – тільки близько двох метрів (точка  $B^{III}$ ). В зоні  $B$  відбувається осадження дисперсної фази.

В зоні  $B$ , яка простягається до глибини 3,20...3,30 м, густина суспензії несуттєво, але монотонно зростає. Для різної величини навантаження по дисперсній фазі спостерігається досить значна різниця густини суспензії. В цій зоні відбувається стиснення флокул дисперсної фази. На глибині 3,2...3,3 м спостерігається різкий стрибок густини осаду до значення 1890...1895 кг/м<sup>3</sup> (перегин кривої в точці  $B$ , рис. 2.3). Третя зона – зона  $B$ , – характеризується практично незмінною густиною по висоті згущувача та незалежністю густини від навантаження по суспензії живлення, що відповідає режиму ущільнення осаду.

В результаті експериментальних досліджень встановлено, що максимальна густина осаду дорівнює 1890...1895 кг/м<sup>3</sup>.

Аналогічний характер зміни густини суспензії по висоті промислового згущувача спостерігався нами [21] на згущувачі П-50 піритного концентрату збагачувальної фабрики Гайського ГЗК при витратах дисперсної фази в суспензії живлення 140 т/год.

Результати експериментальних досліджень розподілу густини суспензії по висоті згущувача як польовошпатового, так і піритного концентратів, підтверджують наше припущення про існування згаданих вище характерних зон у згущувачі, що узгоджується з результатами інших досліджень [6].

## **2.2. Математична модель субпроцесу осадження дисперсної фази суспензії**

### **Моделювання субпроцесу осадження.**

Метою роботи було експериментальне встановлення залежності швидкості осадження дисперсної фази суспензії польовошпатового концентрату від основних технологічних факторів для обґрунтування способів і структури системи управління, а також визначення можливості заміни трудомістких і витратних досліджень реального об'єкта при розробці систем автоматизації промислового згущувача лабораторним вивченням процесу.

Аналіз відомих робіт, в яких досліджувалися процеси осадження дисперсної фази суспензії чи ущільнення осаду, і першого досвіду використання методу планування експериментів з цією метою [117] дозволяє вважати доцільним і прийнятним застосування активного експерименту при фізичному моделюванні процесу згущення в лабораторних умовах для отримання математичних моделей у вигляді регресійних рівнянь, та вирішення задачі оптимального керування процесом згущення.

Лабораторні дослідження осадження дисперсної фази проводилися за відомою методикою, описаною в роботі [106], яка включає операції відстоювання суспензії в скляному мірному циліндрі та спостереження за переміщенням межі розподілу просвітленої рідини і осаду.

Суспензію рідкіснометалічних руд та відходів їх збагачення для дослідів готували штучно, відповідно до технології її обробки перед згущенням в реальному технологічному процесі, згідно рекомендацій [48].

Наважки дисперсної фази готували з сухих порошоків концентрату. Мінералогічний склад, фізичні та хімічні характеристики польовошпатових порошоків концентрату наведено в табл. 2.1. Вміст класу – 0,063 мм в дисперсній фазі суспензії визначали ситовим аналізом шляхом механічного розсіву на ситах за допомогою вібраційного аналізатора марки ВП - Т/220.

**Таблиця 2.1. – Характеристики хвостів збагачення рідкіснометалічних руд**

Мінерал	Хімічний склад мінералів, %								густи- на, г/см <sup>3</sup>	Масова частка, %
	K <sub>2</sub> O	Na <sub>2</sub> O	SiO <sub>2</sub>	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	ZrO <sub>2</sub>	Nb <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	TiO <sub>2</sub>		
Мікроклін - пертіт	12,88	1,8	65	0	18,6	0	0	0	2,55-2,58	38,00
Альбіт	0	10	69	0	19,4	0	0	0	2,60-2,62	31,20
Нефелін	3,62	4	42	0	35	0	0	0	2,60-2,62	19,50
Лепідомелан	7	0	32,1	25,1	13	0	0	0	2,70-2,90	4,80
Егірін	0	7	51,2	22,6	0	0	0	0	3,3-3,4	4,20
Циркон	0	0	32,1	0	0	65	0	0	4,6-4,8	0,38
Пірохлор	0	13,96	0	0	0	0	60	0	3,8-5,2	0,13
Гідрооксиди Fe	0	0	0	74,77	0	0	0	0	4,0	1,00
Глинисті (шлам)	0	0	51	15	34	0	0	0	-	4,00
Інші (ільменіт)	0	0	0	52,63	0	0	0	47,37	-	0,63
<b>Хвости, в цілому</b>	<b>5,87</b>	<b>4,65</b>	<b>59,70</b>	<b>4,00</b>	<b>20,60</b>	<b>0,23</b>	<b>0,09</b>	<b>0,30</b>	<b>2,61</b>	<b>100</b>

Гранулометричний склад порошоків наведено в табл. 2.2.

При плануванні експерименту для моделювання процесу осадження дисперсної фази суспензії польовошпатового концентрату як варіативні фактори прийнято:  $Q_{\text{ф}}^{\text{п}}$  – питомі витрати флокулянту,  $\text{см}^3/10\text{м}^2$ ;  $pH$  – концентрація іонів водню, од.;  $C_{\text{ж}}$  – концентрація дисперсної фази в суспензії, %;  $d$  – вміст класу – 0,063 мм в дисперсній фазі, %;  $t$  – температура суспензії,  $^{\circ}\text{C}$ . Вибір варіативних факторів зумовлений результатами аналізу відомих теоретичних та експериментальних досліджень різних промислових суспензій [30,31,48].

**Таблиця 2.2. – Гранулометрична характеристика дисперсної фази хвостів збагачення рідкіснометалічних руд**

Клас крупності, мм	Вихід, %	Сумарний вихід, %	
		по класу «+»	по класу «-»
+0,080	3,0	3,0	100,0
-0,080 +0,063	7,0	10,0	97,0
-0,063 +0,050	22,0	32,0	90,0
-0,050 +0,028	35,0	67,0	68,0
-0,028 +0,010	24,0	91,0	33,0
-0,010	9,0	100,0	9,0
разом	100	-	-

У відомих роботах питомі витрати флокулянту визначалися як співвідношення об'ємних витрат розчину флокулянту на одиницю об'єму суспензії [48], або одиницю маси дисперсної фази суспензії [106]. У відповідності з існуючими уявленнями про механізм агрегації частинок дисперсної фази під впливом синтетичних флокулянтів на поверхні мінеральної частинки флокулянт закріплюється у вигляді плівки визначеної оптимальної товщини. Подальше зростання товщини плівки не може сприяти збільшенню розмірів флокул (агрегатів частинок), а в багатьох випадках має призвести до зниження швидкості осадження дисперсної фази суспензії. Але загальна поверхня частинок дисперсної фази залежить не тільки від їх вмісту у суспензії, а й від геометричних розмірів та форми частинок. Тому визначення питомих витрат флокулянту як відношення його об'ємних витрат до загальної зовнішньої поверхні частинок дисперсної фази в суспензії є більш обґрунтованим [118].

Вибрані фактори задовольняють вимогам керованості, незалежності, однозначності, яким повинні задовольняти варіативні чинники при плануванні експерименту.

Основні рівні, інтервали варіювання факторів та межі області дослідження, наведені в табл. 2.3, вибрані на основі апріорної інформації [48] та за результатами попередніх експериментів.

**Таблиця 2.3. – Основні рівні, інтервали варіювання факторів та межі області дослідження**

Параметр	Позначення	Код	Одиниці виміру	Інтервал	Основні рівні				
					+2	+1	0	-1	-2
Питомі витрати флокулянту	$Q_{\text{ф}}$	$X_1$	$\text{см}^3/10\text{м}^3$	0,05	0,20	0,15	0,10	0,05	0,00
Концентрація іонів водню	$pH$	$X_2$	од.	0,80	10,0	9,20	8,40	7,60	6,80
Вміст класу -0,063 мм в дисперсній фазі	$d$	$X_3$	%	5,00	100,0	95,0	90,0	85,0	80,0
Концентрація дисперсної фази в суспензії	$C_{\text{ж}}$	$X_4$	%	5,00	30,0	25,0	20,0	15,0	10,0
Температура суспензії	$t$	$X_5$	$^{\circ}\text{C}$	5,00	26,0	21,0	16,0	11,0	6,0

В якості цільової функції прийнято швидкість осадження ( $Y$ , мм/с). Для визначення  $Y$  наважку дисперсної фази поміщали в скляний мірний циліндр ємністю  $500 \text{ см}^3$ . Циліндр градували шляхом наклеювання з зовнішнього боку смужки паперу з міліметровою сіткою. Циліндр до позначки «0» на міліметровій сітці заливали технічною водою, застосування якої в технології збагачення передбачено технологічним регламентом збагачувальної фабрики [107]. Як флокулянт застосовували 0,1 % водяний розчин поліакриламід (ПАА), який готували з сухого гранульованого порошка ПАА згідно рекомендацій [48]. Питомі витрати флокулянту визначали як об'ємні витрати ( $\text{см}^3$ ), віднесені до сумарної площі зовнішньої питомої поверхні одиниці маси дисперсної фази. Зовнішню питому поверхню визначали за відомою методикою [108] для порошоків з різним вмістом класу – 0,063 мм.

Для доведення концентрації іонів водню в суспензії до заданої величини використовували розчин соди ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ). Концентрацію іонів водню в суспензії контролювали за допомогою лабораторного рН-метричного перетворювача типу «СТАТУС». Необхідну температуру суспензії забезпечували шляхом витримування суспензії в холодильній камері або нагрівання на лабораторній електроплитці.

Суспензію перемішували шляхом багаторазового перевертання скляного циліндра, після чого останній ставили на лабораторний стіл та вмикали секундомір. Фіксували час, протягом якого з'являється помітна межа між осаджуваною дисперсною фазою та проясненою рідиною. Далі спостерігали за опусканням цієї межі та фіксували її положення по шкалі на паперовій смужці через рівні проміжки часу. Неоднакове перемішування суспензії в кожному досліді може бути джерелом похибки, тому кожний дослід повторювали кілька разів, а дані усереднювали. При цьому слідкували, щоб розбіжність результатів в досліді знаходилася в межах 3 % [106].

За усередненими даними для кожного досліді будували графік, який відображав кінетику седиментації дисперсної фази в координатах  $H - t$ , де  $H$  – висота шару проясненої рідини, мм;  $t$  – час осадження, с. На кожній седиментаційній кривій визначали точку перегину  $A$ , яка поділяє процес седиментації на, власне, осадження, і стиснення (рис. 2.4).

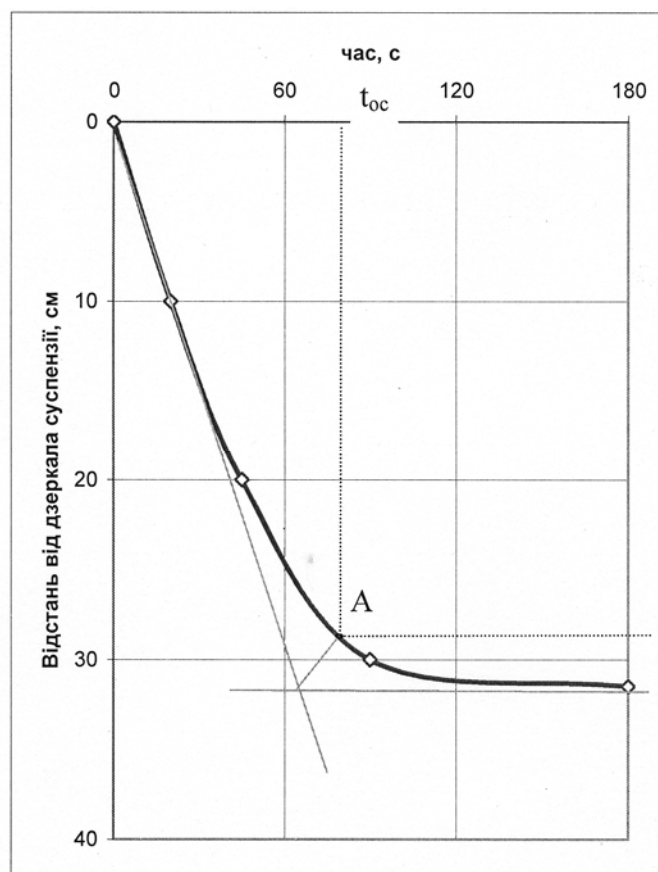


Рис. 2.4. Седиментаційна крива одного з дослідів



Точку перегину А на седиментаційній кривій визначали за місцем перетину бісектрисою кута, утвореного прямими, що характеризують зону осадження і початкову стадію зони стиснення. Швидкість осадження визначали як шлях, який пройшла межа розподілу фаз до досягнення нею точки перегину А за час  $t_{0c}$ . Значення швидкості осадження заносили в таблицю.

Вплив основних факторів на швидкість осадження дисперсної фази вивчали за допомогою активного експерименту. Для дослідження процесу осаджування сфолукульованих суспензій застосовували ротатабельний центральний композиційний план другого порядку (ЦКРП), запропонований Боксом і Хантером [109], в якому лінії рівної дисперсії в факторному просторі являють собою концентричні кола [110]. Таким чином, цей план вільний від недоліків ортогонального плану і забезпечує однакову похибку по всьому факторному простору.

Ядро плану представлено напівреплікою  $2^{5-1}$  ( $1=X_1X_2X_3X_4X_5$ ). Реалізовувалось 16 дослідів на основних рівнях та ще 10 дослідів в зіркових точках (величина зіркового плеча в цьому випадку дорівнює 2), і шість дослідів в центрі плану (див. табл. 2.4).

Для адекватного опису близької до екстремуму області з суттєво нелінійною функцією відгуку застосовували нелінійні поліноми другого порядку виду:

$$Y = b_0 + \sum_{1 \leq i \leq k} b_i X_i + \sum_{1 \leq i, l \leq k} b_{il} X_i X_l + \sum_{1 \leq i \leq k} b_{ii} X_i^2, \quad 2.1$$

де  $Y$  – функція відгуку;  $b_0$  – вільний член;  $b_i$ ,  $b_{il}$ ,  $b_{ii}$  – коефіцієнти при змінних, коваріаціях та квадратичних членах;  $X_i$  – лінійні ефекти;  $X_i X_l$  – парні взаємодії;  $X_i^2$  – квадратичні члени;  $k$  – число незалежних змінних.

Обробку результатів експериментів та аналіз регресійних моделей здійснювали за допомогою модуля «Планування експерименту» статистичної програми Statgraphics 3.0 Plus [102].

Значущість коефіцієнтів моделі визначали за допомогою Р - рівня.

Адекватність одержаних регресійних моделей визначали за значеннями коефіцієнту детермінації R-квадрат.

Функція відгуку апроксимована поліномом другого порядку виду 2.1.

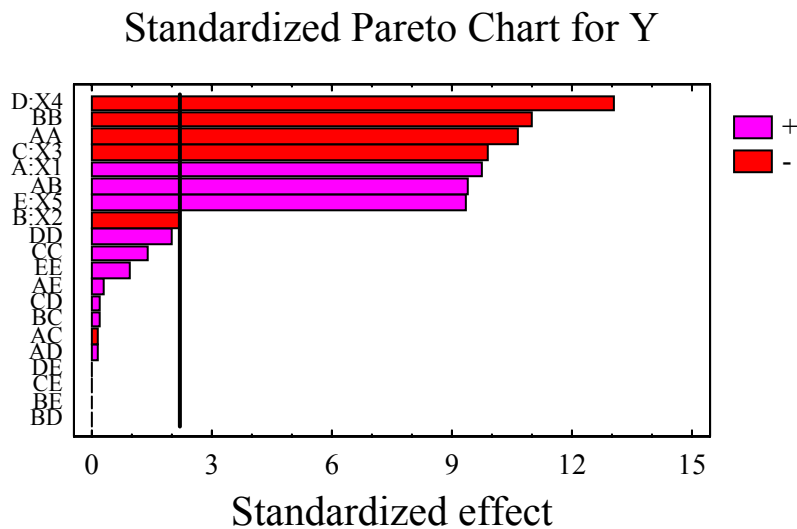
Обробка результатів експерименту за допомогою модуля «Планування експерименту» статистичної програми «Statgraphics 3.0 Plus» дозволила отримати модель у вигляді рівняння регресії, яке, з врахуванням значущості коефіцієнтів, має вигляд:

$$Y = 7,286 + 0,579 X_1 - 0,129 X_2 - 0,588 X_3 - 0,775 X_4 + 0,554 X_5 - 0,571 X_1^2 + 0,681 X_1 X_2 - 0,590 X_2^2 \quad 2.2$$

**Таблиця 2.4. – Матриця планування і результати її реалізації**

№ досліджу	$X_1$	$X_2$	$X_3$	$X_4$	$X_5$	$Y_{\text{експ.}}$	$Y_{\text{розн.}}$
1	+1	+1	+1	+1	+1	6,90	6,465
2	-1	+1	+1	+1	-1	3,15	2,801
3	+1	-1	+1	+1	-1	4,50	4,253
4	-1	-1	+1	+1	+1	5,70	5,529
5	+1	+1	-1	+1	-1	6,90	6,533
6	-1	+1	-1	+1	+1	5,35	5,085
7	+1	-1	-1	+1	+1	6,85	6,537
8	-1	-1	-1	+1	-1	5,80	5,597
9	+1	+1	+1	-1	-1	7,25	6,907
10	-1	+1	+1	-1	+1	5,75	5,459
11	+1	-1	+1	-1	+1	7,15	6,911
12	-1	-1	+1	-1	-1	6,15	5,971
13	+1	+1	-1	-1	+1	9,60	9,191
14	-1	+1	-1	-1	-1	5,85	5,527
15	+1	-1	-1	-1	-1	7,25	6,979
16	-1	-1	-1	-1	+1	8,45	8,255
17	-2	0	0	0	0	3,95	3,808
18	+2	0	0	0	0	5,80	6,196
19	0	-2	0	0	0	5,30	5,184
20	0	+2	0	0	0	4,30	4,668
21	0	0	-2	0	0	8,60	8,462
22	0	0	+2	0	0	6,30	6,110
23	0	0	0	-2	0	9,15	8,836
24	0	0	0	+2	0	6,00	5,736
25	0	0	0	0	-2	6,25	6,178
26	0	0	0	0	+2	8,45	8,394
27	0	0	0	0	0	7,30	7,28
28	0	0	0	0	0	7,55	7,28
29	0	0	0	0	0	7,10	7,28
30	0	0	0	0	0	6,93	7,28
31	0	0	0	0	0	7,49	7,28
32	0	0	0	0	0	7,60	7,28

Значущість коефіцієнтів моделі наведено на стандартизованому Парето-графіку (рис. 2.5). Вертикальна лінія на рисунку відповідає 95 % статистичній значущості коефіцієнтів. Коефіцієнти моделі наведено в нормованому (кодованому) виді.

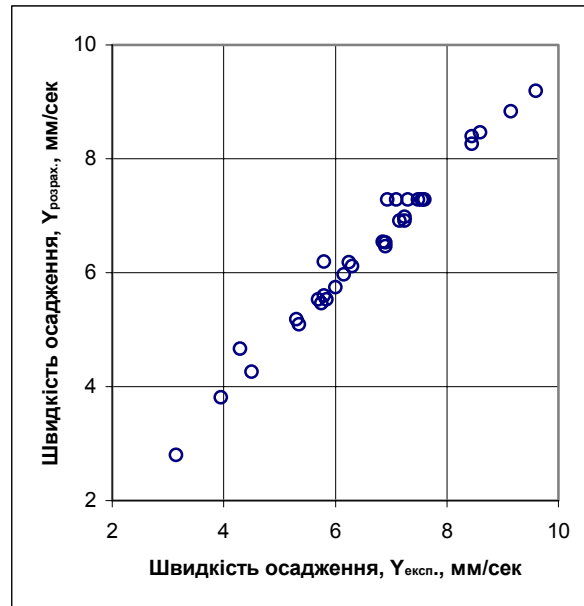


**Рис. 2.5. Значущість коефіцієнтів моделі (Парето-графік)**

Як видно з Парето-графіка, статистично значущими є коефіцієнти при лінійних членах рівняння регресії, коефіцієнти при  $X_1^2$  та  $X_2^2$ , та коефіцієнт при парній взаємодії членів  $X_1$  та  $X_2$ .

Значення коефіцієнтів регресії в рівнянні (2.2) визначають силу впливу відповідних факторів чи їх комбінацій на величину функції відгуку, а знак перед коефіцієнтом – характер цього впливу. Як бачимо, на швидкість осадження дисперсної фази найбільше впливають концентрація дисперсної фази в суспензії, питомі витрати флокулянту та концентрація іонів водню в суспензії. Але треба враховувати, що фактори  $X_1$  та  $X_2$  входять до рівняння у вигляді квадратичних членів, що призводить до заниження їх впливу на функцію відгуку при оцінці за величиною коефіцієнтів регресії.

Графік порівняння розрахункових та експериментальних даних швидкості осадження наведено на рис. 2.6. Як видно з рисунка, різниця між експериментальними та розрахунковими значеннями швидкості осадження дисперсної фази мінімальна, що свідчить про адекватність моделі. Останнє підтверджується також високим значенням коефіцієнта детермінації  $R^2$ , який склав 97,8 %.

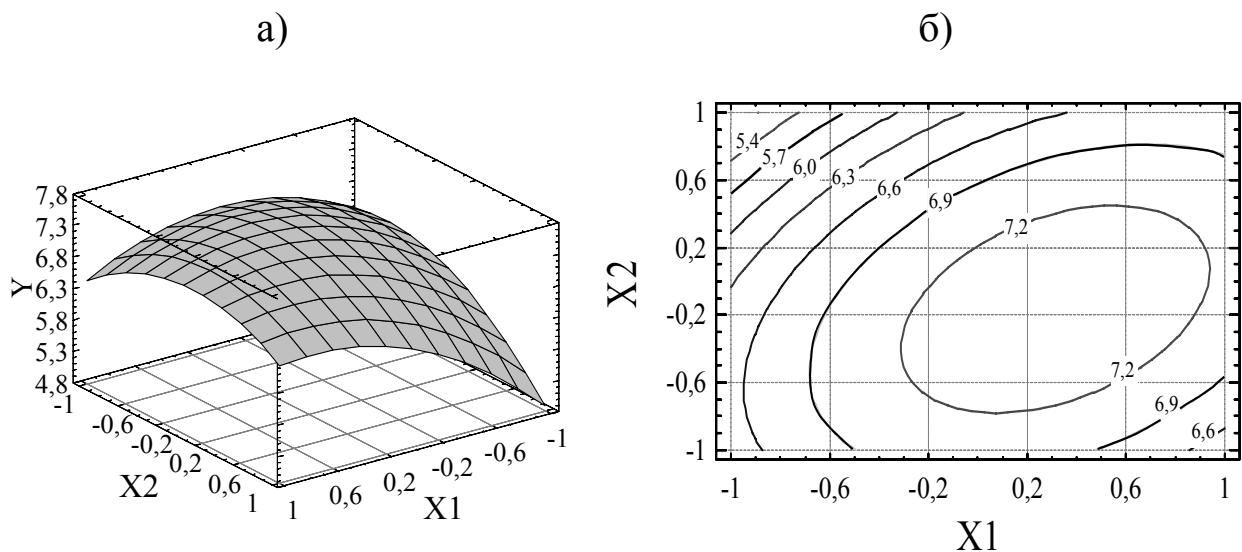


**Рис. 2.6. Кореляція розрахункових  $Y_{експ}$  і експериментальних  $Y_{розрак}$  даних швидкості осадження**

Середньоквадратичне відхилення (стандартна похибка)  $\sigma = 0,28$  мм/с, похибка моделі складає  $\pm 4,34$  %.

Аналіз регресійної моделі здійснено за допомогою згаданої статистичної програми «Statgraphics 3.0 Plus».

Тривимірні поверхні відгуку та їх перетини для моделі осадження суспензії польовошпатового концентрату, апроксимовані поліномом (2.2). На рис. 2.7 наведено найбільш характерну тривимірну поверхню функції відгуку та її перетини. Зупинимося на них докладніше.



**Рис. 2.7. Поверхня  $Y = f(X_1, X_2)$  – (а), та її контурні криві – (б) при  $X_3 = X_4 = X_5 = 0$**

Як видно з рисунку, поверхня відгуку  $Y = f(X_1, X_2)$  – це еліптичний параболоїд з екстремумом-максимумом в області  $X_1 = 0,35$ ;  $X_2 = -0,1$  (в кодованому вигляді). Екстремальна залежність швидкості осадження від витрат флокулянту може бути пояснена тим, що при недостатніх витратах ПАА на поверхні частинок твердої фази утворюється плівка флокулянту за малої товщини, а при передозуванні флокулянту настає стабілізація суспензії [51].

Екстремальний характер залежності швидкості осадження від величини  $pH$  середовища пов'язаний, на нашу думку, із загальнови-знаним механізмом дії електроліту на подвійний електричний шар (ПЕШ) на поверхні частинок.

Перетини поверхні відгуку  $Y = f(X_1, X_2)$  при середніх (нульових) значеннях інших змінних процесу наведено на рис. 2.7,б.

На рис. 2.8, а, б проілюстровано вплив концентрації дисперсної фази в суспензії на швидкість її осадження.

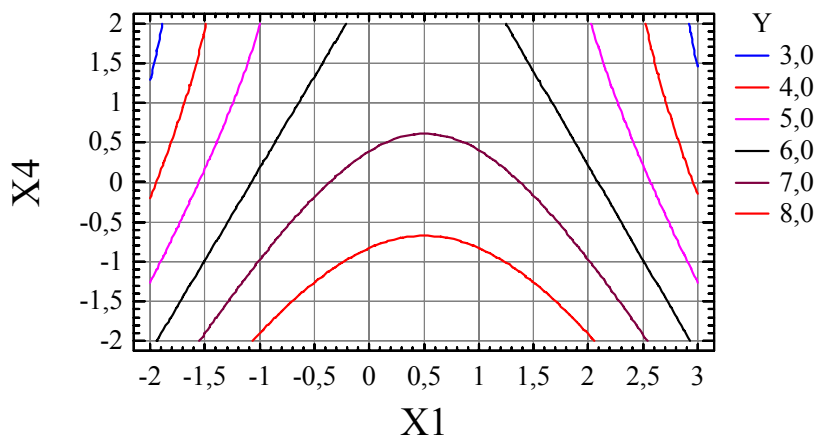


Рис. 2.8, а. Контурні криві  $Y = f(X_1, X_4)$  при  $X_2 = X_3 = X_5 = 0$

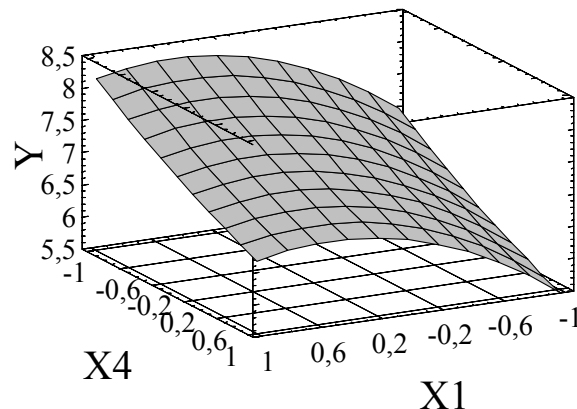


Рис. 2.8, б. Поверхня  $Y = f(X_1, X_4)$  при  $X_2 = X_3 = X_5 = 0$

Як видно з графіка, швидкість осадження зростає при розбавленні суспензії живлення. Зниження швидкості осаджування дисперсної фази при зростанні її концентрації в суспензії звичайно пояснюється поміченим давно взаємним впливом частинок в стиснених умовах осадження [30].

Швидкість осадження змінюється досить сильно із зміною густини суспензії. Так, зміна концентрації дисперсної фази в суспензії на 1 % від середнього значення призводить до зміни швидкості осадження більш ніж на 3,0 % в залежності від інших умов осадження (при середніх значеннях  $X_1$  та  $X_2$ ).

Вплив температури суспензії на швидкість осадження дисперсної фази ілюструється графіками на рис. 2.9 а, б. Зростання температури у всьому визначеному діапазоні факторного простору призводить до збільшення швидкості осідання частинок дисперсної фази, що обумовлено, на нашу думку, зниженням в'язкості суспензії та її густини. Це пояснюється тим, що в'язкість суспензії та її густина зменшуються при зростанні температури. В менш густому і в'язкому середовищі частинки осаджуються швидше [32].

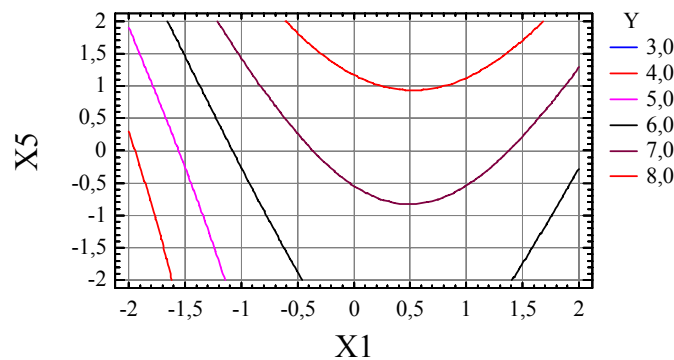


Рис. 2.9, а. Контурні криві  $Y = f(X_1, X_5)$  при  $X_2 = X_3 = X_4 = 0$

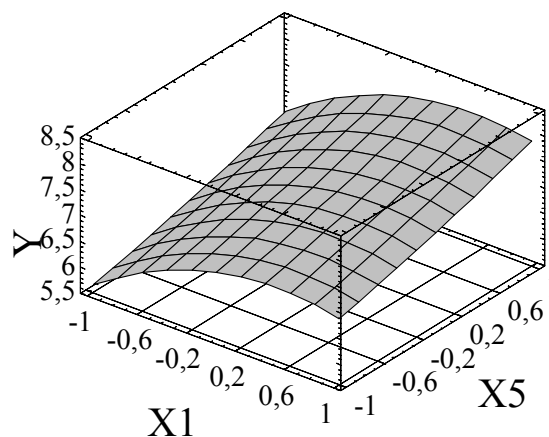


Рис. 2.9, б. Поверхня  $Y = f(X_1, X_5)$  при  $X_2 = X_3 = X_4 = 0$

Як відомо, коефіцієнт кінематичної в'язкості води зменшується з 0,0152 Па·с до 0,0089 Па·с, – при зростанні температури від 5 °С до 25 °С. Густина води при зміні температури від 5 °С до 25 °С дещо зменшується – від 0,99999 до 0,99732 кг/м<sup>3</sup> [119]. В промислових умовах температура суспензії сезонно може змінюватися приблизно на 20 °С (або  $\pm 10$  °С від середньої). Це призводить до зміни густини дисперсійного середовища приблизно на  $\pm 13$  %, а також зміни в'язкості суспензії приблизно на  $\pm 25$  %. При визначенні швидкості осадження дисперсної фази за відомою формулою Стокса це дало б зміну її приблизно на  $\pm 30$  %. Застосування отриманої нами експериментальної залежності (2.2) для розрахунку швидкості осадження показує, що швидкість зміниться в цьому випадку на  $\pm 32$  % (при відсутності флокулянту). Таким чином, отримані залежності добре узгоджуються з існуючими уявленнями про характер та ступінь впливу температури середовища на швидкість осадження.

Зростання вмісту класу  $-0,063$  мм у дисперсній фазі суспензії живлення (рис. 2.10 а, б) призводить до зниження швидкості осадження частинок дисперсної фази. Це можна пояснити зниженням середнього діаметра частинок дисперсної фази, які утворюють більш дрібні флокули, що гірше осаджуються [31]. Утворення дрібніших агрегатів в цьому випадку може спричинюватися зростанням загальної питомої поверхні частинок дисперсної фази в суспензії і, як наслідок, зниженням товщини плівки флокулянту на поверхні кожної частинки. Це має призвести до порушення умов оптимальності витрат флокулянту; отже, до зниження швидкості осадження. Що і спостерігається на практиці. Ще одним можливим поясненням цього факту може бути те, що існують, очевидно, оптимальні з точки зору крупності частинок, умови агрегування флокул під дією ПАА.

Зміни вмісту класу  $-0,063$  мм у дисперсній фазі суспензії живлення хоча і призводить до зниження абсолютної швидкості осадження частинок дисперсної фази, але не впливають на зміну координат екстремуму залежності швидкості від питомих витрат флокулянту чи величини  $pH$  середовища.

Аналіз залежностей, наведених на рис. 2.8, 2.9, 2.10 показує, що зміни таких факторів, як вміст класу  $-0,063$  мм в дисперсній фазі суспензії, концентрація дисперсної фази в суспензії живлення, та температура суспензії призводять до зміни швидкості осадження, але не до дрейфу координат екстремуму питомих витрат флокулянту.

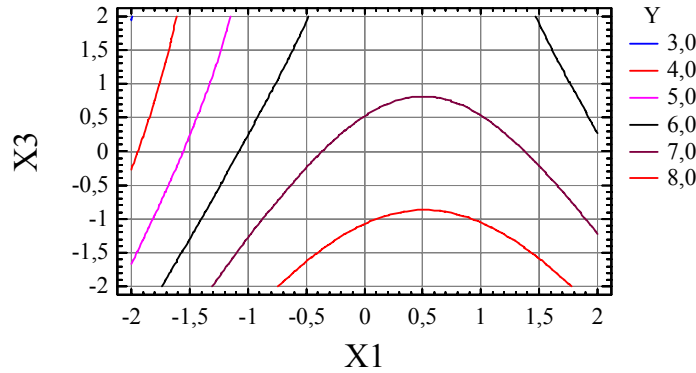


Рис. 2.10, а. Контурні криві  $Y = f(X_1, X_3)$  при  $X_2 = X_4 = X_5 = 0$

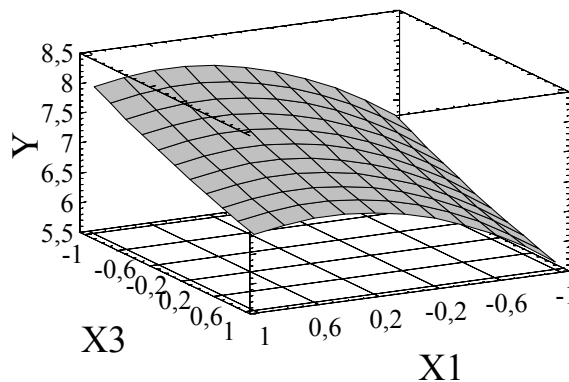


Рис. 2.10, б. Поверхня  $Y = f(X_1, X_3)$  при  $X_2 = X_4 = X_5 = 0$

Екстремальний характер залежності швидкості осадження від витрат флокулянту та концентрації іонів водню вперше встановлено з застосуванням планованого експерименту для суспензії мідного концентрату однієї із збагачувальних фабрик ще в роботі [117]. Пізніше проведені дослідження процесу осадження суспензії піритного концентрату дозволили отримати модель процесу у вигляді рівняння регресії [120]:

$$Y = 13,805 - 1,424 X_1 - 0,595 X_2 - 1,028 X_3 - 0,520 X_4 + 1,474 X_5 - 1,334 X_1^2 - 0,740 X_2^2 \quad (2.3)$$

Аналогічний вигляд має модель процесу осадження нефелін – польвошпатового концентрату, отримана та досліджена в роботі [121]:

$$Y = 7,30 + 0,44 X_1 - 0,34 X_2 - 1,31 X_3 - 2,94 X_4 + 0,98 X_5 - 0,58 X_1^2 + 0,45 X_1 X_2 - 0,60 X_2^2 + 0,56 X_3 X_4 + 0,79 X_4^2 - 0,38 X_4 X_5 \quad (2.4)$$



Дослідження осадження суспензії цирконового концентрату показало, що і для цього типу суспензії існує екстремальна залежність швидкості осадження від витрат флокулянту та концентрації іонів водню:

$$Y = 12,35 - 0,34 X_1 + 0,383 X_2 - 1,395 X_3 - 0,996 X_4 + 1,96 X_5 - 1,662 X_1^2 - 0,812 X_1 X_2 - 0,091 X_2^2 \quad (2.5)$$

Аналіз рівнянь регресії (2.3-2.5), які характеризують вплив основних технологічних факторів процесу згущення суспензії піритного, нефелін-польовошпатового та цирконового концентратів на швидкість осадження дисперсної фази, показує, що коефіцієнти при  $X_3$ ,  $X_4$  та  $X_5$  мають ті ж знаки, що і в рівнянні регресії (2.2).

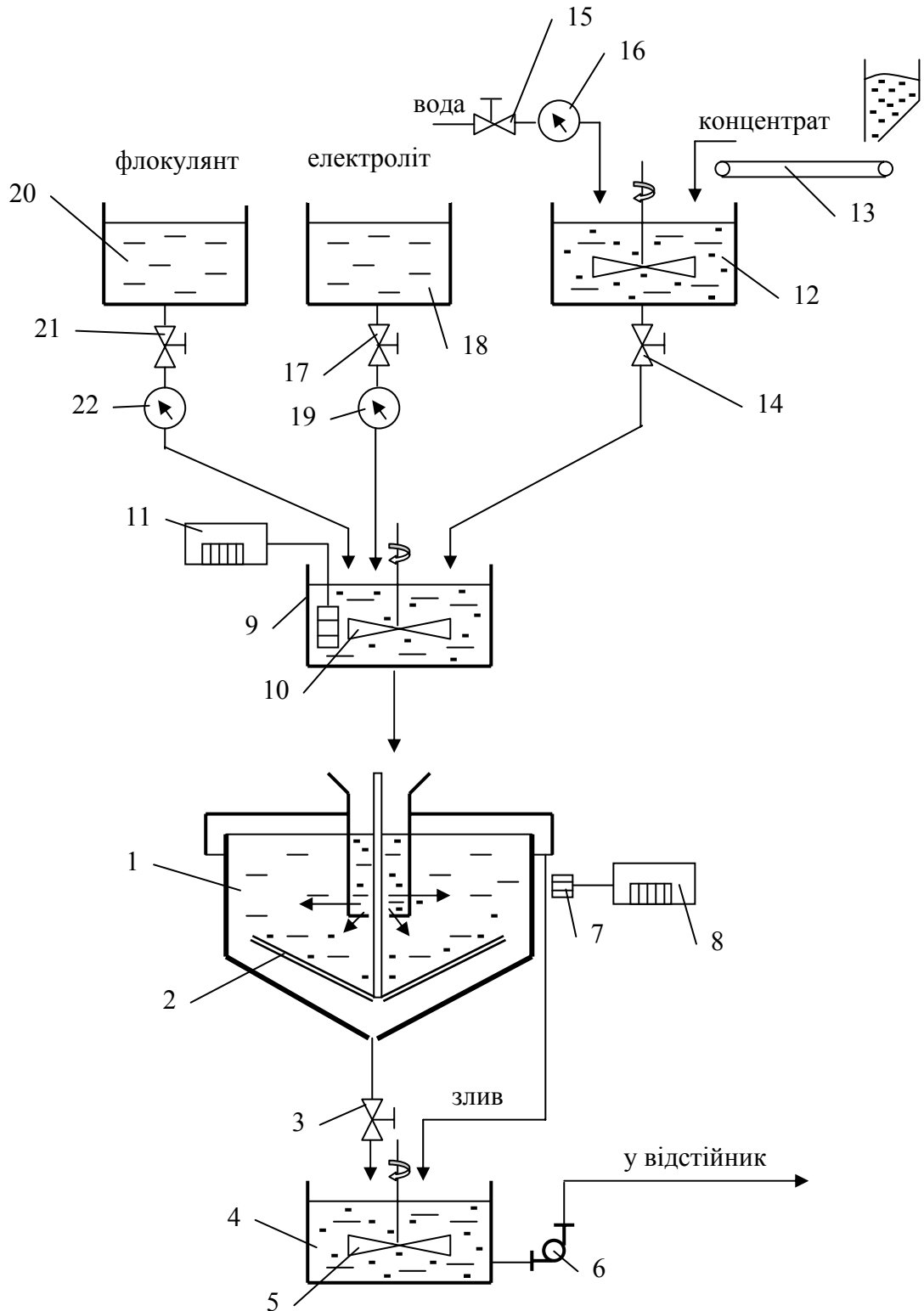
Як і у випадку осадження суспензії польовошпатового концентрату, існує екстремум залежності швидкості осадження від питомих витрат флокулянту та величини  $pH$  дисперсійного середовища.

Таким чином, для досліджених типів суспензій спостерігаються загальні закономірності осадження дисперсної фази. Існування екстремальної залежності швидкості осадження дисперсної фази від питомих витрат флокулянту та концентрації іонів водню в суспензії дозволяє обґрунтувати єдині підходи до розробки принципів ефективного управління субпроцесом осадження з врахуванням особливостей дії флокулянтів в умовах змінного іонного складу дисперсійного середовища.

### **Перевірка моделі субпроцесу осадження дисперсної фази суспензії на пілотній установці.**

Модель осадження дисперсної фази польовошпатових хвостів збагачення тантал-ніобій-цирконової руди, отримана в лабораторних умовах, перевірялася шляхом порівняння результатів спостережень за величиною швидкості осадження дисперсної фази суспензії у пілотному згущувачі з результатами розрахованих значень швидкості за моделлю (2.2). Перевірка математичної моделі на адекватність реальному об'єкту проводилася з метою встановлення необхідності корекції моделі.

Дослідження проводяться на пілотному згущувачі діаметром 1350 мм, та висотою 1000 мм, працюючому в безперервному режимі. Продуктивність згущувача по руді – 80 кг/год (рис. 2.11). Об'єкт досліджень – штучно приготвлені суспензії хвостів збагачення рідкіснометалічних руд.



**Рис. 2.11. Схема пілотної установки: 1 – згущувач; 2 – гребки; 3 – засувка; 4, 12 – зумпф; 5, 10 – мішалка; 6 – помпа; 7 – датчик концентрації; 8 - реєструючий прилад; 9,18,20 - витратна ємність; 11 - рН-метр; 13 – дозувач; 14 - регулюючий шланговий клапан; 15 – кран; 16 – ротаметр; 17 - дозатор; 19 – витратомір; 21 – дозувач; 22 – витратомір**

Варіативні фактори змінювали за ЦКРП другого порядку, описаним вище. Для кількісної оцінки адекватності застосовували один із критеріїв адекватності, – середньоквадратичне відхилення [114]. За цільову функцію прийнято швидкість осадження ( $Y$ , мм/с).

Результати реалізації матриці планування експерименту порівнювалися із значеннями швидкості осадження  $Y_{\text{розрах.}}$ , розрахованими за допомогою рівняння регресії (2.2).

Середньоквадратичне відхилення розрахункових та експериментальних даних швидкості осадження  $\sigma = 0,50$  мм/с, похибка моделі складає  $\pm 7,06$  %.

Таким чином, перевірка отриманої в лабораторних умовах регресійної моделі (2.2) на пілотному згущувачі в напівпромислових умовах показала, що вона з достатньою для вимог практики точністю описує субпроцес осадження дисперсної фази.

### **Перевірка моделі процесу осадження дисперсної фази суспензії в промислових умовах.**

Остаточний висновок про можливість використання моделі, побудованої за результатами лабораторних досліджень процесу згущення, для обґрунтування структури системи автоматичного управління, та можливість заміни досліджень реальних промислових згущувачів з метою їх автоматизації лабораторним вивченням процесу осадження дисперсної фази суспензій можна зробити після перевірки отриманої моделі на промисловому згущувачі. Така перевірка здійснювалася нами для моделі осадження суспензії піритного концентрату (2.3) на промисловому згущувачі П-50 збагачувальної фабрики Гайського ГЗК в режимі пасивного експерименту [122].

В табл. 2.5 наведено перелік контрольованих параметрів, діапазони їх зміни, та похибку контролю.

**Таблиця 2.5. – Характеристика контрольованих параметрів**

Контрольований параметр	Одиниця вимірювання	Діапазон зміни	Похибка вимірювання
Густина суспензії живлення	кг/м <sup>3</sup>	1080 ... 1330	$\pm 5$ кг/м <sup>3</sup>
Питомі витрати флокулянта.	дм <sup>3</sup> /т дисперс. фази	0 ... 12	$\pm 2,0$ %
Вміст СаО у суспензії	кг/м <sup>3</sup>	0,02 ... 1,44	$\pm 0,5$ %
Температура суспензії	°С	8 ... 26	$\pm 0,1$ °С
Вміст класу $-0,044$ мм в дисперсній фазі	%	82 ... 97	$\pm 0,5$ % абс.
Вміст дисперсної фази в зливі	кг/м <sup>3</sup>	7...115	$\pm 0,5$ %
Густина осаду	кг/дм <sup>3</sup>	2,0...2,3	$\pm 2,0$ %
Швидкість осадження	мм/с	0,00...20,00	$\pm 2,0$ %

Дослідження проводили в два етапи – взимку 2003 р. та літом – 2004 р. Загальна кількість точок спостереження – 181. Контроль незалежних параметрів процесу здійснювали з інтервалом в одну годину. За даними спостережень розраховувалась швидкість осадження за моделлю (2.3) та визначалося середньоквадратичне відхилення розрахункових значень від експериментальних.

Середньоквадратичне відхилення  $\sigma$  - 1,534 (мм/с), похибка моделі складає  $\pm 8,01$  %.

Таким чином, перевірка на радіальному згущувачі в промислових умовах регресійної залежності швидкості осадження від основних технологічних факторів процесу, отриманої в лабораторних умовах, показала її достатню точність.

Модель прийнятна для розробки та обґрунтування принципів та методів автоматичного управління, структури системи управління радіальним згущувачем. Це дозволяє зробити висновок про можливість заміни трудомістких та дорогих досліджень реальних промислових згущувачів з метою автоматизації процесу лабораторним вивченням процесу осадження дисперсної фази суспензій в скляних циліндрах за загальноприйнятою методикою. При цьому значно скоротити необхідну кількість дослідів дозволяє застосування активного експерименту за планом Бокса-Хантера. Такий підхід до моделювання процесу осадження дозволяє розробляти засоби автоматизації процесу згущення на допроектному етапі розробки АСУТП, коли реального об'єкту автоматизації ще не існує.

### **2.3. Моделювання субпроцесів стиснення та ущільнення осаду**

Для обґрунтування способів автоматичного управління процесом згущення і структури САР необхідно експериментально встановити залежність густини суспензії зони стиснення та густини ущільненого осаду від вхідних параметрів процесу.

При дослідженні процесів стиснення та ущільнення застосовувалось обладнання і засоби контролю, що і в дослідях по осадженню.

Лабораторні дослідження процесу стиснення осаду проводилися за методикою, описаною в [111], після завершення субпроцесу осадження в дослідях по осаджуванню суспензії. Для визначення густини стисненого осаду в кожному із дослідів по осаджуванню суспензії продовжували контролювати зміну рівня осаду на дні циліндра після завершення субпроцесу осадження. В кожному досліді вже через декілька хвилин після його початку спостерігається стабілізація

висоти шару осаду. При подальшому відстоюванні стиснення майже не відбувається, що добре видно на седиментаційній кривій (рис. 2.4, ділянка нижче точки перегину А). Значення висоти шару осаду, зафіксовані через шість годин після проходження межею розподілу фаз точки перегину А на седиментаційних кривих, використовувалися відповідно до рекомендацій [112] для визначення густини стисненого осаду  $Y_c$ , яка розраховувалась за формулою:  $Y_c = \frac{m}{V_c}$ , де  $Y_c$  – густина стисненого осаду, г/см<sup>3</sup>;  $m$  – маса дисперсної фази в циліндрі, г;  $V_c$  – об’єм стисненого осаду на дні циліндра, см<sup>3</sup>.

Вплив основних технологічних параметрів на ступінь ущільнення осаду вивчали за методикою [48], згідно якої в скляний циліндр після закінчення субпроцесу стиснення флокул поміщали спеціально виготовлену мішалку для моделювання процесу руйнування флокул при транспортуванні, яка являла собою закріплену на кінці стрижня металеву пластинку висотою 4,0 мм [113]. Довжина пластинки складала 80 % внутрішнього діаметру циліндра. Перемішування здійснювали протягом 5, 10 та 15 хвилин. Швидкість обертання пластинки – два оберти на хвилину.

Густину ущільненого осаду визначали після його 10-ти хвилинного перемішування, що забезпечувало повне руйнування флокул. Як показали досліди, ступінь ущільнення осаду після перемішування протягом 10 хвилин досягала максимального значення і від більш тривалого перемішування не змінювалася.

Після завершення перемішування за міліметровою шкалою на циліндрі визначали висоту шару ущільненого осаду та розраховували його об’єм.

Густину визначали за формулою:  $\rho_{уц} = \frac{m}{V_{уц}}$ , де  $\rho_{уц}$  – густина ущільненого осаду, г/см<sup>3</sup>;  $m$  – маса дисперсної фази в циліндрі, г;  $V_{уц}$  – об’єм ущільненого осаду на дні циліндра, см<sup>3</sup>.

Для дослідження субпроцесів стиснення і ущільнення також застосовували ротатабельний центральний композиційний план другого порядку (ЦКРП) Бокса і Хантера. Ядро плану представлено напівреплікою  $2^{5-1}$  ( $1=X_1X_2X_3X_4X_5$ ). Реалізовані 16 дослідів на основних рівнях доповнені ще 10 дослідями в зіркових точках (величина зіркового плеча в цьому випадку дорівнює 2) та шістьма дослідями в центрі плану.

За незалежні приймали ті ж фактори, що і в дослідах по осаджуванню: питомі витрати флокулянту ( $Q_f$ ), концентрацію іонів водню в дисперсійному середовищі (рН), концентрацію дисперсної фази (С) та вміст класу мінус 0,063 мм в ній (d), температуру суспензії (t).

Величину рН середовища доводили до заданого значення розчином соди ( $Na_2CO_3$ ). Як флокулянт застосовували 0,1 %-ий водний розчин поліакриламід (ПАА), який вводили в скляний циліндр піпеткою.

Основні рівні, інтервали варіювання факторів та межі області дослідження, наведені в табл. 2.6, вибиралися як і в п. 2.2.

За цільові функції прийнято густину стисненого ( $Y_c$ ) та ущільненого ( $\rho_{уш}$ ) осаду.

**Таблиця 2.6. – Основні рівні, інтервали варіювання факторів та межі області дослідження**

Параметр	Позначення	Код	Одиниця виміру	Інтервал	Основні рівні				
					+2	+1	0	-1	-2
Витрати флокулянту	$Q_f$	X1	см <sup>3</sup> /дм <sup>3</sup>	0,05	0,20	0,15	0,10	0,05	0,00
Концентрація іонів водню	рН	X2	од.	0,80	10,0	9,20	8,40	7,60	6,80
Вміст класу мінус 0,063 мм в твердій фазі	d	X3	%	5,00	100,0	95,0	90,0	85,0	80,0
Концентрація твердої фази в пульпі	C	X4	%	5,00	30,0	25,0	20,0	15,0	10,0
Температура пульпи	t	X5	°C	5,00	26,0	21,0	16,0	11,0	6,00

В табл. 2.7 наведені матриця планування та результати експериментального визначення густини стисненого  $Y_c$  та ущільненого  $\rho_{уш}$  осаду (в таблицю занесено дані по  $\rho_{уш}$  після десятихвилинного перемішування осаду за допомогою мішалки).

Для густини стисненого осаду функція відгуків апроксимована поліномом другого порядку виду:

$$Y_c = b_0 + \sum_{1 \leq i \leq k} b_i X_i + \sum_{1 \leq i < j \leq k} b_{ij} X_i X_j + \sum_{1 \leq i \leq k} b_{ii} X_i^2$$

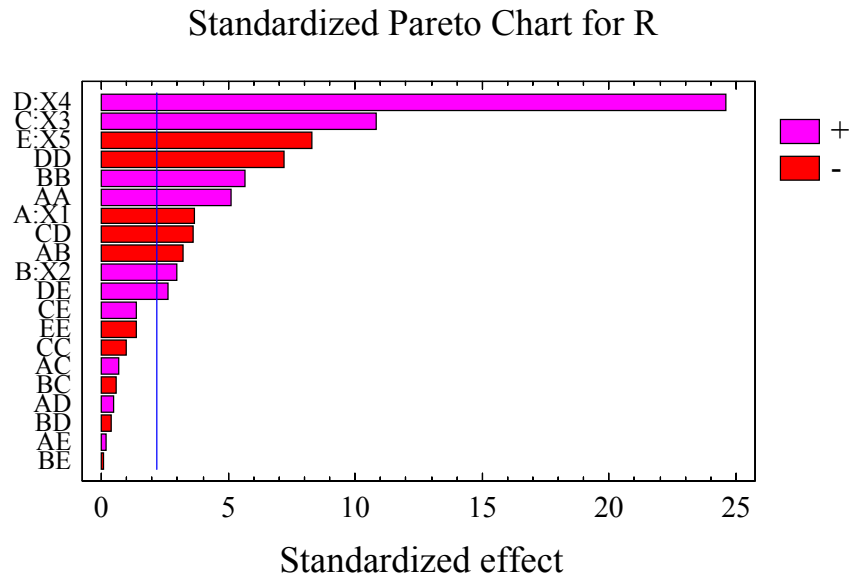
де  $k$  – число незалежних змінних.

Таблиця 2.7. – Матриця планування і результати її реалізації

№ досліджу	X1	X2	X3	X4	X5	Y <sub>c</sub>	ρ <sub>уш</sub>
1	+1	+1	+1	+1	+1	1,08	1,98
2	-1	+1	+1	+1	-1	1,30	2,01
3	+1	-1	+1	+1	-1	1,50	1,97
4	-1	-1	+1	+1	+1	1,07	2,00
5	+1	+1	-1	+1	-1	1,60	1,86
6	-1	+1	-1	+1	+1	1,43	1,84
7	+1	-1	-1	+1	+1	1,56	1,84
8	-1	-1	-1	+1	-1	1,59	1,87
9	+1	+1	+1	-1	-1	1,81	1,97
10	-1	+1	+1	-1	+1	1,69	1,99
11	+1	-1	+1	-1	+1	1,84	1,98
12	-1	-1	+1	-1	-1	1,80	1,98
13	+1	+1	-1	-1	+1	1,85	1,86
14	-1	+1	-1	-1	-1	1,93	1,88
15	+1	-1	-1	-1	-1	2,03	1,85
16	-1	-1	-1	-1	+1	1,85	1,84
17	-2	0	0	0	0	1,87	1,93
18	+2	0	0	0	0	1,73	1,95
19	0	-2	0	0	0	1,78	1,90
20	0	+2	0	0	0	1,86	1,92
21	0	0	-2	0	0	1,36	1,80
22	0	0	+2	0	0	1,80	2,05
23	0	0	0	-2	0	0,77	1,92
24	0	0	0	+2	0	1,93	1,95
25	0	0	0	0	-2	1,77	1,95
26	0	0	0	0	+2	1,36	1,94
27	0	0	0	0	0	1,61	1,92
28	0	0	0	0	0	1,60	1,93
29	0	0	0	0	0	1,63	1,90
30	0	0	0	0	0	1,64	1,91
31	0	0	0	0	0	1,59	1,90
32	0	0	0	0	0	1,59	1,95

Обробку результатів експерименту з дослідження густини стисненого осаду здійснено за допомогою модуля «Планування експерименту» статистичної програми Statgraphics 3.0 plus [102].

Значимість коефіцієнтів моделі визначалася за допомогою Р – рівня і наведено на стандартизованому Парето – графіку (рис. 2.12).



**Рис. 2.12. Значимість коефіцієнтів моделі (2.6)**

Вертикальна лінія відповідає 95 % статистичній значимості коефіцієнтів. Регресійна модель, яка адекватно описує субпроцес стиснення осаду, отримана обробкою експериментальних даних за допомогою пакету Statgraphics 3.0 plus у вигляді:

$$Y_c = 1,61 - 0,037X_1 + 0,03 X_2 + 0,11 X_3 + 0,25 X_4 - 0,084 X_5 + 0,047 X_1^2 - 0,04 X_1 X_2 + 0,052 X_2^2 - 0,044 X_3 X_4 - 0,066 X_4^2 + 0,032 X_4 X_5, \quad (2.6)$$

де  $Y_c$  – густини стисненого осаду, г/см<sup>3</sup>.

Коефіцієнти моделі наведено в нормованому (кодованому) вигляді.

Адекватність одержаної регресійної моделі підтверджується великим значенням коефіцієнта детермінації  $R^2$ , який становив 96,8 %. Стандартна похибка  $\sigma = 0,05$  г/см<sup>3</sup>.

Аналіз моделі стиснення осаду показує, що за оптимальних умов осадження (з точки зору забезпечення найвищої швидкості осадження) утворюються найбільші за розмірами пухкі та шпаруваті агрегати; густина осаду в цьому випадку мінімальна. При зміні параметрів вихідної суспензії густина стисненого осаду  $Y_c$  може змінюватися в межах 0,77 ... 2,03 г/см<sup>3</sup>, або на  $\pm 45$  % від середнього значення. Отже, густина стисненого осаду є суттєвим збуренням, впливом якого на якість роботи системи автоматичного управління радіальним згущувачем не можна знехтувати.



На рис. 2.13, 2.14 наведено найбільш характерні тривимірні перетини поверхні цільової функції та контурні криві цих поверхонь. Зупинимось на них докладніше.

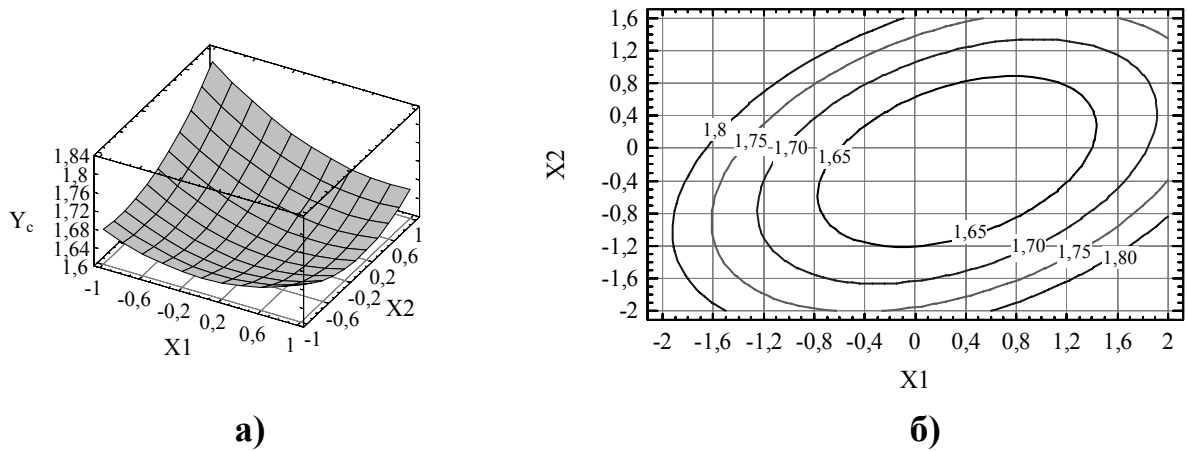


Рис. 2.13. Графік поверхні (а)  $Y_c = f(X_1, X_2)$  та її контурні криві (б)

Залежність  $Y_c = f_1(X_1, X_2)$  має екстремальний характер з екстремумом-мінімумом в області  $X_1 = -0,75 \dots 1,45$ ;  $X_2 = -1,2 \dots 0,9$  (в кодовому вигляді).

Підвищення температури суспензії призводить до зниження густини осаду (рис. 2.14,а).

Густина стисненого осаду дещо зростає з підвищенням вмісту класу мінус 0,063 мм в дисперсній фазі, тобто ступінь ущільнення більш дрібних частинок вища. Спостерігається також збільшення густини осаду при зростанні концентрації дисперсної фази в суспензії (рис. 2.14,б).

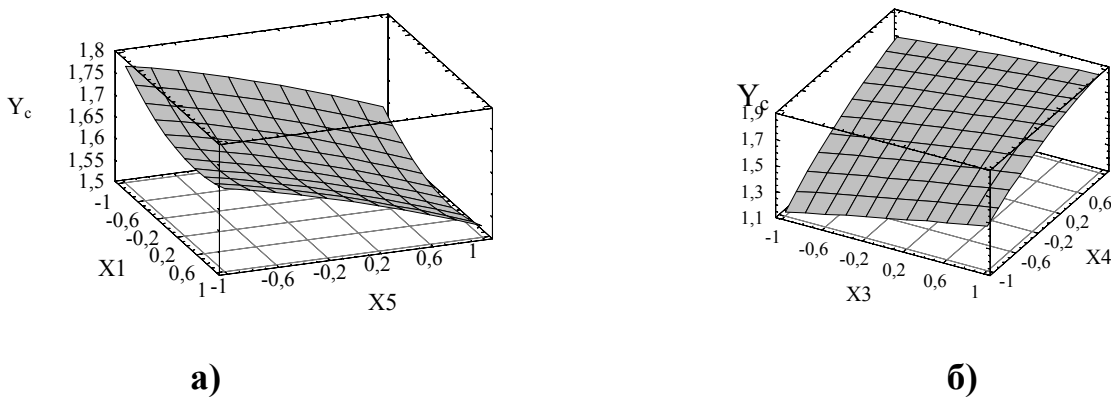


Рис. 2.14. Графіки поверхонь  $Y_c = f(X_1, X_5)$  та  $Y_c = f(X_3, X_4)$

Порівнюючи тривимірні перетини поверхні цільової функції  $Y_c$  та контурні криві цих поверхонь з аналогічними для швидкості осадження, наведеними в роботі [11], можна дійти висновку про їх подібність та дзеркальне відображення: більш високим значенням швидкості осадження відповідають більш низькі значення густини стисненого осаду.

Створюючи умови для забезпечення найвищої швидкості осадження, тим самим отримуємо менш ущільнений осад. Але для ефективної роботи наступного за згущувачем технологічного апарату – вакуум-фільтру, – важливо, щоб густина згущеного продукту була якомога вищою [15]. То ж цікаво дізнатися, як змінюється густина стисненого осаду після руйнування флокул внаслідок їх перемішування, яке імітувало транспортування осаду до розвантажувальної лійки промислового згущувача.

Обробка експериментальних даних, наведених в табл. 2.7, для цільової функції  $\rho_{уш}$  за допомогою згаданої програми Statgrafics 3,0 plus та перевірка коефіцієнтів моделі на значимість за допомогою  $P$  – рівня показала, що 95 %-ій статистичній значимості відповідає тільки коефіцієнт при  $X_3$ .

Математична модель субпроцесу ущільнення осаду отримана у вигляді рівняння регресії в натуральному (ненормованому) вигляді:

$$\rho_{уш} = 0,013 d + 0,768, \quad (2.7)$$

де  $\rho_{уш}$  – густина ущільненого осаду, г/см<sup>3</sup>;

$d$  – вміст класу  $-0,063$  мм в дисперсній фазі, %.

Коефіцієнт детермінованості  $R^2=0,92$ . Стандартна похибка  $\sigma = 0,009$  г/см<sup>3</sup>.

Зважаючи на те, що в зоні ущільнення промислового радіально-го згущувача флокули дисперсної фази перебувають тільки певний час, обмежений швидкістю обертання ферми згущувача, можна припустити, що за цей час відбувається деяке ущільнення осаду за рахунок незначного витіснення рідини з флокул під тиском вище лежачих шарів осаду, та більш значне ущільнення за рахунок руйнування флокул внаслідок багаторазового їх перегрібання гребками ферми під час транспортування осаду до розвантажувальної лійки. Це узгоджується з відомими уявленнями про механізм ущільнення частинок дисперсної фази та руйнування флокул [48].

Гранична ступінь ущільнення осаду визначається, в основному, крупністю та формою частинок дисперсної фази. Незважаючи на змі-

ну в широких межах основних параметрів вихідної суспензії густина ущільненого осаду  $\rho_{\text{ущ}}$  змінюються помірно – в межах 6-7 % від середнього значення. Збурення по каналу управління: «густина ущільненого осаду – густина згущеного продукту» не будуть значними і не зможуть призвести до істотної зміни якості роботи системи управління процесом згущення.

Більш суттєво змінюється густина стисненого осаду. При зміні параметрів вихідної суспензії густина стисненого осаду  $Y_c$  може змінюватися від 0,77 до 2,03 г/см<sup>3</sup>, або на  $\pm 45$  % від середнього значення.

Ці особливості мають враховуватися при вдосконаленні процесу згущення суспензії чи існуючих систем автоматичного керування радіальним згущувачем.

#### 2.4. Моделювання субпроцесу транспортування ущільненого осаду

Ущільнений осад примусово подається гребками ферми згущувача до розвантажувальної лійки. Встановлення статичних і динамічних залежностей між вхідною величиною – витратами дисперсної фази на вході гребкового механізму ферми, та вихідними – витратами осаду, що подається гребками ферми до розвантажувальної лійки, або висотою ущільненого осаду на дні згущувача, – є складною проблемою, яка для радіальних згущувачів ще не розроблялася.

Вхідними величинами субпроцесу транспортування ущільненого осаду є витрати ущільненого осаду  $Q_{\text{ущ}}$  і концентрація дисперсної фази в ньому  $C_{\text{ущ}}$ , та швидкість транспортування осаду  $w$ . Вихідною величиною процесу є висота шару ущільненого осаду  $H_{\text{ущ}}$ , або  $G_1$  - масові витрати дисперсної фази, що подається до розвантажувальної лійки.

Для усталеного режиму роботи згущувача матеріальний баланс по дисперсній фазі для субпроцесу транспортування можна записати:  $G_{\text{ущ}} = G_1$ , де  $G_{\text{ущ}}$  – масові витрати ущільненого осаду ( $G_{\text{ущ}} = Q_{\text{ущ}} C_{\text{ущ}}$ ).

Для одержання передавальної функції по каналу  $G_1 - G_{\text{ущ}}$  приймемо, що швидкість транспортування осаду кожної миті на всьому шляху транспортування однакова, але може змінюватися в часі. Приймемо також, що осад не зазнає відносного переміщення на гребках ферми і всі зміни наповнення на вході точно повторюються на виході; вони виникають там за сплином часу транспортування.

Припустимо, що переміщення осаду здійснюється зі сталою швидкістю. Згідно цього кожна елементарна частинка осаду, що знаходиться на гребку ферми згущувача, проходить певний шлях  $L_t$  до

розвантажувальної лійки за визначений час  $\tau_0 = L_t / w$ , де  $w$  – швидкість транспортування осаду.

Частинки осаду, що подаються останнім гребком ферми в момент часу  $t$ , очевидно потрапили на перший гребок ферми в момент часу  $t - \tau_0$ .

Якщо масу осаду на одиниці довжини шляху назовемо «наповненням», то отримаємо наступну залежність між витратами осаду, швидкістю транспортування і наповненням:

$$G = \mu \cdot w,$$

де:  $G$  – витрати осаду;

$w$  – дійсна швидкість транспортування осаду;

$\mu$  – наповнення гребків.

З цього рівняння витікає, що витрати осаду змінюються під впливом двох факторів – швидкості транспортування та наповнення. Але в промисловому згущувачі відсутня практична можливість регулювання ступеню наповнення гребків. Ступінь наповнення залежить від витрат дисперсної фази, що надходить в зону ущільнення із зони стиснення, і повинна розглядатися як збурювальний вплив. Розглянемо динаміку об'єкта керування по каналу регулюючого та збурюючого впливів.

Вхідною величиною є масові витрати дисперсної фази, яка надходить у зону ущільнення із зони стиснення:  $G_{yщ} = G_{yщ}(t)$ . Вихідною величиною є масові витрати ущільненого осаду  $G_1$ , який надходить до розвантажувальної лійки. Витрати осаду  $G_1$ , який надходить до розвантажувальної лійки, пов'язані з витратами дисперсної фази  $G_{yщ}$ , що надходить у зону ущільнення із зони стиснення, співвідношенням:  $G_1 = G_{yщ}(t - \tau_0)$ .

При відхиленні від усталеного стану:

$$\Delta G_1 = \Delta G_{yщ}; \quad (2.8)$$

$$\Delta G_1 = \Delta G_{yщ}(t - \tau_0). \quad (2.9)$$

Рівняння (2.9) дає залежність зміни в часі вихідної величини, якщо зміна вхідної величини задана рівнянням (2.8). Припускаючи, що  $G_{yщ}$  є безперервною функцією в часі та має всі похідні, можна знайти  $G_1$  за допомогою нескінченного ряду Тейлора, вираженого за ступенями  $\tau_0$ :

$$G_1(t) = G_{yщ}(t - \tau_0) = G_{yщ}(t) - \frac{dG_{yщ}}{dt} \tau_0 + \frac{1}{2!} \frac{d^2 G_{yщ}}{dt^2} \tau_0^2 + \frac{1}{3!} \frac{d^3 G_{yщ}}{dt^3} \tau_0^3 + \dots \quad (2.10)$$

Замінивши символ диференціювання на оператор  $p$  та враховуючи відому формулу розкладу в ряд  $e^x$  рівняння (2.10) можемо записати:

$$\begin{aligned} G_1(p) &= G_{\text{ущ}}(p) + p G_{\text{ущ}}(p) (-\tau_0) + \frac{1}{2!} p^2 G_{\text{ущ}}(p) (-\tau_0)^2 + \dots = \\ &= G_{\text{ущ}}(p) \left[ 1 + (-\tau_0 p) + \frac{1}{2!} (-\tau_0 p)^2 + \dots \right] = G_{\text{ущ}}(p) e^{-p\tau_0} \end{aligned} \quad (2.11)$$

Із залежностей (2.10) і (2.11) знайдемо динамічну характеристику у вигляді перехідної функції з транспортним запізнюванням  $\tau_0$ .

Передавальна функція ланки запізнювання в операторній формі

$$W_1(p) = \frac{G_1(p)}{G_{\text{ущ}}} = e^{-p\tau_0},$$

де  $\Delta G_{\text{ущ}}$ ,  $\Delta G_1$  – прирощення витрат на вході та виході, відповідно.

Внаслідок існування кінцевого часу транспортування має місце акумулювання осаду. Стрибкоподібна зміна витрат на вході  $\Delta G_{\text{ущ}}$  приводить до того, що певна кількість осаду  $m_p = \Delta G_{\text{ущ}} \cdot \tau$  додатково накопичується в апараті, чи вивантажується з нього.

Зміна швидкості транспортування при постійних витратах дисперсної фази  $G_{\text{ущ}}$  на вході в зону транспортування призводить до зміни наповнення у відповідності з рівнянням:  $\mu_{\text{ex}} = \frac{\bar{G}_{\text{ущ}}}{w} = \mu_{\text{ex}}[t]$ ,

де  $\mu_{\text{вх}}$  – наповнення на вході, кг/м.

Кожен гребок ферми згущувача віддає після проходження визначеного відрізка шляху  $L_t$  ту кількість осаду, що переносить. Необхідний для цього час  $\tau$  не є більшою постійною величиною, а ви-

значається наступною залежністю:  $\int_0^{\tau} w \cdot dt = L_t$ . Рішення цього рівняння

можна виконати графічно, коли пройдений шлях  $L_t$  визначається інтегруванням. Час проходження шляху  $\tau_1$  знаходимо із графіка  $L = f(t)$ , відкладаючи по осі ординат довжину ділянки шляху  $L_t$  для різних моментів  $t$ , і визначаючи по осі абсцис відповідний час  $\tau$  [125].

Використовуючи знайдений час транспортування  $\tau$ , визначимо залежність наповнення гребків на виході від наповнення їх на вході  $\mu_{\text{вих}}(t) = \mu_{\text{вх}}(t - \tau)$ , де  $\mu_{\text{вих}}$  – наповнення на виході. Це дає можливість визначити також зміни вихідної величини в часі:

$$G_1 = \mu_{\text{вих}}(t) w(t) = \mu_{\text{вх}}(t - \tau) w(t). \quad (2.12)$$

Так як час транспортування  $\tau$  змінюється за складним законом, то використати рівняння (2.12) в загальному вигляді важко. Якщо прийняти, що зміни швидкості транспортування незначні в порівнянні із середнім значенням швидкості, то рівняння можна значно спростити:

$$\mu_{\text{ex}} = \frac{\bar{G}_{y\text{ц}}}{\bar{w} + \Delta w} = \frac{\bar{G}_{y\text{ц}}(\bar{w} - \Delta w)}{(\bar{w} + \Delta w)(\bar{w} - \Delta w)} = \bar{G}_{y\text{ц}} \frac{\bar{w} - \Delta w}{\bar{w}^2 - \Delta w^2} \approx \frac{\bar{G}_{y\text{ц}}}{\bar{w}} \left(1 - \frac{\Delta w}{\bar{w}}\right),$$

де  $\Delta w$  – прирощення швидкості транспортування;

$\bar{w}$ ,  $\bar{G}_{oc}$  – усталене значення швидкості та витрат дисперсної фази.

Остаточно запишемо:  $\mu_{\text{ex}}(t) = \frac{\bar{G}_{y\text{ц}}}{\bar{w}} \left[1 - \frac{1}{\bar{w}} \Delta w(t)\right]$ .

Припускаючи, що зміни швидкості транспортування незначні, час транспортування  $\tau$  можна розглядати як величину сталу. Тоді для наповнення на виході отримаємо:

$$\mu_{\text{вих}}(t) = \mu_{\text{вх}}(t - \tau) = \frac{\bar{G}_{y\text{ц}}}{\bar{w}} \left[1 - \frac{1}{\bar{w}} \Delta w(t - \tau)\right].$$

При цьому витрати на виході складуть:

$$G_l = \frac{\bar{G}_{y\text{ц}}}{\bar{w}} \left(1 - \frac{1}{\bar{w}} \Delta w(t - \tau)\right) [\bar{w} + \Delta w(t)].$$

Якщо знехтувати добутком  $\Delta w(t) \Delta w(t - \tau)$ , то

$$G_l \approx \bar{G}_{y\text{ц}} + \frac{\bar{G}_{y\text{ц}}}{\bar{w}} [\Delta w(t) - \Delta w(t - \tau)].$$

Враховуючи, що  $G_l = \bar{G}_l + \Delta G_l = \bar{G}_{y\text{ц}} + \Delta G_l$ , отримаємо:

$$\Delta G_l = \frac{\bar{G}_{y\text{ц}}}{\bar{w}} [\Delta w(t) - \Delta w(t - \tau)]. \quad (2.13)$$

Із залежності (2.13) можна отримати вираз для побудови перехідної характеристики, або кривої розгону гребкової ферми згущувача.

Одночасно із швидкістю транспортування  $w$  змінюється і наповнення на вході  $\mu_{\text{вх}}$ ; останнє через гребки ферми потім передається на вихід. Ці зміни стануть відчутними тільки за сплином часу транспортування  $\tau$ . Зміна швидкості транспортування, наприклад зростання, викликає реакцію на виході, яка виражається в тому, що за проміжок

часу, рівний часу транспортування  $\tau$ , буде скинуто більшу кількість осаду. З бігом часу  $\tau$  витрати на виході придуть до вихідного значення і зрівняються з витратами на вході. Кількість акумульованого гребками ферми осаду зменшується на величину  $m = \bar{\mu} \cdot \Delta w \cdot \tau = \Delta \mu \cdot \bar{w} \cdot \tau$ , де  $\bar{\mu}_{\text{вх}}$  – усталене значення наповнення.

При зниженні швидкості транспортування осаду відбувається відповідне накопичення осаду в згущувачі.

Динамічні властивості механізму транспортування – гребкової ферми, – для малих відхилень параметрів представимо передавальною функцією. Для вхідної величини запишемо:  $\vec{\Delta w} = \Delta w \cdot e^{pt}$ , де  $\vec{\Delta w}$  – вектор прирощення швидкості;  $\Delta w$  – максимальне значення прирощення швидкості.

Вихідна величина описується рівнянням (2.13). Якщо підставити відповідні функції часу для  $\Delta w$ , то отримаємо:

$$\Delta \vec{G}_1 = \frac{\bar{G}_{\text{ущ}}}{w} \Delta w (e^{pt} - e^{p(t-\tau)}),$$

де  $\Delta \vec{G}_1$  – вектор прирощення витрат дисперсної фази;  $\bar{G}_{\text{ущ}}$  – усталене значення витрат ущільненого осаду.

Звідси безпосередньо витікає:

$$W_2(p) = \frac{\bar{G}_{\text{ущ}}}{w} (1 - e^{-p\tau}) = \bar{\mu}_{\text{вх}} (1 - e^{-p\tau}). \quad (2.14)$$

Динамічні характеристики процесу транспортування ущільненого осаду до розвантажувальної лійки в умовах одночасної зміни швидкості транспортування та витрат дисперсної фази на вході в зону ущільнення, тобто, наповнення, можна визначити, склавши результати, отримані вище для випадку змінних витрат при постійній швидкості та сталих витрат при змінній швидкості обертання ферми. Передавальна функція для цього випадку визначається на основі знайдених вище передавальних функцій методом суперпозиції.

Модель ланки транспортування можна представити у вигляді двох паралельно сполучених ланок з передавальними функціями (2.11) та (2.14).

Шукана передавальна функція всієї системи матиме вигляд:

$$W(p) = W_1(p) + W_2(p), \quad (2.15)$$

$\Delta G_{\text{уц}} \rightarrow \Delta G_1 \quad \Delta w \rightarrow \Delta G_1$

або

$$W(p) = e^{-p\tau_0} + \bar{\mu}_{\text{ex}}(1 - e^{-p\tau_0}). \quad (2.16)$$

Аналітична модель (2.16) динаміки процесу транспортування ущільненого осаду до розвантажувальної лійки радіального згущувача, яка враховує вплив регулюючого – швидкість транспортування осаду, – та збурюючого – витрати дисперсної фази, що надходить до зони ущільнення, – діянь на вихідний показник процесу – витрати ущільненого осаду, – може використовуватися для синтезу і моделювання роботи системи автоматичної стабілізації густини згущеного продукту.

Експериментальне визначення коефіцієнтів в моделях динаміки. Параметри передавальних функцій (формули 2.26, 2.28, 2.30, 2.38 та 2.16), отриманих вище для промислового згущувача П-25, визначалися експериментально по досліджуваних каналах керування і збурення.

Технічні характеристики згущувача П-25 наведено в табл. 2.8.

**Таблиця 2.8. – Технічна характеристика згущувачів з периферійним приводом**

Згущувач	П-18	П-25	П-30	П-50
Діаметр чану, м	18	25	30	50
Глибина чану у центрі, м	3,6	3,6	3,6	4,5
Площа згущення, м <sup>2</sup>	360	500	700	1963
Час одного оберту ферми, хв.	10	9-18	16	13-32
Продуктивність по твердому, т на добу	750	1500	2100	5100
Потужність електродвигуна, кВт	3,0	4,5	5,5	8,5-18
Маса, т	16,6	31,9	34,1	69,4
Об'єм чану згущувача, м <sup>3</sup>	1050	1500	2100	8000
Об'єм розвантажувальної лійки, м <sup>3</sup>	4,5	5,0	5,0	6,0

Метою експериментального дослідження було визначення основних динамічних властивостей радіального згущувача.



Для експериментального визначення основних динамічних властивостей згущувача по каналах: «витрати згущеної суспензії – густина згущеного продукту», «витрати ущільненого осаду – густина згущеного продукту», «витрати суспензії зони стиснення – густина згущеного продукту», «частота обертання ферми – висота шару осаду», «витрати ущільненого осаду – висота шару осаду», «витрати флокулянту – вміст концентрату в зливів» прийнято метод перехідних характеристик (кривих розгону) [100]. Для визначення динамічних характеристик по каналу збурення «величина  $pH$  – вміст концентрату в зливів» застосовували пасивний експеримент, за яким оброблялися записи вхідних і вихідних параметрів методом «зсувів і дотичних» [115]. При визначенні динамічних характеристик об'єкту приймали припущення про стаціонарність технологічного процесу, зосередженість параметрів промислового апарату та лінійність при малих впливах [116].

Значення параметрів передавальних функцій – коефіцієнта підсилення  $k$ , сталої часу  $T$  та запізнювання  $\tau$ , – визначені в результаті обробки експериментальних даних і наведені в табл. 2.9.

Проведені дослідження показують, що динамічні властивості згущувача по каналах « $Q_3 - C_3$ » та « $G_2 - C_3$ » не є сталими і залежать від навантаження по дисперсній фазі – витрат ущільненого осаду  $G_1$ .

**Таблиця 2.9. – Параметри передавальних функцій**

Канал управління		Параметри			
Вхід	Вихід	Коефіцієнт підсилення		Стала часу, с	Час запізн., с
		Розмірність	$k$	$T$	$\tau$
$Q_3$	$C_3$	(т/м <sup>3</sup> )/(м <sup>3</sup> /год)	- 8,0 ... - 12,0	205 ... 310	90 ... 180
$G_1$	$C_3$	(т/м <sup>3</sup> )/(т/год)	4,58	246	-
$G_2$	$C_3$	(т/м <sup>3</sup> )/(т/год)	- 2,33 ... - 5,00	233...265	-
$n$	$H_{уш}$	мм/(год <sup>-1</sup> )	- 0,8	6720	498
$G_1$	$H_{уш}$	мм/(т/год)	2,0	5100	-
$Q_{\phi}$	$C_{зл}$	(кг/м <sup>3</sup> )/(т/год)	не визнач.	8440 ... 11250*	не визнач.
$pH$	$C_{зл}$	(кг/м <sup>3</sup> )/(од. $pH$ )	не визнач.	8440 ... 11250*	не визнач.

\*Час розгону

## 2.5. Аналітична модель субпроцесу змішування в розвантажувальній лійці радіального згущувача

Для розробки системи автоматичної стабілізації густини згущеного продукту, що вивантажується із радіального згущувача, необхідна ідентифікація субпроцесу змішування ущільненого осаду з суспензією в розвантажувальній лійці, тобто знаходження його статичних та динамічних характеристик.

В розділі 2.1 ми припустили, що густина згущеного продукту, який вивантажується із лійки, визначається виключно результатами цього змішування.

Вхідними величинами субпроцесу змішування в розвантажувальній лійці є витрати ущільненого осаду  $Q_1$  (м<sup>3</sup>/год), що надходить в лійку, витрати суспензії зони стиснення  $Q_2$  (м<sup>3</sup>/год), концентрація дисперсної фази в ущільненому осаді  $C_1$  (т/м<sup>3</sup>) і суспензії  $C_2$  (т/м<sup>3</sup>), та витрати згущеного продукту  $Q_3$  (м<sup>3</sup>/год). Вихідною величиною процесу є концентрація дисперсної фази в згущеному продукті  $C_3$  (т/м<sup>3</sup>).

Для оцінки процесів, що відбуваються у розвантажувальній лійці згущувача, виходимо з балансу речовини (рис. 2.15):

$$Q_1 \cdot C_1 + Q_2 \cdot C_2 - Q_3 \cdot C_3 = \frac{d(mC_m)}{dt}, \quad (2.17)$$

де  $m$  – кількість дисперсної фази в лійці, м<sup>3</sup>;

$C_m$  – середня концентрація дисперсної фази в лійці, т/м<sup>3</sup>;

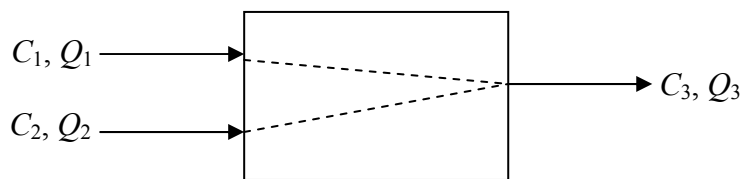


Рис. 2.15. Структурна схема субпроцесу змішування в розвантажувальній лійці

Приймаючи кількість основного носія в системі постійною ( $m = \text{const}$ ) запишемо (2.17) у вигляді:

$$Q_1 C_1 + Q_2 C_2 - Q_3 C_3 = m \frac{dC_m}{dt}. \quad (2.18)$$

Для усталеного режиму справедливо:  $\bar{Q}_1 \cdot \bar{C}_1 + \bar{Q}_2 \cdot \bar{C}_2 - \bar{Q}_3 \cdot \bar{C}_3 = 0$ , і середня концентрація в системі  $C_m$  не змінюється, тобто  $dC_m/dt = 0$ .

З умови безперервності ( $Q_1 + Q_2 - Q_3 = 0$ ) загальний потік носія на вході  $Q = Q_1 + Q_2$  в кожен момент часу дорівнює стоку  $Q_3$ ; отже, для середньої концентрації на вході  $C$  можна записати:

$$C = \frac{Q_1 C_1 + Q_2 C_2}{Q}. \quad (2.19)$$

Для середньої концентрації на виході:

$$C_3 = \frac{Q_1 C_1 + Q_2 C_2}{Q}. \quad (2.20)$$

Для усталеного режиму:  $\bar{Q} \cdot \bar{C} - \bar{Q}_3 \cdot \bar{C}_3 = 0$ . Так як при цьому настає повна рівновага концентрацій в лійці, то  $\bar{C} = \bar{C}_3$ .

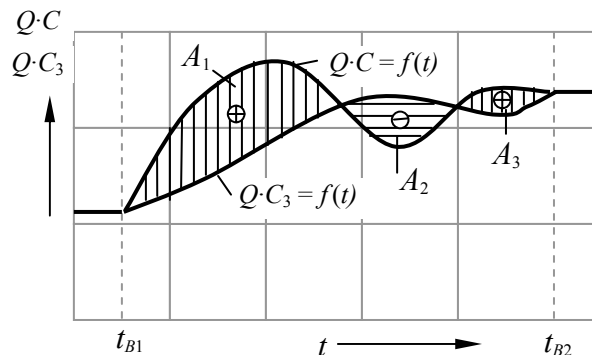
Обсяги дисперсної фази, що знаходиться у лійці в усталеному режимі визначаються однозначно  $m_r = m C_m$ , а отже і зміна  $\Delta m_r$  при переході з одного усталеного стану 1 в інший 2:  $\Delta m_r = m(\bar{C}_{m2} - \bar{C}_{m1})$ .

Так як зміна кількості речовини  $\Delta m_r$  дорівнює різниці між обсягами дисперсної фази, що надходить та вилучається з лійки при переході з одного усталеного режиму в інший, то:

$$\Delta m_r = \int_{t_{B1}}^{t_{B2}} Q \cdot C dt - \int_{t_{B1}}^{t_{B2}} Q \cdot C_3 dt = \int_{t_{B1}}^{t_{B2}} Q \cdot (C - C_3) dt,$$

де  $t_{B1}$  і  $t_{B2}$  – моменти часу, що відповідають двом усталеним режимам.

Останні два рівняння виражають той факт, що при переході з одного усталеного режиму 1 в інший 2 між процесами зміни у часі кількості дисперсної фази на вході і виході існує така залежність, за якої алгебраїчна сума площ, обмежених кривими  $Q \cdot C = f_{ex}(t)$  і  $Q \cdot C_3 = f_{вих}(t)$ , є величиною сталою, незалежною від форми кривих (рис. 2.16); тобто, справедлива рівність  $\sum A_i = \Delta m_{r1,2}$ .



**Рис. 2.16.** Ілюстрація залежності між витратами на вході і виході, та акумуляцією дисперсної фази в лійці

У наведених вище рівняннях не відображені процеси, що відбуваються в середині системи, тобто питання про залежність між концентраціями окремих потоків та середньою концентрацією в системі  $C_m$  залишається відкритим. Розглянемо його більш детально.

Дисперсна фаза, що надходить до розвантажувальної лійки, транспортується гребками ферми по закільцьованому каналу в днищі лійки. Під час транспортування за рахунок дифузії, турбулізації та циркуляції може відбуватися перемішування осаду з середовищем, що знаходиться в системі. При цьому можна роздільно оцінити перемішування в перетинах, перпендикулярному та поздовжньому потокам. В системах, де довжина і ширина потоку приблизно рівні, поздовжнє та поперечне змішування приблизно однакові.

Розвантаження осаду здійснюється через три розвантажувальних патрубків в днищі лійки. На вході в кожний розвантажувальний патрубок відбувається інтенсивне перемішування в обох напрямках за рахунок турбулентного режиму всмоктування суспензії під дією помпи. Тому вважатимемо, що безпосередньо на вході кожного розвантажувального патрубка маємо граничний випадок «повного перемішування». Але переміщення ущільненого осаду гребками ферми від одного розвантажувального патрубка до іншого відбувається із значно гіршим перемішуванням в поздовжньому напрямі, і тому ним можна знехтувати, тобто тут маємо справу з явищем «чистого переносу».

Розвантажувальна лійка є системою з неповним перемішуванням. Але з достатньою точністю цю систему можна представити як таку, що складається з транспортуючих елементів (елементів переносу) та елементів повного перемішування. Такий підхід в порівнянні з точним рішенням дає переваги більшої простоти та наочності.

Нами розглянуто окремо процес переносу дисперсної фази в розвантажувальній лійці від одного патрубка до іншого. Для системи з чистим переносом приймається [124], що у напрямі, перпендикулярному головному потоку, існує повне перемішування; в поздовжньому потоці перемішування відсутнє і зміни концентрації  $C$  на вході із скінченим часом запізнення, що дорівнює часу проходження  $\tau$ , повторюються на виході. При цьому час проходження

$$\tau = \frac{m}{Q_1 + Q_2} = \frac{m}{Q_3} . \quad (2.21)$$

Для малої зміни загальних витрат з врахуванням прийнятого вище припущення, що  $m = \text{const}$ , цей час практично постійний. При значній зміні витрат їх вплив на час проходження необхідно враховувати.

Надалі будемо виходити з припущення, що потоки ущільненого і стисненого осаду повністю перемішуються безпосередньо на вході в розвантажувальний патрубок, і при цьому, згідно визначення, встановлюється середня концентрація. Якщо встановити зв'язок між концентраціями на вході  $C_1$  і  $C_2$  та виході  $C_3$ , то отримаємо наступні залежності. З рівняння (2.19):

$$C = \frac{Q_1 C_1 + Q_2 C_2}{Q_1 + Q_2} = C(t) . \quad (2.22)$$

Так як концентрація на виході з запізненням  $\tau$  точно копіює зміну концентрації на вході, то можемо записати:

$$C_3 = C(t-\tau) \quad (2.23)$$

Сукупність рівнянь (2.22) і (2.23) описує динамічні властивості розвантажувальної лійки. Для відносно великих змін витрат ці залежності нелінійні. Для малих змін витрат, що характерно для систем автоматичного керування,  $\tau$  можна вважати величиною сталою, а рівняння (2.22) може бути лінеаризоване. Якщо врахувати, що  $Q_1 = \bar{Q}_1 + \Delta Q_1$ ,  $C_1 = \bar{C}_1 + \Delta C_1$ ,  $Q_2 = \bar{Q}_2 + \Delta Q_2$ ,  $C_2 = \bar{C}_2 + \Delta C_2$ ,  $C = \bar{C} + \Delta C$ , то підставивши ці значення в (2.22) і знехтувавши членами високих порядків, отримаємо

$$\Delta C = \Delta Q_1 \frac{\bar{C}_1 - \bar{C}}{\bar{Q}_1 + \bar{Q}_2} + \Delta Q_2 \frac{\bar{C}_2 - \bar{C}}{\bar{Q}_1 + \bar{Q}_2} + \Delta C_1 \frac{\bar{Q}_1}{\bar{Q}_1 + \bar{Q}_2} + \Delta C_2 \frac{\bar{Q}_2}{\bar{Q}_1 + \bar{Q}_2} ,$$

або скорочено:

$$\Delta C = \Delta Q_1 a_1 + \Delta Q_2 a_2 + \Delta C_1 v_1 + \Delta C_2 v_2 . \quad (2.24)$$

Величини  $\Delta Q_1$ ,  $\Delta Q_2$ ,  $\Delta C_1$  і  $\Delta C_2$  взагалі є змінними вхідними величинами, із яких  $\Delta Q_2$ , наприклад, може змінюватися під впливом регулюючого впливу, а інші величини - під впливом зовнішніх збурень. В цьому випадку, за умови малих відхилень, рівняння (2.23) набуває вигляду:

$$\Delta C_3 = \Delta C(t-\tau) . \quad (2.25)$$

Відповідна передавальна функція для малих відхилень  $W(p) = e^{-p\tau}$   $\Delta C \rightarrow \Delta C_3$ .

За допомогою рівняння (2.24) передавальна функція для окремих випадків може бути уточнена. Для вхідної величини  $\Delta Q_1$  можна записати  $\Delta C = \Delta Q_1 a_1$ .

Передавальна функція

$$W_1(p) = a_1 e^{-p\tau_1} \quad \Delta Q_1 \rightarrow \Delta C_3, \quad (2.26)$$

$$\text{де } a_1 = \frac{\overline{\Delta C_1}}{\overline{Q}}. \quad (2.27)$$

Для вхідної величини  $\Delta Q_2$ :  $\Delta C = \Delta Q_2 a_2$ .

Передавальна функція:

$$W_2(p) = a_2 e^{-p\tau_2} \quad \Delta Q_2 \rightarrow \Delta C_3, \quad (2.28)$$

$$\text{де } a_2 = \frac{\overline{\Delta C_2}}{\overline{Q}}. \quad (2.29)$$

Коли вхідною величиною є  $\Delta C_1$  чи  $\Delta C_2$ :

$$W_3(p) = b_1 \cdot e^{-p\tau_1} \quad \Delta C_1 \rightarrow \Delta C_3, \quad W_2(p) = b_2 \cdot e^{-p\tau_2} \quad \Delta C_2 \rightarrow \Delta C_3, \quad (2.30)$$

$$\text{де } b_1 = \frac{\overline{Q_1}}{\overline{Q}}, \quad b_2 = \frac{\overline{Q_2}}{\overline{Q}}. \quad (2.31)$$

Необхідно враховувати, що коефіцієнт  $a_2$  має від'ємне значення, так як концентрація дисперсної фази в суспензії зони стиснення завжди буде нижча середньої концентрації в лійці. Це означає, що при зростанні притоку  $Q_2$  відбувається зниження концентрації  $\Delta C$ .

З наведених залежностей витікає, що перехідна функція (крива розгону), яка відповідає рівнянню (2.25), характеризується транспортним запізненням.

В системах з повним перемішуванням відбувається перемішування як в поздовжньому, так і поперечному напрямках. Отже, концентрація в кожній точці системи кожної миті дорівнює середній концентрації  $C_m$ . Це твердження є справедливим і для стоку:  $C_3 = C_m$ .

Перетворимо рівняння (2.18):

$$Q_1 \cdot C_1 + Q_2 \cdot C_2 = Q_3 \cdot C_3 + m \frac{dC_3}{dt}, \quad (2.32)$$

Розділивши (2.32) на  $Q_3 = Q_1 + Q_2$ , отримаємо:

$$C_1 \frac{Q_1}{Q_1 + Q_2} + C_2 \frac{Q_2}{Q_1 + Q_2} = C_3 + T \cdot C_3', \quad (2.33)$$

де  $T$  – стала часу, яка має те ж значення, що й час запізнювання  $\tau$  у попередньому випадку.

$$T = \frac{m}{Q_1 + Q_2}. \quad (2.34)$$

Для значної зміни витрат система рівнянь (2.33) та (2.34) є нелінійною і  $T$  не може розглядатися як величина стала. Для малих відхилень лінеаризація можлива; при цьому доцільно встановити залежність між концентрацією на вході  $C$  та виході  $C_3$ . Як і у випадку чистого переносу отримаємо:

$$\Delta C = \Delta Q_1 a_3 + \Delta Q_2 a_2 + \Delta C_1 b_1 + \Delta C_2 b_2. \quad (2.35)$$

Це дає можливість привести рівняння (2.33) до виду  $\Delta C = \Delta C_3 + T \Delta C_3'$ .

Останній вираз є диференціальним рівнянням першого порядку. Відповідна йому перехідна функція – експонента, а передавальна функція відповідає типовій аперіодичній ланці:

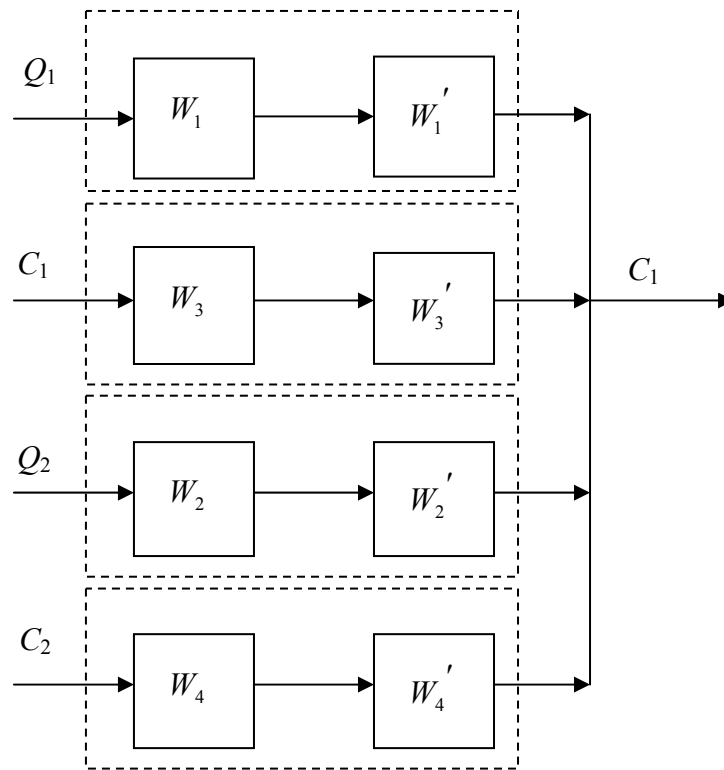
$$W(p) = \frac{1}{1 + pT}. \quad (2.36)$$

Для випадку повного перемішування зміна середньої концентрації на вході також може бути викликана зміною однієї чи кількох з вхідних величин:  $\Delta Q_1$ ,  $\Delta Q_2$ ,  $\Delta C_1$ ,  $\Delta C_2$ . Об'єкт має чотири входи і один вихід, отже, буде описуватися чотирма передавальними функціями:

$$W_1' = \frac{a_1'}{1+pT}; \quad W_2' = \frac{-a_2'}{1+pT}; \quad W_3' = \frac{b_1'}{1+pT}; \quad W_4' = \frac{b_2'}{1+pT}; \quad (2.37)$$

Враховуючи, що  $Q_1 + Q_2 = Q_3$ , величина  $\Delta Q_3$  також може розглядатися як регулюючий вплив. Але через особливості розвантаження радіального згущувача зміни  $\Delta Q_3$  миттєво призводять до змін  $\Delta Q_2$ .

Для розвантажувальної лійки можна запропонувати еквівалентну систему, яка складається з послідовно з'єднаних ланок транспортного запізнювання та повного перемішування, яка досить точно відтворює динамічні властивості регульованої ділянки (рис. 2.17).



**Рис. 2.17. Структурна схема розвантажувальної лійки згущувача**

Характерним для такого з'єднання є те, що вихідна концентрація попереднього елемента одночасно слугує вхідною концентрацією для кожного наступного елемента. Кількісний аналіз таких систем зручно проводити за допомогою передавальних функцій. З урахуванням передавальних функцій окремих елементів (2.26), (2.28), (2.30), (2.37) для системи, наведеної на рис. 2.17, отримаємо:

$$W(p) = W_1 \cdot W_1' + W_2 \cdot W_2' + W_3 \cdot W_3' + W_4 \cdot W_4'.$$



Після відповідних перетворень з врахуванням послідовного та паралельного з'єднання ланок передавальна функція розвантажувальної лійки матиме структуру:

$$W(p) = \frac{k \cdot e^{-p\tau}}{1 + pT} \quad (2.38)$$

Розвантаження лійки здійснюється через три патрубки, які далі з'єднуються в один трубопровід. Для такої системи концентрація на виході  $C_{3п}$  є середньою величиною окремих концентрацій на вході  $C_{3п1}$ ,  $C_{3п2}$ ,  $C_{3п3}$ . Середню концентрацію визначаємо за формулою:

$$C_{3п} = \frac{Q_{3п1}C_{3п1} + Q_{3п2}C_{3п2} + Q_{3п3}C_{3п3}}{Q_{3п1} + Q_{3п2} + Q_{3п3}}.$$

Якщо прийняти, що співвідношення між витратами в окремих патрубках зберігається і за зміни загальних витрат ( $Q_{3п} = Q_{3п1} + Q_{3п2} + Q_{3п3}$ ), то можна записати:

$$C_{3п} = d_1 C_{3п1} + d_2 C_{3п2} + d_3 C_{3п3}, \quad (2.39)$$

$$\text{де } d_1 = \frac{Q_{3п1}}{Q_{3п}}; \quad d_2 = \frac{Q_{3п2}}{Q_{3п}}; \quad d_3 = \frac{Q_{3п3}}{Q_{3п}}; \quad d_1 + d_2 + d_3 = 1.$$

При цьому для незначної зміни концентрації маємо:

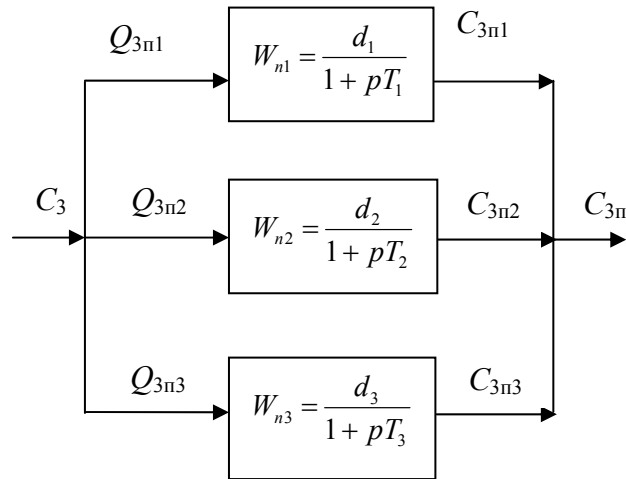
$$\Delta C_{3п} = d_1 \Delta C_{3п1} + d_2 \Delta C_{3п2} + d_3 \Delta C_{3п3} \quad (2.40)$$

Враховуючи, що  $\Delta \vec{C}_{3п1} = \Delta \vec{C}_3 W_{n1}^n$ ,  $\Delta \vec{C}_{3п2} = \Delta \vec{C}_3 W_{n2}^n$  і  $\Delta \vec{C}_{3п3} = \Delta \vec{C}_3 W_{n3}^n$  перетворимо рівняння (2.40):  $\Delta \vec{C}_{3п} = d_1 \Delta \vec{C}_3 W_{n1} + d_2 \Delta \vec{C}_3 W_{n2} + d_3 \Delta \vec{C}_3 W_{n3}$ .

$$\text{Звідси: } W_n(p) = d_1 W_{n1} + d_2 W_{n2} + d_3 W_{n3}.$$

Кожен патрубок є елементом повного перемішування, передавальна функція якого має вигляд:  $W_{ni}(p) = \frac{1}{1 + pT_i}$ , де  $i = 1, 2, 3$ .

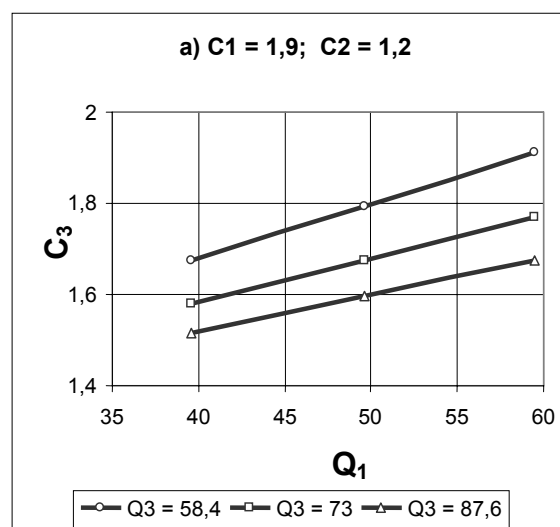
Тоді систему «патрубки-трубопровід» можна представити як паралельне з'єднання трьох ланок (рис. 2.18):  $W_{ni}(p) = \frac{d_1}{1 + pT_1} + \frac{d_2}{1 + pT_2} + \frac{d_3}{1 + pT_3}$ .



**Рис. 2.18.** Структурна схема системи «патрубки – трубопровід»

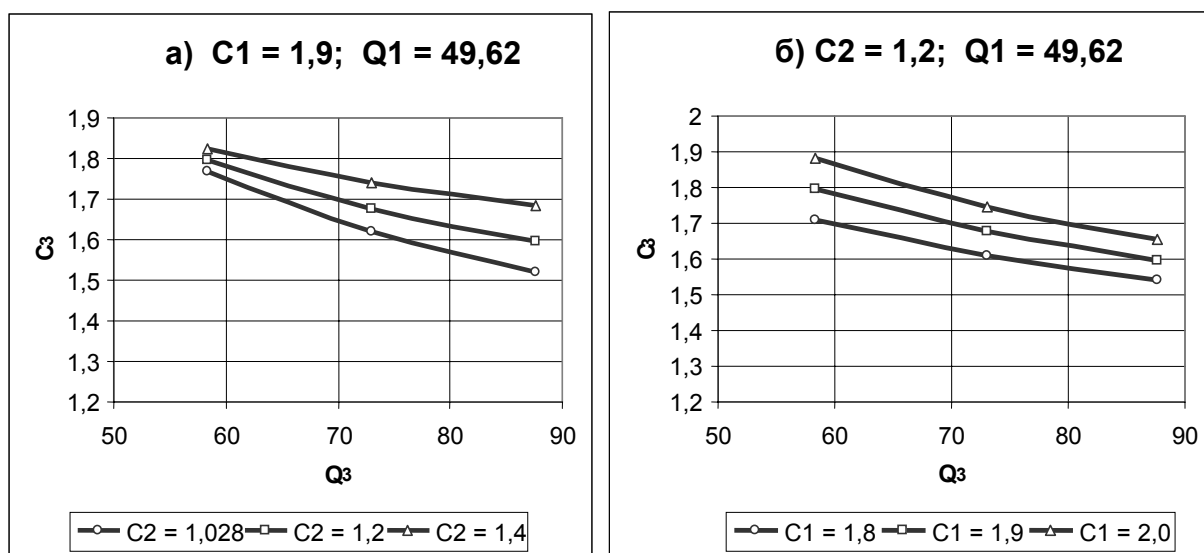
Враховуючи, що ємність лійки значно перевищує загальну ємність розвантажувальних патрубків і, отже,  $T \gg T_1 + T_2 + T_3$  передавальну функцію системи «лійка-розвантажувальний трубопровід» можна представити у вигляді послідовно з'єднаних ланок – аперіодичної та запізнювання (2.38).

Аналітична модель статички субпроцесу змішування досліджувалась методом комп'ютерного моделювання для вивчення впливу основних параметрів субпроцесу на густину згущеного продукту  $C_3$ . Отримані результати розрахунків використані для побудови графіків залежностей густини згущеного продукту від витрат суспензії, що вивантажується із згущувача, для різних значень густини суспензії зони стиснення і густини ущільненого осаду, та витрат ущільненого осаду. Найбільш характерні графіки представлено на рис. 2.19-2.20.



**Рис. 2.19.** Залежність густини згущеного продукту  $C_3$  (т/м<sup>3</sup>) від витрат ущільненого осаду  $Q_1$  (м<sup>3</sup>/год) при різних витратах вивантажуваної суспензії  $Q_3$  (м<sup>3</sup>/год)

Аналіз наведених залежностей показує, що зростання витрат суспензії  $Q_3$ , яка вивантажується із згущувача, призводить за інших рівних умов до зниження густини згущеного продукту  $C_3$ . Це пояснюється тим, що зростання витрат суспензії  $Q_3$  відбувається за рахунок автоматичного зростання витрат суспензії зони стиснення, вміст дисперсної фази в якій є найнижчим.



**Рис. 2.20.** Залежність густини згущеного продукту  $C_3$  (т/м<sup>3</sup>) від витрат згущеного продукту  $Q_3$  (м<sup>3</sup>/год): а) при різних значеннях концентрації дисперсної фази в суспензії зони стиснення  $C_2$  (т/м<sup>3</sup>); б) при різних значеннях концентрації дисперсної фази в ущільненому осаді  $C_1$ (т/м<sup>3</sup>)

Зростання витрат ущільненого осаду  $Q_1$ , що перегрібається до розвантажувальної лійки, призводить до найбільш значного зростання густини  $C_3$ . Коефіцієнт нахилу прямої на графіку в цьому випадку складає 6,0 кг/м<sup>3</sup> на один відсоток зміни  $Q_1$  (рис. 2.19). Витрати ущільненого осаду могли б бути найбільш ефективним регулюючим впливом, але відсутня можливість їх цілеспрямованої зміни.

Зміна густини суспензії зони стиснення або витрат суспензії в межах  $\pm 20\%$  не призводить до суттєвої зміни густини згущеного продукту.

Зміна об'ємних витрат згущеного продукту  $Q_3$  призводить до помітної зміни його густини, хоч і менш значної, ніж зміна витрат  $Q_1$ . Так, зростання витрат згущеного продукту на 20% призводить до зниження густини з 1675 до 1596 кг/м<sup>3</sup>, або на 80 кг/м<sup>3</sup> (4 кг/м<sup>3</sup> на один відсоток), (рис. 2.20 а).

Залежність густини від витрат згущеного продукту є нелінійною; тому зниження витрат  $Q_3$  на 20 % призводить до зростання густини на  $120 \text{ кг/м}^3$ , або  $6 \text{ кг/м}^3$  на один відсоток (рис. 20, б).

Таким чином, витрати згущеного продукту залишаються єдиним параметром, придатним для використання в якості регулюючого впливу в системах стабілізації густини згущеного продукту. Але необхідно враховувати ту обставину, що коефіцієнт передачі по цьому каналу управління істотно змінюється (до  $\pm 50 \%$ ) через нелінійний характер залежності  $C_3 = f(Q_3)$ .

## **2.6. Дослідження залежності активної потужності привода радіального згущувача від технологічних параметрів процесу згущення**

Ритмічна робота радіального згущувача з периферійним приводом та забезпечення стабільної густини згущеного продукту, що вивантажується з нього, залежать від обсягу осаду, що транспортується гребками ферми до розвантажувальної лійки, або висоти шару ущільненого осаду на дні згущувача. Тому важливим для практики є здійснення автоматичного контролю за навантаженням на гребки ферми і своєчасне запобігання надмірному накопиченню ущільненого осаду на дні згущувача, яке призводить нерідко до аварійного виходу з ладу ферми та зупинки згущувача.

В якості інформативних сигналів величини навантаження на ферму пропонувалися різні параметри: величина струму [72] та споживної потужності електродвигуна привода ферми, крутильний момент на валу привода [8,57], час і частота обертання ферми, або кут повороту підпружиненої пластини, прикріпленої до ферми та поміщеної в ущільнений осад [19,66]. Але експериментальні дослідження в промислових умовах показали, що більшість з пропонованих параметрів не може бути використана для практичного застосування через малу інформативність. Найбільш прийнятним з них, як вважають автори [185], є активна потужність.

Оскільки сигнал активної потужності, що споживається електродвигуном привода ферми, легко та досить точно вимірюється, необхідно обґрунтувати його інформативність і доцільність використання в системах автоматичної стабілізації густини згущеного продукту та висоти шару осаду на дні згущувача, вивчити вплив технологічних параметрів процесу згущення (товщини шару ущільненого осаду, його густини та частоти обертання ферми) на характеристики інформативного сигналу.

Можливість використання в САР процесом згущення величини навантаження на ферму в якості посереднього показника висоти шару ущільненого осаду на дні згущувача, або витрат ущільненого осаду, який подається до розвантажувальної лійки згущувача, викликає необхідність вибору і обґрунтування інформативності сигналу цього параметра.

Використаємо для цього методичний підхід, запропонований Новицьким І. В. і Качаном Ю. Г. для обґрунтування інформативності сигналу активної потужності електропривода кульового млина [186].

Відомо, що фактично виміряна потужність не завжди відповідає дійсному навантаженню на ферму згущувача. Наприклад, при зростанні фактичного навантаження потужність, зареєстрована вимірювальними приладами, може знизитися, і навпаки [185]. Незрозумілі з погляду технології зміни вимірюваної потужності на асинхронних електродвигунах можуть бути викликані різними причинами.

Для цього типу двигунів згадані аномалії можна пояснити за допомогою теорії аномальних режимів роботи, які мають місце при відхиленні параметрів електричної мережі (частоти, напруги і т. і.) від номінальної величини.

Розглянемо, як може змінюватися вимірювана активна потужність при коливаннях цих параметрів.

**Коливання напруги в мережі при номінальній частоті.** Зниження напруги. В наступних міркуваннях будемо виходити з того, що розглядається електропровід, в якому гальмуючий момент навантаження є сталим, тобто  $M = const$ .

Якщо знехтувати падінням напруги в обмотці статора, то потік  $\Phi$  буде пропорційним нарузі:  $\Phi \sim U$ .

При зниженій нарузі мережі  $U$  потік  $\Phi$  зменшується, отже, знижується і реактивна складова струму  $I_r$ . Без врахування насичення маємо:  $I_r \sim U$ .

Навпаки, активна складова (струму в роторі) при  $M = const$  зростає, так як:

$$M = C \cdot \Phi \cdot I_{2a}; \quad I_{2a} = \frac{M}{C \cdot \Phi} \sim \frac{M}{U}.$$

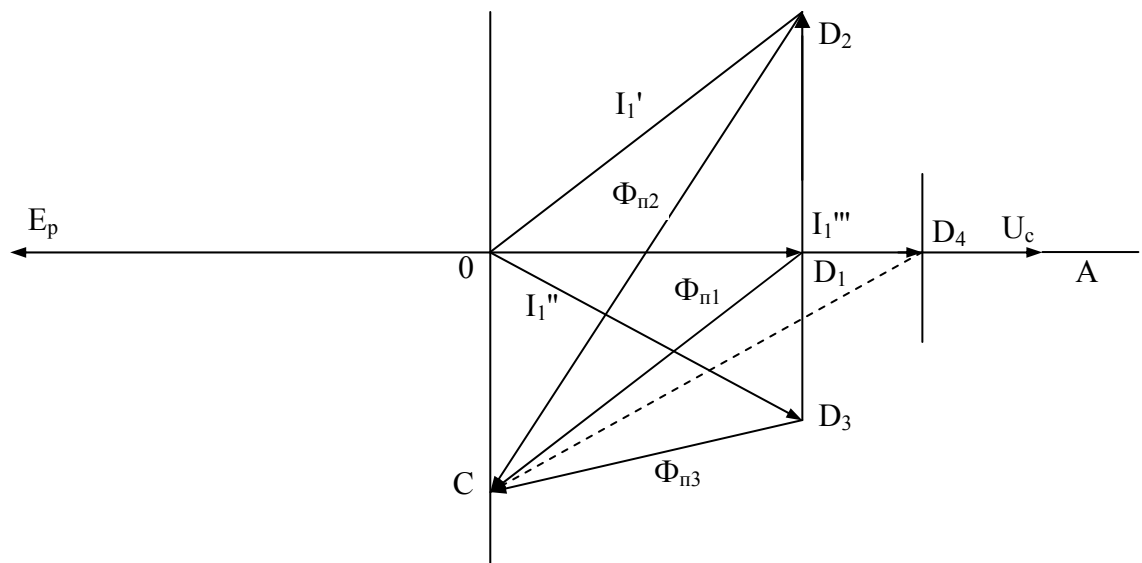
Зниження реактивної складової струму при зростанні активної призводить до зростання  $\cos \varphi$  двигуна.

Результуючий струм може збільшуватися чи зменшуватися в залежності від співвідношення між складовими струму при номінальній

напрузі. Якщо двигун має при номінальній напрузі  $\cos \varphi > 0,7$ , зниження напруги призводить до зростання результуючого струму.

Припустимо, що двигун працює при  $\cos \varphi = 0,8$ , споживаючи струм  $I_n$  при номінальній напрузі  $U_n$ .

При зниженні напруги на 10 %, тобто до  $0,9 U_n$  при незмінній частоті та сталому моменті реактивна складова зменшиться до 0,9 попереднього значення, а активна складова зросте в  $1/0,9$  рази, як показано на рис. 2.21, тобто  $\cos \varphi$  збільшиться [185].



**Рис. 2.21. Трикутник струмів за номінальної та зниженої на 10 % напруги мережі**

Результуючий струм дорівнює:  $I = \sqrt{(0,8 \cdot \frac{1}{0,9})^2 + (0,6 \cdot 0,9)^2} = 1,04$ , тобто

буде на 4 % вищим за  $I_n$ . При цьому:  $\cos \varphi = \frac{I_n}{I} = \frac{0,880}{1,040} = 0,856$ .

Активна складова потужності при зниженні напруги на 10 % :

$P_a = k \cdot U \cdot I_a = 0,90 \cdot 0,88 = 0,80$ , тобто залишається незмінною.

Як показано в роботі [185], відносно невелике падіння напруги в мережі (до 10 %) при  $\cos \varphi > 0,7$  не впливає на величину потужності, так як змінюються струм та  $\cos \varphi$ , а їх добуток на знижену напругу залишається сталим.

При значному зниженні напруги (більше 15 %) потужність падає з 0,900 до 0,872, або на 3 %, при  $\cos \varphi = 0,900$ . Якщо  $\cos \varphi = 0,7$  або нижче, то потужність може падати навіть при незначному зниженні напруги в мережі. При  $\cos \varphi = 0,7$  зниження напруги на 10 % призводить до падіння потужності з 0,700 до 0,694. При

$\cos \varphi = 0,7$  активна та реактивна складові струму рівні за величиною, а при більш низьких значеннях  $\cos \varphi$  реактивна складова починає перевищувати активну. Цим і пояснюється падіння активної потужності.

Звичайно коливання напруги в мережі не перевищують 10 % і не позначаються негативно на активній потужності (якщо тільки  $\cos \varphi$  не нижче 0,7). В більшості випадків активний струм більше реактивного, тому зниження напруги призводить до зростання струму. І тільки у випадку  $\cos \varphi$  нижче 0,7, що буває при неповному навантаженні двигунів, або в двигунах малої потужності, через зниження реактивної складової може мати місце зворотне явище, тобто зниження струму (і відповідно потужності) при падінні напруги.

Таке явище може мати місце при вимірюванні потужності електродвигунів привода згущувачів малого діаметра, або при різкому зниженні витрат живлення згущувача по дисперсній фазі.

Якщо ж коливання напруги в мережі досить значні – більше  $\pm 15\%$ , – то необхідно приймати додаткові заходи для стабілізації напруги.

**Зростання напруги.** У випадку зростання напруги все відбувається в зворотному порядку і всі якісні залежності зберігаються, але з деякими застереженнями. Для двигуна з сильним насиченням заліза реактивна складова струму може змінитися настільки невідповідно напрузі, що повний струм може зрости, і  $\cos \varphi$  різко знизиться в порівнянні з номінальною напругою.

Низьким  $\cos \varphi$  може бути як по вині споживача (неповне навантаження двигуна), так і через електропостачальну систему у випадку коливання напруги в мережі. Двигун може мати повне навантаження та через зростання напруги на ньому його  $\cos \varphi$  впаде.

**Коливання частоти в мережі.** Зміна частоти в мережі  $f = var$  при стабільності напруги  $U = const$  і гальмуючого моменту  $M = const$  викликає зміну магнітного потоку асинхронного двигуна:

$$U \cong E = c \cdot f \cdot \Phi.$$

Так, наприклад, при зниженні частоти  $f$  потік  $\Phi$  буде зростати. Це призведе до зростання реактивної складової струму. Активна складова струму зменшиться при постійному моменті, так як  $M = c \cdot \Phi \cdot I_{2a}$ . В результаті  $\cos \varphi$  стане гіршим.

Зростання частоти є більш сприятливим.

**Живлення не синусоїдною напругою.** При живленні не синусоїдною напругою  $\cos \varphi$  двигуна падає через зростання струму холостого ходу.

**Коливання навантаження на двигун.** Звичайно у всьому діапазоні навантажень на згущувач двигун приводу ферми не перевантажується. Але іноді перевантаження самого двигуна відбувається через значне накопичення ущільненого осаду на дні згущувача. В цьому випадку може виникнути ситуація, коли потужність стане падати при зростанні навантаження не внаслідок технологічного перевантаження згущувача, а через зміну (зниження)  $\cos \varphi$ .

Все, що говорилося вище відносно впливу електричних параметрів мережі на вимірювану потужність, справедливо і для випадку визначення навантаження за величиною активної складової струму ( $I_a$ ) в одній із фаз. Але коливання напруги навіть в межах допуску ( $\pm 10\%$ ) та при значеннях  $\cos \varphi > 0,7$  незмінно позначаються на величині  $I_a$ . Як згадувалося, при падінні напруги в мережі струм  $I_a$  зростає, і навпаки.

Тому в більшості випадків величину потужності доцільніше використовувати як інформаційний параметр навантаження на ферму згущувача або витрат ущільненого осаду, незважаючи на більш складне апаратне оформлення. Контроль струмового навантаження можна застосовувати лише в простих випадках, або при жорсткій стабілізації напруги в мережі.

Таким чином, на відображуваність і відтворюваність вимірювання активної потужності, що споживається електродвигуном приводу ферми згущувача, впливають наступні фактори:

- величина навантаження на двигун (недовантажений чи перевантажений);
- характеристика напруги живлення (коливання частоти, напруги і т. і.).

Для забезпечення відображуваності вимірюваної потужності необхідно додержуватись відповідності між номінальною потужністю електродвигуна ( $N_m$ ), що споживається від мережі, і його установленною потужністю ( $N_{уст.}$ ). Установлена потужність  $N_{уст.}$  не повинна перевищувати  $N_m$  більше, як на 50...70 %.

Якщо коливання напруги в мережі живлення перевищують  $\pm 15\%$ , то необхідно стабілізувати напругу живлення.

Аналітичні або експериментальні дослідження залежності активної потужності приводу радіального згущувача від технологічних параметрів процесу згущення до цього часу не проводилися, за винят-



ком дуже загальної роботи [4]. Розглянемо процеси, які відбуваються у згущувачі при контакті гребків ферми з ущільненим осадом.

Розвантажувальний механізм згущувача з периферійним приводом має вигляд рами з гребками, яка спирається за допомогою гідростатичного підшипника на центральну колону та монорейку, викладену по периметру чану. Біля периферії рама завершується кареткою, на якій розміщено електродвигун, редуктор, привідний ролик та баласт для збільшення сили зчеплення ролика з рейкою. Радіальні згущувачі з центральним чи периферійним приводом комплектуються асинхронними електродвигунами потужністю від 0,8 до 18,0 кВА, в залежності від діаметра апарата.

Повну потужність, яку споживає електродвигун із мережі, можна визначити за формулою:  $N_m = \frac{N_0}{\eta \cdot \eta_e}$ , де  $N_m$  – потужність, що споживається від мережі, кВт;  $N_0$  – потужність, що витрачається на обертання ферми у згущувачі, заповненому суспензією (включаючи і витрати на тертя в підшипнику, та тертя привідного ролика по рейці), кВт;  $\eta$  – коефіцієнт корисної дії механічного привода, що враховує втрати в редукторі і привідному ролику з валом-шестернею і в гідростатичному підшипнику, та на тертя ролика по рейці, частки од.;  $\eta_e$  – коефіцієнт корисної дії електродвигуна, частки од.

Потужність  $N_0$ , що витрачається на обертання ферми згущувача, складається з корисної потужності  $N$ , необхідної для переміщення ущільненого осаду до розвантажувальної лійки, та потужності  $N_{xx}$ , необхідної для подолання тертя в гідростатичному підшипнику, тертя привідного ролика по рейці, на вал-шестерні, інших підшипниках, шестернях, - спротиву рідини, тобто на обертання ферми у згущувачі з водою (без ущільненого осаду). Отже,  $N_0 = N + N_{xx}$ .

Втрати потужності на тертя залежать від загальної маси ферми згущувача з гребками та каретки з електродвигуном, редуктором і привідним роликом. Зміна частоти обертання ферми згущувача призводить до зміни втрат потужності на тертя.

При переміщенні гребків ферми в ущільненому осаді виникає спротив, для подолання якого та забезпечення рівномірності руху тіла має бути витрачена відповідна енергія. Спротив, що виникає, залежить від форми тіла та режиму руху. При ламінарному русі, що спостерігається за невисокої частоти обертання ферми та високої в'язкості середовища – ущільненого осаду, – втрати енергії пов'язані в основному лише із подоланням спротиву тертя.

Розглянемо елементарну дільницю гребка ферми (рис. 2.22).

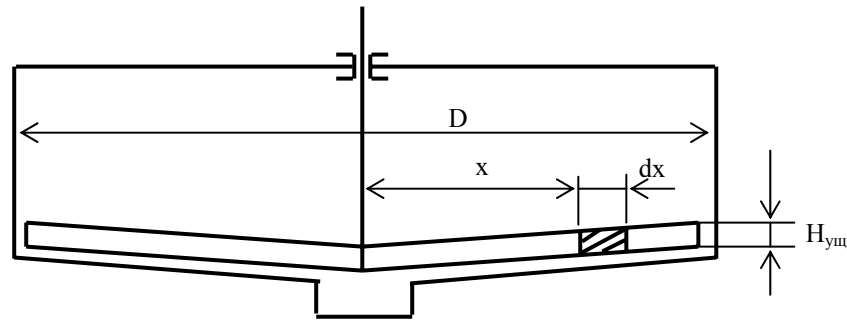


Рис. 2.22. До визначення потужності приводу

Спротив ущільненого осаду тілу, що в ньому перемішується, характеризується формулою Ньютона [4]:

$$P = \xi \cdot \rho_{уц} \cdot w^2 \frac{S}{2}, \quad (2.41)$$

де  $P$  – сила спротиву середовища, Н;  
 $\xi$  – коефіцієнт спротиву;  
 $\rho_{уц}$  – питома маса середовища, кг/м<sup>3</sup>;  
 $w$  – швидкість руху тіла, м/с;  
 $S$  – проекція гребка на площину, перпендикулярну напрямку руху ферми, м<sup>2</sup>.

Коефіцієнт спротиву залежить від критерія Рейнольдса. Для ламінарного режиму руху – коли  $Re < 2$ , – та кулевидного тіла:  $\xi = \frac{24}{Re}$  [31].

При русі тіл, форма яких відмінна від кулі, значення коефіцієнта  $\xi$  більші та залежать також і від фактора форми  $\Phi$ , тобто:  $\xi = f(Re, \Phi)$ .

Сила спротиву, що діє на елементарну дільницю гребка ферми:

$$dP = \xi \cdot \rho_{уц} \cdot H_{уц} \cdot dx, \quad (2.42)$$

де  $dP$  – сила спротиву, що діє на елементарну дільницю, Н;  
 $x$  – відстань від центру згущувача до елементарної дільниці, м;  
 $H_{уц}$  – висота шару ущільненого осаду, м.

Потужність, яка необхідна для переміщення цієї дільниці  $dN = dP \cdot w$ , де  $dN$  – витрати потужності на переміщення елементарної дільниці.

З врахуванням (2.42) останнє рівняння можна записати у вигляді:

$$dN = \frac{\xi \cdot \rho_{yuc} \cdot w^3}{2H_{yuc} \cdot dx} \cdot \quad (2.43)$$

Підставляючи в (2.43) значення окружної швидкості  $w = 2\pi n x$  ( $n$  – число обертів ферми в одиницю часу) та інтегруючи отримане рівняння в межах від  $x = -\frac{D}{2}$  до  $x = \frac{D}{2}$  ( $D$  – діаметр згущувача), знайдемо:

$$N = \frac{\pi^3}{8} \xi \cdot \rho_{yuc} \cdot n^3 \cdot H_{yuc} \cdot D^4 \quad (2.44)$$

де  $N$  – потужність, необхідна для переміщення осаду.

Дослідження спротиву переміщенню гребків ферми, спричиненого ущільненим осадом, показало, що коефіцієнт спротиву  $\xi$  залежить від числа Рейнольда [30]. Цю залежність можна виразити формулою:

$$\xi = \frac{A}{Re_a^m} \quad (2.45)$$

де  $Re_a$  – видозмінене число Рейнольдса  $Re_a = \frac{n \cdot D^2 \cdot \rho_{yuc}}{\mu}$ ;

$A$ ,  $m$  – константи;  $A$  – безрозмірний параметр, значення якого визначається із співвідношення:  $A = Re_a^m \cdot \xi = \frac{\pi d^3 g \Delta}{6v^2}$ .

$\mu$  – в'язкість середовища;

$v = \frac{\mu}{\rho_{yuc}}$  – кінематичний коефіцієнт в'язкості;

$\Delta$  – густина дисперсної фази.

Результати досліджень [119] свідчать про те, що для малих значень чисел  $Re$ , що має місце при ламінарному русі, показник  $m = 1$ .

Механіка руху дволопатевої мішалки та гребкових рам ферми радіального згущувача аналогічні. Тому можна прийняти, що в обох випадках має місце однакова залежність коефіцієнта спротиву від числа Рейнольда [187]. З урахуванням цього, замість  $\xi$  в формулу (2.42) можна підставити його значення, наведене вище (2.45):

$$N = \frac{\pi^3 \cdot A \cdot \mu \cdot \rho_{yuc} \cdot H_{yuc} \cdot n^3 \cdot D^4}{8 \cdot \rho_{yuc} \cdot D^2 \cdot n} = \frac{1}{8} \cdot \pi^3 \cdot A \cdot D^2 \cdot \mu \cdot H_{yuc} \cdot n^2 \quad (2.46)$$

Поєднуючи під одним символом всі константи та коефіцієнти, та враховуючи, що  $\mu = \nu \cdot \rho_{\text{ущ}}$ , отримаємо:  $N = C \cdot n^2 \cdot \nu \cdot \rho_{\text{ущ}} \cdot H_{\text{ущ}}$ , де  $C = \frac{\pi^3 \cdot A \cdot D^2}{8}$ .

Визначення коефіцієнта  $C$  вимагало б копітких досліджень [4].

В'язкість суспензії  $\mu$  залежить від концентрації дисперсної фази і визначається (при об'ємній концентрації дисперсної фази більше 10 %) за формулою:  $\mu = \mu_p (1 + 4,5\varphi)$ , де  $\varphi$  – об'ємна концентрація, %;  $\mu_p$  – в'язкість дисперсійного середовища, Н·сек/м<sup>2</sup>.

Тоді рівняння (2.46) можна записати:

$$N = k \cdot n^2 \cdot H_{\text{ущ}} \cdot \rho_{\text{ущ}}; \quad (2.47)$$

$$\text{де } k = \frac{i(\pi^3 \cdot A \cdot D^2 \cdot \mu)}{g}.$$

Аналітичне визначення коефіцієнта  $k$  утруднене, тому доцільно знайти його експериментально [4].

Рівняння (2.47) характеризує необхідну потужність на переміщення шару ущільненого осаду висотою  $H_{\text{ущ}}$  до розвантажувальної лійки.

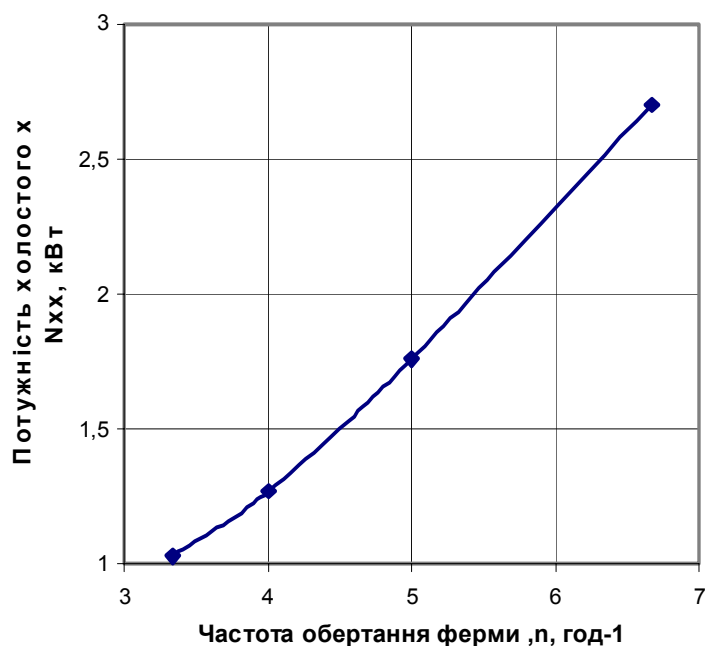
Аналітичне визначення потужності  $N_{\text{хх}}$ , що витрачається на обертання ферми у згущувачі з водою, тобто без суспензії та ущільненого осаду на дні, є досить складним завданням. Тому величину  $N_{\text{хх}}$  визначали експериментально. Для цього згущувач П–25 після усунення аварійної ситуації, спричиненої «посадкою» ферми, та повного розмивання і вивантаження осаду з нього, заповнювався водою до переливу в жолоб. Далі змінювали послідовно частоту обертання ферми згущувача та при стабільному значенні напруги в мережі фіксували величину потужності, що споживається електродвигуном приводу.

Графічна залежність потужності холостого ходу від частоти обертання ферми, наведена на рис. 2.23.

Для більшої зручності при подальшому використанні в розрахунках графік апроксимовано поліномом першого ступеня:

$$N_{\text{хх}} = 0,479 + 0,05n^2 \quad (2.48)$$

Коефіцієнт детермінації  $R^2 = 0,99$ .



**Рис. 2.23. Графік залежності потужності холостого ходу від частоти обертання ферми**

Для визначення коефіцієнта  $k$  рівняння (2.47) в промислових умовах на згущувачі П-25 проведено наступний експеримент.

Згущувач заповнювали суспензією, масові витрати дисперсної фази в якій контролювали. Загальна похибка визначення масових витрат – 3,0...4,0 %. Періодично, за допомогою спеціальної штанги з закріпленою на ній мірною лінійкою (ціна позначок – 1,0 мм) та зануреним поплавком, контролювали товщину шару ущільненого осаду на дні згущувача. Для цього в фіксованих точках з ферми, що оберталася, робили кілька замірів відстані від зливного порога до зони ущільнення. Дані усереднювалися. Одночасно відбиралися проби ущільненого осаду за методикою [112], та визначалася його густина. Далі на кілька секунд змінювали по черзі частоту обертання ферми в межах від 3,33 до 6,666 год<sup>-1</sup> та фіксували при цьому величину потужності, що споживалася електроприводом ферми.

Для визначення корисної потужності  $N$ , необхідної для переміщення осаду польвошпатового концентрату на дні згущувача від вимірюваного в кожному досліді значення потужності віднімали розраховану за формулою (2.48) величину потужності холостого ходу  $N_{хх}$ . Отримані таким чином вихідні дані оброблялися за допомогою пакета «Аналіз даних» програми Microsoft Excel. Залежність потужності, що споживається електродвигуном привода ферми, від висоти шару осаду, його густини та частоти обертання ферми шукали у вигляді рівняння регресії:  $N = a_0 + a_1(\rho_{уц} \cdot H_{уц} \cdot n^2)$ .

Залежність потужності, що споживається від мережі, від основних технологічних факторів виражається наступним рівнянням регресії:

$$N = 0,445 + 0,041(\rho_{уц} \cdot H_{уц} \cdot n^2) \quad (2.49)$$

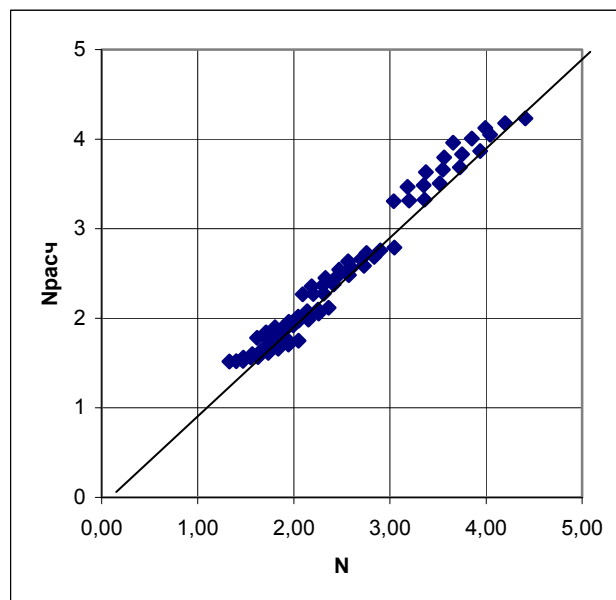
Стандартна похибка дорівнює 0,141. Коефіцієнт детермінованості  $R^2 = 0,767$ .

Перевірка адекватності прийнятої моделі експериментальним даним за допомогою критерія Фішера показала, що з ймовірністю  $P = 0,95$  можна вважати математичну модель адекватною, так як розрахункове значення критерія:  $F_p = 226,8$   $F_{крит} = 3,14$ .

Виходячи з того, що  $N_m = N + N_{xx}$ , та з урахуванням рівнянь (2.48) і (2.49) можемо записати :

$$N_m = 0,05n^2 + 0,041n^2 \cdot \rho_{уц} \cdot H_{уц} + 0,924 \quad (2.50)$$

Кореляція розрахункових та експериментальних даних наведена на рис. 2.24, побудованому за допомогою інструменту «Регресія» пакету «Аналіз даних».

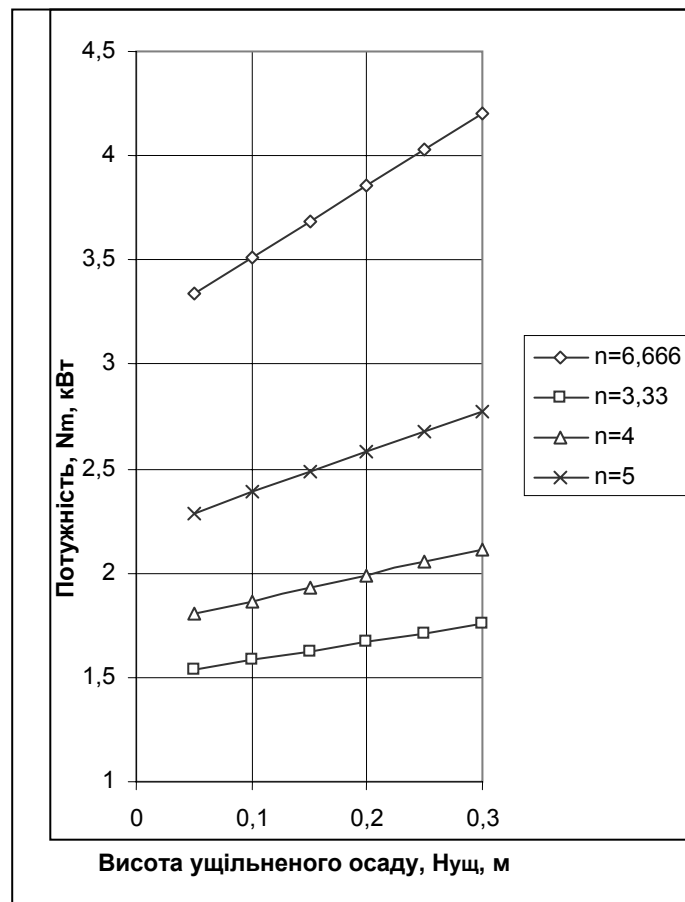


**Рис. 2.24. Кореляція розрахункових та експериментальних значень активної потужності електропривода ферми**

Середньоквадратичне відхилення складає 0,137 кВт, або 5,1 % від діапазону зміни параметра.

Рівняння (2.50) використовувалося для розрахунку статичних характеристик процесу (рис. 2.25). Аналіз характеристик показує, що зміна частоти обертання ферми є ефективним регулюючим впливом для системи автоматичної стабілізації висоти шару ущільненого осаду на дні згущувача.

Враховуючи, що густина ущільненого осаду змінюється в досить вузьких межах для конкретного типу суспензій, і не може внести значної похибки в результати вимірювання висоти осаду, можна вважати прийнятним використання такого параметра, як активна потужність приводу ферми для контролю накопичення осаду на дні згущувача.



**Рис. 2.25.** Залежність активної потужності ( $N_m$ , кВт) електропривода ферми згущувача від висоти шару ущільненого осаду ( $H_{ущ}$ , м) та частоти обертання ферми ( $n$ , об/год) для середнього значення густини ( $\rho_{ущ} = 1,9 \text{ г/см}^3$ )

Рівняння (2.50) придатне для контролю величини навантаження на ферму згущувача; дозволяє визначити висоту шару ущільненого осаду на дні згущувача за відомими контрольованими величинами активної потужності приводу ферми, частоти обертання ферми і густини осаду, а також розробити принципи і способи управління режимом накопичення осаду на дні згущувача [155].

\* \* \*

Виконані теоретичні і експериментальні дослідження залежності активної потужності, що споживається електроприводом ферми згущувача, від основних параметрів процесу згущення – висоти шару ущільненого осаду та його густини, частоти обертання ферми, – дозволяють зробити висновок про інформативність цього параметра і доцільність його використання в системах автоматичного регулювання запасу ущільненого осаду на дні згущувача, або стабілізації густини згущеного продукту.

Частота обертання ферми може бути ефективним регулюючим впливом в системі автоматичної стабілізації висоти шару осаду на дні радіального згущувача з периферійним приводом.



## РОЗДІЛ 3

### ОПТИМІЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ ЗГУЩЕННЯ РУДНИХ СУСПЕНЗІЙ У РАДІАЛЬНОМУ ЗГУЩУВАЧІ

Метою управління процесом згущення суспензій концентратів і проміжних продуктів збагачення руд вважатимемо досягнення і підтримку мінімального вмісту дисперсної фази (концентрату) у зливі згущувача за мінімальних витрат флокулянту, та стабілізацію густини згущеного продукту і висоти шару ущільненого осаду на дні згущувача з мінімальними відхиленнями від заданих значень.

Дослідження процесу згущення як об'єкта екстремального управління повинно дати відповідь на наступні питання [132]:

- про технологічні особливості об'єкта (вид виробництва, ступінь зв'язку з іншими процесами в технологічному ланцюжку, технологічні обмеження);
- про критерій оптимізації та характер дрейфу екстремуму;
- про статистику причин дрейфу;
- про найбільш ефективні регулюючі впливи.

Методика дослідження процесу згущення має враховувати ці обставини, а також необхідність вирішення таких завдань:

- обґрунтувати економічну доцільність застосування екстремальних систем для управління процесами згущення;
- встановити принципову можливість екстремального управління процесом згущення з забезпеченням гарантованої переваги цього варіанту його автоматизації над варіантами стабілізації якості вихідних параметрів на заданому рівні;
- визначити вимоги до системи екстремального управління з врахуванням особливостей функціонування згущувача в технологічному ланцюжку зневоднення продуктів збагачення.

#### **3.1. Задачі управління процесом згущення**

Виходячи із зовнішніх ознак і результатів проведених досліджень, та з урахуванням визначеної мети управління, уточнену схему процесу згущення можна представити як об'єкт автоматичного управління з основними параметрами, що визначають хід процесу і характеризують його стан у часі. У відповідності з загальноприйнятим підходом до аналізу об'єктів управління [133] для згущувача виділяють наступні групи змінних:

- керуючих впливів (об'ємні витрати згущеного продукту, або витрати суспензії, що вивантажується з лійки згущувача,  $Q_{зп}$ ; питомі витрати флокулянту  $Q_{ф}^п$ ; частота обертання ферми згущувача  $n$ );

- збурюючих впливів (контрольованих - концентрація іонів водню в рідкій фазі суспензії живлення  $pH_{ж}$ , концентрація дисперсної фази в суспензії живлення  $C_{ж}$ , вміст класу  $-0,063$  мм в дисперсній фазі  $d$ , температура суспензії  $t$ , об'ємні витрати суспензії живлення  $Q_{ж}$ ; та неконтрольованих збурюючих впливів – форма частинок, мінералогічний та хімічний склад дисперсної фази, хімічний склад дисперсійного середовища, концентрація розчину флокулянту та його в'язкість;

- вихідних змінних (концентрація дисперсної фази у зливі згущувача  $C_{зл}$ , густина згущеного продукту  $\rho_{зп}$  або концентрація дисперсної фази у згущеному продукті  $C_{зп}$ );

- змінних стану (висота шару ущільненого осаду  $H_{уш}$ , швидкість осадження частинок дисперсної фази  $v$ , активна потужність, що споживається електроприводом ферми згущувача  $N_{м}$ , концентрація іонів водню в дисперсійному середовищі згущувача  $pH$ ).

Блок-схема радіального згущувача наведена на рис. 3.1, де показані керуючі і збурюючі впливи, змінні стану, та ті вихідні змінні об'єкту, які практично піддаються контролю і можуть бути використані для отримання інформації про процес згущення. При синтезі системи автоматичного керування необхідно визначити оптимальну стратегію керуючого пристрою, знайти і реалізувати закони управління, які забезпечують досягнення поставленої мети.

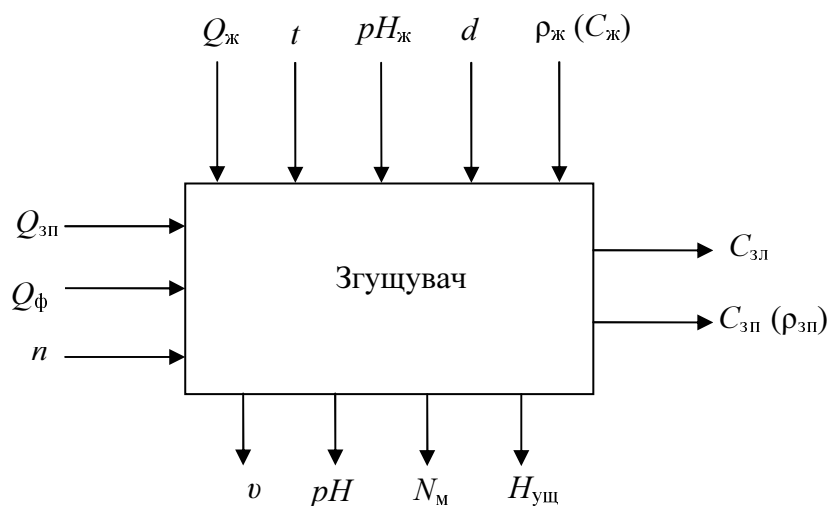


Рис. 3.1. Блок-схема радіального згущувача

Основними питаннями синтезу автоматичного управління при вирішенні поставленої задачі є вибір каналів і принципів керування. При виборі каналів регулювання необхідно враховувати ступінь впливу керуючого діяння на керовану змінну, а також оцінити тісноту зв'язку між змінними та можливі побічні ефекти при зміні регульованої величини, щоб звести їх до мінімуму.

Канал регулювання має забезпечувати: прийнятну керованість, максимальну економічність регулювання, усунення в процесі регулювання інтенсивних змін технологічних потоків, якими згущувач пов'язаний з попередніми та наступними в технологічному ланцюжку агрегатами; простоту алгоритму регулювання [133].

Для оцінки керованості параметрів необхідно враховувати запізнення по каналу регулювання. Необхідною умовою керованості є:  $\tau_k > \tau$ , де  $\tau_k$  – час за який значення кореляційної функції керованої змінної зменшується до значень, близьких до нуля [134].

Раніше, в п. 2.1, в процесі згущення було виділено кілька основних субпроцесів: осадження, стиснення, ущільнення, транспортування ущільненого осаду, змішування. Розглянемо якісну картину впливу вхідних параметрів на вихідні змінні цих субпроцесів.

Контрольованими вхідними змінними для субпроцесу осадження дисперсної фази є питомі витрати флокулянту  $Q_f$ , величина  $pH_{ж}$  суспензії живлення, концентрація дисперсної фази в суспензії живлення  $C_{ж}$ , вміст класу  $-0,063$  мм в дисперсній фазі  $d$ , температура суспензії  $t$ , об'ємні витрати суспензії живлення  $Q_{ж}$ .

Вихідною змінною субпроцесу осадження, яка характеризує його якість, є вміст дисперсної фази у зливі. Відомо, що існує тісний кореляційний зв'язок між концентрацією дисперсної фази у зливі та згаданими вхідними параметрами [6]. Але вплив параметрів суспензії живлення на цю вихідну змінну, як це було показано в розділі 2, проявляється з великим запізненням. Тому необхідно оцінити керованість цього параметру і, в разі потреби, використати для побудови САК одну з проміжних змінних, або змінних стану субпроцесу осадження, наприклад, швидкість осадження дисперсної фази. Підтримка максимальної швидкості осадження забезпечує, як відомо, мінімальний вміст концентрату у зливі; отже, і його мінімальні втрати. Тісний кореляційний зв'язок між вмістом концентрату у зливі і швидкістю осадження суспензії польовошпатового концентрату відмічається в багатьох роботах, зокрема [6].

Проведені експериментальні дослідження по осадженню штучно приготовлених суспензій хвостів збагачення рідкіснометалічних руд,

виконані на пілотному згущувачі дослідно-промислової установки продуктивністю по руді 80 кг/год, працюючої в безперервному режимі, дозволили отримати дані, що оброблялися для ідентифікації параметрів регресійної моделі залежності вмісту дисперсної фази в зливі від швидкості осадження частинок [6]. Залежність представлена лінійним рівнянням регресії, яке адекватно описує дані та має вигляд:

$$C_{зл} = 21,66 - 1,82 Y^{екс}, \quad (3.1)$$

де  $Y^{екс}$  – швидкість осадження дисперсної фази, мм/с;

$C_{зл}$  – вміст дисперсної фази в зливі, г/л.

Рівняння (3.1) показує, що залежність вмісту дисперсної фази у зливі згущувача від швидкості осадження частинок дисперсної фази є лінійною: зростання швидкості осадження призводить до зниження вмісту дисперсної фази у зливі згущувача.

На багатьох збагачувальних фабриках параметри суспензії живлення радіальних згущувачів визначаються результатами роботи попередніх в технологічному ланцюжку збагачувальних апаратів і тому згадані вище вхідні змінні, за виключенням  $Q_{ф}$ , не можуть цілеспрямовано змінюватися. Дуже важливі вхідні змінні – витрати  $Q_{ж}$  та густина суспензії живлення  $\rho_{ж}$  згущувача (чи концентрація дисперсної фази в суспензії  $C_{ж}$ ), – в більшості випадків не можуть бути використані як керуючі впливи, так як неможливо перекрити вихід суспензії з флотаційних машин чи інших попередніх в технологічному ланцюжку апаратів, і нераціонально створювати буферну ємність, яка фактично стала б додатковим згущувачем.

Величина  $pH$  середовища суттєво впливає на швидкість осадження дисперсної фази. Зміна величини  $pH$  дисперсійного середовища може бути ефективним регулюючим впливом. Але тільки на деяких збагачувальних фабриках технологічний процес згущення передбачає подачу тих чи інших електролітів (вапна, купоросу і т.і.) у згущувачі.

Вміст  $d$  класу  $-0,063$  мм суттєво впливає як на швидкість осадження дисперсної фази (2.2), так і на густину суспензії зони стиснення (2.6) та ущільнення осаду (2.7). Вміст певного класу у дисперсійній фазі суспензії визначається технологічними результатами процесів подрібнення та флотації, і тому є збуренням для процесу згущення. Змінювати дисперсність можна лише шляхом відповідного дозування флокулянту, який викликає злипання дрібних частинок дисперсної фази в агрегати.

Зміна температури  $t$  могла б бути ефективним керуючим впливом на процес осадження дисперсної фази, так як значення передаточного коефіцієнта по цьому каналу регулювання є досить високим. Але підвищення температури великих об'ємів суспензії вимагає значних витрат енергії (палива). Тому перспективним регулюючим впливом температура суспензії може бути за умови, коли існує можливість утилізації якогось джерела тепла, або є інше дешеве джерело енергії.

Згадані вхідні змінні є основними збурюючими впливами об'єкта керування. Саме вони в першу чергу мають бути зкомпенсовані керуючими впливами в разі створення системи автоматичного управління субпроцесом осадження.

Форму частинок, мінералогічний та хімічний склад дисперсної фази, хімічний склад дисперсійного середовища, концентрацію розчину флокулянту та його в'язкість, інші менш важливі параметри складно контролювати оперативно. Тому ці змінні відносимо до неконтрольованих збурюючих впливів, які будуть завадами для роботи САК.

Єдиним ефективним керуючим впливом в системі управління режимом осадження є витрати флокулянту  $Q_f$ . Але залежність вихідних змінних субпроцесу осадження від цього параметра, як видно з (2.2), є нелінійною.

Вихідними змінними субпроцесу стиснення осаду, як першої стадії консолідації осаду на дні згущувача, є густина та витрати суспензії зони стиснення. Частина суспензії потрапляє безпосередньо до розвантажувальної лійки, і, таким чином, впливає на процес змішування. Важливо, щоб густина суспензії зони стиснення була якомога вищою. Як встановлено, на цей параметр впливають ті ж змінні, що й на вихідні змінні субпроцесу осадження (див. рівняння 2.6). Але за оптимальних витрат флокулянту, коли досягається найвища швидкість осадження, густина суспензії зони стиснення є найнижчою. Цей субпроцес є некерованим, бо відсутні інші керуючі впливи, крім  $Q_f$ . Напрошується висновок про пошук таких оптимальних за деяким економічним критерієм ефективності витрат флокулянту, за яких і швидкість осадження, і густина суспензії зони стиснення були б досить високими, хоча й не максимально можливими. Але проведені дослідження [113] консолідації осаду – його ущільнення, – показали, що на цій стадії відбувається подальше ущільнення осаду під дією гребків ферми. Результати ущільнення залежать в основному від розмірів частинок дисперсної фази. На цій стадії теж відсутня можливість оперативного впливу на густину ущільненого осаду. Але час, протягом якого відбувається транспортування осаду від периферії

згущувача до розвантажувальної лійки, достатній для повного завершення субпроцесу ущільнення і досягнення максимальної для даної дисперсності твердих частинок густини осаду. Отже, вміст класу – 0,063 мм в дисперсній фазі є основним збурюючим впливом для субпроцесу ущільнення.

Густина згущеного продукту найчастіше є основною регулівною змінною для автоматичної стабілізації роботи згущувача. Стабільна густина згущеного продукту забезпечує якісну роботу наступних в технологічному ланцюжку апаратів зневоднення, зокрема, вакуум-фільтрів. Зростання продуктивності вакуум-фільтрів, завдяки їх рівномірному за густиною живленню, знижує кількість дисперсної фази в обороті, тобто зменшує «від’ємний зворотний зв’язок» і, тим самим, підвищує продуктивність дільниці зневоднення [18]. Як показали дослідження [131], основними вхідними змінними для субпроцесу змішування в лійці згущувача є об’ємні витрати згущеного продукту  $Q_{зп}$ , об’ємні витрати ущільненого осаду та витрати суспензії зони стиснення, концентрація дисперсної фази в ущільненому осаді та суспензії зони стиснення. Об’ємні витрати ущільненого осаду могли б бути найбільш ефективним керуючим впливом, бо вміст дисперсної фази в ньому найвищий. Але конструкція згущувача не дозволяє цілеспрямовано його змінювати. Єдиним можливим керуючим впливом залишаються об’ємні витрати згущеного продукту  $Q_{зп}$ .

Об’ємні витрати ущільненого осаду та суспензії зони стиснення, концентрація дисперсної фази в ущільненому осаді та в суспензії зони стиснення, – є основними збурюючими впливами для системи автоматичної стабілізації густини згущеного продукту.

Висота шару ущільненого осаду  $H_{уш}$  на дні згущувача є важливою вихідною змінною субпроцесу транспортування, та проміжною змінною стану процесу згущення, в першу чергу з огляду на необхідність інформаційного забезпечення системи автоматичної стабілізації заданого співвідношення потоків ущільненого осаду та суспензії зони стиснення, які змішуються в розвантажувальній лійці. Висоту шару осаду важливо підтримувати на заданому рівні для стабілізації режиму змішування в розвантажувальній лійці, та запобігання перевантаження і пошкодження ферми, і, як наслідок, аварійної зупинки згущувача. Висота шару осаду на дні згущувача залежить, як відомо, від об’ємних витрат суспензії зони стиснення, що надходить в зону транспортування, і густини ущільненого осаду (концентрації дисперсної фази в ущільненому осаді), та частоти обертання ферми [130]. Найбільш ефективним регулюючим впливом для стабілізації висоти

шару осаду, як показали проведені нами дослідження, є частота  $n$  обертання ферми. Об'ємні витрати суспензії зони стиснення, що надходить в зону транспортування, та концентрація дисперсної фази в ущільненому осаді є основними збурюючими впливами для САР висоти шару осаду на дні радіального згущувача.

При управлінні процесом згущення важливо мати інформацію про незалежність вихідних показників якості, що спрощує структуру системи автоматичного керування. В табл. 3.1 наведено матрицю розрахункових значень коефіцієнтів парної кореляції, які характеризують тісноту зв'язку між показниками якості – густиною згущеного продукту, вмістом концентрату у зливі та висотою шару ущільненого осаду, – побудовану за результатами проведеного кореляційного аналізу середньогодинних показників якості за вісім днів роботи радіального згущувача піритного концентрату [21].

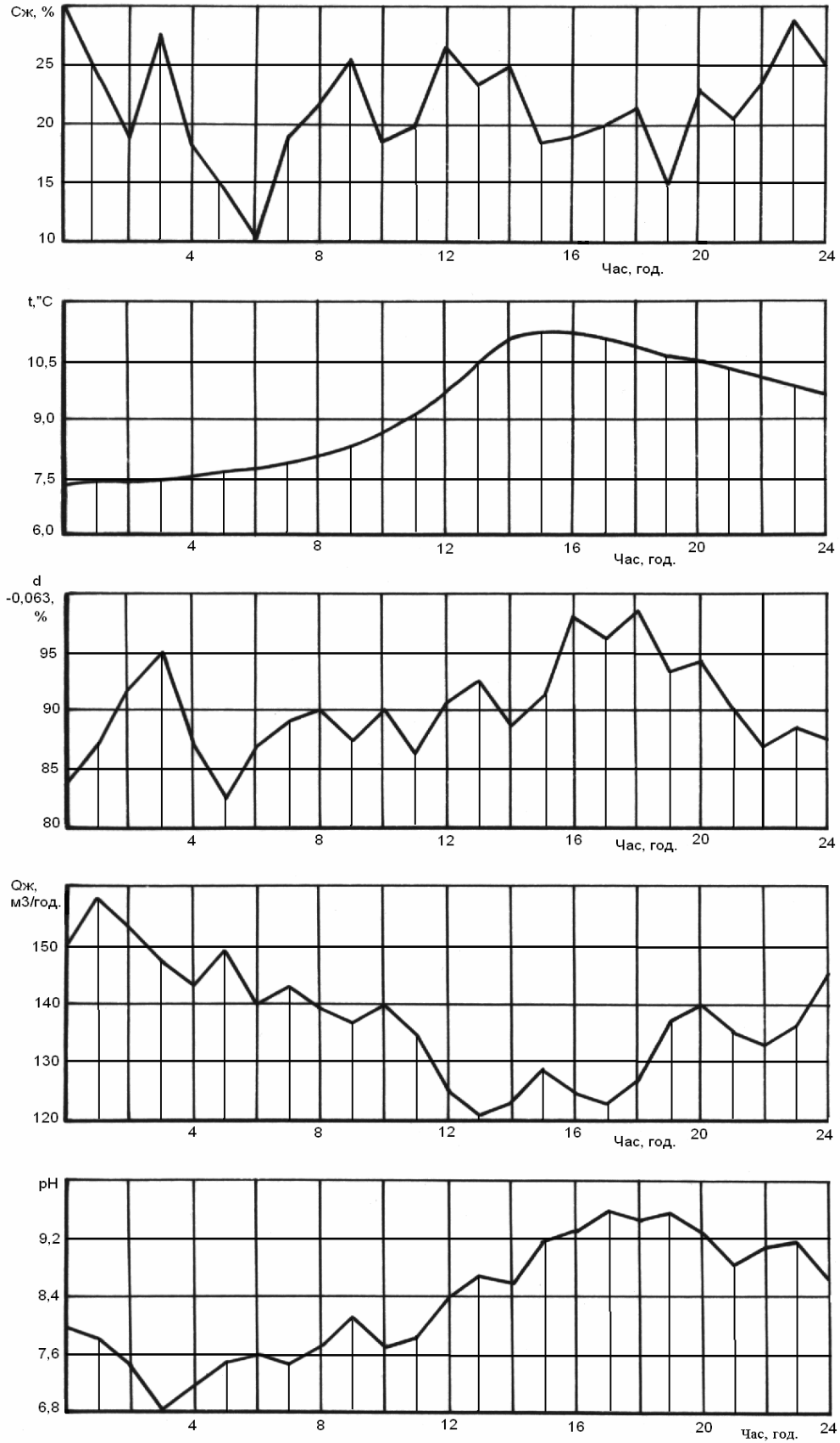
**Таблиця 3.1. – Матриця коефіцієнтів парної кореляції**

Показник	Густина згущеного продукту	Вміст концентрату у зливі	Висота шару осаду
Густина згущеного продукту	1	0,22	0,32
Вміст концентрату у зливі	0,22	1	0,17
Висота шару осаду	0,32	0,17	1

Як видно з таблиці, всі розраховані коефіцієнти парної кореляції не перевищують значення 0,50; отже зв'язки вважаються слабкими і ними можна знехтувати при розробці алгоритмів управління [68].

Для синтезу систем автоматичного управління необхідно знати статистичні характеристики основних збурюючих впливів.

Аналіз наведених на рис. 3.2 реалізацій параметрів суспензії польовошпатового концентрату, що надходить у радіальний згущувач П-25, показує, що значення параметрів коливаються навколо середнього та сталого протягом певного часу рівня. Ці коливання носять стабільний характер. Попередня характеристика випадкових процесів дозволяє припустити їх стаціонарність. В дійсності стаціонарний випадковий процес є скоріше математичною абстракцією. Але зміни статистичних властивостей багатьох збагачувальних процесів відбуваються дуже повільно, і з достатньою для практики точністю ці процеси можна вважати стаціонарними [96, 134].



**Рис. 3.2. Коливання основних параметрів суспензії живлення згущувача**



Звичайно, таке припущення вимагає більш ґрунтовної перевірки для випадку, що розглядається. Найбільш ефективним методом дослідження складних процесів в умовах їх недостатньої вивченості є ймовірнісний метод, переваги якого полягають у тому, що опис характеру зміни процесу отримують на основі обробки інформації про випадковий процес, а не на основі фізичних законів, які його пояснюють [135].

Математичне сподівання, дисперсія та кореляційна функція є повними характеристиками стаціонарних випадкових процесів [136]. Для аналізу процесу згущення цей метод успішно застосовували Папушин Ю. Л. [67] та Ульшин В. О. [65].

З метою вивчення характеру коливань основних змінних процесу згущення суспензії польовошпатового концентрату були проведені спеціальні дослідження на згущувачі П-25 за методикою, описаною у роботі [134]. Контролювалися витрати суспензії живлення, її густина, температура, величина  $pH$ , вміст класу  $-0,063$  мм в дисперсній фазі, густина згущеного продукту та концентрація концентрату у зливі. Час спостереження  $T$  і крок квантування  $\Delta t$  випадкового процесу визначали згідно методики, наведеної в [137].

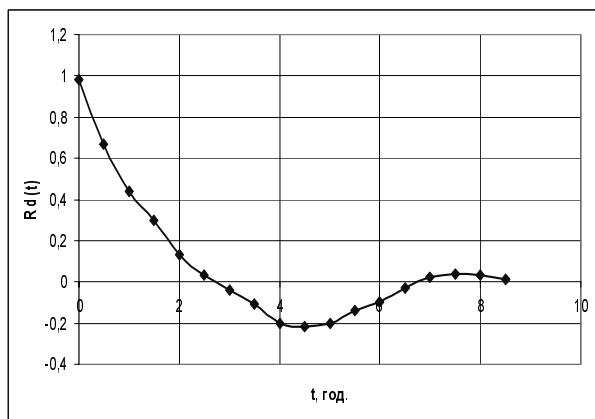
За статистичними даними реалізацій випадкових процесів, отриманими з перервою у 16 місяців, перевірялася стаціонарність випадкового процесу (незалежність математичного сподівання і дисперсії від часу).

Ймовірнісні характеристики розраховувалися з використанням набору засобів аналізу даних розділу «Описувальна статистика» з пакету «Аналіз даних» Microsoft Excel. Як видно з табл. 3.2, математичні сподівання і дисперсії основних збурюючих впливів, розраховані за статистичними даними різних періодів, відрізняються несуттєво. Перевірка випадковості чи не випадковості розходжень між отриманими значеннями, та їх оцінка проводилися за методикою [136] з використанням  $t$ -розподілу Стюдента, яка показала, що математичні очікування і дисперсії не залежать від часу, а кореляційні функції є функціями різниці аргументів. Отже, випадкові функції є стаціонарними.

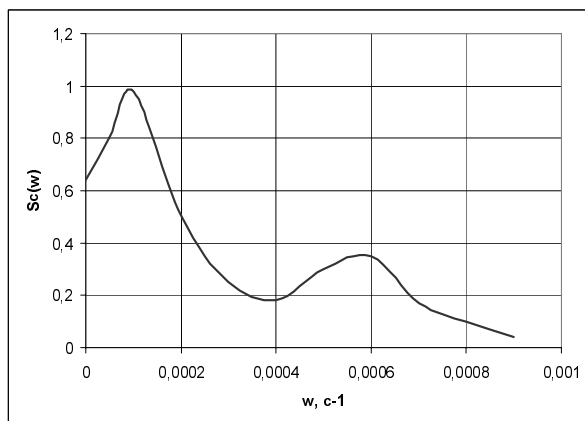
Таблиця 3.2. – Статистичні властивості основних факторів процесу згущення\*

№ п/п	Показники	Збурення						Вихідні показники	
		$t$	$Q_{ж}$	$C_{ж}$	$d_{-0,063}$	$pH$	$P_{зп}$	$C_{зп}$	
1	Математичне очікування	99,71/20,97	142,7/138,8	21,02/21,43	90,07/90,33	8,44/8,35	1,59/1,60	18,5/16,8	
2	Дисперсія	22,20/2,71	27,87/19,05	4,34/5,426	14,14/11,92	0,88/0,265	0,017/0,012	60,85/55,46	
3	Стандартне відхилення	0,121/1,645	5,279/4,365	2,084/2,33	3,76/3,45	0,939/0,51	0,131/0,108	7,81/6,48	
4	Асиметрія	-0,33/-0,185	-0,32/-0,074	0,245/0,205	0,032/-0,363	0,024/-0,034	-0,016/0,03	0,57/0,61	
5	Екссес	-0,26/-0,317	-0,26/-0,427	0,282/-0,126	0,313/0,209	-1,216/0,699	-0,22/0,054	-1,14/-1,31	
6	Час кореляції, хв.	174,4/178,2	65,4/62,7	116,3/122,1	130,8/125,4	1,74/1,90	1,47/1,51	27,0/31,2	
7	Коефіцієнт варіації	0,012/0,078	6 0,037/0,031	0,099/0,109	0,042/0,038	0,111/0,061	0,076/0,063	0,422/0,39	
8	Апроксимація	(5.1)	(5.1)	(5.2)	(5.2)	(5.1)	(5.2)	(5.2)	

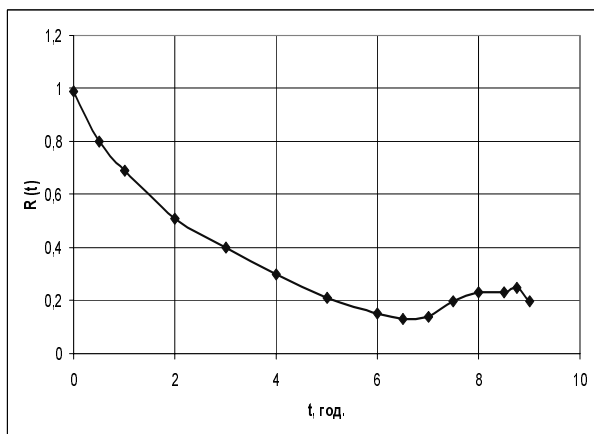
\* В чисельнику наведені результати розрахунків за даними 2003 року, в знаменнику – за даними 2004 року.



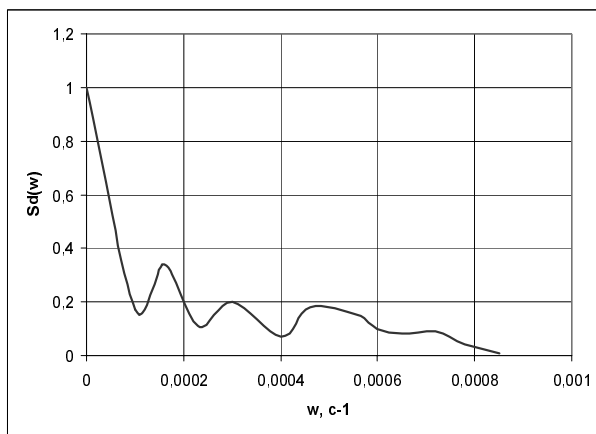
**Рис. 3.3. Нормована кореляційна функція концентрації густини суспензії живлення**



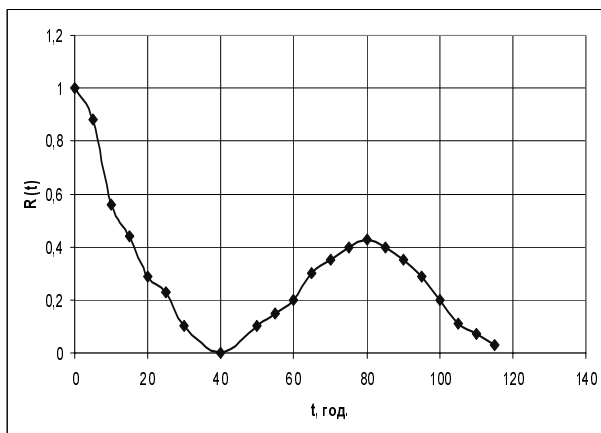
**Рис. 3.4. Крива спектральної щільності густини суспензії живлення**



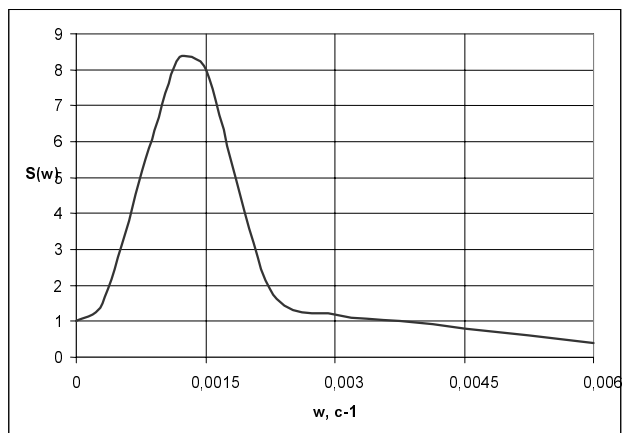
**Рис. 3.5. Нормована кореляційна функція вмісту класу – 0,0063 мм в дисперсній фазі**



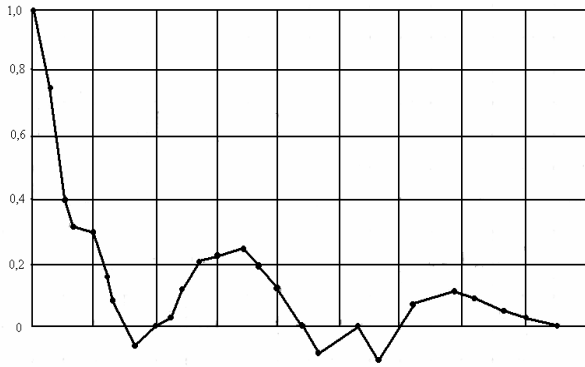
**Рис. 3.6. Крива спектральної щільності вмісту класу – 0,0063 мм в дисперсній фазі**



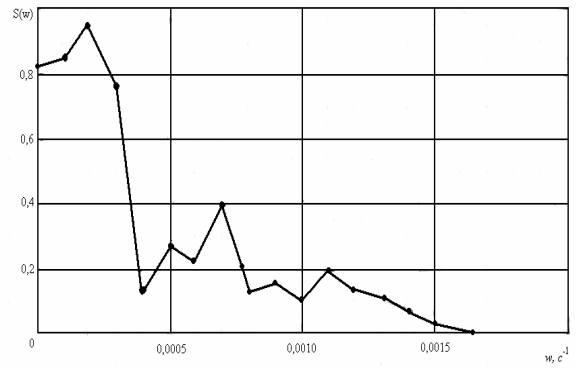
**Рис. 3.7. Нормована кореляційна функція концентрації іонів водню в суспензії живлення**



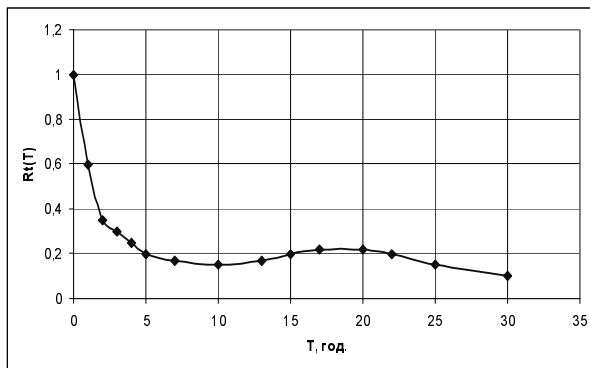
**Рис. 3.8. Крива спектральної щільності концентрації іонів водню в суспензії живлення**



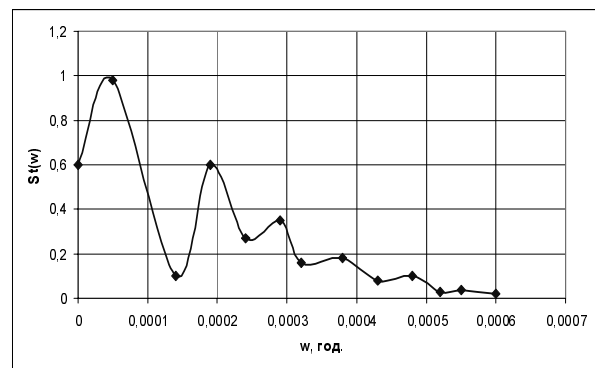
**Рис. 3.9. Нормована кореляційна функція об'ємних витрат суспензії живлення**



**Рис. 3.10. Крива спектральної щільності витрат суспензії живлення**



**Рис. 3.11. Нормована кореляційна функція температури суспензії живлення**



**Рис. 3.12. Крива спектральної щільності температури суспензії живлення**

Вид автокореляційних функцій  $R_{X_i X_i}(\tau)$ , отриманих обробкою діаграм самописців за відомим методом [134] і наведених на рис. 3.3-3.12, показав, що вони з похибкою не вище 5% можуть бути апроксимовані виразом:

$$R_{X_i X_i}(\tau) = D_{X_i} e^{-\alpha_i(\tau)} \cdot \cos \beta_i(\tau), \quad (3.2)$$

або

$$R_{X_i X_i}(\tau) = D_{X_i} e^{-\alpha_i(\tau)}. \quad (3.3)$$

Задача розрахунку параметрів функції  $R_{X_i X_i}(\tau)$  зводиться до визначення величин  $\alpha_i$  і  $\beta_i$ , які можуть бути знайдені методом найменших квадратів [138]. Але враховуючи, що вимоги до точності визначення параметрів  $\alpha_i$  і  $\beta_i$  в даному випадку невисокі, необхідні роз-

рахунки було виконано нами за приблизними формулами, наведеними у роботі [134]:

$$\alpha_i = \frac{1}{\tau_i} \ln \frac{D_x \cdot \cos \beta_i \tau_i}{R_{X_i X_i}(\tau_i)} ; \quad \beta_i = \frac{\pi}{2\tau_i} . \quad (3.4)$$

Наведені формули отримали виходячи з припущення, що апроксимуюча функція співпадає з екстремальною в точці  $\tau = 0$ , та має перший нуль в тій же точці  $\tau_i$ , і ту ж ординату, що і  $R_{X_i X_i}(\tau)$  в точці  $\tau_i = \frac{D_x}{2}$  [138].

Параметри  $\alpha_i$  і  $\beta_i$ , визначені за формулами (3.4), наведено у табл. 3.3.

**Таблиця 3.3. – Параметри  $\alpha_i$  і  $\beta_i$  автокореляційних функцій змінних процесу**

Параметри	Змінні					
	$Q_{ж}$	$C_{ж}$	$d_{0,063}$	$pH$	$t$	$G_1$
$\alpha_i \cdot 10^{-4}, c^{-1}$	0,9	0,48	0,67	4,6	1,1	58
$\beta_i \cdot 10^{-4}, c^{-1}$	4,1	2,2	2.0	145	1,5	218

### 3.2. Вибір та обґрунтування критеріїв управління

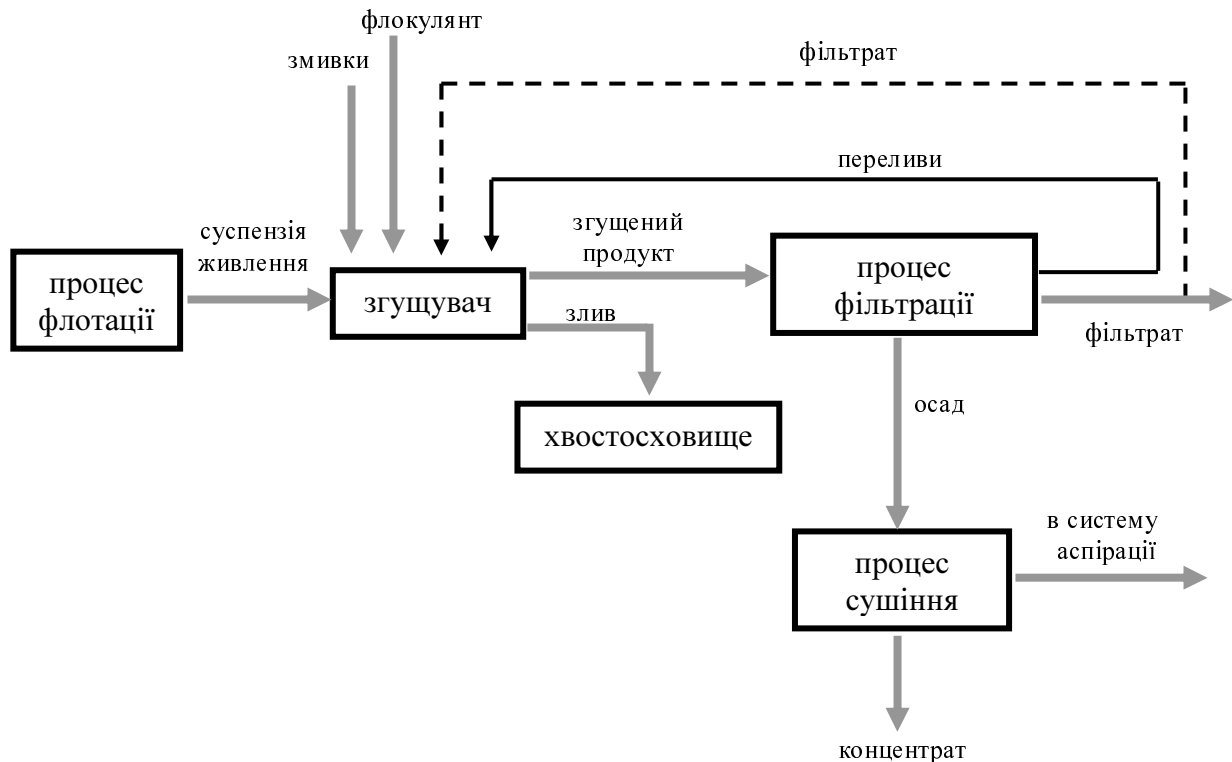
Для створення оптимальних алгоритмів управління процесом згущення насамперед необхідно сформулювати критерії оптимальності.

На критерії управління в системі АСУ збагачувальної фабрики розповсюджується принцип ієрархічності, тобто основним критерієм має бути критерій для фабрики в цілому [139]. Цьому критерію має підпорядковуватися критерій управління дільницею зневоднення концентрату, а вже критерію АСУТП зневоднення має підпорядковуватися критерій управління процесом згущення.

Для всієї дільниці зневоднення збагачувальної фабрики критерій оптимальності має відображати найвигідніший хід технологічного процесу і тому, з врахуванням складності виробничої схеми, він може бути лише економіко-технологічним [140]. Щоб вибрати якийсь частинний (локальний) критерій управління, що охоплює одну структурну одиницю, корисно прийняти в першому наближенні наступний «принцип декомпозиції критеріїв». Кожна з підсистем, як структурна

одиниця системи, забезпечує деякий економічний чи технологічний екстремальний режим і не порушує обмежень, які накладаються системою в цілому на підсистему. Найменшою вимогою прийнятого принципу є така: критерій, що стоїть на ступінь нижче в ієрархічному ланцюжку, не суперечить критерію, що стоїть на ступінь вище, тобто не погіршує показники виробництва.

Виходячи з цього, слід було б спочатку визначити критерій для АСУТП збагачувальної фабрики, а вже потім – ділянки зневоднення та процесу згущення. Але критерій управління відділенням зневоднення у цьому відношенні є винятком. Зневоднення починається тоді, коли концентрат вже отримано, він готовий, і залишається лише вилучити з нього воду. Процес зневоднення – останній в ланцюжку апаратів збагачувальної фабрики (рис. 3.13).



**Рис. 3.13. Технологічна схема процесу зневоднення суспензії польово-шпатового концентрату**

На нього впливають всі попередні процеси, в той час як він – на жоден з них. Іншими словами, на кількість і якість суспензії, що надходить на зневоднення, впливає безліч факторів, і тому якість готового продукту, його собівартість, втрати та інші параметри є частково функцією вибраних критеріїв управління. Але технологічні та економічні зміни, що відбуваються в процесі зневоднення концентрату,

практично не впливають на процеси в попередніх апаратах. Тому можна вважати прийнятним вибір незалежного автономного критерія оптимального управління для дільниці зневоднення.

Основні очевидні технологічні вимоги, яким має відповідати критерій управління виробничим комплексом зневоднення концентрату на збагачувальній фабриці, такі [15]:

- 1) мінімум втрат концентрату;
- 2) максимум економії реагентів та матеріалів;
- 3) максимум економії енергії;

4) підтримування продуктивності відділення зневоднення не нижче продуктивності основних процесів збагачення, тобто недопущення створення «вузького місця».

Особливо важливою є перша вимога, так як собівартість концентрату, який втрачаємо, наближається до собівартості готової продукції.

Якщо використати для дільниці зневоднення принцип декомпозиції критеріїв, то можна прийняти, що витрати на переробку продукту окремими агрегатами (згущувач, вакуум-фільтр, сушарка) мінімізуються з використанням технологічних критеріїв, тоді як задача отримання найвигіднішого режиму зневоднення в цілому має вирішуватися із залученням економічного функціоналу для всього відділення.

Для окремих технологічних апаратів, в тому числі згущувачів, звичайно перевагу віддають технологічним критеріям. В роботі [141] сформульовані основні вимоги, яким має відповідати такий критерій: універсальність, однозначність, простота розрахунку.

Ці вимоги в роботі [132] доповнені вимогами до форми цільової функції (наявності екстремуму), та відповідності і керованості.

Розглянемо можливість застосування технологічного критерію оптимального управління – максимальної швидкості осадження, – при автоматизації радіального згущувача збагачувальної фабрики циркон-ніобій-танталових руд.

Основними технологічними вимогами до згущувача вважати-мемо забезпечення переробки всього вхідного потоку суспензії живлення з мінімальними втратами дисперсної фази в зливах при заданих обмеженнях на густину згущеного продукту та висоту шару ущільненого осаду.

Мінімального вмісту дисперсної фази у зливі (мінімальних втрат концентрату) можна досягти, як показано в [6], за максимальної швидкості осадження дисперсної фази у згущувачі. Відомо також, що обсяги дисперсної фази, що осідає на одиниці площі поперечного перетину згущувача в одиницю часу, тим вищі, чим вища швидкість осадження дисперсної фази [2]. Осадження є визначальною стадією

для усього процесу згущення. Такий висновок впливає з аналізу відомих залежностей питомої продуктивності згущувача по дисперсній фазі і об'ємної продуктивності його по зливу від швидкості осадження дисперсної фази [6]:

$$g = \frac{vc}{(R - R_k)}; \quad Q = vS, \quad (3.5)$$

де  $g$  – питома продуктивність згущувача (кількість дисперсної фази, що осідає на одиниці площі в одиницю часу), т/(м<sup>2</sup>·доб);

$v$  – швидкість осадження дисперсної фази, м/доб;

$c$  – густина дисперсійного середовища, т/м<sup>3</sup>;

$R, R_k$  – розрідження суспензії (відношення маси води до маси дисперсної фази у верхніх шарах та в згущеному продукті, відповідно), од.;

$Q$  – продуктивність по зливу, м<sup>3</sup>/год.;  $S$  – площа згущення, м<sup>2</sup>.

Зростання швидкості осадження частинок дисперсної фази призводить до підвищення продуктивності згущувача по твердому і зливу без зниження якості останнього. При стабільних параметрах суспензії живлення менше частинок дисперсної фази виноситься висхідними потоками рідини у злив згущувача. Із залежностей (3.5) також витікає, що навантаження по дисперсній фазі на згущувач може бути тим вищим (без зниження якості зливу), чим вища швидкість осадження.

Зростання швидкості осадження сприяє більш тривалому перебуванню дисперсної фази у нижній частині згущувача – в зоні стиснення. І хоча це не призводить до суттєвого зростання густини стисненого осаду, але й не суперечить завданню досягнення вищої густини ущільненого осаду.

Таким чином, швидкість осадження дисперсної фази суспензії має екстремум (див. рівняння 2.2), та відповідає іншим вимогам: універсальності, однозначності (максимізується тільки одна функція), простоти розрахунків, відповідності (характер цільової функції забезпечує найбільш успішне керування процесом при її оптимізації), та керованості (цільова функція виражена через змінні керування, які контролюються). Тому швидкість осадження може бути вибрана в якості технологічного критерію управління процесом згущення в радіальному згущувачі.

Критерій управління матиме вигляд:

$$v(Q_{\phi}, pH, C_{ж}, d_{0063}, t) \rightarrow \max_{Q_{\phi}}. \quad (3.6)$$



Необхідні обмеження за питомими витратами флокулянту:

$$0 \leq Q_{\phi}^{num} \leq Q_{\phi_{max}}^{num}, \quad (3.7)$$

де  $Q_{\phi}^{num}$  – питомі витрати флокулянту;

$Q_{\phi_{max}}^{num}$  – максимально допустимі питомі витрати флокулянту.

Для систем автоматичного керування розвантаженням згущеного продукту із згущувача та висотою шару ущільненого осаду критерій керування зводиться до забезпечення якості автоматичної стабілізації цих параметрів.

Як показує аналіз математичного опису процесу згущення, зміна швидкості осадження не впливає на густину згущеного продукту та висоту шару ущільненого осаду (або потужність, що споживається приводом ферми). Тому для виконання вимог до згущувача по стабільності густини згущеного продукту та висоти шару ущільненого осаду основний критерій управління (3.6) слід доповнити частинними:

$$J_p = \int_0^{T_p} (\rho_p - \rho_{p3})^2 dt \rightarrow \min, \quad (3.8)$$

$$J_h = \int_0^{T_h} (h - h_3)^2 dt \rightarrow \min, \quad (3.9)$$

де  $\rho_{p3}$ ,  $\rho$  – регульована та завдана густина згущеного продукту;

$h$ ,  $h_3$  – регульована та завдана висота шару осаду;

$T_p$ ,  $T_h$  – періоди інтегрування.

Необхідні обмеження за об'ємними витратами згущеного продукту і частотою обертання ферми:  $Q_{min} \leq Q \leq Q_{max}$ ;  $n_{min} \leq n \leq n_{max}$ , де  $Q$  – об'ємні витрати згущеного продукту;  $Q_{min}$ ,  $Q_{max}$  – мінімальні та максимальні об'ємні витрати згущеного продукту;  $n$  – частота обертання ферми;  $n_{min}$ ,  $n_{max}$  – мінімальна та максимальна частота обертання ферми.

Частинні критерії (3.8) та (3.9) не суперечать загальному (3.6), так як вище було показано, що відсутні зв'язки між  $v$ ,  $\rho_p$  та  $h$ .

Для забезпечення надійного використання основного критерію оптимізації процесу згущення необхідно дослідити характер дрейфу його екстремального значення в залежності від варіації аргументів, що входять до правої частини цільової функції, чутливість критерію в умовах завад, та керованість процесу за вибраним критерієм.

### 3.3. Дослідження критерію оптимізації

#### 3.3.1. Дослідження характеру дрейфу функції відгуку

На рис. 3.14 наведені одномірні залежності функції відгуку від питомих витрат флокулянту за різної концентрації іонів водню в дисперсійному середовищі, побудовані за результатами досліджень, викладених у розділі 2. Як видно з рисунка, при застосуванні флокулянту швидкість осадження дисперсної фази зростає. Але ефективність дії флокулянту суттєво змінюється в залежності від того, в якому за іонним складом дисперсійному середовищі відбувається процес флокуляції. Зміна концентрації іонів водню в суспензії від  $-2$  ( $pH = 6,8$ ) до  $+2$  ( $pH = 10,0$ ) призводить до зміни швидкості осадження в 2-5 разів. Характер залежності при цьому істотно змінюється: відхилення величини  $pH$  середовища від оптимального призводить до зниження ефективності дії флокулянту, тобто швидкості осадження. Координати екстремуму змінюються при цьому як по осі ординат, так і по осі абсцис.

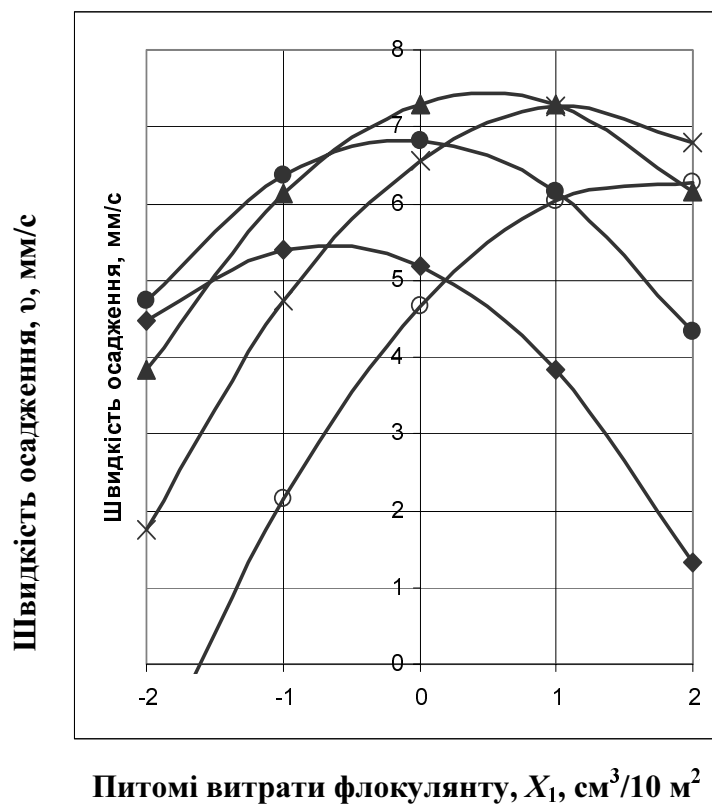


Рис. 3.14. Залежність швидкості осадження дисперсної фази польово-шпатового концентрату від питомих витрат флокулянту ( $X_1$ ) та величини  $pH$  суспензії ( $X_2$ ):  $pH = -2$  (○);  $pH = -1$  (■);  $pH = 0$  (●);  $pH = +1$  (▲);  $pH = +2$  (×)

Таким чином, координати оптимуму питомих витрат флокулянту, за яких досягається найвища швидкість осадження дисперсної фази, можуть змінюватися (дрейфувати) в залежності від величини  $pH$  рідкої фази суспензії – дисперсійного середовища, – що має враховуватися при автоматизації режиму осадження в радіальному згущувачі.

Дослідження цільової функції (3.6) показують, що при довільних значеннях змінних  $X_1, \dots, X_5$  вона є унімодальною екстремальною функцією, екстремум-максимум якої дрейфує при зміні характеристик вектора  $\bar{X}$  в області допустимих значень  $\Delta v$ . Кількісними характеристиками дрейфу екстремуму, який необхідно враховувати при синтезі алгоритму оптимізації, є чутливість до вхідних змінних, спектральний склад вхідних змінних  $\bar{X}$ , що викликають дрейф, загальну швидкість зміщення екстремуму.

В якості оцінки чутливості екстремального значення критерію  $v^*$  (3.6) до керуючого і збурюючих впливів за рекомендацією [137]

використовувалось співвідношення  $\xi = \frac{v^*(\bar{X}_{max}) - v^*(\bar{X}_{min})}{v^*(\bar{X}_{min})}$ ,

де –  $\bar{X}_{max}$ ,  $\bar{X}_{min}$  – вектори вхідних збурюючих впливів, за яких:

$$v^*(X_{max}) = \sup v^*(\bar{X}), \quad \bar{X} \in \bar{X} \Omega,$$

$v^*(X_{min}) = \inf v^*(\bar{X}), \quad \bar{X} \in \bar{X} \Omega$  ( $\bar{X} \Omega$  – область зміни збурень  $\bar{X}$ ).

Умовою доцільності застосування системи автоматичної оптимізації процесу згущення приймається співвідношення:  $\xi \geq \xi_0$ , де  $\xi_0$  – мінімальне значення  $\xi$ , за якого є сенс відслідковувати екстремуми критерію  $v(X_i)$ .

Застосування системи автоматичної оптимізації (САО) економічно виправдано лише за умови забезпечення нею зростання швидкості осадження щонайменше на 5,0 %, тобто  $\xi_0 \geq 0,05$  [137]. Враховуючи, що  $\xi = (7,28 - 5,0)/5,0 = 0,46 > \xi_0$  застосування САО є економічно виправданим.

### **3.3.2. Дослідження основних факторів, що викликають дрейф екстремуму**

Як показали дослідження аргументів функції (3.6), дрейф її екстремуму – максимуму по осі ординат спричинюється такими факторами, як концентрація дисперсної фази в суспензії живлення, температура суспензії, вміст класу  $-0,063$  мм в дисперсній фазі, та вели-

чина  $pH$  суспензії. Останній фактор спричинює також дрейф екстремуму функції мети і по горизонталі.

Попередній аналіз об'єкта і критерію його оптимізації показує, що для синтезу працездатних алгоритмів оптимізації необхідне вивчення спектрального складу параметрів процесу. Сам по собі дрейф функції мети вздовж осі ординат за відсутності дрейфу в інших напрямках не потребує застосування екстремальної системи, так як координати екстремальної точки не зміщуються по осі аргументу. Але при довільному дрейфі екстремуму, для відслідковування якого необхідний екстремальний регулятор, вертикальна складова дрейфу виступає суттєвою завадою. Система екстремального керування має бути інваріантною до вертикального дрейфу точки екстремуму. Для забезпечення цієї інваріантності необхідно знати частотний спектр параметрів  $\bar{X}_i$  і ступінь згладжування їх об'єктом.

Спектральний склад параметрів суспензії живлення радіального згущувача вивчався в роботах [67, 68], де показано, що він змінюється з частотою, яка лежить для різних параметрів в межах від 0,0010 до 0,0035  $\text{с}^{-1}$ , тобто досить повільно. Але в кожному окремому випадку необхідне уточнення спектрального складу параметрів суспензії живлення у зв'язку з відмінністю технічних і технологічних характеристик процесу і обладнання.

Найбільш важливим з точки зору уточнення спектру є збурення  $X_2$  (величина  $pH$ ), яке не вивчалось в попередніх роботах. Фактор  $X_2$  змінюється досить часто, бо управління попереднім процесом – флоатацією, – направлене на досягнення високих показників вилучення та виходу корисних елементів в концентрат за рахунок оптимізації реагентного режиму.

За статистичними даними, отриманими на згущувачі польово-шпатового концентрату П-25, досліджено спектральний склад параметрів суспензії живлення. Встановлено, що збурення розподіляються по закону, близькому до нормального. Побудовано автокореляційні функції збурень, які наведено на рис. 3.3, 3.5, 3.7, 3.9, 3.11.

За автокореляційними функціями визначені спектральні щільності. Спектральна щільність параметрів визначалася шляхом Фур'є – перетворення автокореляційних функцій (див. п. 3.1). Спектри частот збурень наведено на рис. 3.4, 3.6, 3.8, 3.10, 3.12.

Розрахунки спектральної щільності параметрів, виконані за фор-

мулою  $S_{X_2}(\omega) = \int_{-\infty}^{\infty} R_{X_2, X_2}(\tau) e^{-j\omega\tau} \cdot d\tau$ , показали, що основні їх частоти

знаходяться в діапазоні  $0,0008 \dots 0,0016 \text{ с}^{-1}$ . Спектр частот автокореляційної функції концентрації іонів водню (величини  $pH$ ) обмежується частотою  $0,06 \text{ с}^{-1}$ . Правою межею спектральних характеристик можна вважати:

для  $pH - \omega = 0,06 \text{ с}^{-1}$ , що відповідає мінімальному періоду  $T = 1,74 \text{ хв.}$ ;

для  $C_{\text{ж}} - \omega = 0,0009 \text{ с}^{-1}$ , і  $T = 116,3 \text{ хв.}$ ;

для  $Q_{\text{ж}} - \omega = 0,0016 \text{ с}^{-1}$ , і  $T = 65,4 \text{ хв.}$ ;

для  $d_{0063} - \omega = 0,0008 \text{ с}^{-1}$ , і  $T = 130,8 \text{ хв.}$ ;

для  $t - \omega = 0,0006 \text{ с}^{-1}$ , і  $T = 174,4 \text{ хв.}$

Таким чином, збурюючі впливи процесу згущення мають безперервний низькочастотний обмежений спектр з максимальною частотою, що не перевищує  $1,6 \cdot 10^{-3} \text{ с}^{-1}$ . Величина  $pH$  має більш високий спектр частот, що пояснюється оперативним управлінням цим параметром в процесі флотації.

### 3.4. Структура процесу згущення як об'єкту екстремального керування

При дослідженні системи оптимізації найбільш просту модель інерційного об'єкту звичайно представляють послідовним з'єднанням трьох ланок: вхідної лінійної ланки з передавальною функцією  $W_1(p)$ , вихідної лінійної ланки з передавальною функцією  $W_2(p)$ , екстремальної нелінійної ланки, яка виражає статичну характеристику об'єкта екстремального управління:  $q = q(y)$  (рис. 3.15).

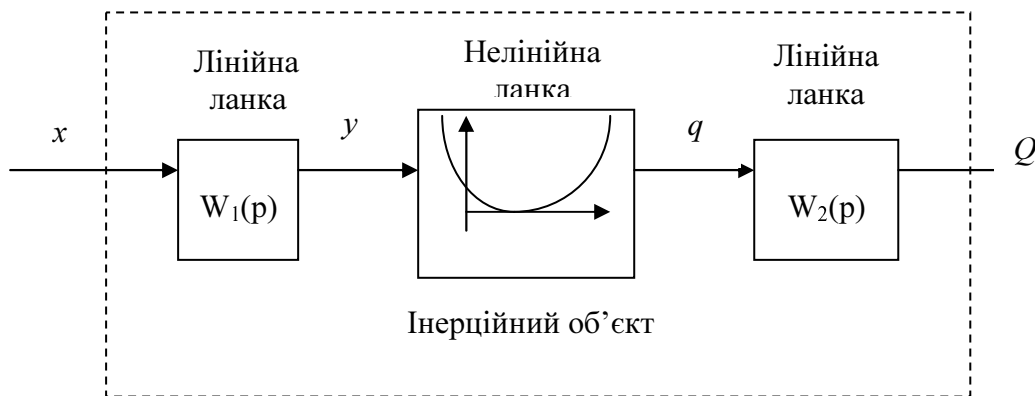
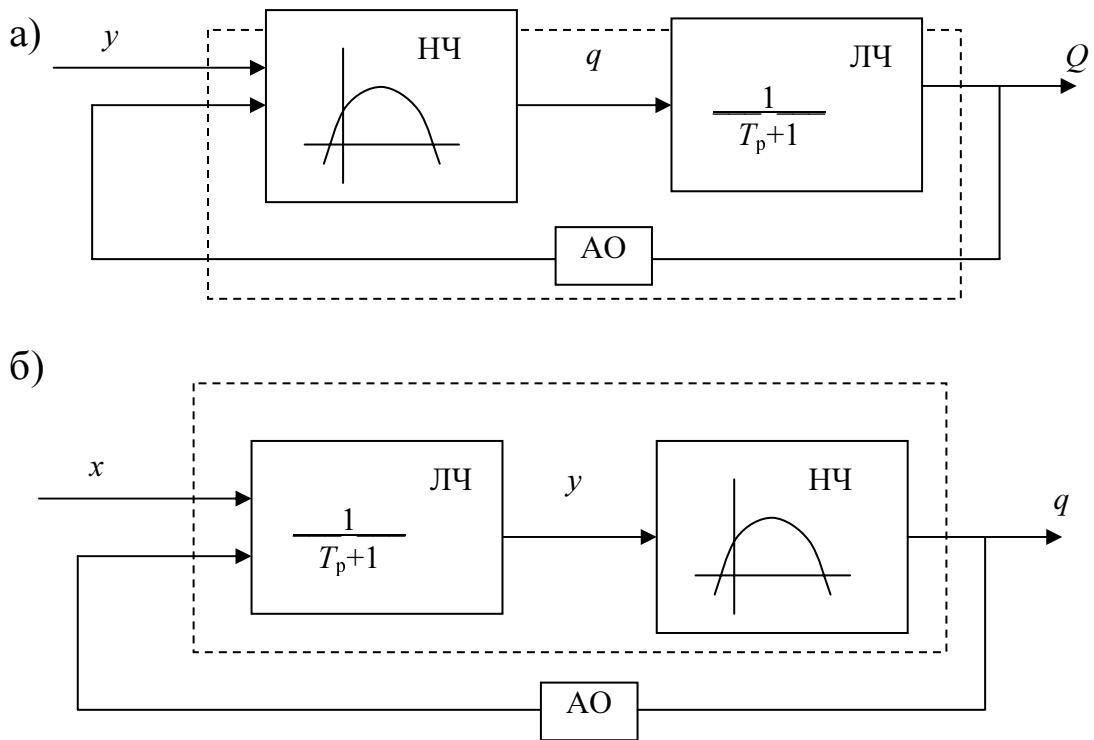


Рис. 3.15. Блок-схема моделі інерційного об'єкту

Таку структурну схему умовно позначають ЛНЛ [132]. Якщо інерція вхідної лінійної ланки набагато менша в порівнянні з інерцією вихідної лінійної ланки, то об'єкт можна представити структурною схемою НЛ (рис. 3.16,а); якщо інерція вихідної лінійної ланки значно менша, то структурною схемою ЛН (рис. 3.16,б).



**Рис. 3.16. Структура екстремального об'єкту:**

- а) – з лінійною частиною, розташованою за нелінійністю;**  
**б) – з лінійною частиною, розташованою перед не лінійністю**

Для створення якісної системи автоматичної оптимізації (САО) еквівалентне представлення об'єкта екстремального керування (взаємне розташування лінійної динамічної та нелінійної безінерційної частин) набуває важливого значення.

Припустимо, що передавальні функції інерційних ланок  $W_1(p)$  і  $W_2(p)$  мають одиничний коефіцієнт підсилення, тобто  $W_1(0) = W_2(0) = 1$ . Тоді в граничному випадку при досить повільній зміні керуючого впливу  $x$  залежність  $Q = Q(x)$  відповідає нелінійному перетворювачу  $q = q(y)$ .

Залежність  $y$  від  $x$  та  $Q$  від  $q$  можна символічно зобразити у вигляді наступних виразів:  $y = W_1(p) \cdot x$ ,  $Q = W_2(p) \cdot q$ ,

де  $p$  – оператор Лапласа.

З урахуванням цих виразів залежність виходу інерційного об'єкта  $Q$  від його входу  $x$  можна представити:  $Q(x) = W_2(p)q[W_1(p)x]$ .

Щоб віднайти залежність  $Q = Q(x)$  в аналітичному вигляді, необхідно вирішити відповідні диференціальні рівняння.

Розглянемо схему (див. рис. 3.15).

Для спрощення названу інерційність представимо у вигляді аперіодичних ланок першого порядку:  $W_1(p) = \frac{1}{pT_1 + 1}$ ;  $W_2(p) = \frac{1}{pT_2 + 1}$ , де значення сталих  $T_1$  і  $T_2$  вважаються відомими.

Рівняння руху об'єкта при довільній зміні входу  $x = x(t)$  можна записати у вигляді:

$$\left. \begin{aligned} T_1 \frac{dy}{dt} + y &= x(t) \\ q &= q(y) \\ T_2 \frac{dQ}{dt} + Q &= q(t) \end{aligned} \right\} \quad (3.10)$$

Поведінку об'єкта першого роду ( $T_2 = 0$ ) визначає система рівнянь:

$$\left. \begin{aligned} Q(y) &= q(y) \\ T_1 \frac{dy}{dt} + y &= x(t) \end{aligned} \right\} \quad (3.11)$$

Поведінка об'єкта другого роду ( $T_1 = 0$ ) описується рівнянням:

$$T_2 \frac{dQ}{dt} + Q = q[x(t)]. \quad (3.12)$$

У роботах [142, 143] аналітично показано різницю між обома структурами для випадку, коли лінійна частина об'єкта апроксимується аперіодичною ланкою першого порядку, а нелінійна (екстремальна) – квадратичною параболою, – що є правомірним з врахуванням функції цілі (3.6).

Рішенням системи рівнянь (3.11) є:

$$y(t) = e^{-t/T_1} \left( \frac{1}{T_1} \int_0^t x(\xi) e^{\xi/T_1} d\xi + y_0 \right), \quad (3.13)$$

де  $y_0 = y(0)$ .

Інтегруванням (3.13) отримаємо опис поведінки виходу  $Q(t)$  при зміні входу  $x(t)$ :

$$Q(t) = e^{-t/T_2} \left( \frac{1}{T_2} \int_0^t q[x(\xi)] e^{\xi/T_2} d\xi + Q_0 \right), \quad (3.14)$$

де  $Q_0 = Q(0)$ .

Порівнюючи отримані рівняння (3.13) та (3.14) переконаємося, що вони неідентичні. В зв'язку з цим структура процесу згущення має бути визначена однозначно.

Власні інерційні властивості об'єкта звичайно представляються вихідною інерційною ланкою [132,143]; до цієї ж ланки відноситься інерційність вимірювальних приладів системи. Вхідна лінійна ланка звичайно з'являється в структурній схемі об'єкта тоді, коли виконавчий механізм системи оптимізації впливає власне на об'єкт оптимізації через ланку, що має інерцію. До вхідної лінійної частини відносять і інерційність виконавчого механізму.

Враховуючи, що інерційність дозатора флокулянту в сотні разів менша інерційності згущувача по каналу регулювання, що розглядається, легко прийти до висновку, що структура процесу згущення має вид, показаний на рис. 3.16,б, так як інерційною ланкою в цьому випадку є сам об'єкт, а нелінійна (екстремальна) його частина формується в обчислювальній пристрої, де розраховується функція мети (3.6).

### **3.5. Концепція автоматизації та принципи управління процесом згущення**

Для синтезу систем автоматичного управління, що реалізують функціонали (3.6), (3.8) та (3.9), і враховують обмеження (3.7), необхідно знайти прості технічні рішення. Таке твердження витікає із загальної тенденції мінімізації витрат на створення та експлуатацію систем управління для забезпечення рентабельності інвестицій.

Аналіз статичних та динамічних характеристик згущувача, виконаний в попередньому розділі, показав, що вихідні показники якості процесу – вміст дисперсної фази у зливі, густина згущеного продукту та змінна стану – висота шару ущільненого осаду, – є незалежними параметрами. Зміна одного з трьох регулюючих впливів – витрат флокулянту, витрат згущеного продукту, чи частоти обертання ферми, – викликає зміну залежного від нього вихідного показника і не впливає суттєво на інші вихідні показники. Запізнювання і стала часу по цих каналах управління відрізняються в десятки разів. Тому система управління згущувачем може складатися з трьох фактично незалежних систем незв'язаного регулювання.

Перша з них – система оптимізації субпроцесу осаджування, – має забезпечити максимальну швидкість осадження дисперсної фази за мінімальних витрат флокулянту, отже, мінімальні втрати концентрату зі зливами згущувача при довільних значеннях параметрів суспензії живлення.



Дві інші системи мають відігравати допоміжну роль. Система регулювання розвантаження згущувача має забезпечити стабільну густину згущеного продукту, що важливо для роботи наступних в технологічному ланцюжку апаратів – фільтрів та сушарок. Система стабілізації висоти шару ущільненого осаду на дні згущувача забезпечить сталі характеристики процесу змішування осаду і суспензії в розвантажувальній лійці, що створить передумови для стабілізації густини згущеного продукту, та забезпечить ритмічну роботу згущувача за рахунок запобігання надмірному накопиченню ущільненого осаду, і викликаної цим аварійної зупинки та пошкодження ферми.

### **3.5.1. Концепція екстремального керування процесом осадження**

Побудова навіть найпростіших оптимальних систем управління, зокрема екстремальних, для таких агрегатів, як радіальний згущувач, є новим та складним дослідницьким завданням.

Розглянемо задачу розробки принципів екстремального управління субпроцесом осаджування дисперсної фази в радіальному згущувачі, який, як показують проведені нами експериментальні дослідження, має максимум по швидкості осадження при варіюванні змінних процесу – питомих витрат флокулянту та величини  $pH$  суспензії (2.2).

Так як параметри потоку суспензії живлення, що подається у згущувач, визначаються попередніми апаратами в технологічному ланцюжку, і відсутня можливість їх цілеспрямованої зміни, то для підтримки витрат концентрату зі зливом на мінімальному рівні необхідно витрати флокулянту регулювати таким чином, щоб при довільних значеннях параметрів суспензії живлення швидкість осадження дисперсної фази залишалась максимально можливою. Аналіз статичних характеристик показує, що максимальній швидкості осадження та мінімальному вмісту дисперсної фази в зливі відповідає одне й те ж значення питомих витрат флокулянту [113]. Це значення витрат приймаємо за оптимальне.

Завданням системи автоматичної оптимізації є підтримка максимального значення швидкості осадження при зміні умов проведення процесу – величини  $pH$ , – шляхом зміни керуючого впливу – витрат флокулянту.

Питомі витрати флокулянту, за яких забезпечується найвища швидкість осадження дисперсної фази, суттєво залежать від умов осадження, в першу чергу величини  $pH$  суспензії. Графіки залежності швидкості осадження дисперсної фази від питомих витрат флокулян-

ту при різних значеннях величини  $pH$  суспензії, та середніх значеннях інших параметрів суспензії, наведено раніше, на рис. 3.14.

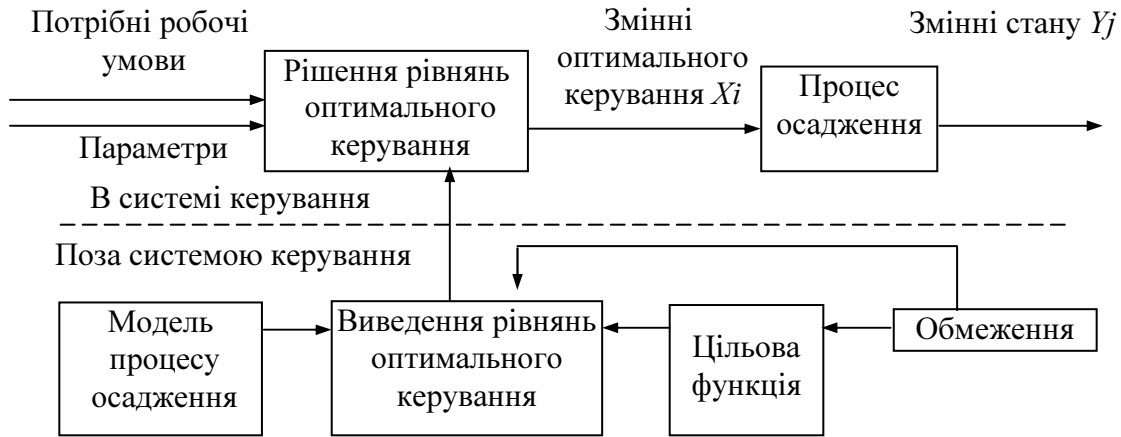
Задача, що розглядається, має деякі специфічні особливості. Так, зміна окремих параметрів суспензії живлення (температури, концентрації дисперсної фази, вмісту класу  $-0,063$  мм в дисперсній фазі) призводить до зміни абсолютного значення швидкості осадження і вмісту дисперсної фази в зливні згущувача, але не викликає дрейфу координат точки екстремуму залежності (2.2) по горизонтальній осі. До дрейфу точки екстремуму по осі ординат та осі абсцис призводить тільки зміна величини  $pH$  середовища.

Знаходження оптимальних щодо показників якості значень керуючих впливів і підтримку оптимального режиму при безперервній зміні зовнішніх збурень, що призводять до зміщення координат точки екстремуму, можна здійснити за допомогою системи екстремального управління [132].

Вирішити екстремальну задачу управління можна, використовуючи один з двох основних принципів управління – принцип управління за збуренням або принцип управління із зворотним зв'язком по показнику якості (за відхиленням) [142]. Нерідко застосовують і комбіновані системи управління, які використовують обидва принципи одночасно.

Принцип управління за збуренням знаходить застосування для екстремального управління об'єктом, якщо існує можливість безперервного контролю збурень, що змінюють положення точки екстремума, та відомий характер впливу цих збурень на зміну режимів роботи системи. В цьому випадку можна створити розімкнений, звичайно нелінійний, функціональний зв'язок за збуренням, за допомогою якого робота системи в оптимальних режимах буде забезпечуватися з відповідною точністю [142, 144].

Оптимальне управління без зворотного зв'язку із застосуванням моделі процесу осадження є прийнятним для добре визначуваних процесів в усталеному стані (рис. 3.17). Рівняння оптимальності, які вирішуються в системі управління за допомогою мікроЕОМ чи мікроконтролерів, дають можливість розрахувати змінні оптимального управління для потрібних робочих умов і параметрів. Але при цьому рівняння оптимального управління виводять поза системою автоматизованого управління з врахуванням моделі фізичного процесу, цільової функції та обмежень.



**Рис. 3.17. Схема оптимального управління без зворотного зв'язку з застосуванням моделі процесу осадження**

Велика інерційність радіального згущувача, а також відносна простота вимірювання основного збурення, що діє на об'єкт (величини  $pH$ ), спонукають застосувати екстремальну систему розімкненого типу з компаундним зв'язком за збуренням [144].

Екстремальна задача управління режимом осадження дисперсної фази в радіальному згущувачі зводиться до підтримки максимуму швидкості осадження  $v$  (показник екстремуму) при існуючих концентраціях іонів водню в дисперсійному середовищі (збурення) за допомогою зміни питомих витрат флокулянта  $Q_{\phi}$  (керуючий вплив). При такому способі управління показник екстремуму ( $v$ ) не вимірюється і тому задача екстремального управління вирішується за допомогою встановлення жорсткого функціонального зв'язку між збуренням  $pH$  і керуючим впливом  $Q_{\phi}$ :  $Q_{\phi}^{\text{опт}} = f(pH)$ .

Отримавши інформацію про збурення необхідно на основі апріорних даних про властивості об'єкта знайти оптимальні управління. Залежність оптимальних керуючих впливів від збурення  $Q_{\phi}^{\text{опт}} = f(pH)$  при зміні останнього може визначатися різними способами, але найбільш економічний полягає у виконанні на моделі попередніх розрахунків, згортці результатів в функції чи таблиці, і використанні останніх для управління [96].

Точність оптимального управління без зворотного зв'язку залежить від точності визначення коефіцієнтів моделі субпроцесу осадження. Проведені в попередньому розділі дослідження точності моделі та стабільності її коефіцієнтів, стабільності параметрів процесу згущення дозволяють стверджувати можливість застосування оптимального управління без зворотного зв'язку.

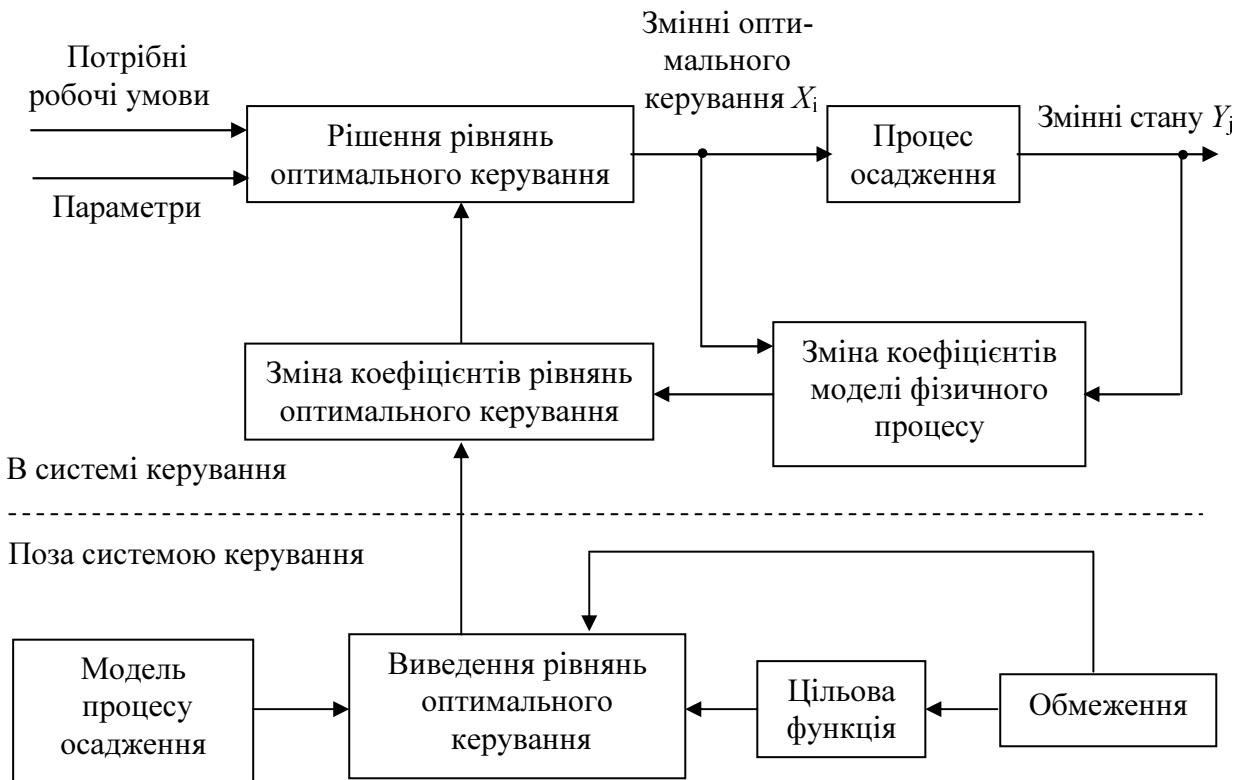
В цьому випадку при управлінні проводяться лише прості розрахунки за залежностями  $Q_{\phi}^{\text{опт}} = f(pH)$ . Завдяки цьому контролер може бути звільнений від постійного пошуку оптимальних значень управляючих впливів за моделлю. Він може бути зайнятий роботою по корекції моделі, перевірці її адекватності, знаходженню рівнянь виду  $Q_{\phi}^{\text{опт}} = f(pH)$  при зміні коефіцієнтів моделі, та вирішенням цих рівнянь.

Вимірюючи збурення і визначаючи за формулою  $Q_{\phi}^{\text{опт}} = f(pH)$  керуючі впливи, з врахуванням обмежень  $0 \leq Q_{\phi}^{\text{опт}} \leq Q_{\phi}^{\text{max}}$  можна керувати процесом осадження дисперсної фази оптимально з точки зору вибраного критерію ефективності, та з точністю, що відповідає частці контрольованого збурення в формуванні критерію ефективності.

На практиці математична модель процесу осадження дисперсної фази суспензії не є повністю визначеною і може змінюватися через зміну коефіцієнтів моделі, а також зміни в структурі моделі, зумовлені обмеженнями; через зміни в навколишньому середовищі, похибки вимірювання і таке інше. Зміни коефіцієнтів моделі процесу осадження відбуваються внаслідок того, що їх величини, які звичайно є деякими середніми, можуть відхилятися від своїх дійсних миттєвих значень. Неповноцінність моделі може бути зумовлена неусувними похибками при використанні регресійних способів визначення коефіцієнтів на основі експериментальних даних, та фізичним зносом агрегатів і обладнання, чи їх «заростанням».

Структура моделі процесу осадження може змінюватися за рахунок введення обмежень на змінну управління.

Зміни в навколишньому середовищі пов'язані з існуванням некерованих змінних, які впливають на процес осадження як збурення (температура навколишнього середовища, мінералогічний та хімічний склад дисперсної фази, хімічний стан дисперсійного середовища, і інше). Оптимальне управління режимом осадження суспензії при згаданих змінах параметрів процесу можливе за умови адаптації системи управління до цих змін (рис. 3.18). Цей метод полягає в тому, що спочатку рівняння виводять поза системою управління, а зміна вагових коефіцієнтів рівняння оптимального управління здійснюється вже в системі управління. Таким чином, зміна коефіцієнтів моделі фізичного процесу і коефіцієнтів рівнянь оптимального управління представляє те нове, що додається до функцій управління процесами за допомогою обчислювальних пристроїв. Розрахунок та згортка результатів при цьому повторюються.



**Рис. 3.18. Оптимальне управління без зворотнього зв'язку із застосуванням поліпшеної моделі**

В розділі 2 була визначена структура моделі процесу осадження дисперсної фази (2.2). Найбільш суттєвими факторами, які можуть викликати зміни коефіцієнтів моделі, можуть бути мінералогічний та хімічний склад дисперсної фази і дисперсійного середовища.

Як показано в [182], у випадках, коли дійсні значення коефіцієнтів відрізняються від середніх, що використовуються в моделі, оптимальному управлінню без зворотного зв'язку притаманні неусувні похибки. Задача підвищення точності оптимального управління без зворотного зв'язку зводиться до задачі підвищення точності визначення коефіцієнтів моделі субпроцесу осадження.

Хай модель процесу осадження визначається рівнянням (2.2), а цільова функція – рівнянням (3.6). Позначимо величини  $X_1, X_2, X_3, X_4, X_5, Y$  в момент  $t_p$  через  $X_1^p, X_2^p, X_3^p, X_4^p, X_5^p, Y^p$ , а цільову функцію – через  $F^p$ .

Значення сукупностей  $X_1, \dots, X_5, Y$  та дійсне значення цільової функції  $F_{\text{дійсн}}$  в моменти часу  $t_{p-q+1}, t_{p-q+2}, \dots, t_{p-1}, t_p$  можуть бути затабульовані (табл. 3.4) і зберігатися в пам'яті контролера, який керує процесом.

Таблиця 3.4. – Значення сукупностей  $X_1, \dots, X_5, Y$ 

№	$X_1$	$X_2$	$X_3$	$X_4$	$X_5$	$Y$	$F_{\text{дійсн}}$
1	$X_1^p$	$X_2^p$	$X_3^p$	$X_4^p$	$X_5^p$	$Y^p$	$F^p$
2	$X_1^{p-1}$	$X_2^{p-1}$	$X_3^{p-1}$	$X_4^{p-1}$	$X_5^{p-1}$	$Y^{p-1}$	$F^{p-1}$
...	...	...	...	...	...	...	...
$q-1$	$X_1^{p-q+2}$	$X_2^{p-q+2}$	$X_3^{p-q+2}$	$X_4^{p-q+2}$	$X_5^{p-q+2}$	$Y^{p-q+2}$	$F^{p-q+2}$
$q$	$X_1^{p-q+1}$	$X_2^{p-q+1}$	$X_3^{p-q+1}$	$X_4^{p-q+1}$	$X_5^{p-q+1}$	$Y^{p-q+1}$	$F^{p-q+1}$

В таблиці зберігаються  $q$  останніх сукупностей значень величин. Іншими словами, таблиця безперервно поновлюється шляхом викреслювання останнього рядка, зсуву рядків і додавання першого рядка. Висновок про якість опису фізичного процесу його моделлю можна зробити на підставі порівняння дійсного значення функції цілі  $F_{\text{дійсн}}$  та її передбаченого значення  $F_{\text{передб}}$ .

Процес може розглядатися як адекватно керований, якщо для якогось поліпшення виконується умова  $\Delta \geq |F_{\text{передб}}^p - F_{\text{дійсн}}^p|$ . При цьому модель процесу може не коригуватися.

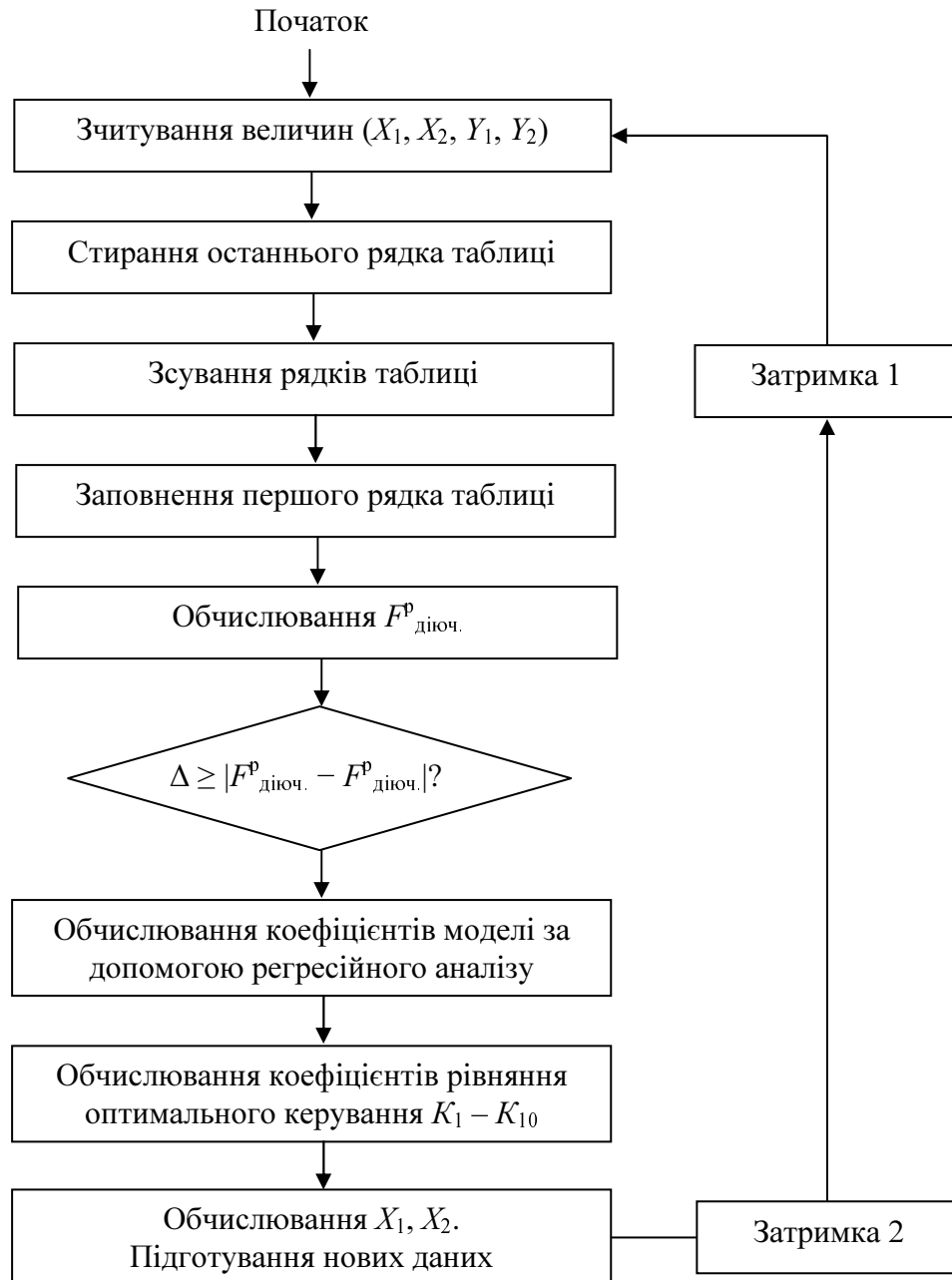
Процес розглядається як погано керований, якщо:

$$\Delta < |F_{\text{передб}}^p - F_{\text{дійсн}}^p| \quad (3.15)$$

Коефіцієнти моделі процесу осадження мають бути скориговані для того, щоб підвищити точність моделі, тобто щоб надалі змінити величину  $F_{\text{дійсн}}^p$ .

Накопичення даних для регресійного аналізу і визначення коефіцієнтів рівняння (2.2) можна здійснити за допомогою табл. 3.4. Використання  $q$  сукупностей даних на послідовних інтервалах замість єдиної сукупності, що відноситься до останнього моменту часу, дозволяє отримати усереднені значення коефіцієнтів і компенсувати похибки.

Процедура адаптивного оптимального управління без зворотного зв'язку наведена нижче (рис. 3.19). Сукупність  $X_1, \dots, X_5, Y$  зчитується обчислювачем системи управління процесом та записуються у верхній рядок таблиці після стирання останнього рядка і зсуву решти рядків. Потім здійснюється перевірка того, чи достатньо точні коефіцієнти моделі фізичного процесу, тобто чи виконується нерівність  $\Delta \geq |F_{\text{дійсн}} - F_{\text{передб}}|$ .



**Рис. 3.19. Блок-схема процедури адаптивного оптимального управління**

Для екстремальних систем, побудованих за принципом вимірювання збурень, характерна висока швидкодія, та відсутні обмеження на параметри, пов'язані зі стійкістю системи. Але в цих системах не компенсується вплив тих збурень, які не контролюються. Ускладнення системи екстремального управління за рахунок збільшення кількості контрольованих збурень або автоматичного поліпшення моделі управління неминуче призведе до зростання витрат на впровадження СЕУ. В деяких випадках, наприклад, коли втрати концентрату в зливах згущувача незначні або концентрат досить дешевий, економічний ефект від впровадження такої системи може не виправдати інвести-

цій. В цьому разі більш доцільним може виявитися застосування системи екстремального управління із зворотнім зв'язком за показником якості роботи об'єкта управління.

Вирішити задачу екстремального управління за таким принципом можна і у випадку, коли контролювати зовнішні зв'язки неможливо, чи невідомий характер їх впливу на зміну координат екстремуму. Зворотний зв'язок здійснюється за допомогою екстремального регулятора [144]. Для створення системи управління за відхиленням показника якості немає потреби знати характеристики об'єкта управління; достатньо знати про існування екстремуму цієї характеристики. Зворотний зв'язок за показником якості дозволяє компенсувати в тій чи іншій мірі всі збурення, що діють на об'єкт управління. При цьому, в силу того, що об'єкт управління має нелінійну залежність показника якості від регулюючого впливу, знаходження координат точки екстремуму може здійснюватися за допомогою пошукових рухів, або коливань [145].

Під час пошуку визначається знак відхилення робочої точки від положення екстремуму і організується рух в напрямку екстремуму. Критерієм досягнення точки екстремуму при використанні алгоритмів екстремального управління є рівність:  $d\phi/d\mu = 0$ , де  $\phi$  – показник якості;  $\mu$  – регулюючий вплив.

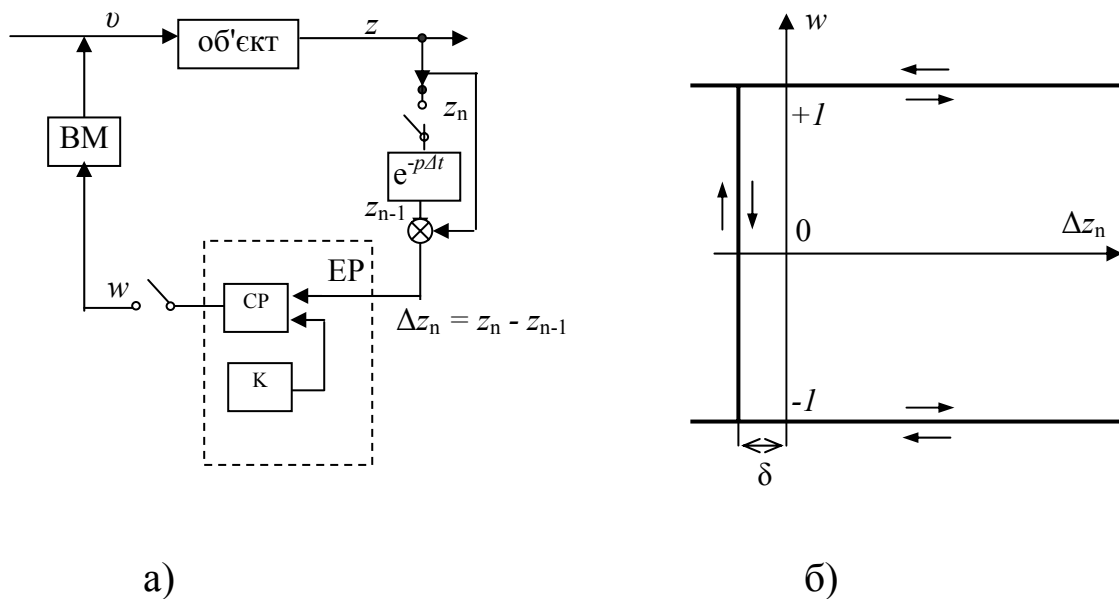
Безумовною перевагою таких систем є те, що вони не потребують апріорної інформації про об'єкт, а їх реалізація не викликає утруднень [145]. Це особливо актуально для управління режимом осадження процесу згущення, оскільки в кольоровій і чорній металургії, вуглезбагаченні та інших галузях експлуатуються сотні згущувачів, дослідження кожного з яких було б досить витратним.

Алгоритм екстремального управління режимом осадження дисперсної фази суспензії цирконового концентрату може бути реалізований найпростішою дискретною (кроковою) системою автоматичної оптимізації, структурна схема якої наведена на рис. 3.20,а.

Вихідний сигнал згущувача  $z$  (критерій оптимальності) подається через імпульсний елемент на пристрій, який реалізує зсув на час  $\Delta t$ , рівний тривалості паузи між черговими кроками виконавчого механізму. На виході цього пристрою утворюється сигнал  $z_{n-1}$ , який був на його вході в момент  $(n-1)$ -го кроку виконавчого механізму. Цей сигнал подається на елемент порівняння. Поточний сигнал  $z_n$  виходу об'єкта (в момент  $n$ -го кроку виконавчого механізму) також подається на елемент порівняння, і тоді на виході елемента порівняння формується сигнал  $\Delta z_n = z_n - z_{n-1}$ , тобто перша різниця вихідного



сигналу згущувача за час  $\Delta t$  між кроками імпульсного механізму. Сигнал  $\Delta z_n$  подається на вхід сигнум-реле  $CP$  екстремального регулятора  $EP$ .



**Рис. 3.20.** Структурна схема (а) та характеристики сигнум-реле (б) дискретної системи автоматичної оптимізації крокового типу

Статична характеристика  $CP$  показана на рис. 3.20,б. Вихідний сигнал  $CP$  через імпульсний елемент надходить на виконавчий механізм  $BM$  системи. Сигнум-реле екстремального регулятора виконує реверс виконавчого механізму, коли перша різниця вхідного сигналу  $\Delta z$  стає меншою (при пошуку екстремуму – максимуму) зони нечутливості  $\delta$  регулятора, тобто закон управління  $CP$  з виконавчим механізмом:

$$\text{sign } \Delta v_n = \text{sign} (\Delta z_n + \delta) \text{sign } \Delta v_{n-1}$$

$$v_n = v_{n-1} + \Delta v \text{sign } \Delta v_n,$$

де  $v_n = v[n\Delta t]$ ;  $z_n = z[n\Delta t]$ ;  $\Delta z_n = z_n - z_{n-1}$ ;  $n$  – номер кроку;  $\Delta t$  – період повторення, або затримки між кроками виконавчого механізму ( $\Delta t = \text{const}$ );  $\Delta v$  – крок виконавчого механізму;  $\delta$  – зона нечутливості екстремального регулятора  $EP$ .

Ми прийняли, що виконавчий механізм дискретної системи змінює вхідний сигнал об'єкта за дуже малий проміжок часу, тобто пошукові збурення, які вносяться в об'єкт екстремальною системою, можна вважати стрибкоподібними. Це припущення є виправданим, так як перестановка виконавчого механізму на крок істотно менше часу перехідних процесів в згущувачі.

Для забезпечення сталого пошуку в умовах дрейфу статичної характеристики згущувача під впливом збурень в  $EP$  має входити комутатор повірочних реверсів  $K$ . Комутатор забезпечує немонотонний рух системи до екстремуму, виконуючи періодично примусові реверси виконавчого механізму.

Але активним екстремальним системам притаманні і суттєві недоліки: тривалість пошуку екстремуму показника якості в системах із зворотним зв'язком залежить в першу чергу від інерційних властивостей об'єкта управління. Від співвідношення витрат часу на пошук екстремуму та тривалості роботи об'єкта в оптимальному режимі залежить і ефективність системи екстремального управління в цілому. Тому застосування активних систем екстремального управління на згущувачах, де тривалість перехідних процесів складає десятки і сотні хвилин є досить проблематичним. Згущувачам великого діаметру – 18...50 метрів і більше, – властива значна інерційність. Як показує аналіз динамічних характеристик, час розгону по каналу «вміст (концентрація) дисперсної фази – витрати флокулянту» для згущувача діаметром 50 метрів складає близько 370 хвилин [21]. Таким чином, при стрибкоподібній зміні витрат флокулянту на черговому кроці тільки через 370 хвилин система отримує інформацію про реакцію об'єкта на це збурення. Для досягнення екстремуму необхідно зробити кілька кроків, і тому робота об'єкта в неоптимальному режимі буде досить тривалою, а управління – неефективним. Можлива ситуація, за якої не тільки не скінчиться пошук екстремального режиму роботи системи, але система втратить стійкість [143].

Відомі різні методи підвищення якості роботи систем екстремального управління інерційними об'єктами [132, 145, 146], під яким розуміють зниження часу пошуку, зниження витрат на пошук і амплітуди автоколивань вхідного сигналу об'єкта. Такі методи засновані на оптимізації стратегії пошукових рухів та величини робочих кроків, прогнозуванні повної реакції об'єкта на пошуковий рух за результатами спостереження початкової стадії перехідного процесу, і т. ін. [147, 148]. Застосування цих методів дозволяє в певній мірі скоротити час пошуку екстремального режиму за рахунок ускладнення алгоритму управління.

### 3.5.2. Концепція автоматизації розвантаження згущеного продукту

Згущений продукт є напівфабрикатом, що не має ціни та доводиться до кондиції на наступних виробничих дільницях фабрики - фільтрації і сушіння (див. рис. 3.13). Зміна густини згущеного продукту, наприклад її зростання, - по різному може позначитися на роботі вакуум-фільтрів в залежності від виду суспензії, її структури, типу і конструкції фільтрів:

- а) може призвести до зростання продуктивності фільтрів;
- б) може призвести до зниження чи, навпаки, зростання вологості осаду фільтрів, що в свою чергу призведе до зниження або зростання витрат на сушіння осаду;
- в) може призвести до зниження витрат суспензії, що повертається з переливами фільтрів на згущення, та зниження обсягів переливів (рециклу);
- г) може призвести до зниження питомих витрат фільтротканини на вакуум-фільтрах.

Дійсний характер зв'язку визначає математична модель процесу фільтрації. Ця модель пов'язує якість згущеного продукту – його густину, – на вході процесу фільтрації з тими технічними чи техніко-економічними показниками на виході процесу – продуктивністю фільтра, вологості осаду і т.п., – на які вона істотно впливає. Тому необхідна густина згущеного продукту, що вивантажується із згущувача (або вміст дисперсної фази в суспензії  $C_{зп}$ ), визначається в результаті технологічної оптимізації процесу і є завданням для САР.

Економічна ефективність процесів фільтрації та сушіння концентрату в значній мірі залежить від густини згущеного продукту. Зниження коливань густини дозволяє підвищити економічні показники процесу фільтрації і всієї дільниці зневоднення. Задача управління розвантаженням радіального згущувача в загальному випадку полягає в тому, щоб знайти такі значення керуючих впливів, що визначають технологічний режим, за яких відхилення густини згущеного продукту від заданого значення будуть мінімальними.

Вище, в розділі 2, було встановлено залежність показника ефективності субпроцесу змішування в розвантажувальній лійці згущувача від основних технологічних параметрів процесу. Було показано, що зміни витрат ущільненого осаду  $Q_1$ , витрат суспензії зони стиснення  $Q_2$  та витрат суспензії, що розвантажуються із лійки згущувача  $Q_3$ , а також концентрації дисперсної фази в суспензії призводять до

зміни показника ефективності. Найбільш ефективним регулюючим впливом для підтримки концентрації  $C_3$  на заданому рівні, як показав аналіз статичних характеристик (див. пункт 2.5), могла б бути зміна витрат ущільненого осаду  $Q_1$ , в якому вміст твердого найбільший. Але конструкція радіального згущувача не дозволяє цілеспрямовано змінювати витрати  $Q_1$ .

В згущеному продукті концентрація дисперсної фази нижча, ніж в ущільненому осаді, і тому зміна витрат  $Q_3$  є менш ефективним регулюючим впливом.

Концентрації  $C_1$  та  $C_2$  визначаються умовами осадження (технологічними режимами осідання) твердих частинок у згущувачі, їх мінералогічним складом, формою, властивостями рідкої фази тощо (див. рівняння 2.6, 2.7); тому можливість стабілізувати чи змінювати їх для досягнення мети управління відсутня. Ці параметри, як і  $Q_1$  та  $Q_2$ , будуть збурюючими впливами для об'єкту управління. Отже, тільки витрати згущеної суспензії  $Q_3$  можна змінювати з метою регулювання концентрації  $C_3$  для компенсації збурюючих впливів інших параметрів процесу.

Залежність показника ефективності від керуючого впливу наведена на рис. 2.20 в розділі 2. Ця залежність має вигляд кривої насичення. Так як витрати ущільненого осаду, що надходить у розвантажувальну лійку, можуть суттєво змінюватися (до 50 %), то забезпечити стабільність густини згущеного продукту можна підтримуванням відповідного співвідношення витрат дисперсної фази в ущільненому осаді та в згущеному продукті. Для покращення якості регулювання потрібно використовувати регулятор співвідношення витрат дисперсної фази в ущільненому осаді та в згущеному продукті з корекцією співвідношення в залежності від густини останнього. Регулювання співвідношення витрат твердого компенсує збурення від зміни витрат ущільненого осаду  $Q_1$  до того, як зміниться концентрація твердого  $C_3$  в згущеному продукті. Якщо ж з деяких причин концентрація  $C_3$  все ж зміниться, наприклад, із зміною концентрації твердого  $C_1$  в ущільненому осаді або в суспензії зони стиснення  $C_2$ , то завдання регулятора співвідношення буде відповідним чином коригуватися.

Управління за співвідношенням витрат реалізується шляхом зміни подачі одного з потоків, а саме – зміною витрат згущеного продукту  $Q_3$ .

Аналіз процесу змішування в розвантажувальній лійці згущувача дозволив встановити, що найбільш ефективним є комбіноване управління, коли управління за збуренням (витратами ущільненого осаду)

здійснюється підтримкою заданого співвідношення витрат ущільненого осаду і згущеного продукту, а управління за відхиленням – підтримкою заданої концентрації дисперсної фази в згущеному продукті. Керуючим впливом в обох випадках є витрати згущеного продукту.

При виборі в якості критерію оптимізації функціоналу (3.6) в процесі вирішення задачі аналітичного конструювання регуляторів встановлено, що для інерційних об'єктів оптимальними структурами регуляторів за відхиленням будуть регулятори, що включають пропорційну, інтегральну та диференціальну складові, порядок яких залежить від порядку об'єкта. Тому в якості структури управління за відхиленням вибрана структура *ПІД*-регулятора. Для синтезу комбінованої системи управління структура регулятора за збуренням має включати в себе пропорційну та диференціальну ланки. Але вимірювання збурюючого впливу здійснюється з випадковою завадою, тому для зниження впливу цих завад із закону керування за збуренням виключаємо диференціальні складові, і регулятор по цьому каналу реалізує *PI*-закон управління.

У вивантажувальній лійці слід мати деякий запас дисперсної фази. Суттєва зміна запасу ущільненого осаду може призвести до замулювання вивантажувальної лійки чи її спорожнювання від осаду, та заповнення останньої суспензією із зони стиснення. Змішування в цих випадках не відбувається. Для забезпечення стабільного режиму змішування осаду в розвантажувальній лійці і навантаження на ферму згущувача, та ритмічності процесу розвантажування, необхідно стабілізувати висоту шару ущільненого осаду на дні згущувача.

Показником обсягу дисперсної фази є рівень ущільненого осаду на дні згущувача; тому його необхідно стабілізувати. Висота шару осаду залежить від витрат дисперсної фази, що осідає із зони стиснення на дно згущувача, частоти обертання ферми згущувача, властивостей дисперсної фази (густини і форми частинок тощо) та умов сегрегації осаду.

Так як витрати дисперсної фази, що осідає із зони стиснення, визначаються умовами осадження, то цей параметр не можна використати в якості регулюючого впливу для регулювання висоти осаду на дні згущувача. Єдиним каналом для внесення регулюючих впливів при стабілізації висоти осаду є частота обертання ферми.

## РОЗДІЛ 4

### РОЗРОБКА НОВИХ СПОСОБІВ І АЛГОРИТМІВ УПРАВЛІННЯ ПРОЦЕСОМ ЗГУЩЕННЯ

#### 4.1. Способи реалізації екстремального управління процесом осадження дисперсної фази

##### 4.1.1. Розробка способу екстремального управління за збуренням.

Розглянемо управління згущувачем на прикладі польовошпатового концентрату. Для розробки алгоритму управління процесом осадження польовошпатового концентрату необхідно знати залежність оптимальних питомих витрат флокулянту від величини  $pH$  дисперсійного середовища. Для цього на моделі (2.2) виконані попередні розрахунки. Враховуючи, що зміни таких факторів, як  $X_3$  (вміст класу – 0,063 мм в дисперсійній фазі),  $X_4$  (концентрація дисперсної фази) та  $X_5$  (температура суспензії) не призводять до дрейфу екстремуму по горизонталі (осі абсцис), як це було показано раніше, – то імітували зміну фактору  $X_2$  (величини  $pH$ ) і визначали методом «золотого перетину» оптимальні питомі витрати флокулянту  $Q_{\phi}^{opt}(X_1)$ , за яких швидкість осадження є найвищою. Значення інших факторів –  $X_3$ ,  $X_4$ ,  $X_5$ , – в цих розрахунках приймалися сталими і рівними середнім значенням.

Результати розрахунків, наведені в табл. 4.1, використовувалися далі для згортки оптимальних результатів у функцію  $Q_{\phi}^{opt} = f(pH)$ , яка може використовуватися для управління процесом осадження.

**Таблиця 4.1. – Залежність оптимальних витрат флокулянту від величини  $pH$  (в кодованому вигляді)**

Величина $pH$	-2,0	-1,5	-1,0	-0,5	0,0	+0,5	+1,0	+1,5	+2,0
Величина $Q_{\phi}^{opt}$	-0,7	-0,4	-0,2	+0,3	+0,7	+0,9	1,15	+1,7	+2,0

На рис. 4.1 наведено оптимальну характеристику компаудування, побудовану за даними табл. 4.1.

Залежність  $Q_{\phi}^{opt} = f(pH)$  отримана обробкою даних таблиці у вигляді поліному першого ступеня, яка адекватно описує експериментальні дані [158]:

$$Q_{\phi}^{opt} = 0,42 pH + 0,40 \quad (4.1)$$

Коефіцієнт детермінованості  $R^2 = 0,99$ .  
Стандартна похибка складає  $0,022 \text{ см}^3/10 \text{ м}^2$ .



**Рис. 4.1. Оптимальна характеристика компаундування**

Рівняння (4.1) є оптимальною характеристикою компаундування, якій притаманна та властивість, що всім точкам, які лежать на ній, відповідає максимальна швидкість осадження при фіксованих значеннях концентрації іонів водню ( $pH$ ).

Залежність (4.1) дає можливість керувати процесом оптимальним, з огляду на вибраний критерій ефективності (3.6), способом, і з точністю, що відповідає частці участі контрольованого збурення  $X_2$  у формуванні критерію ефективності. При такому управлінні здійснюються лише найпростіші розрахунки за формулою (4.1).

Алгоритм управління режимом осадження включає і обмеження на керуючий вплив (3.7). Застосування алгоритму управління обмежене також діапазоном зміни параметрів процесу, в якому проводилося дослідження швидкості осадження дисперсної фази (див. табл. 2.3).

Структурна схема найпростішої системи екстремального управління (СЕУ), яка реалізує принцип регулювання за збуренням для випадку, коли збурення можна виміряти, а передавальна функція ланки виконавчого елементу системи є сталою  $W_1(p) = k_1 = \text{const}$ , наведена на рис. 4.2.

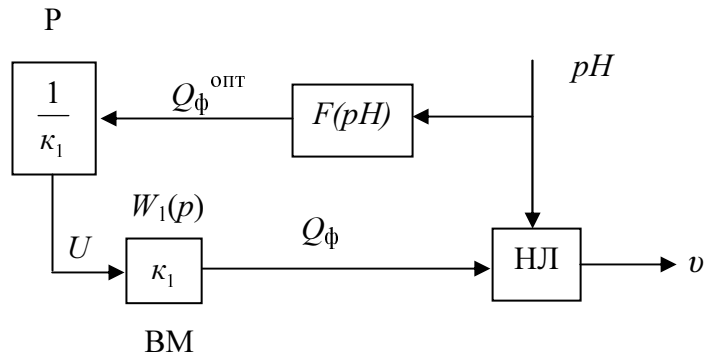


Рис. 4.2. Блок-схема СЕУ за збуренням

На рисунку прийняті позначення: НЛ – об’єкт управління з екстремальною характеристикою;  $v = f(Q_\phi^{\text{п}}, pH)$  – цільова функція, яка має екстремум по  $Q_\phi^{\text{п}}$ ;  $W_1(p)$  – передавальна функція ланки, що відображає інерційні властивості виконавчого елемента;  $u$  – керуюче діяння;  $pH = pH(t)$  – довільне контрольоване збурення;  $F(pH)$  – нелінійна ланка (функціональний перетворювач), що реалізує залежність  $Q_\phi^{\text{опт}} = F(pH)$ , яка забезпечує  $\max f(Q_\phi^{\text{п}}, pH)$ ; ВМ – виконавчий механізм; Р – регулятор.

Мета регулювання –  $v[u(t), pH(t)] \rightarrow \max_u$ ,

або  $v_0 = \frac{1}{T} \int_0^T v[u(t), pH(t)] dt \rightarrow \max_u$ ;

$v(u, pH) = v_0(u, pH)$ .

Функціональна схема СЕУ процесом осадження суспензії польовошпатового концентрату, яка реалізує описаний вище алгоритм управління (4.1), наведена на рис. 4.3.

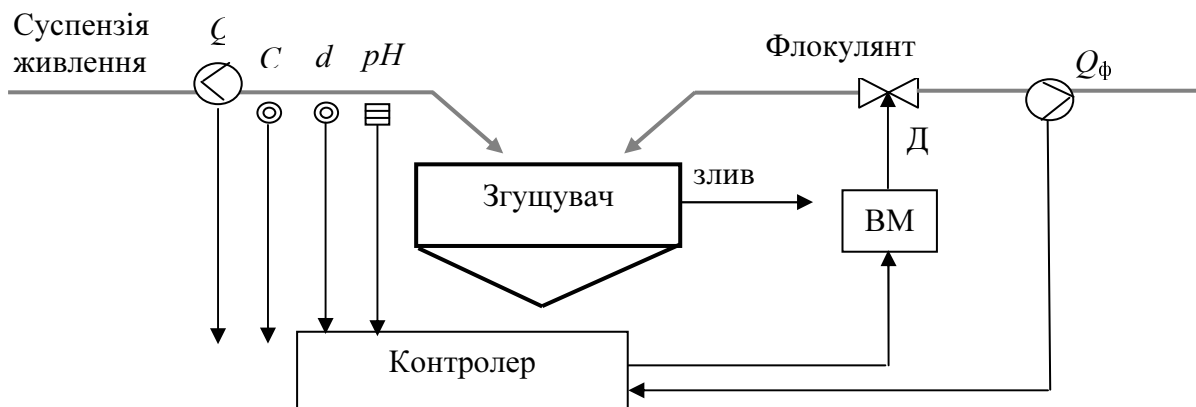


Рис. 4.3. Функціональна схема СЕУ процесом осадження суспензії



Тут прийняті наступні позначення:  $Q$ ,  $Q_{\phi}$  – об'ємні витрати суспензії живлення та флокулянту, відповідно;  $C$  – концентрація дисперсної фази в суспензії живлення;  $d$  – вміст класу  $-0,063$  мм в дисперсній фазі;  $pH$  – концентрація іонів водню в суспензії;  $t$  – температура суспензії; Д – дозатор флокулянту; ВМ – виконавчий механізм.

Автоматичний контроль таких параметрів, як витрати суспензії живлення, вміст дисперсної фази в суспензії, вміст класу  $-0,063$  мм в дисперсній фазі, величина  $pH$  та витрати флокулянту, – дозволяє розрахувати за встановленими залежностями поверхню частинок дисперсної фази польовошпатового концентрату в суспензії живлення; визначити оптимальні питомі витрати флокулянту на одиницю поверхні, за яких досягається найвища швидкість осадження суспензії в радіальному згущувачі, та забезпечити відповідне дозування флокулянту у радіальний згущувач за допомогою дозатора Д.

Освоєння промислового виробництва надійних датчиків гранулометричного складу дисперсної фази, наприклад ГРАН-2 [159]; датчиків контролю інших параметрів суспензії живлення згущувача, разом з існуванням надійних сучасних дозаторів реагентів [171], та широкого спектру мікроконтролерів дозволяє здійснити технічну реалізацію автоматичних систем такого типу.

#### ***4.1.2. Розробка системи екстремального управління процесом осадження пошукового типу***

Цирконовий концентрат є досить дорогим продуктом, але зважаючи на незначні обсяги його виробництва у порівнянні з польовошпатовим концентратом сумнівною є економічна доцільність розробки і застосування складних систем автоматичного керування процесом згущення з витратним попереднім його дослідженням. Тому розглянемо перспективи застосування в таких випадках більш простої системи екстремального управління пошукового типу, алгоритм функціонування якої описано вище.

Як відмічалось, одним з недоліків таких систем є значні витрати часу на пошук екстремального режиму. Враховуючи значну інерційність згущувача по каналу управління «витрати флокулянту – швидкість осадження» для скорочення часу пошуку та витрат на нього доцільним є застосування одного із відомих методів прискорення пошуку екстремального режиму, заснованого на прогнозуванні повної реакції об'єкту на пошуковий рух, та оптимізації величини робочих кроків за результатами спостереження початкової стадії перехідного процесу після внесення керуючого впливу [148]. З цією ме-

тою розглянемо алгоритм екстремального управління, розроблений Н. Моркун [160]. Перевагою цього алгоритму є те, що екстремальний регулятор формує у системі оптимальні з погляду тривалості згасання перехідних процесів кроки виконавчого механізму, що дозволяє значно скоротити час пошуку точки екстремуму. Передумовою застосування алгоритму є наступні положення.

Як видно із (2.2) залежність між швидкістю осадження дисперсної фази суспензії  $v_i$  та питомими витратами флокулянту  $Q_\phi$  нелінійна, а згущувач по цьому каналу управління можна представити у вигляді двох послідовних ланок: нелінійної статичної (Н) і вихідної лінійної динамічної ( $L_2$ ). З метою врахування динаміки процесів, що протікають у самому згущувачі, в модель об'єкта управління необхідно ввести вхідну лінійну динамічну ланку ( $L_1$ ). На рис. 4.4 наведено узагальнену структуру моделі об'єкта управління.

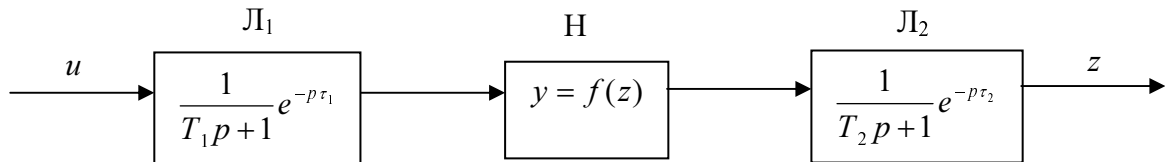


Рис. 4.4. Структура моделі об'єкта управління

Форма кроку виконавчого механізму є екстремаллю при вирішенні варіаційної задачі мінімізації часу перехідного процесу при відпрацюванні прирощення  $\Delta u$  вхідної координати лінійної частини об'єкта. У відповідності з принципом максимуму для об'єкта з лінійною частиною, яка описується диференціальним рівнянням першого ступеня, екстремаль шукається у класі кусочно-сталих функцій, які приймають граничні значення допустимих управлінь, та мають стале значення в інтервалі  $0 \leq \Delta t^* \leq t$ . Вираз для визначення величини  $\Delta t^*$  має вигляд [146]:

$$-\Delta t^* = T_2 \ln \frac{\alpha - 1}{\alpha}, \quad (4.2)$$

$$\text{де } \alpha = \frac{v_{\max} - v_0}{\Delta v}.$$

Розкладемо вираз для  $\ln \frac{\alpha - 1}{\alpha}$  в ряд. Приймаючи до уваги, що  $\alpha \gg 1$ , та обмежуючись першим членом, можна отримати приблизний вираз для  $\Delta t^*$  у вигляді:

$$\Delta t^* = T_2 / \alpha \quad (4.3)$$

Аналіз показує, що при  $\alpha > 5$  похибка цього виразу для  $\Delta t^*$  у порівнянні з (4.2) не перевищує 5 %.

Із виразу (4.3) видно, що величина  $\Delta t^*$  не є сталою і залежить від різниці  $(u_{\max} - u_0)$ . З метою спрощення алгоритму екстремального управління Ліберзон Л. М. і Родов А. Б. [145] пропонують прийняти  $\Delta t^* = \text{const}$ , визначаючи величину  $\Delta t^*$  при  $u_n$ , що відповідає середині робочого діапазону зміни вхідного параметра об'єкту.

Для оптимізації динамічних характеристик системи, зумовлених вихідною лінійною частиною об'єкту управління, застосуємо метод, запропонований в роботі [161], який дозволяє по початковій ділянці перехідного процесу в об'єкті, викликаного зміною сигналу на крок  $\Delta x$ , визначити усталене значення  $z(x)$  вихідного сигналу  $z$  об'єкта, тобто значення вихідного сигналу, яке визначається статичною характеристикою  $y = f(x)$ . Якщо значення  $z(\infty)$  подати на сигнум-реле крокової системи, то система буде здійснювати пошук нібито по статичній характеристиці об'єкта. Значення  $z(\infty)$  може бути розраховане за малий проміжок часу, тому витримка  $\Delta t$  між кроками виконавчого механізму може бути невеликою і час пошуку екстремуму багаторазово скорочується.

Розглянемо дискретну корекцію системи з об'єктом, вихідна частина якого описується диференціальним рівнянням першого ступеня з запізненням. За повної компенсації динаміки і запізнення в об'єкті пошук екстремума здійснюється по статичній характеристиці об'єкта, так як система здійснює попередній її розрахунок. У цьому випадку реверс виконавчого механізму визначається наступною нерівністю:  $f(x_n) - f(x_{n-1}) + \delta \leq 0$ , або  $f(x_n) - f(x_{n-1}) \leq (-\delta)$ , де  $\delta$  – зона нечутливості оптимізатора.

Приріст вихідного сигналу об'єкта в результаті  $n$ -го кроку виконавчого механізму:

$$\Delta z_n = f(x_n)A - f(x_{n-1})C - z_{n-1}B, \quad (4.4)$$

$$z_{n-1} = z_0 + \sum_{i=1}^{n-1} \Delta z_i, \quad (4.5)$$

$$\text{де } A = 1 - q_1; \quad B = 1 - q_2; \quad C = q_1 - q_2; \quad q_1 = e^{(\Delta t - \tau)/T_1}; \quad q_2 = e^{\Delta t/T_1}.$$

Рекурентні формули для  $f(x_n)$  і  $f(x_{n-1})$  мають вигляд:

$$\left. \begin{aligned} f(x_n) &= \left[ \Delta z_n - f(x_{n-1})C + \left( z_0 + \sum_{i=1}^{n-1} \Delta z_i \right) B \right] A^{-1}; \\ f(x_{n-1}) &= \left[ \Delta z_{n-1} - f(x_{n-2})C + \left( z_0 + \sum_{i=1}^{n-2} \Delta z_i \right) B \right] A^{-1}; \end{aligned} \right\} \quad (4.6)$$

Після підстановки останніх виразів у формулу (4.5) та приведення подібних членів отримаємо:

$$u = (\Delta z_n - \Delta z_{n-1} q_2) A^{-1} - CA^{-1} [f(x_{n-1}) - f(x_{n-2})] \quad (4.7)$$

Реалізувати оператор  $u$  у формі (4.7) неможливо, так як величини  $f(x_{n-1})$  і  $f(x_{n-2})$  не піддаються вимірюванню в динамічному режимі. Тому ці величини необхідно виразити через параметри згущувача, доступні для вимірювання.

Після нескладних перетворень (4.7) набере вигляду:

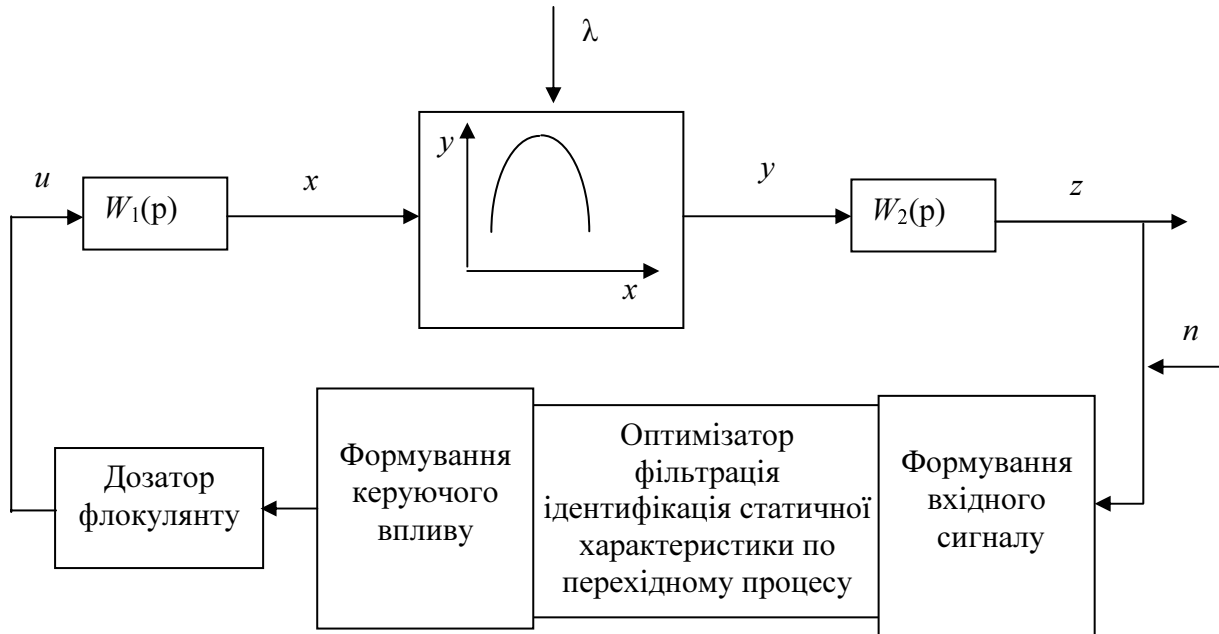
$$u = (\Delta z_n - \Delta z_{n-1} q_1) A^{-1} - [\Delta z_n(\tau) - \Delta z_{n-1}(\tau)] q_1 A^{-1} \quad (4.8)$$

Таким чином, для обчислення оператора  $u$  вимірюються два послідовні прирощення вихідної координати об'єкту за час  $\Delta t$  між кроками виконавчого механізму  $\Delta z_n$  і  $\Delta z_{n-1}$ , а також два останні прирощення виходу  $z$  за час чистого запізнювання  $\tau$ , який відраховується з моменту кроку виконавчого механізму.

Загальна структура оптимального управління процесом осаджування суспензії в радіальному згущувачі за критерієм (3.6) має вигляд, представлений на рис. 4.5, де прийняті наступні позначення:  $u$  – вхідний параметр об'єкта керування;  $x$  – вихідний параметр вхідної лінійної частини об'єкта по каналу управління;  $y$  – вихідний параметр нелінійної частини об'єкта;  $z$  – вихідний параметр вихідної лінійної частини об'єкта;  $\lambda$  – неконтрольоване збурення;  $n$  – випадкова завада;  $W_1, W_2$  – вхідна та вихідна інерційні ланки з запізнюванням.

Вхідна лінійна частина об'єкта представлена у вигляді каналу управління з передавальною функцією:  $W_1(p) = \frac{k_1 e^{-\tau_1 p}}{T_1 p + 1}$ .

Вихідна лінійна частина об'єкта управління представлена у вигляді аналогічної залежності:  $W_2(p) = \frac{k_2 e^{-\tau_2 p}}{T_2 p + 1}$ .



**Рис. 4.5. Структура оптимального управління режимом осадження дисперсної фази**

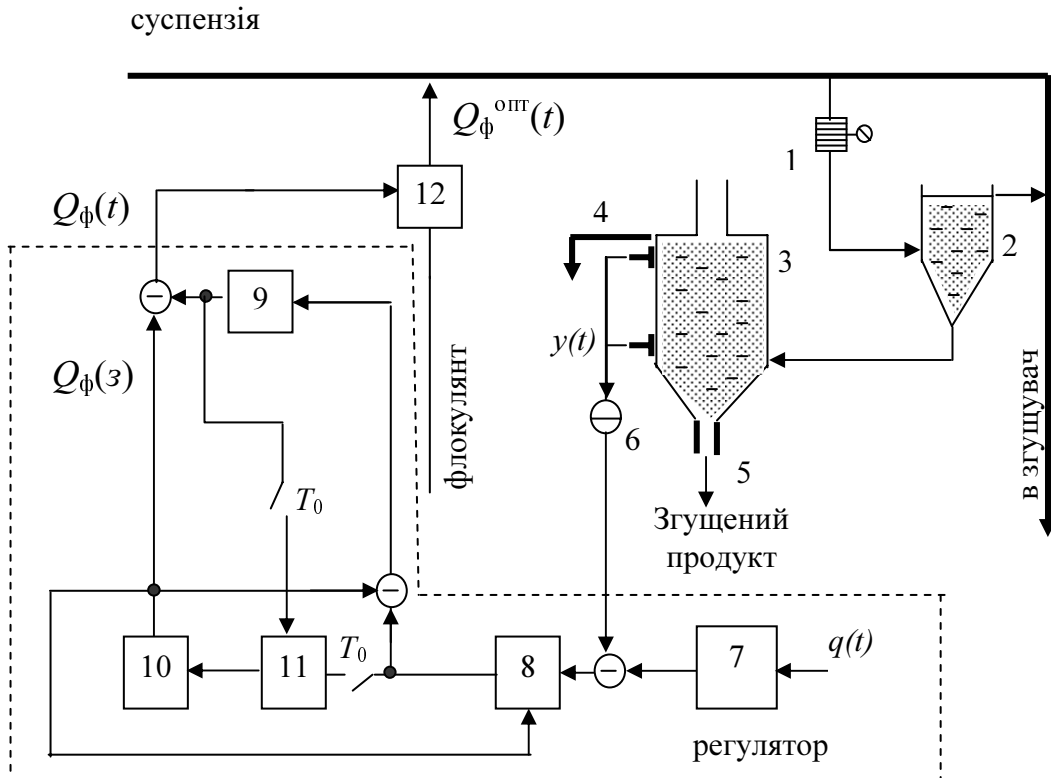
Оптимальна фільтрація контрольованого параметра реалізується у відповідності з принципами, викладеними у роботі [162].

При оптимізованому пошуку пробні та робочі збурення (кроки) в рамках керування  $u$  формуються так, щоб тривалість згасання відповідного перехідного процесу у вхідній лінійній частині об'єкта була мінімальною. При цьому виконуються всі необхідні обмеження по величині керуючого впливу  $u$  та фазовій координаті  $x$ . Для цього використовується алгоритм, описаний в [163], у відповідності з яким відбувається оптимізація пробних і робочих кроків (збурень).

Одночасно збурення, що формуються, використовуються для вимірювання приросту величини  $z$  для ідентифікації статичної характеристики нелінійної частини об'єкта по каналу управління у відповідності з алгоритмом, описаним у [160].

Але ускладнення алгоритму екстремального управління не може в повній мірі усунути недоліки роботи систем керування пошукового типу на інерційних об'єктах [164]. Для суттєвого підвищення якості екстремального управління інерційним процесом осадження дисперсної фази у згущувачі цирконового концентрату нами використано підхід, застосований у [56, 165] при управлінні лінійним інерційним об'єктом. Він полягає в тому, що пошук екстремального режиму здійснюється на фізичній моделі згущувача, інерційність якої в десятки разів нижча інерційності промислового апарата [156]. Пошук може здійснюватися за одним із відомих алгоритмів, наприклад, описаним вище.

На рис. 4.6 наведено блок-схему екстремальної системи управління режимом осадження суспензії цирконового концентрату у радіальному згущувачі, на якій прийняті позначення: 1 – сито; 2 – деаератор; 3 – фізична модель згущувача; 4, 5 – дроселі; 6 – датчик швидкості осадження дисперсної фази (концентрації дисперсної фази у зливі); 7 – задатчик; 8 – пристрій формування пошукового сигналу; 9 – виконавчий механізм, 10, 11 – елементи регулятора; 12 – динамічна ланка об'єкта.



**Рис. 4.6. Блок-схема екстремальної системи управління процесом осадження суспензії цирконового концентрату**

Фізична модель виконана у вигляді згущувача діаметром 200 мм та висотою 700 мм, який працює паралельно з промисловим згущувачем Ц-4. Проба суспензії живлення безперервно відбирається із завантажувального жолоба основного апарата та очищається від грубих механічних включень на ситі 1, що обертається. Далі проба надходить у відкритий зверху деаератор 2, де звільняється від бульбашок повітря. Перелив направляється у промисловий згущувач, а основний потік проби подається по дотичній у модель згущувача 3 для осадження дисперсної фази. Продуктивність згущувача – моделі по зливу і розвантаженню – стабілізується за допомогою дроселів 4 та 5. Швидкість осадження частинок дисперсної фази контролюється гідростатичним методом за допомогою дифманометра 6.

Сигнал  $u_1(t)$  виробляється формувачем вхідного сигналу 7 за командою управління  $q(t)$ . Сигнал на виході об'єкта  $y(t)$  вимірюється датчиком 6 та у вигляді напруги  $u_2(t)$  надходить на пристрій порівняння, де формується різниця сигналів:  $u(t) = u_1(t) - u_2(t)$ .

Оптимізатор 8 формує в залежності від різниці сигналів  $u(t)$  пошуковий сигнал  $u_n(t)$ , який подається на виконавчий механізм 12 через формувач керуючих впливів 9 та елементи екстремального регулятора 10, 11. На рис. 4.6 екстремальний регулятор із запам'ятовуванням екстремуму виділено пунктиром.

Параметр витрат на пошук екстремального регулятора характеризується залежністю  $p = y_e - y_c$ , де  $y_e$  – екстремальне значення статичної характеристики;  $y_c$  – середнє значення за період коливань  $T_e$  між двома максимумами  $y_e$  при пошуку, тобто час, необхідний для вимірювання  $y(t)$ . Система екстремального управління режимом осадження працює у відповідності з алгоритмом, описаним вище.

## 4.2. Способи автоматичного управління розвантаженням радіального згущувача

### 4.2.1. Розробка способу автоматичної стабілізації густини згущеного продукту

Проведені теоретичні та експериментальні дослідження субпроцесів стиснення і ущільнення осаду на дні радіального згущувача показали, що помітного зниження дисперсії густини згущеного продукту і стабілізації її на більш високому рівні можна досягти за умови, коли витримується певне співвідношення витрат дисперсної фази в ущільненому осаді та згущеному продукті. Дійсно, як показано в підрозділі 2.5, густина згущеного продукту в значній мірі визначається цим співвідношенням; але суттєво залежить і від інших параметрів процесу згущення: витрат суспензії зони стиснення та її густини. Тому система автоматичної стабілізації густини згущеного продукту, побудована за принципом керування за збуренням, не завжди може забезпечити необхідну якість управління. Доцільним є використання у цьому разі комбінованих систем керування.

Комбіновані системи поєднують переваги принципів управління за збуренням та відхиленням: швидкість реакції на зміну збурення та точне регулювання незалежно від причини, що викликала це відхилення [141]. На рис. 4.7 наведено схеми реалізації комбінованого принципу управління.

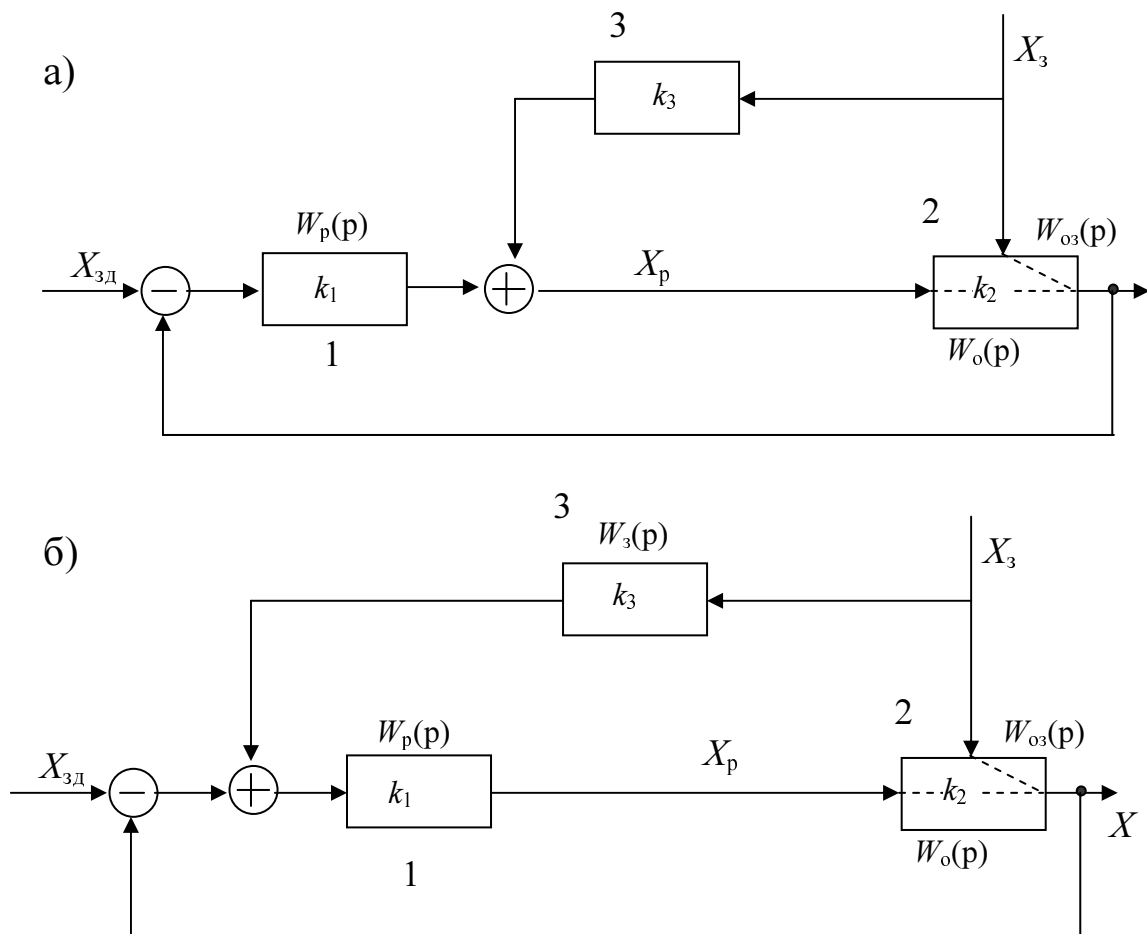
На рисунку показано, що заданий режим управління формується завданням, яке подається до елемента управління 1, а потім до об'єкта

управління 2. Блоком 3 позначено вимірювач збурення. Ступінь компенсації впливу збурення може бути різною в залежності від коефіцієнта підсилення  $k_3$  вимірювача 3. У разі необхідності можна повністю компенсувати негативний вплив збурення на роботу автоматичної системи. Але на практиці компенсувати дію усіх збурюючих впливів неможливо, тому що значна їх частина не піддається вимірюванню. Як показали дослідження, виконані в розділі 2, доцільним є компенсація основного збурення, яке найбільш різко впливає на регульовану величину – зміна співвідношення витрат ущільненого осаду і згущеного продукту.

Згідно з рисунком 4.7, а для комбінованої автоматичної системи можемо записати, що регульовна величина:

$$X = k X_{3д} / (1 + k) - (k_2 - k k_3) X_3 / (1 + k), \quad (4.9)$$

де  $k$  – коефіцієнт підсилення системи ( $k = k_1 k_2$ ).



**Рис. 4.7.** Структурна схема реалізації комбінованого принципу управління для стабілізації густини згущеного продукту з подачею додаткового імпульсу: а – на вхід об’єкта; б – на вхід регулятора



В комбінованих системах принцип управління за відхиленням реалізується за допомогою головного зворотного зв'язку, а принцип управління за збуренням – за допомогою компенсаційного зв'язку. Як видно з (4.9), принцип комбінованого управління дозволяє реалізувати принцип інваріантності: повну або часткову незалежність регульованої величини та закону зміни збурень, які діють на автоматичну систему.

Одна з переваг комбінованих систем управління полягає в можливості достатньо широко змінювати нахил статичної характеристики системи  $X = f(X_3)$ , де  $X$  – регульована величина, а  $X_3$  – основне зовнішнє збурення. Така можливість забезпечується відповідним вибором коефіцієнта  $k_3$  зв'язку за збуренням. Вибір нахилу статичної характеристики не пов'язаний із загальним коефіцієнтом підсилення контуру зворотного зв'язку. Комбінована система може мати великий нахил характеристики при високому коефіцієнті підсилення системи. Друга перевага виявляється при розв'язуванні проблем динаміки й точності. За допомогою відповідного настроювання параметрів замкненого й розімкненого контурів можна незалежно забезпечити потрібну якість перехідного процесу при бажаному статизмі. Відповідним підбором параметрів системи досягається виконання умов інваріантності САК.

Виконання умов інваріантності дає можливість усунути усталену складову похибки лінійної системи керування, що її спричинюють збурення, за якими здійснюють компаундуючі зв'язки (досягають повної або абсолютної інваріантності). Похибка, що її спричинюють інші збурення, зв'язком за даним збуренням не усувається. Фізичне пояснення повного усунення похибки пов'язане з наявністю в системі двох каналів для передачі дії збурення на дану інваріантну величину. Тут можлива і недокомпенсація, і перекомпенсація похибки. Виконання умов інваріантності не впливає на умови стійкості системи, бо компаундні зв'язки розімкнені.

Зв'язок за збуренням є чисто детермінованим, тобто потребує точного розрахунку значень параметрів системи для кожного згущувача. На параметри зворотного зв'язку за відхиленням регульованої величини не накладають таких жорстких вимог. Цей зв'язок реалізується у вигляді коректора, який повинен компенсувати вплив усіх завод, дію яких не враховують у розрахунку зв'язку за збуренням, а також всіх неточностей цього розрахунку.

Із структурної схеми комбінованої системи видно, що:

$$\begin{aligned} X(p) &= W_0(p) X_p + W_{0_3}(p) X_3(p), \\ X_p(p) &= W_p(p)[X_{зд}(p) - X(p)] - W_3(p) X_3(p). \end{aligned}$$

Виключивши  $X_p(p)$ , отримаємо:

$$X(p) = W_0(p) \{ W_p(p) [ X_{3д}(p) - X(p) - W_3(p) X_3(p) ] \} + W_{03}(p) X_3(p).$$

Звідки:

$$X(p) [1 + W_0(p) W_p(p)] = W_0(p) W_p(p) X_{3д}(p) + X_3(p) [W_{03}(p) - W_0(p) W_3(p)];$$

$$X(p) = \frac{W_0(p) W_p(p)}{1 + W_0(p) W_p(p)} X_{3д}(p) + \frac{W_{03}(p) - W_0(p) W_3(p)}{1 + W_0(p) W_p(p)} X_3(p);$$

$$X(p) = \frac{W_0(p) W_p(p)}{1 + W_0(p) W_p(p)} \cdot \left\{ X_{3д}(p) + \left[ \frac{W_{03}(p)}{W_0(p) W_p(p)} - \frac{W_3}{W_p(p)} \right] X_3(p) \right\}.$$

Із останньої формули витікає, що регулівна величина не буде відхилятися від усталеного значення при виборі передавальної функції пристрою вводу впливу за збуренням за умови:

$$W_3(p) = \frac{W_{03}(p)}{W_0(p)}. \quad (4.10)$$

Ця умова є умовою абсолютної інваріантності регулівної величини відносно збурюючого впливу.

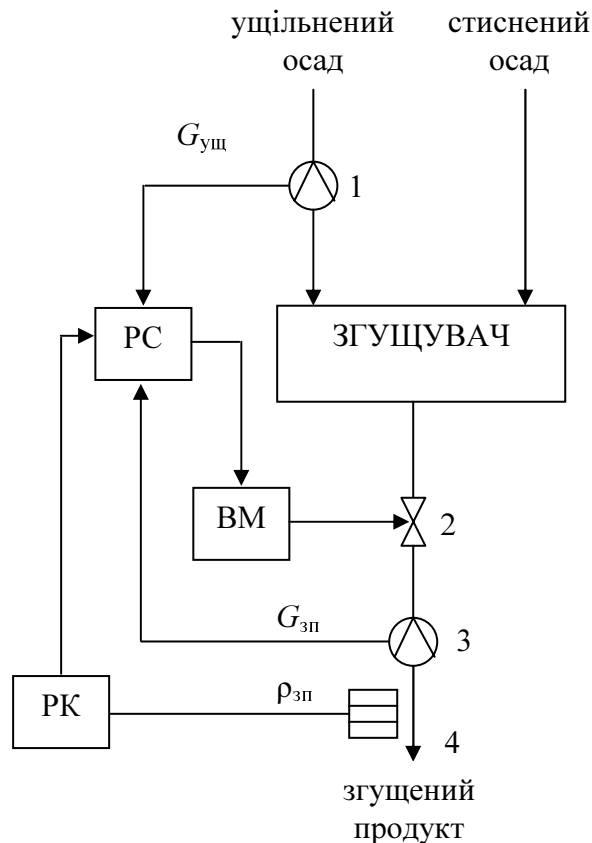
Аналогічно можна показати, що умови абсолютної інваріантності для системи, показаної на рис. 4.7,б виконуються у разі:

$$W_3(p) = \frac{W_{03}(p)}{W_0(p) W_p(p)}. \quad (4.11)$$

Виконання умов інваріантності (4.10) чи (4.11) не завжди можливе, так як передавальні функції пристрою введення збурення  $W_3(p)$ , отримані за цими формулами, можуть бути або фізично нереалізованими, або їх технічна реалізація дуже складна. Звичайно намагаються пристрій введення збурення виконати у вигляді елементарних ланок, що легко технічно реалізуються. Ці ланки тільки в окремих випадках дозволяють виконати умови абсолютної інваріантності. Тому необхідно вирішити задачу вибору настройки пристрою введення впливу за збуренням, за якого буде здійснено найкраще наближення до умов абсолютної інваріантності.

Виходячи з (2.20), задача стабілізації густини згущеного продукту може бути вирішена регулюванням співвідношення витрат ущільненого осаду, який перегрібається до розвантажувальної лійки, та витрат згущеного продукту, який вивантажується з лійки згущувача. Задане співвідношення має підтримуватися зміною витрат згущеного продукту.

САР співвідношення витрат забезпечує стабілізацію густини згущеного продукту з мінімальними відхиленнями від завдання за умови, якщо гранична ступінь ущільнення осаду, густина суспензії зони стиснення та її витрати будуть залишатися незмінними. Коливання цих параметрів позначається на густині згущеного продукту. Тому САР співвідношення може бути доповнена контуром корекції заданого співвідношення за густиною згущеного продукту (рис. 4.8).



**Рис. 4.8. Регулювання густини згущеного продукту по збурюючому впливу**

На рисунку прийняті наступні позначення: РС – регулятор співвідношення; РК – коригуючий регулятор; ВМ – виконавчий механізм; 1 – датчик масових витрат ущільненого осаду; 2 – регулюючий орган; 3 – датчик масових витрат згущеного продукту.



витрат  $Q_3$ );  $W_5$  – оператор блоку множення ( $G_3 = Q_3 C_3$ );  $W_6$  – оператор блоку ділення ( $\frac{G_1}{G_3} = \lambda$ );  $W_7$  – оператор компенсуючого каналу КК (компаундний зв'язок);  $W_8$  – оператор перетворювача (датчика) масових витрат ущільненого осаду  $G_1$ ;  $W_{G_2}$  – оператор, що пов'язує  $\beta_{G_2}$  і  $G_2$  (масові витрати суспензії зони стиснення).

В комбінованій системі керуючий вплив виробляється внаслідок перетворення збурюючого діяння  $G_1$ . Керована змінна  $\beta$  стабілізується на заданому рівні за рахунок підтримки відповідного співвідношення  $\frac{G_1}{G_2} = \lambda$ . Співвідношення підтримується зміною об'ємних витрат  $Q_3 - (\mu)$ .

Компаундний зв'язок в такій комбінованій системі регулювання зменшує складову похибки, зумовлену другорядними збуреннями ( $G_2$ ).

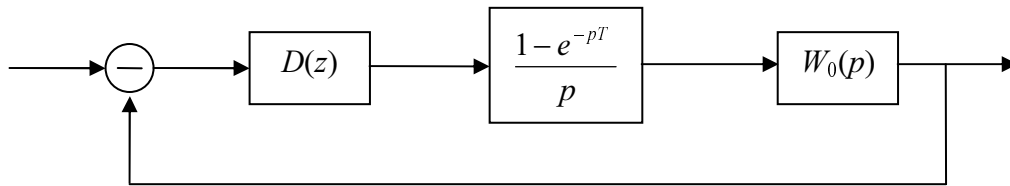
#### ***4.2.2. Синтез алгоритму управління субпроцесом транспортування ущільненого осаду***

Для забезпечення надійної та ритмічної роботи згущувача необхідно, щоб обсяги ущільненого осаду, який переміщується скребками ферми до розвантажувальної лійки, відповідали в усталеному режимі обсягу осаду, що вивантажується з лійки згущувача. Виконання цієї вимоги відповідає режиму ненакопичення осаду у згущувачі та забезпечує сталість навантаження на ферму.

З аналізу моделі транспортуючого механізму витікає, що висоту шару ущільненого осаду на дні згущувача можна ефективно стабілізувати при збурюючих впливах зміною частоти обертання ферми. У цьому випадку змінюється обсяг дисперсної фази, яка випадає в зону гребків ферми із зони стиснення, за проміжок часу між двома проходженнями ферми через одну й ту ж умовну точку на дні згущувача.

Для радіального згущувача з периферійним приводом небажаним є коливальний процес зміни такої керованої величини, як висота шару ущільненого осаду. Щоб забезпечити аперіодичний (монотонний) перехідний характер зміни керованої величини при роботі гребкового механізму згущувача, можна скористатися типовими алгоритмами управління. Раніше нами показано, що згущувач, як об'єкт управління, можна представити динамічною ланкою першого порядку із запізнюванням [130]. В цьому випадку задана якість перехідного процесу може бути забезпечена за допомогою *III* – алгоритму управління [166].

Для управління таким об'єктом можна використати узагальнену структуру цифрового управління (рис. 4.10).



**Рис. 4.10.** Узагальнена структура цифрового управління транспортуванням ущільненого осаду:  $D(z)$  – передавальна функція цифрового алгоритму управління;  $W_0(p)$  – передавальна функція об'єкта управління

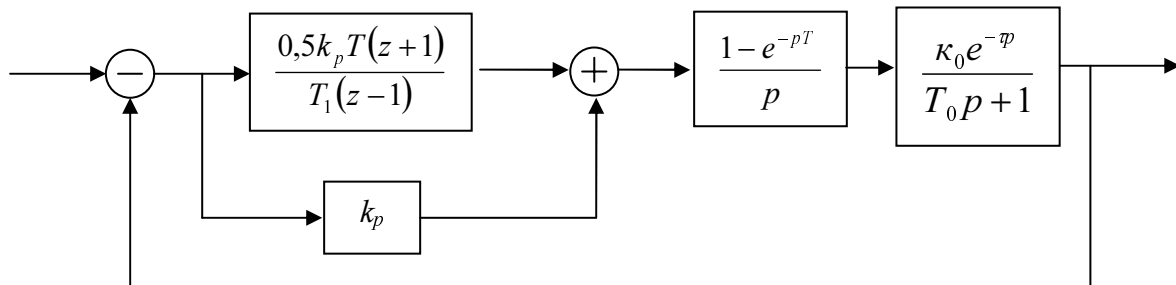
Синтез параметрів цифрового алгоритму управління транспортуванням ущільненого осаду за умови забезпечення монотонного перехідного процесу та результати перевірки синтезу наведено нижче.

Синтезуємо параметри цифрового алгоритму управління за умови забезпечення монотонного перехідного процесу та перевіримо результати синтезу, отримавши графік перехідного процесу при одиничному вхідному ступінчастому впливові для випадку, коли передавальна функція  $W_0(p)$  має вигляд (2.38).

Параметри об'єкта, визначені в розділі 2, наведено нижче:

$k_0 = -0,8$  мм/‰;  $T_0 = 6720$  с;  $\tau = 498$  с;  $T = 110$  с ( $T$  – крок квантування, значення якого визначили за рекомендаціями [167]).

Згідно з наведеним раніше, вимоги умови про монотонний характер процесу можна виконати, якщо скористатися  $III$  – алгоритмом управління. Тоді структурна схема цифрової системи буде мати вигляд (рис. 4.11).



**Рис. 4.11.** Структурна схема цифрової САУ

Згідно рекомендацій [168], умови одержання монотонного перехідного процесу у даному випадку виглядають таким чином:

$$k_p = \frac{1 - e^{-\lambda T}}{k_0 \left( e^{\frac{T}{T_0}} - 1 \right) \left( 1 + N(1 - e^{-\lambda T}) \right)}, \quad T_1 = \frac{T}{e^{\frac{T}{T_0}} - 1}, \quad k_1 = \frac{k_p}{T_1}, \quad (4.12)$$

де  $\lambda = 0,01 \dots 0,1$  – коефіцієнт, що визначає швидкість системи ( $\lambda = 0,01$ );  $N$  – найбільше ціле число від ділення  $\tau$  на  $T$ :

$$N = \frac{\tau}{T} = \frac{498}{110} = 4$$

При заданих параметрах об'єкта знаходимо, що  $k_p = -13,26$ , а  $T_1 = 6414$  с.

Запишемо тепер  $z$ -передавальну функцію зведеної неперервної частини системи за умови, що  $\tau = NT = 4T$ :

$$W_{3H}(z) = z \left( \frac{1 - e^{-pT}}{p} \frac{k_0 e^{-p\tau}}{T_0 p + 1} \right) = \frac{z-1}{z} z \left( \frac{k_0 e^{-4pT}}{p(T_0 p + 1)} \right) = \frac{k_0 \left( 1 - e^{-\frac{T}{T_0}} \right)}{z^4 \left( z - e^{-\frac{T}{T_0}} \right)}. \quad (4.13)$$

Пам'ятаємо, що  $e^{-4pT} = z^{-4}$ .

З врахуванням одержаного структурна схема (рис. 4.11) набирає вигляду (див. рис. 4.12).

$Z$  – передавальна функція III – алгоритму управління згідно рис. 4.13:

$$D(z) = \frac{0,5 k_p T (z + 1)}{T_1 (z - 1)} + k_p - \frac{\alpha z + b}{z - 1}, \quad (4.14)$$

$$\text{де: } \alpha = \frac{0,5 k_p T}{T_1} + k_p, \quad b = \frac{0,5 k_p T}{T_1} - k_p \quad (4.15)$$

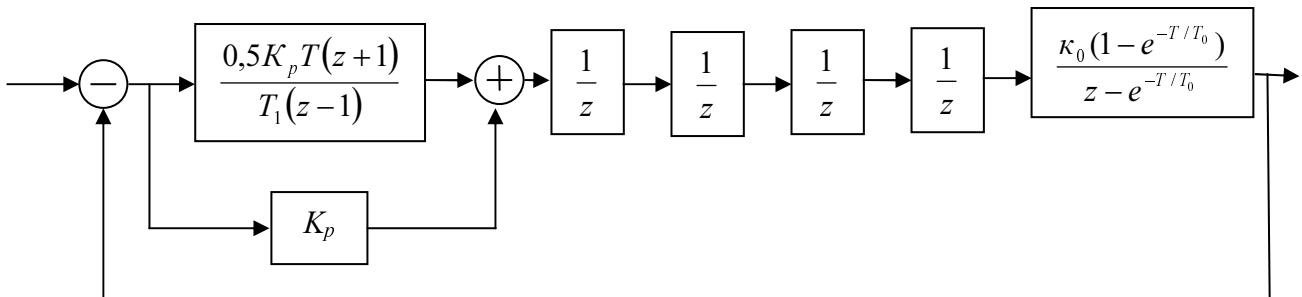


Рис. 4.12. Структурна схема цифрової САУ у просторі сигналів

Запишемо (4.14) таким чином:

$$D(z) = \frac{a+b}{z-1} + a. \quad (4.16)$$

Позначимо:

$$k_0(1 - e^{-T/T_0}) = c, \quad e^{-T/T_0} = d. \quad (4.17)$$

Враховуючи (4.14) та (4.15), складемо розрахункову структурну схему цифрової САУ (рис. 4.13).

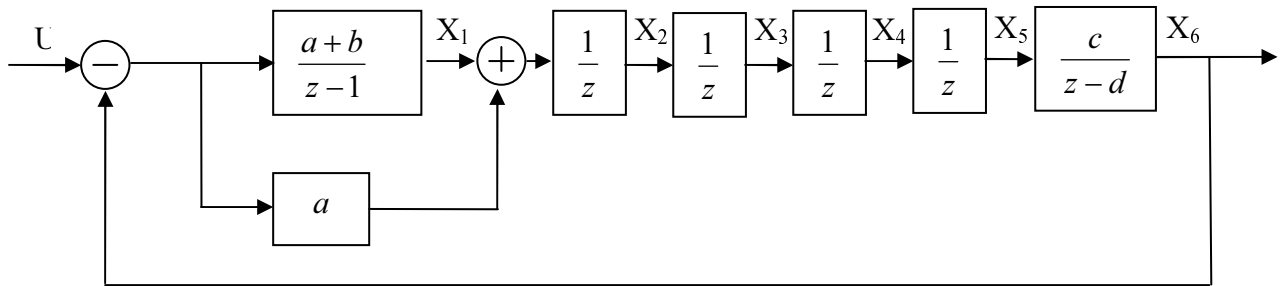


Рис. 4.13. Розрахункова структурна схема цифрової САУ

Наведена структурна схема дозволяє записати різницеві рівняння САУ у просторі стану. Для цього у відповідності з рис. 4.13 запишемо  $z$ -передавальні функції елементів структурної схеми:

$$\begin{aligned} \frac{a+b}{z-1} &= \frac{X_1(z)}{U(z) - X_6(z)}, & \frac{1}{z} &= \frac{X_2(z)}{X_1(z) + a[U(z) - X_6(z)]}, \\ \frac{1}{z} &= \frac{X_3(z)}{X_2(z)}, & \frac{1}{z} &= \frac{X_4(z)}{X_3(z)}, \\ \frac{1}{z} &= \frac{X_5(z)}{X_4(z)}, & \frac{c}{z-d} &= \frac{X_6(z)}{X_5(z)}. \end{aligned}$$

Звідси різницеві рівняння у  $z$ -формі:

$$\begin{aligned} (z-1)X_1(z) &= (a+b)[U(z) - X_6(z)], \\ z \cdot X_2(z) &= X_1(z) - a \cdot X_6(z) + a \cdot U(z), \\ z \cdot X_3(z) &= X_2(z), \\ z \cdot X_4(z) &= X_3(z), \\ z \cdot X_5(z) &= X_4(z), \\ (z-d)X_6(z) &= c \cdot X_5(z). \end{aligned} \quad (4.18)$$



За даними (4.18) різницеві рівняння САК просторі стану у часовій формі:

$$\begin{aligned}
 X_1(n+1) &= X_1(n) - (a+b)[X_6(n) + U(n)], \\
 X_2(n+1) &= X_1(n) - a[X_6(n) + U(n)], \\
 X_3(n+1) &= X_2(n), \\
 X_4(n+1) &= X_3(n), \\
 X_5(n+1) &= X_4(n), \\
 X_6(n+1) &= c \cdot X_5(n) + d \cdot X_6(n).
 \end{aligned}
 \tag{4.19}$$

Реалізацію математичної моделі (4.19) синтезованої цифрової системи виконаємо за допомогою спеціальної програми PROGR 1 в пакеті Mathcad [169]. Перехідний процес наведено на рис. 4.14. Як бачимо, перехідний процес в системі буде аперіодичним.

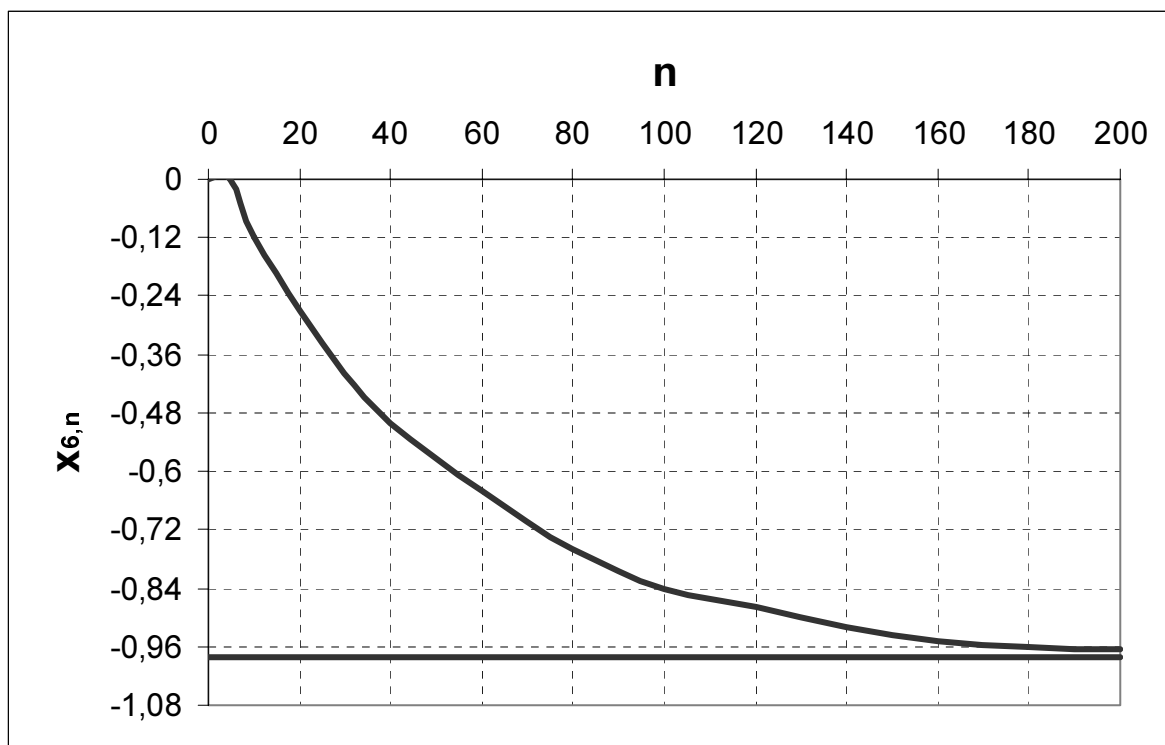


Рис. 4.14. Перехідний процес в системі стабілізації висоти шару осаду

### 4.3. Моделювання роботи системи управління процесом згущення

#### 4.3.1. Моделювання роботи системи екстремального управління розімкненого типу

Для комп'ютерного моделювання роботи системи екстремального керування за збуренням за алгоритмом (4.1) імітували зміну параметрів суспензії живлення.

Моделювання базувалося на результатах досліджень ймовірнісних характеристик параметрів суспензії живлення реального промислового процесу, проведених в розділі 3.

У відповідності з отриманими у цьому розділі даними про закон розподілу значень параметрів суспензії реального процесу та статистичними характеристиками цих параметрів генерувалися випадкові числа за допомогою команди «Генерація випадкових чисел» з пакету «Аналіз даних» програми Microsoft Excel.

Згенеровані таким чином дані використовувалися для розрахунку швидкості осадження дисперсної фази за отриманою в розділі 2 моделлю (2.2). Вміст концентрату у зливі згущувача визначався за формулою:

$$C_{зл} = 21,66 - 1,82 Y^{екс}, \quad (4.20)$$

де  $Y^{екс}$  – швидкість осадження дисперсної фази, мм/с.

Керуючі впливи – питомі витрати флокулянту, – визначалися за алгоритмом (4.1).

Об'ємні витрати флокулянту розраховувались із врахуванням величини керуючих впливів та середніх витрат суспензії живлення.

За даними імітаційного експерименту та результатами розрахунків вмісту концентрату у зливі, а також значеннями об'ємних витрат флокулянту розраховувались математичне сподівання, стандартне (середньоквадратичне) відхилення вмісту концентрату у зливі, а також середні питомі витрати флокулянту, та визначалася очікувана (прогнозна) ефективність розробленого алгоритму екстремального управління процесом згущення польовошпатового концентрату і проводилося його порівняння з іншими алгоритмами управління.

Приймаючи питомі витрати флокулянту і вміст концентрату у зливі при ручному управлінні за 100 %, можна пересвідчитися, що реалізація алгоритму екстремального управління, який враховує зміну іонного складу дисперсійного середовища, дозволяє на 52,2 % знизити вміст концентрату в зливі та на 19,8 % – витрати флокулянту у

порівнянні з ручним управлінням, і, відповідно, на 21,1% та 8,0 % у порівнянні з управлінням за алгоритмом, що забезпечує дозування флокулянту у відповідності зі зміною витрат дисперсної фази і площі поверхні частинок в суспензії живлення.

Раніше в промислових умовах на радіальному згущувачі П-50 піритного концентрату збагачувальної фабрики Гайського ГЗК нами визначалася якість роботи та ефективність систем автоматичного дозування флокулянту в процес згущення [122]. Порівнювалося дозування флокулянту у відповідності із зміною масових витрат дисперсної фази в суспензії живлення без врахування зміни величини  $pH$  середовища (лужності суспензії), екстремальне управління з врахуванням зміни лужності суспензії, та дозування за сталих витрат флокулянту ( $Q_{\phi} = \text{const}$ ).

Дослідження проводилися протягом 80 діб (по 120 змін для кожного із способів автоматичного керування). На період проведення випробувань система включалась в безперервну цілодобову роботу.

Середні значення вмісту концентрату в зливів та витрати флокулянту при ручному управлінні визначалися обробкою даних журналів відділу технічного контролю за два попередні місяці.

Перевірка алгоритмів автоматичного керування режимом осадження здійснювалася шляхом розрахунку і формування керуючих впливів на базі контрольованих значень вхідних параметрів процесу. Дозування флокулянту здійснювалося за допомогою дозатора [170], який забезпечував зміну витрат розчину ПАА з похибкою  $\pm 0,2\%$ . Управління дозатором забезпечувалося системою АДФР-5 [171].

В таблицю заносилися середньозмінні значення вмісту дисперсної фази у зливів та витрати флокулянту, які характеризували усталений режим роботи радіального згущувача.

Математичне очікування питомих витрат флокулянту для трьох різних способів дозування складало відповідно 7,16, 5,00 та 4,41 кг/т дисперсної фази, а математичне очікування вмісту концентрату у зливів згущувача – 40,21, 33,86 та 18,50 кг/м<sup>3</sup>, відповідно. Якщо питомі витрати флокулянту і вміст концентрату у зливів при ручному дозуванні прийняти за 100 %, то управління у відповідності із зміною витрат дисперсної фази в суспензії живлення дозволяє на 15,8 % знизити витрати концентрату і на 30,1 % – питомі витрати флокулянту.

Реалізація алгоритму екстремального управління, який враховував зміну величини  $pH$  дисперсійного середовища, дозволила на 54,0 % знизити втрати концентрату та на 38,4 % витрати флокулянту в порівнянні з ручним управлінням [122].

В табл. 4.2 та 4.3 наведено результати порівняння ефективності способів автоматичного управління процесами осадження польовошпатового та піритного концентратів.

**Таблиця 4.2. – Порівняння ефективності способів автоматичного управління процесом осадження польовошпатового концентрату (за результатами комп'ютерного моделювання)**

№	Варіанти управління	Вміст концентрату в зливі, кг/м <sup>3</sup>	Витрати флокулянту, л/год
1	Базовий режим (ручне управління $Q_{\phi} = \text{const}$ )	15,61 (100%)	95,6 (100%)
2	Дозування флокулянту у відповідності з витратами дисперсної фази	9,46 (60,6%)	83,19 (87,0%)
3	Екстремальне управління за збуренням (величина рН)	7,46 (47,8%)	76,64 (80,2%)

**Таблиця 4.3. – Порівняння ефективності способів автоматичного управління процесом осадження піритного концентрату (за результатами промислових випробувань)**

№	Варіанти управління	Вміст концентрату в зливі, кг/м <sup>3</sup>	Витрати флокулянту, кг/т тв.
1	Базовий режим (ручне управління $Q_{\phi} = \text{const}$ )	40,21 (100%)	7,16 (100%)
2	Дозування флокулянту у відповідності з витратами дисперсної фази	33,86 (84,2%)	5,00 (69,9%)
3	Екстремальне управління за збуренням (величина рН)	18,50 (46,0%)	4,41 (61,6%)

#### **4.3.2. Моделювання роботи системи екстремального управління субпроцесом осадження з пошуком екстремуму**

Проведені натурні експерименти на пілотній установці показали, що стала часу фізичної моделі згущувача по досліджуваному каналу управління не перевищує 50...60 с.

Робота системи екстремального керування пошукового типу, яка реалізує найпростіший алгоритм, описаний у підрозділі 3.5, змодельована в середовищі Visual Basic 6.0 [172]. Кроковий пошук здійснювався з інтервалом в одну хвилину.

Програма дозволяє імітувати дискретну або безперервну зміну кожного з чотирьох збурень  $X_2, X_3, X_4, X_5$  в межах, що відповідають реальним промисловим умовам.

При досягненні екстремуму програма перемикається на режим точного його відслідковування, для чого дискретність пошукових кроків збільшується на порядок.

В результаті моделювання крокової екстремальної системи (КЕС) і дослідження її на об'єкті були визначені параметри настройки системи.

Величина кроку виконавчого механізму (ВМ) була встановлена  $\Delta X_1 = \pm 0,2$ , тобто 20 кроків ВМ на діапазон зміни вхідної координати. Більше 20...25 кроків ВМ на діапазон зміни вхідної координати об'єкту встановлювати недоцільно: переміщення ВМ на крок після реверсу системи екстремального керування (СЕК) при цьому буде недостатнім. Надмірне зростання величини кроку ВМ призводить до зростання втрат на пошук.

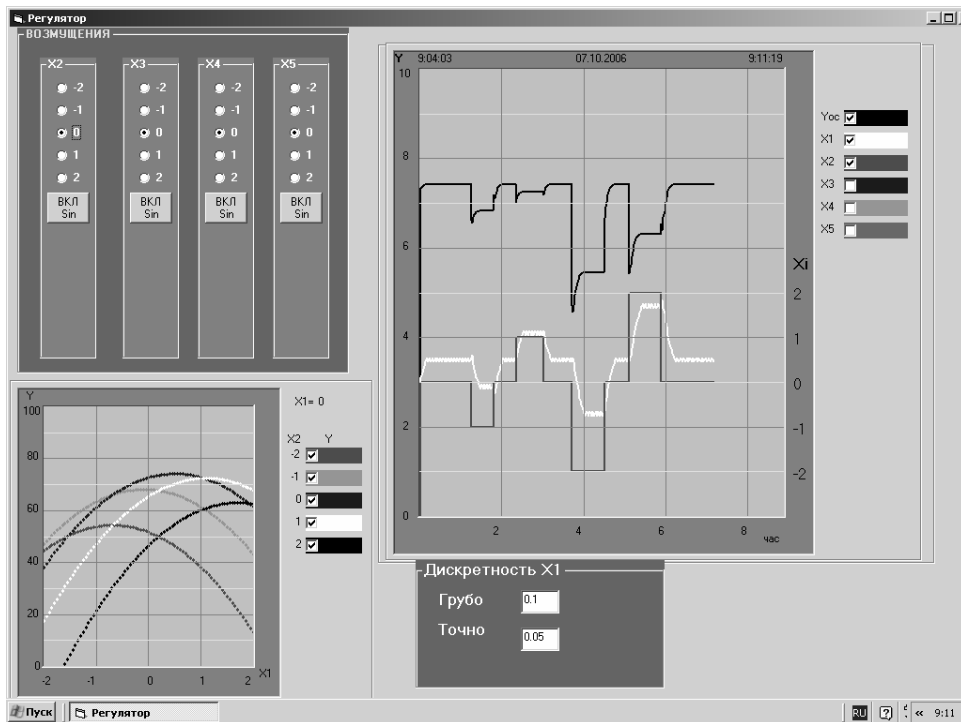
Інтервал  $\Delta t = 240$  с було обрано з умови забезпечення сталого пошуку після реверсу системи. Період комутатора  $T_k = 3\Delta t$  було вибрано з умови обов'язкового його спрацьовування не менше одного разу при пошуку екстремуму. Зона нечутливості сигнум-реле була встановлена 0,005. Ця величина наближена до верхньої межі, визначеної з умови відсутності хибних спрацьовувань системи під дією випадкових завад.

Аналіз результатів пошуку екстремуму об'єкта на фазовій площині показав, що екстремальна система відшукує оптимальне значення вхідної координати об'єкту  $Q_\phi$  до закінчення перехідних процесів в об'єкті, тобто здійснювала пошук, близький до оптимального. Зауважимо, що система відшуковувала і підтримувала оптимальний режим при впливі на об'єкт досить інтенсивних збурень.

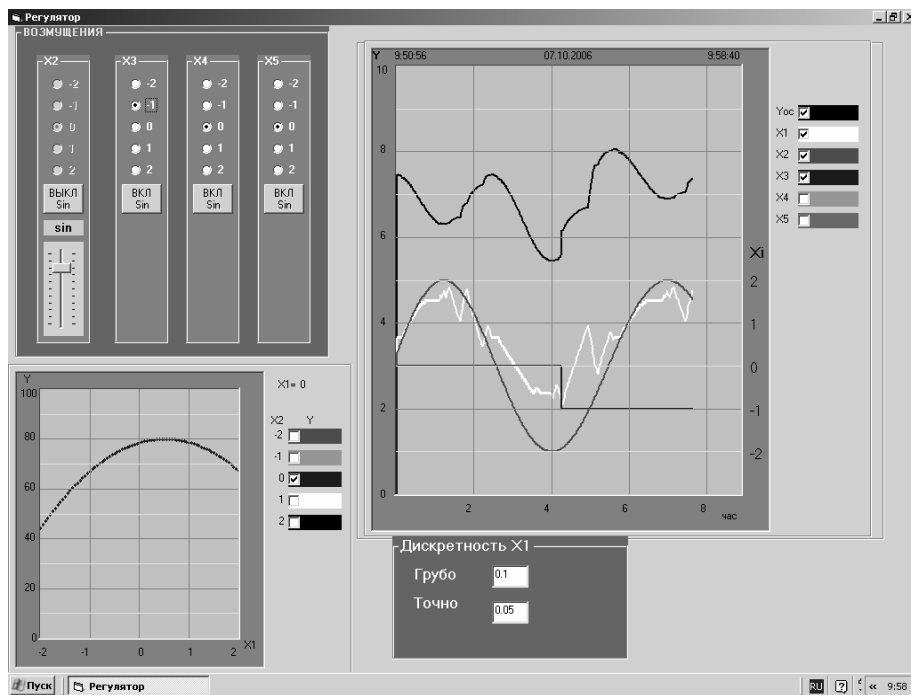
Ефективність роботи системи оптимізації в порівнянні з ефективністю ручного управління згущувачем оцінювалась зміною математичного очікування значення критерію оптимальності – швидкості осадження дисперсної фази суспензії.

Пошук екстремуму здійснюється протягом 36...48 хвилин. Для даного об'єкту така тривалість пошуку є прийнятною, так як за цей час під дією низькочастотних завад оптимальне значення початкової швидкості осадження дисперсної фази суспензії не встигне змінитися настільки, щоб оптимізатор не встиг його відшукати.

Перехідні процеси пошуку екстремуму, отримані в результаті моделювання для окремих випадків стрибкоподібної та синусоїдної зміни збурень, наведено на рис. 4.15 та рис. 4.16.



**Рис. 4.15.** Перехідні процеси при  $X_3, X_4, X_5 = 0$  та зміні  $X_2$  стрибком на  $\pm 25\%$  і  $\pm 50\%$



**Рис. 4.16.** Перехідні процеси при  $X_3, X_4, X_5 = 0$  та зміні  $X_2$  за гармонічним законом з періодом 0,5 і 0,2 год<sup>-1</sup>

В результаті проведених досліджень встановлено, що час пошуку екстремуму в екстремальній САУ має стійкий характер при дрейфі статичної характеристики в межах  $\pm 50\%$  від номінального значення і досягається за 9...12 кроків.

У випадку довільних та короточасних змін статичних характеристик об'єкта управління найкращі параметри пошуку досягаються при відхиленні цих характеристик в межах  $\pm 25\%$ , що в повній мірі відповідає технологічним вимогам.

Середнє значення швидкості осадження при роботі СЕК на фізичній моделі збільшувалася на 34% в порівнянні з середнім значенням при ручному управлінні, що відповідає зниженню вмісту концентрату в зливі згущувача на 6,3 кг/м<sup>3</sup>.

Результати оптимізації моделі промислового згущувача, який є досить складним об'єктом управління з великою інерційністю, за допомогою СЕУ крокового типу треба вважати задовільними, а роботу системи – ефективною.

#### **4.3.3. Моделювання роботи систем стабілізації густини згущеного продукту та висоти шару ущільненого осаду**

Моделі систем стабілізації густини згущеного продукту та висоти шару ущільненого осаду синтезовані та досліджені за допомогою програмного пакета GenieDAQ [173]. За можливостями організації інтерфейсу, математичний апарат, що використовується пакетом, перевищує засобами візуального програмування пакет MatLab 5.x фірми Math Work Inc [154]. Програма складається з вікна задачі (TASK1) та двох вікон зображень DISP1, DISP2). У вікні задачі встановлені арифметичні блоки і показані зв'язки між ними. Блоки розміщено у відповідності із структурними схемами систем (рис. 4.17). В блоках SCR програми написані мовою Visual Basic [175].

На дисплей виведено регулятори завдань і збурюючих діянь, межі зміни яких встановлено у відповідності з вихідними даними. Для зручності всі величини представлено у натуральних значеннях. Крім того, на екран виведено коефіцієнти підсилювальних ланок. Початкові значення всіх параметрів встановлюються перед запуском та можуть змінюватися в процесі роботи системи. Значення коефіцієнтів передачі і сталих часу періодичних ланок закладено в програму; доступ до них під час роботи модулюючої програми відсутній.





Для розімкненої системи завдання  $\alpha_{\text{роз.}}$  визначалося співвідношенням  $G_1/G_3$ , яке розраховується за формулою:

$$\lambda = \frac{G_1 \cdot K_{W8}}{\mu \cdot K_{W4} \cdot \beta \cdot K_{W3}}.$$

Система відпрацьовує різницю  $-(\alpha_{\text{роз.}} - \lambda)$ .

Якщо  $\alpha_{\text{роз.}}$  розраховується за наведеною вище формулою, то коефіцієнти  $K_{W1}$  та  $K_{W7}$  мають бути рівними. Завдання  $\alpha_{\text{роз.}}$  має нелінійну залежність від  $\beta$ . Тому для зручності роботи завдання розраховувалося за програмою по заданому значенню  $\beta$  з врахуванням коефіцієнтів ланки  $W_{\mu}$ .

Початкове значення  $\alpha_{\text{роз.}}$ , яке розраховується перед запуском, дорівнює 1. Для дослідження впливу величини співвідношення на поведінку системи необхідно одночасно змінювати коефіцієнти  $K_{W1}$  та  $K_{W7}$ . Так як ці коефіцієнти, як відмічалось, рівні, то достатньо змінити один з них –  $K_{W7}$ , – і його значення автоматично присвоюється програмою коефіцієнту  $K_{W1}$ . Вплив коефіцієнтів практично однаковий: зростання коефіцієнтів  $K_{W1}$ ,  $K_{W2}$  та  $K_{W7}$  зменшує похибку. Добуток  $K_{W2} \cdot K_{W7}$  обмежений стійкістю системи.

Для замкнутої системи завданням є величина концентрації  $\beta_{\text{зад}}$ . Можливі два варіанти:

- система замкнута і збережені всі зв'язки розімкненої системи. В цьому випадку завдання буде складатися з суми  $\alpha_{\text{замк.}}$  та  $\alpha_{\text{роз.}}$ , де  $\alpha_{\text{замк.}} = -(\beta_{\text{зад}} - \beta)$ . Для перевірки системи в цьому режимі достатньо підключити зворотний зв'язок після запуску системи;

- система замкнута і розірвані всі зворотні зв'язки розімкненої системи. Для створення такого режиму необхідно встановити  $K_{W7} = 0$ . Таку установку можна здійснити перед запуском або під час виконання програми шляхом установки в цифровому віконці  $K_{W7}$  значення «0». Завдання в цьому випадку дорівнює  $\alpha_{\text{замк.}}$ .

Стабільність параметра  $\lambda$  і точність розрахунків чи підбору коефіцієнтів, що впливають на величину  $\lambda$ , визначають стабільність і величину похибки відпрацювання завдання. На замкнуту систему без частинних зворотних зв'язків параметр  $\lambda$  не впливає.

Враховуючи, що сталі часу всіх ланок об'єкта управління мають високі значення (десятки і сотні хвилин), передавальні ланки регуляторів приймаються як підсилювальні.

Результати роботи системи реєструються на часовому графіку. Поточне положення регулюючого органа відображалось в мнемонічному і цифровому вигляді.

Інерційні властивості нелінійного об'єкту управління враховуються в моделюючій програмі за допомогою ланки запізнювання, що добавляється до аперіодичної складової.

При моделюванні за вихідний стан системи стабілізації прийнято середнє значення параметрів збурення та вихідних параметрів об'єкта. Досліджувався вплив збурень, коефіцієнтів передавальних (підсилювальних) ланок та інтервалу вимірювання на перехідний процес і похибку (відхилення від завдання) для випадку розімкненого зворотного зв'язку по вихідній змінній (стабілізація співвідношення масових витрат ущільненого осаду і згущеного продукту), та при замкненому зворотному зв'язку (корекція заданого співвідношення за густиною згущеного продукту).

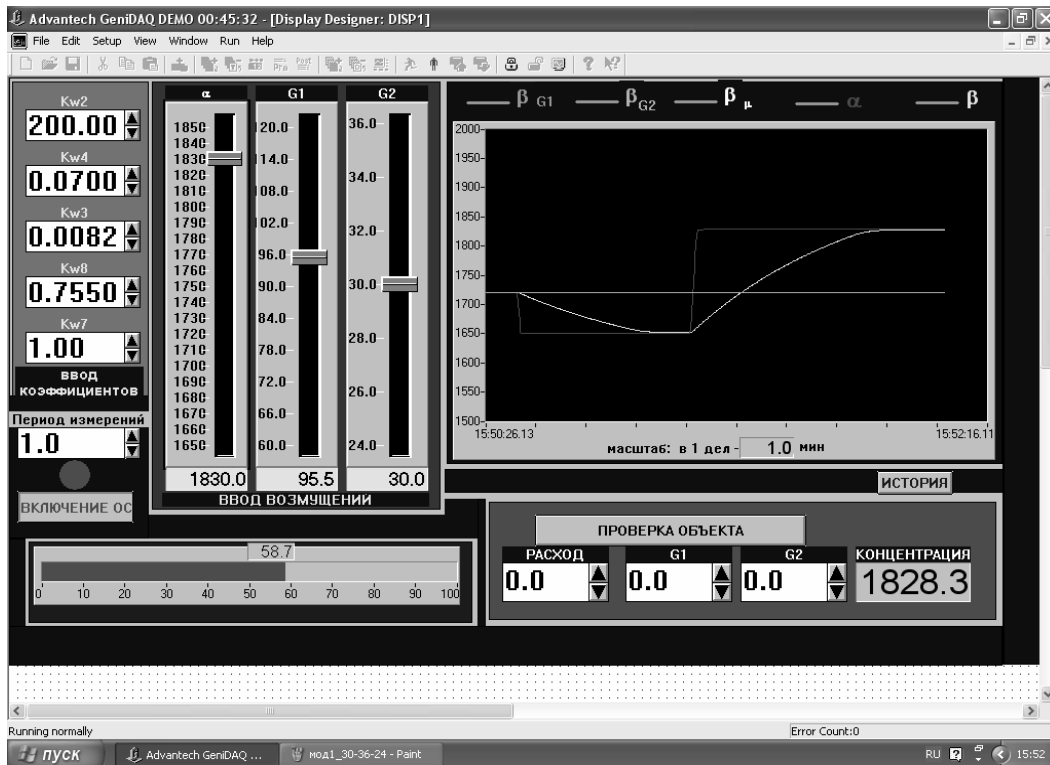
В результаті моделювання роботи системи стабілізації густини згущеного продукту шляхом управління співвідношенням масових витрат ущільненого осаду і згущеного продукту отримано графіки перехідних процесів, які ілюструють вплив зміни завдання регулятора САР на вихідну змінну за стабільних (середніх) значень збурень  $G_1$  і  $G_2$ . Як видно з рисунків, система переходить до нового усталеного стану (при зниженні величини завдання на 20 %) приблизно через 840 с; при зростанні завдання на 20 % – через 1020 с. При цьому статична похибка складає  $+30 \text{ кг/м}^3$  і  $-30 \text{ кг/м}^3$ , відповідно.

Імітація зміни величини збурення  $G_1$  на  $-10\%$  при  $G_2 = \text{const}$  і незмінному завданні показала, що регулятор компенсує вплив збурення практично повністю (статична похибка  $-3 \text{ кг/м}^3$ ) через 1020 с. Вихідна змінна приймає нове усталене значення через 1500 с при зростанні збурення на 20 %; статична похибка при цьому досягає  $\pm 45 \dots 46 \text{ кг/м}^3$ .

Статична похибка САР для випадку, коли об'єкт знаходиться під впливом збурення  $G_2$  ( $\pm 20\%$ ), складає  $\pm 17,5 \text{ кг/м}^3$ . Тривалість процесу регулювання – 1500 с.

Перехідний процес в системі, коли завдання регулятора змінено на  $+10\%$ , а величину збурення збільшено на 20 %, тривав 1380 с. Статична похибка складала  $\pm 11,6 \text{ кг/м}^3$ .

Таким чином, система стабілізації не завжди забезпечує високу якість регулювання, а час регулювання є досить тривалим. При введенні зворотного зв'язку процес регулювання прискорюється. На рис. 4.18 наведено графіки перехідних процесів в системі при середніх значеннях збурень  $G_1$ ,  $G_2$ , та зміні завдання від середнього спочатку на  $-20\%$ , а потім на  $+40\%$ . З рисунку видно, що САР забезпечує аперіодичний процес регулювання. Вихід на новий усталений режим здійснюється приблизно за 160 с в першому випадку і за 240 с – у другому випадку. Статична похибка не перевищувала  $\pm 1,7 \text{ кг/м}^3$ .



**Рис. 4.18. Перехідний процес при зміні завдання на  $-20\%$  та  $+40\%$  ( $G_1, G_2 = \text{const}$ )**

При імітації внесення збурюючого впливу по  $G_1$  ( $-20\% \dots +40\%$ ) при заданому середньому значенні густини і  $G_2 = \text{const}$  система справляється з роботою, забезпечуючи аперіодичний режим регулювання і вихід на нове усталене значення густини за 300 с. Статична похибка не перевищувала  $\pm 2,6 \text{ кг/м}^3$ .

При зростанні величини збурення  $G_2$  на 20 % система переходить до нового усталеного режиму за 540 с з статичною похибкою  $-0,8 \dots +1,2 \text{ кг/м}^3$ .

При одночасній зміні завдання на  $+10\%$  від середнього та зниження величини збурення  $G_1$  на 10 % система забезпечує перехід до нового усталеного стану за 510 с з статичною похибкою  $\pm 1,2 \text{ кг/м}^3$ .

Вплив одночасної зміни завдання на  $-20\%$  та величини збурення  $G_2$  на  $+20\%$  практично повністю компенсується системою регулювання за 300 с. Статична похибка складала  $\pm 0,1 \text{ кг/м}^3$ .

Для порівняння ефективності систем стабілізації густини згущеного продукту, які реалізують різні принципи автоматичного управління (за відхиленням, за збуренням та комбінованого управління), імітували зміну параметрів ущільненого осаду і суспензії зони стиснення за гармонічним законом та моделювали роботу систем.

Комп'ютерне моделювання базувалося на результатах досліджень ймовірнісних характеристик параметрів реального промислового процесу, проведених в розділі 3.

Фіксувалися задані та фактичні значення густини згущеного продукту, за якими розраховувалися математичне очікування та дисперсія вихідної змінної.

В табл. 4.4 наведено дані імітаційного експерименту та результати моделювання.

**Таблиця 4.4. – Порівняння ефективності систем стабілізації густини суспензії**

Показники якості стабілізації густини	Базовий режим (ручне керування)	Система керування		
		За відхиленням	За збуренням	Комбінована
Математичне очікування, кг/м <sup>3</sup>	1590	1680	1725	1810
Дисперсія, (кг/м <sup>3</sup> ) <sup>2</sup>	2320	820	640	400

Результати моделювання системи стабілізації густини згущеного продукту комбінованого типу показали наступне:

- якість перехідних процесів в САР відповідає технологічним вимогам;

- дисперсія вихідного сигналу «густина згущеного продукту» при управлінні за розробленим алгоритмом (4.9) знижується в 1,6 рази в порівнянні з управлінням за збуренням;

- математичне очікування вихідної змінної в порівнянні з базовим режимом (ручного управління) зростає на 21 %;

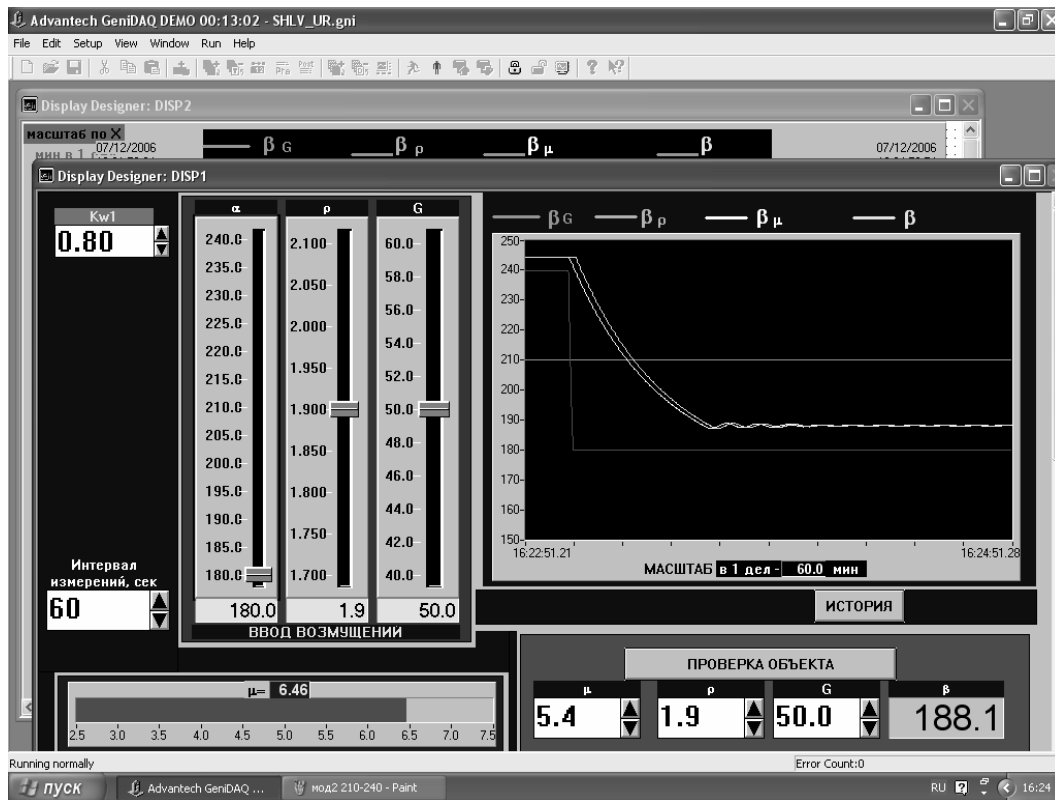
- система є стійкою при зміні параметрів процесу в межах  $\pm 20\%$  для  $G_1$  та  $\pm 10\%$  для  $G_2$ .

Модель систем стабілізації товщини шару ущільненого осаду синтезована та досліджена за аналогічною методикою.

Результати моделювання показали наступне.

Для всіх досліджених режимів роботи САР процес регулювання був слабкоколивальним, з амплітудою автоколивань, що не перевищувала 4...5 % від діапазону зміни вихідної величини. Статична похибка у всіх випадках не перевищувала  $\pm 1,5...2,0\%$  (9...10 мм висоти шару осаду). Вид перехідних процесів при  $G, \rho = \text{const}$  наведено на рис. 4.19.

Перехідні процеси для випадку  $kW_1 = 1$  за різної величини збурень носили коливальний характер.



**Рис. 4.19. Вид переходних процесів при  $G, \rho = \text{const}$**

Результати моделювання системи стабілізації показали наступне:

- дисперсія вихідного сигналу «висота шару ущільненого осаду» при управлінні за  $PI$  - алгоритмом знижується у 2,3 рази порівняно з базовим режимом (ручного управління);
- математичне очікування вихідної змінної зростає на 16,5 %;
- якість переходних процесів в САР відповідає технологічним вимогам;
- система є стійкою при зміні параметрів процесу в межах  $\pm 20\%$  для  $G_1$ ,  $\pm 10\%$  для  $\rho_{зп}$ , та зміні  $n$  в межах від  $3,6 \text{ год}^{-1}$  до  $7,2 \text{ год}^{-1}$ .

#### 4.4. Рекомендації для практичної реалізації систем

Змодельовані системи регулювання (стабілізації) та екстремального управління за збуренням за своєю структурою належать до аналогових систем. За допомогою комп'ютера з відповідними допусками і обмеженнями змодельовано аналогову модель відпрацювання сигналів. Побудова промислової системи за таким же принципом, як і моделі, є недоцільною, тому що не використовуються всі можливості комп'ютера; якість регулювання практично залежить від аналогових перетворювачів або програмних аналогових моделей.

Сучасні комп'ютерні дискретні системи регулювання, побудовані на основі програмного ПІД-регулятора мають перед аналоговими великі переваги, а саме:

- високу надійність систем;
- універсальність технічних засобів;
- можливість перепрофілювання;
- можливість дистанційного контролю і управління по двопрвідній лінії зв'язку, в т.ч. кількома системами одночасно;
- можливість оперативної дистанційної зміни параметрів ПІД - регулятора;
- спрощення обслуговування (відпадає потреба в самописцях, вимірювальних перетворювачах і т.п.);
- компактність (функції управління, контролю, реєстрації, архівації виконуються одним комп'ютером);
- існування широкої номенклатури технічних засобів для АСУ, що відрізняються високою надійністю, заводостійкістю, точністю перетворення сигналів досить дешевих і доступних вимірювальних датчиків;
- малі терміни розробки і введення в експлуатацію.

Для розробки системи на основі програмного ПІД-регулятора потрібні додаткові технічні засоби, що забезпечують ввід/вивід, обробку і передачу інформації.

Вихідними даними для вибору технічних засобів є кількість і характер вхідних та управляючих сигналів:

- аналогових вхідних – 6;
- цифрових вхідних – 1;
- аналогових вихідних – 3.

Цим даним мають відповідати інформаційні ресурси контролера з резервом по каналах і по посадочних місцях для модулів вводу-виводу.

Критеріями для вибору технічних засобів має бути оптимальна структура системи за числом задіяних модулів і кількістю каналів, можливістю вирішення задач контролю і управління, висока надійність при відносно невисокій вартості.

Вибір конкретних технічних засобів можна здійснити на основі вимог технічного завдання на розробку системи.

Рекомендований варіант структурної схеми системи управління представлено на рис. 4.20.



## ПІСЛЯМОВА

Техніко-економічні показники роботи радіальних згущувачів – питома продуктивність, втрати корисних елементів із зливами, вміст рідини в згущеному продукті та коливання його густини, залежать від ефективного управління процесом згущення. Відомі методи автоматичного керування процесом згущення не завжди дозволяють скористатися перевагами інтенсифікації процесу за рахунок застосування флокулянтів та суттєво знизити витрати дорогих реагентів, так як розроблені без врахування особливостей технології та будови радіального згущувача, а саме не враховують деякі особливості взаємодії флокулянтів з поверхнею дисперсної фази в дисперсійному середовищі із змінним іонним складом, примусового перегрівання ущільненого осаду до розвантажувальної лійки, де відбувається змішування ущільненого осаду з суспензією зони стиснення.

Розроблено нову структуру моделі об'єкта управління – процесу згущення суспензії в радіальному згущувачі з периферійним приводом, – яка на відміну від відомих, що включають субпроцеси осадження дисперсної фази та консолідації осаду на дні згущувача, ґрунтується на гіпотезі про змішування ущільненого осаду з суспензією зони стиснення в розвантажувальній лійці радіального згущувача та враховує особливості розвантаження згущувача: існування в згущувачі субпроцесів транспортування ущільненого осаду і змішування його із суспензією зони стиснення. Такий підхід забезпечив вищу точність математичного опису безперервного процесу згущення, і розробку досконалішої комплексної системи автоматичного управління радіальним згущувачем.

Експериментально встановлено закономірності субпроцесів осадження сфлукуюваної суспензії, стиснення й ущільнення осаду для різних типів концентратів і відходів збагачення кольорових та рідкіснometалічних руд в умовах одночасного комплексного впливу основних вхідних параметрів процесу. Встановлено, що радіальний згущувач за каналами управління «витрати флокулянту – швидкість осадження дисперсної фази» та основного збурення «величина  $pH$  – швидкість осадження дисперсної фази» має екстремум швидкості осадження від питомих витрат флокулянту, який дрейфує при зміні величини  $pH$ . Визначені умови, за яких екстремальний характер залежностей і дрейф екстремуму має враховуватися при розробці алгоритмів ефективного управління радіальним згущувачем, обґрунтована



доцільність застосування екстремального управління процесом осадження дисперсної фази для підвищення ефективності автоматизованого управління процесом згущення сфлокуюваної суспензії. Обґрунтовано вибір швидкості осадження дисперсної фази суспензії в якості цільової функції оптимізації процесу згущення.

Показано, що екстремальне управління процесом осадження концентрату можна реалізувати на базі принципу керування витратами флокулянту за основним збуренням – величиною  $pH$  суспензії живлення. Комп'ютерним моделюванням встановлена залежність оптимальних керуючих впливів від величини  $pH$ . Моделюванням роботи системи екстремального управління встановлено, що реалізація розробленого способу управління за алгоритмом (4.1) дозволяє знизити вміст концентрату у зливі та витрати флокулянту порівняно з ручним управлінням.

Розроблено спосіб екстремального управління режимом осадження концентрату за каналом «витрати флокулянту (ПАА) – швидкість осадження суспензії», який реалізує принцип крокового пошуку екстремуму на фізичній моделі згущувача, що суттєво скорочує тривалість пошуку. Шляхом комп'ютерного моделювання роботи СЕУ в середовищі Visual Basic 6.0 встановлено, що час пошуку екстремуму має стійкий характер при дрейфі статичної характеристики в межах  $\pm 50\%$  від номінального значення і досягається за 9-12 кроків. У випадку довільних та короткочасних змін статичних характеристик об'єкта управління час пошуку є мінімальним (36-48 хв) при відхиленні цих характеристик у межах  $\pm 25\%$ , що повністю відповідає технологічним вимогам. Реалізація алгоритму екстремального управління дозволяє знизити втрати концентрату у зливі згущувача, а також витрати флокулянту порівняно з ручним управлінням на 15,0 %.

Уперше розроблено аналітичну модель розвантаження радіального згущувача, яка на відміну від існуючих уявлень про механізм ущільнення дисперсної фази, базується на гіпотезі про змішування ущільненого осаду із суспензією зони стиснення в розвантажувальній лійці й адекватно описує фізичні процеси в радіальному згущувачі. Еквівалентна схема субпроцесу змішування може бути представлена як складена з елементів транспортного запізнювання та повного перемішування. Аналіз моделі показав, що густина згущеного продукту, який вивантажується з лійки згущувача, визначається параметрами ущільненого осаду і суспензії зони стиснення, та залежить від співвідношення витрат дисперсної фази в осаді й згущено-

му продукті. Мінімальна дисперсія заданої густини згущеного продукту досягається, як уперше встановлено, шляхом автоматичної підтримки заданого співвідношення масових витрат ущільненого осаду й згущеного продукту та коригування цього співвідношення за густиною згущеного продукту.

Розроблено спосіб комбінованого автоматичного управління процесом згущення суспензій, який поєднує принципи автоматичного керування за збуренням і відхиленням. При цьому новизна контуру керування за збуренням полягає в тому, що керуючий вплив – зміна витрат згущеного продукту – формується за співвідношенням масових витрат ущільненого осаду і згущеного продукту, а новизна контуру регулювання за відхиленням полягає в корекції цього співвідношення за густиною згущеного продукту. Результати комп'ютерного моделювання роботи комбінованої системи стабілізації густини згущеного продукту показали, що якість перехідних процесів в САР відповідає технологічним вимогам; дисперсія вихідного сигналу «густина згущеного продукту» при управлінні за розробленим алгоритмом знижується в 1,6 рази порівняно з управлінням за збуренням.

Вперше у формі передавальної функції розроблено аналітичну модель субпроцесу транспортування ущільненого осаду до розвантажувальної лійки радіального згущувача з периферійним приводом, яка з достатньою точністю (похибка  $\pm 7...8\%$ ) описує динаміку процесу. Модель зміни висоти шару ущільненого осаду для випадку одночасного впливу швидкості транспортування та витрат дисперсної фази на вході в зону ущільнення представлена у вигляді двох паралельно сполучених ланок – аперіодичної ланки та ланки запізнювання. Автоматична стабілізація висоти шару ущільненого осаду забезпечується розробленим новим способом, який реалізує принцип управління за відхиленням шляхом зміни частоти обертання ферми згущувача. Дослідження математичної моделі системи стабілізації, синтезованої за допомогою програмного пакету GenieDAQ, показало, що дисперсія вихідного сигналу «висота шару ущільненого осаду» при управлінні за розробленим алгоритмом знижується у 2,3 рази порівняно з базовим режимом (ручного управління); якість перехідних процесів в САР відповідає технологічним вимогам.

*При автоматизації процесу згущення можлива заміна трудомістких та витратних досліджень реальних промислових згущувачів лабораторним вивченням процесу осадження дисперсної фази суспензії й консолідації осаду в скляних циліндрах за загальноприйма-*

тою методикою. Застосування активного експерименту за планом Бокса-Хантера дозволяє значно скоротити необхідну кількість дослідів. Такий підхід до моделювання процесу осадження дозволяє розробляти засоби автоматизації процесу згущення на допроектному етапі розробки АСУТП, коли реального об'єкту автоматизації ще не існує.

Характеристики схем автоматизації, отримані шляхом моделювання роботи систем керування, дозволяють рекомендувати розроблені способи управління процесом згущення до широкого використання на збагачувальних фабриках як кольорової металургії, так і інших галузей промисловості.

**Подальші дослідження** процесу згущення сфлукуюваних суспензій необхідно скерувати на вирішення проблеми підвищення точності оптимального управління без зворотного зв'язку, яка зводиться, як відомо, до підвищення точності визначення коефіцієнтів моделі процесу осадження.

В розділі 2 була визначена структура моделі процесу осадження дисперсної фази (2.2). Найбільш суттєвими факторами, які можуть викликати зміни коефіцієнтів моделі, можуть бути мінералогічний та хімічний склад дисперсної фази і дисперсійного середовища. Як показано в [182], у випадках, коли дійсні значення коефіцієнтів відрізняються від середніх, що використовуються в моделі, оптимальному управлінню без зворотного зв'язку притаманні неусувні похибки. Отже, розробка алгоритмів оптимального адаптивного управління за збуренням, які дозволяли б періодично чи безперервно підстроювати модель процесу в режимі нормального функціонування об'єкту управління є актуальною науковою проблемою, яка має важливе практичне значення.

Напрямок вдосконалення СЕК пошукового (крокового) типу є оптимізація величини робочих кроків за результатами спостереження початкової стадії перехідного процесу після внесення керуючого впливу [148].

Ще одним перспективним напрямком вдосконалення способів управління режимом осадження сфлукуюваних суспензій може стати розробка замкнутих систем дозування флокулянту безпосередньо за величиною дзета-потенціалу на поверхні частинок дисперсної фази суспензії. Практична реалізація таких систем сьогодні можлива, враховуючи створення промислових датчиків величини дзета – потенціалу.

Подальшого дослідження вимагають і системи автоматичного регулювання густини згущеного продукту з точки зору оптимізації структури таких систем, їх технічного спрощення для зниження витрат на впровадження і експлуатацію. Тут перспективним є розвиток висунутої нами ідеї застосування принципу екстремального управління крокового типу. Реалізація системи, що моделює роботу оператора по управлінню розвантаженням згущувача, дозволить обмежити кількість технічних засобів одним датчиком густини згущеного продукту.

В рамках оптимального управління дільницею зневоднення концентрату (згущення, фільтрація, сушіння) необхідно провести оптимізацію цільової функції, виходячи з загальної задачі дільниці – мінімізації витрат на зневоднення концентрату. В окремих випадках локальне вирішення проблеми підвищення густини згущеного продукту може призвести до зростання вологості осаду фільтра і, таким чином, загальних витрат на зневоднення. Задача оптимізації процесу згущення в такому ракурсі до цього часу не розглядалася.

Необхідні дослідження і в області інтелектуалізації АСУТП зневоднення концентратів на збагачувальних фабриках. Для автоматизації дільниці зневоднення в цілому перспективним є впровадження сучасних інформаційних технологій і засобів штучного інтелекту (в тому числі експертних систем) для підтримки прийняття рішень як технологічного, так і економічного характеру. Управління виробництвом в цілому з врахуванням економічних факторів в свою чергу вимагає побудови систем комплексної автоматизації з врахуванням отриманих в цій роботі результатів.

## СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Гірничий енциклопедичний словник : у 2-х тт. / [за ред. В. С. Білецького]. – Донецьк : Східний видавничий дім, 2001. – Т. 1; 2002. – Т. 2.
2. Чуянов Г. Г. Обезвоживание и пылеулавливание / Г. Г. Чуянов. – Екатеринбург, 2003. – 196 с.
3. Гольдберг Ю. С. Обезвоживание концентратов чёрных металлов / Ю. С. Гольдберг, А. А. Гонтаренко. – М. : Недра, 1986. – 184 с.
4. Баттаглия А. Обезвоживание продуктов обогащения и циркуляция моечных вод / А. Баттаглия. – М. : Недра, 1967. – 346 с.
5. Пейчев И. Д. Современные конструкции сгустителей на углеобогатительных фабриках / И. Д. Пейчев. – М. : Недра, 1986. – 30 с.
6. Справочник по обогащению руд. Специальные и вспомогательные процессы / под ред. О. С. Богданова, Ю. Ф. Ненарокова. – [2-е изд., перераб. и доп.]. – М. : Недра, 1984. – 358 с.
7. Кулеша А. Колодзей Г. Системи автоматичного регулювання pomp // Ринок інсталяцій. – 2002. – № 9. – С. 8-9.
8. Szabo C. Despre actionarea bratului vaclor al decantoavelor pentru suspensii solide / C. Szabo, T. Covoescu // Mine, petrolsi gaze. – 1981, 32. – № 6. – С. 287-289.
9. Купеева Р. Д. Исследование процессов обезвоживания продуктов обогащения свинцово-цинковых руд / Р. Д. Купеева ; Сев.-Кавк. технол. ун-т. – Владикавказ, 1998. – 7 с. – Деп. в ВИНТИ 25.08.98, № 2657. – В.98.
10. Интенсификация сгущения шламов железных и медно-никелевых руд с использованием модифицированных флокулянтов / [Барский Л. А. и др.] // Комплексное освоение минеральных ресурсов Севера и Сев. Зап. СССР (европ. часть) : материалы Всес. Совещ., Петрозаводск, 1-4 июля, 1989. – Петрозаводск, 1990. – С. 183-187.

11. Барбин М. Б. О влиянии ПАВ и pH среды на отстаивание и фильтрование / М. Б. Барбин // Известия ВУЗов: Цветные металлы. – 1993. – № 3-4. – С. 2 – 4.
12. Вовк Н. Е. Расчёт гидравлических нагрузок на радиальные сгустители / Н. Е. Вовк // Горный журнал. – 1987. – № 6. – С. 32-34.
13. Ковкова Т. М. Совершенствование операции сгущения хвостовой пульпы / Т. М. Ковкова, В. И. Кибирев // Обогащение руд. – 2006. – № 3. – С. 54-55.
14. Ruiz M. C. Separation of liquid – liquid dispersions in a deep – lauer gravitu settler: Part 2. Mathematical modeling of the settler / M. C. Ruiz // Hydrometallurgy. – 1996. – 42, № 2. – С. 281-291.
15. Стальский В. В. Автоматизация управления процессами обезвоживания на обогатительных фабриках / В. В. Стальский. – М. : Недра, 1977. – 200 с.
16. Фролов В. С. Интенсификация процессов сгущения продуктов обогащения на Салаирском ГОКе / В. С. Фролов // III Конгресс обогатителей стран СНГ : тезисы докл. (20-23 марта 2001). – М. : Альтекс, 2001. – С. 62-63.
17. Елизаров А. Г. Теоретические основы и практические методы экономии флокулянтов при обогащении руд / А. Г. Елизаров // III Конгресс обогатителей стран СНГ : тезисы докл. (20-23 марта 2001). – М. : Альтекс, 2001. – С. 218.
18. Абрамов А. А. Обогащение руд цветных металлов / А. А. Абрамов, С. Б. Леонов. – М. : Недра, 1991. – 406 с.
19. Назаров В. П. Контроль нагрузки на ферму сгустителя / Назаров В. П., Лыгач В. Н., Макаров А. М. // Промышленность горно-химического сырья : сб. науч. работ. – М., 1973. – Вып. 4. – С. 64-65.
20. Мостика Ю. С. Обґрунтування геолого-економічних, технологічних та екологічних можливостей промислового освоєння техногенного родовища польвошпатової сировини / Ю. С. Мостика, В. М. М'якішев, К. Л. Шпильовий // Сучасні економічні можливості розвитку та реалізації мінерально-сировинної бази України і Росії в умовах глобалізації ринку

- мінеральної сировини : зб. наук. праць ІГН НАН України. – К., 2005. – С. 219-223.
21. Разработка и внедрение комплексной системы автоматического контроля и управления работой сгустителей на обогатительных фабриках : [отчёт]. – № ГР 75031764; инв. № Б653263, Запорожский филиал ВНИКИ «Цветметавтоматика» / Л. В. Шпилевой. – Запорожье, 1977. – 169 с.
  22. Yalcin T. Sedimentation characteristics of Cu-Ni mill thickener size estimation / T. Yalcin // CIM Bull. – 1988, 81. – № 910. – С. 69-75.
  23. Малыхин В. Ф. Совершенствование технологии сгущения медного концентрата / Малыхин В. Ф., Аманжолова М. А., Михайленко Ю. Д. // Изв. ВУЗов: Цветная металлургия. – 1987. – № 8. – С. 13-14.
  24. Абитаев М. Т. Сгущение медно-молибденового концентрата / М. Т. Абитаев // Изв. ВУЗов: Цветная металлургия. – 1987. – № 8. – С. 11-13.
  25. Ковалёв А. А. Перспективы применения высокомолекулярных флокулянтов полиакриламидного типа для кондиционирования оборотных и сточных вод предприятий россыпной золотодобычи / А. А. Ковалёв, М. А. Гурман, Е. А. Фещенко // Добыча золота: Проблемы и перспективы : докл. научн.-практ. семин. (Хабаровск, 25-27 нояб., 1997). – Хабаровск, 1997. – Т. 2. – С. 226-231.
  26. Иванов Г. В. Осветление оборотной воды при обогащении россыпных оловосодержащих руд / Г. В. Иванов, Л. Н. Меркушева. – Деп. ЦНИИцветмет экономики и информ. 14.04.87, № 1563. – ЦМ. 87.
  27. Білецький В. С. Технологія збагачення корисних копалин / В. С. Білецький, В. О. Смирнов. – Донецьк : Східний вид. дім, 2003. – 272 с.
  28. Ревнивцев В. И. Технический прогресс на обогатительных фабриках цветной металлургии / В. И. Ревнивцев. – М. : ЦНИИ цветмет экономики и информации, 1979. – 60 с.
  29. ОАО Завод ТРУД – Обоганительное оборудование [Электронный ресурс]. – Режим доступа : <http://www.zavodtrud.ru>.

30. Справочник по обогащению руд. Подготовительные процессы / под ред. О. С. Богданова, В. А. Олевского. – [2-е изд., перераб. и доп.]. – М. : Недра, 1982. – 366 с.
31. Кизевальтер Б. В. Теоретические основы гравитационных процессов обогащения / Б. В. Кизевальтер. – М. : Недра, 1979. – 295 с.
32. Смирнов В. О. Гравітаційні процеси збагачення корисних копалин / В. О. Смирнов, В. С. Білецький. – Донецьк : Східний вид. дім, 2005. – 300 с.
33. Wills B. A. Mineral processing technology / B. A. Wills. – Oxford, 2001. – 345 с.
34. De W. van Sichen. Analytik description of solid suspension settling / De W. van Sichen // Mineral and Vtn. Process. – 1994. – 11, № 2. – С. 118-120.
35. Попов Д. Н. Гидромеханика / Д. Н. Попов. – М. : Изд-во МГТУ им. Баумана, 2002. – 384 с.
36. Valdes Garcia Francisco L. Fundamentos quimico-coloidales de la sedimentacion de las pulpas acusas del mineral lateritico (I) / Valdes Garcia Francisco L. // Rev. tecnol. – 1984. – 14. – № 9. – С. 44-50, 76, 79.
37. Kos P. Review of sedimentation and thickening / P. Kos // Fine Particles Process: Proc. Int. Symp., Las Vegas, Nev., 1980. – New York, 1980. – С. 1594-1618.
38. Zeman P. Odvodnovani a zahustovani vmutu a kali / P. Zeman // Rudy. – 1985, 33. – № 4. – С. 94-96.
39. Небера В. П. Флокуляция минеральных суспензий / В. П. Небера. – М. : Недра, 1983. – 288 с.
40. Sworovska A. Flocculation of the syncrude fine tailings / A. Sworovska // Int. J. Miner. Process. – 2000, 60. – № 2. – С. 143-152.
41. Krumwiede Rainer. Kostenreduzierung bei der Schlammentwässerung durch optimiesirten Chemikalieneinsatz / Rainer Krumwiede // Aufbereit. Technik. – 1995. – № 2. – С. 64-68.
42. Bustos M. C. Settling velocities of particulate systems. A numerical method for solving Kynch seimentation process / M. Bustos, F. Concha // Int. J. Miner. Process – 1999. – 57. – № 3. – С. 185-203.



43. Досумов Ж. У. Интенсификация процесса сгущения шламов на обогатительной фабрике ПО "Каратау" / Досумов Ж. У., Спивак Ю. М., Ющенко М. И. ; Каз. политехн. ин-т. – Алма-Ата, 1990. – 11 с. – Деп. в КАЗ НИИНТИ 04.06.90, № 4066. – Ка. 90.
44. Kang Y. Characters of sedimentation of suspension flocculated or coagulated / Y. Kang // Trans. Nonferrous Metals Soc. China. – 1996. – 6. – № 4. – С. 20-25.
45. Плахина Л. Н. К вопросу осветления кислых пульп титаномагниевого производства / Л. Н. Плахина // Сб. научных трудов научно-исследовательского и проектного института по обогащению руд цветных металлов. – Казмеханобр, 1985. – № 28. – С. 109-114.
46. Фролов В. С. Исследование и оптимизация процессов обезвоживания продуктов углеобогащения на основе использования синтетических флокулянтов / В. С. Фролов, Е. А. Руш // 4-й конгр. обогатителей стран СНГ (19-21 марта 2003 : Материалы Конгресса. – Т. 1). – М. : Альтекс, 2003. – С. 37-39.
47. Елизаров А. Г. Водорастворимые полимеры и их возможности в горно-металлургическом производстве / А. Г. Елизаров // 4-й конгр. обогатителей стран СНГ (19-21 марта 2003 : Материалы Конгресса. – Т. 1). – М. : Альтекс, 2003. – С. 20.
48. Hogg R. Flocculation and dewatering / R. Hogg // International Journal Mineral Processing. – 2000. 58. – № 1-4. – С. 223-236.
49. Pearse M. J. Factors affecting the laboratory sizing of thickeners / M. J. Pearse // Fine Particles Process: Proc. Int. Symp., Las Vegas. Nev., 1980. – New York, 1980. – С. 1619-1642.
50. Tsurui Masao. Nuxoh kore kaucu / Tsurui Masao, Tokamori Takatsu // Journal Mining and Metallurgical Institute Japan. – 1983. – 99. – № 1139. – С. 25-29.
51. Ребиндер П. А. Поверхностные явления в дисперсных системах. Физико-химическая механика / П. А. Ребиндер. – М. : Наука, 1979. – С. 116.
52. Интенсификация процессов обезвоживания / [Каминский В. С., Барбин М. Б., Долина Л. Ф. и др.]. – М. : Недра, 1982. – 412 с.

53. Ghalambor A. Optimization of thickener performance / A. Ghalambor, W. Foreman, A. Hayatdavoudi // Mineral and Metallurgical Processing. – 1990. – 7. – № 4. – С. 189-197.
54. Kaiser M. Gezielter Einsatz von Flockungsmitteln in geschlossenen Waschwasserkreislaufen der Kies – und Sandaufbereitung / Kaiser M., Jung R., Hoberg H. // Aufbereit-Technik. – 1995. – 36. – № 1. – С. 5-11.
55. Domasch K. Zur Flockung und Eindickung wasriger Suspensionen / K. Domasch // Neue Bergbautechnik. – 1991. – 21. – № 1. – С. 37-41.
56. Технология и автоматизация производства калийных удобрений / [Пермяков Р. С., Егоров С. В., Колпиков Г. Г. и др.]. – Л. : Химия, 1973. – 275 с.
57. Головков Б. Ю. Автоматизация калийных обогатительных фабрик / Б. Ю. Головков, Г. Г. Колпиков, Л. А. Рейбман. – М. : Недра, 1983. – 200 с.
58. Головков Б. Ю. Системы и средства автоматизации обогатительных фабрик / Б. Ю. Головков. – М. : Недра, 1990. – 231 с.
59. Zimmels Y. Theory of Hindered sedimentation of polydisperse mixtures / Y. Zimmels // AIChE Journal. – 1983. – 29. – № 4. – С. 669-674.
60. Корякин В. М. Гравитационные уплотнения структурированных осадков в термодинамически равновесном состоянии / В. М. Корякин ; Кривой Рог, 1987. – 7 с. – Рукопись представлена НИПИ по обогащению и агломерации руд чёрных металлов. Деп. в Черметинформации, 15.07. 87, № 4067. – 4м. 87.
61. Thickening and clarification: how much do we really know about dewatering? / [Healy T. W., White L. R., Leong Y. K., Scales P. J.] // Process 19 Int. Miner. Congress: San Francisco, 1995. – Littleton, 1995. – С. 71-73.
62. Tobiczyk A. Badania procesu Klarowania i zageszczania zawiesiny osadow flotacyjnych w osadniku promieniowym / A. Tobiczyk // Przegląd Gornij. – 1981. – 37. – № 6. – С. 316-324.
63. Burber R. Simulation of the transient behaviour of flocculated suspensions in a continuous thickener / R. Burber, F. Concha // Proc. XX Int. Miner. Process Congr, Aachen, 21-26 Sept., 1997. Zellerfeld: Claussthal, 1997. – Vol. 4. – С. 91-101.

64. Tumidajski T. Stochastyczna analiza wlsnosci materialow uziarnionych i procesow ich rozdzialu / T. Tumidajski. – Krakow : Wydawniztwo AGH, 1997. – 89 с.
65. Автоматизация производства на углеобогатительных фабриках / [Л. Г. Мелькумов, В. А. Ульшин, М. А. Бастунский и др.]. – М. : Недра, 1983. – 295 с.
66. Clausing G. Automatisierter Schlamabzug aus einen Eindicker / G. Clausing // Bergakademie. – 1970. – 22. – № 10. – С. 588-591.
67. Папушин Ю. Л. К вопросу автоматического управления процессом сгущения отходов флотации / Ю. Л. Папушин, А. И. Самойлов // Наукові праці Дон. держ.техн. універ. – 2002. – Вип. 42. – С. 187-191. – (Серія гірничо-електромеханічна.).
68. Ульшин В. А. Адаптивное управление технологическими процессами : [монография] / В. А. Ульшин, Д. А. Зубов. – Луганск : изд-во ВНУ им. В. Даля, 2002. – 210 с.
69. Стальский В. В. Оптимальное управление комплексом сгустители-фильтры на обогатительной фабрике / В. В. Стальский, С. В. Стороженко // Изв. ВУЗ. Горный журнал. – 1992. – № 7. – С. 105-109.
70. Савицький О. І. Система автоматичного управління процесом декламації в умовах функціонування АСУ ТП / О. І. Савицький, В. А. Чубаров // Вісник КТУ. – 2004. – № 4.– С. 82-84.
71. Шпилевой Л. В. Автоматическое дозирование флокулянта в процессах сгущения / Шпилевой Л. В., Растяпин В. А., Говдя Ю. Д. // Автоматический контроль и управление при обогащении и металлургии цветных металлов. – Ташкент, 1980. – С. 23.
72. Шпилевой Л. В. Особенности автоматического регулирования разгрузки радиального сгустителя / Л. В. Шпилевой // Автоматизация металлургических процессов : сб. научных трудов ВНИКИ "Цветметавтоматика". – М., 1981. – Вып. 1 (19). – С. 59-62.
73. Шпилевой Л. В. Автоматическое дозирование флокулянтов в процессах сгущения / Шпилевой Л. В., Растяпин В. А., Говдя Ю. Д. – Запорожье, 1981. – Рукопись представлена

- запорожским филиалом ВНИКИ "Цветметавтоматика". Деп. в УкрНИИНТИ, 9.03.82, № 3349-82.
74. Шпилевой Л. В. Автоматическое управление осаждением пульпы в сгустителе / Л. В. Шпилевой, В. А. Растяпин // Теория и практика создания АСУ ТП химико-технологических производств : сб. научных трудов. – К., 1982. – С. 88-93.
  75. Ульшин В. А. Система автоматического управления процессами сгущения шламовых вод и осветления отходов флотации / Ульшин В. А., Кипа В. К., Золотарёв А. И. // Кокс и химия. – 1991. – № 1. – С. 37-40.
  76. Система автоматической стабилизации плотности песков сгустителя / [Щеклеина И. Л., Леонов Р. Е., Ерёмин Н. Я. и др.] // Горный журнал. – 1983. – № 5. – С. 42-45.
  77. Боровинский Б. А. Контроль и управление процессом сгущения при обогащении калийных руд / Б. А. Боровинский // Горный журнал. – 1997. – № 1. – С. 113.
  78. Растяпин В. А. Автоматизация процессов сгущения на обогатительных фабриках / В. А. Растяпин, Л. В. Шпилевой // Обзорная информ. : серия – Механизация и автоматизация производства на предприятиях цветной металлургии. – ЦНИИцветмет экономики и информации. – М., 1980. – 21 с.
  79. Способ автоматического управления коническим сгустителем / [Шпилевой Л. В., Говдя Ю. Д., Растяпин В. А., Овчаренко М. И., Лихошерстов А. А., Харламов Ю. А.]. – А.с. № 743694 (СССР). – Оpubл. в Б.И., 1980, № 24.
  80. Способ автоматического управления процессом сгущения / [Шпилевой Л. В., Говдя Ю. Д., Шапиро А. И., Лихошерстов В. В., Серебрянников Б. Л.]. – А.с. № 808098 (СССР). – Оpubл. в Б.И., 1981, № 8.
  81. Устройство для регулирования разгрузки сгустителя / Шпилевой Л. В., Фукс Л. Я. – А.с. № 924678 (СССР). – Оpubл. в Б.И., 1982, № 16.
  82. Способ автоматического управления работой сгустителя / Л. В. Шпилевой. – А.с. № 927266 (СССР). – Оpubл. в Б.И., 1982, № 18.

83. Способ автоматического управления работой сгустителя / Л. В. Шпилевой, А. П. Плотников, А. Ф. Кобцев, В. Я. Решетник. – А.с. № 550164 (СССР). – Оpubл. в Б.И., 1977, № 10.
84. Способ управления работой сгустителя / Л. В. Шпилевой, А. И. Шапиро, В. А. Растяпин. – А.с. № 571284 (СССР). – Оpubл. в Б.И., 1977, № 33.
85. Способ управления работой сгустителя / Л. В. Шпилевой, А. И. Шапиро, В. А. Растяпин, П. Я. Подосиновский. – А.с. № 578085 (СССР). – Оpubл. в Б.И., 1977, № 40.
86. Способ управления процессом сгущения пульпы / Л. В. Шпилевой, А. И. Шапиро, В. А. Растяпин. – А.с. № 589005 (СССР). – Оpubл. в Б.И., 1978, № 3.
87. Система автоматического управления выгрузкой сгущенного продукта / Л. В. Шпилевой, В. А. Растяпин, М. И. Овчаренко. – А.с. № 697143 (СССР). – Оpubл. в Б.И., 1979, № 42.
88. Способ автоматического управления процессом сгущения / [Л. В. Шпилевой, Ю. Д. Говдя, А. И. Шапиро, В. В. Лихошерстов, Б. Л. Серебрянников]. – А.с. № 808098 (СССР). – Оpubл. в Б.И., 1981, № 8.
89. Способ автоматического управления работой сгустителя / Л. В. Шпилевой. – А.с. № 844017 (СССР). – Оpubл. в Б.И., 1981, № 25.
90. Способ автоматического регулирования работы сгустительного гидроциклона / Д. Н. Копаница, А. А. Щелинский. – А.с. № 484004 (СССР). – Оpubл. в Б.И., 1975, № 47.
91. Патент № 110129 (ПНР). – Sposob dosowania flokulanta, swtaszcza do odmulnikow promieniowych I urzadzeniedo dozowania flokulanta / K. Piesniewski, J. Socik. – Оpubл. 15.05.81.
92. Способ управления процессом сгущения суспензии / Р. Х. Нуриев, С. В. Егоров. – А.с. № 517311 (СССР). – Оpubл. в Б.И., 1976. – № 22.
93. Шпилевой Л. В. Система "Разгрузка-1" : Информационный листок № 121 – 80 / Л. В. Шпилевой ; ЗЦИТИ. – Запорожье, 1980. – 1 с.
94. Zhijian Lu. Coal slurry thickening and clarification / Zhijian Lu, James Grau, Felicia F. Peng, Guozhang Xiao // World Coal. – 1999. – 8. – № 7. – С. 58-61.

95. Абрамов А. А. Обогащение руд цветных и редких металлов в странах Азии, Африки и Латинской Америки / А. А. Абрамов, С. И. Горловский, В. В. Рыбаков. – М. : Недра, 1991. – 312 с.
96. Кафаров В. В. Системный анализ процессов химической технологии: Процессы полимеризации / В. В. Кафаров. – М. : Наука, 1991. – 349 с.
97. Калянов Г. Н. Структурный системный анализ / Г. Н. Калянов. – М. : Лори, 1996. – 365 с.
98. Білецький В. С. Теорія і практика селективної масляної агрегації вугілля / В. С. Білецький, П. В. Сергєєв, Ю. Л. Папушин. – Донецьк, 1996. – 264 с.
99. Абделькарим Махд Бадави Эльджабали. Параметрический синтез систем автоматики для технологических объектов с упругими элементами : автореф. дисс. на соискание уч. степени канд. техн. наук : спец. 05.02.00 / Абделькарим Махд Бадави Эльджабали. – Харьков, 1994. – 22 с.
100. Бельнов В. К. Статистические методы оценки параметров математических моделей химических процессов / В. К. Бельнов. – М. : Изд-во МГУ, 1991. – 159 с.
101. Основы теории оптимального управления / [Кротов В. Ф., Лагоша Б. А., Лобанов С. М. и др.]. – М. : Высшая школа, 1990. – 429 с.
102. Васильков Ю. В. Компьютерные технологии вычислений в математическом моделировании / Ю. В. Васильков, Н. Н. Василькова. – М. : Финансы и статистика, 1999. – 256 с.
103. Статграфик : Руководство пользователя. – М., 2004. – 159 с.
104. Дьяконов В. Matlab: учебный курс / В. Дьяконов. – СПб. : Питер, 2001. – 560 с.
105. Карпов Ю. Г. Имитационное моделирование систем : введение в моделирование с AnyLogic 5 / Ю. Г. Карпов. – СПб. : БХВ-Петербург, 2006. – 390 с.
106. Руководство к практическим занятиям в лаборатории процессов и аппаратов химической технологии : [учеб. пособие для вузов] / под ред. П. Г. Романкова. – [6-е изд., перераб. и доп.]. – Л. : Химия, 1990. – 272 с.

107. Попов Р. Л. Технично-економическое обоснование целесообразности переработки лежалых отходов ХМФ с целью получения редкометальных и нефелин-полевошпатовых концентратов : отчёт УкрГИМРа по теме № 827/392 / Р. Л. Попов. – Симферополь, 2000. – 95 с.
108. Шломин А. Н. Физические свойства минерального сырья и методы их определения / А. Н. Шломин. – Днепропетровск, 1996. – 149 с.
109. Бондарь А. Г. Планирование эксперимента в химической технологии / А. Г. Бондарь, Г. А. Статюха. – К. : Вища шк., 1976. – 233 с.
110. Шахназарова С. Л. Методы оптимизации эксперимента в химической технологии / С. Л. Шахназарова, В. В. Кафаров. – [2-е изд., перераб, и доп.]. – М. : Высшая шк., 1985. – 327 с.
111. Папушин Ю. Л. Дослідження корисних копалин на збагачуваність / Ю. Л. Папушин, В. О. Смирнов, В. С. Білецький. – Донецьк : Східний вид. дім, 2006. – 344 с.
112. Козин В. З. Опробование, контроль и автоматизация обогатительных процессов / В. З. Козин, О. Н. Тихонов. – М. : Недра, 1990. – 343 с.
113. Шпильовий Л. В. Моделювання процесів консолідації дисперсної фази суспензії хвостів збагачення рідкіснометалевих руд / Л. В. Шпильовий // Збагачення корисних копалин : наук.-техн. зб. НГУ. – Дніпропетровськ, 2004. – Вип. 21 (62). – С. 92-100.
114. Статистична обробка даних / [Бабак В. П., Білецький А. Я., Приставка О. П., Приставка П. О.]. – К. : МІВВЦ, 2001. – 388 с.
115. Балакирев В. С. Экспериментальное определение динамических характеристик промышленных объектов управления / В. С. Балакирев, Е. Г. Дудников, М. А. Цилина. – М. : Энергия, 1967. – 232 с.
116. Жученко А. И. Динамика объектов с сосредоточенными параметрами / А. И. Жученко. – К. : НГУУ «КПИ», 2006. – 152 с.
117. Шпилевой Л. В. Об оптимизации режимов осаждения твёрдой фазы в сгустителе / Л. В. Шпилевой, В. А. Растяпин, Ю. Д. Говдя // Системы и средства контроля и управления : сб.

- научных трудов ВНИКИ "Цветавтоматика". – М., 1980. – Вып. 2 (18). – С. 69-74.
118. Шпильовий Л. В. Математична модель та алгоритм екстремального управління процесом осадження дисперсної фази суспензії / Л. В. Шпильовий // Автоматика. Автоматизація. Електротехнічні комплекси і системи ; Херсонський технічний університет. – 2006. – № 2 (18). – С. 38-44.
  119. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии : в 2 кн. / [под ред. В. Г. Айнштейна]. – М. : Логос ; Высшая школа, 2002. – Кн. 2. – 872 с.
  120. Білецький В. С. Оптимізація режиму осадження твердої фази у згущувачі / В. С. Білецький, Л. В. Шпильовий // Складні системи і процеси. – Запоріжжя, 2002. – № 2. – С. 78–82.
  121. Шпильовий Л. В. Математичне моделювання процесу осадження твердої фази хвостів флотації рідкісно-металічних руд / Л. В. Шпильовий, В. С. Білецький, П. В. Сергєєв // Вісник Криворізького технічного університету. – 2004. – Вип. 3. – С. 131-135.
  122. Автоматическое дозирование флокулянта в сгуститель / [Шпилевой Л. В., Растяпин В. А., Воробьев В. И. и др.] // Цветная металлургия. – 1982. – № 6. – С 38-39.
  123. Черепов А. Г. Методы исследования пористой структуры высокодисперсных пористых тел / А. Г. Черепов, Л. Н. Ворожбитов. – Л. : ЛТИ им. Ленсовета, 1984. – 72 с.
  124. Протодьяконов И. О. Гидромеханические основы процессов химической технологии / И. О. Протодьяконов, Ю. Г. Чесноков. – Л. : Химия, 1987. – 357 с.
  125. Шипачев В. С. Высшая математика / В. С. Шипачев. – [8-е изд., стер.]. – М. : Высш. шк., 2006. – 479 с.
  126. ОАО «СОЮЗЦВЕТМЕТАВТОМАТИКА» [Электронный ресурс]. – Режим доступа : [www.scma.ru](http://www.scma.ru).
  127. Электроконтактный уровнемер электропроводной жидкости: А.с. № 800662 (СССР): М. Кл.3 G 01 F 23/24 / Шпилевой Л. В. – № 2733426/18-10. Заявл. 05.03.79; Опубл. 30.01.81, Б.И. № 4.
  128. Белецкий В. С. Интенсификация осаждения шламов танталониобиевых руд / В. С. Белецкий, Л. В. Шпилевой //



- Благородные и редкие металлы : Труды Четвертой Международной конференции (22-26 сентября, 2003). – Донецк, 2003. – С. 252-253.
129. Шпильовий Л. В. Аналітична модель процесу транспортування ущільненого осаду в радіальному згущувачі / Л. В. Шпильовий // Вісник Криворізького технічного університету : зб. наук. праць. – Кривий Ріг, 2005. – Вип. 10. – С. 119-123.
130. Білецький В. С. Обґрунтування інформативності сигналу активної потужності електроприводу ферми згущувача / В. С. Білецький, Л. В. Шпильовий // Науковий вісник НГУ. – Дніпропетровськ: НГУ, 2006. – № 7. – С. 43-46.
131. Білецький В. С. Аналітична детермінована модель процесу згущення суспензії в радіальному згущувачі / В. С. Білецький, Л. В. Шпильовий // Науковий вісник Національного гірничого університету. – Дніпропетровськ: НГУ, 2006. – № 2. – С. 40-44.
132. Растринин Л. А. Системы экстремального управления / Л. А. Растринин. – М. : Наука, 1974. – 632 с.
133. Марюта А. Н. Автоматическое управление технологическими процессами обогатительных фабрик / А. Н. Марюта, Ю. Г. Качан, В. А. Бунько. – М. : Недра, 1983. – 277 с.
134. Долгин В. П. Автоматическое управление техническими и технологическими объектами и системами. Методы анализа систем и объектов / В. П. Долгин. – Севастополь : Изд-во СевНТУ, 2003. – 404 с.
135. Барский Л. А. Кибернетические методы в обогащении полезных ископаемых / Л. А. Барский, Ю. Б. Рубинштейн. – М. : Недра, 1970. – 312 с.
136. Проблеми моделювання та автоматизації проектування динамічних систем : зб. ст. / [редкол.: Є. О. Башков (голов. ред.) та ін.]. – Донецьк : ДонНТУ, 2005. – Вип. 78. – 272 с.
137. Синепольский В. С. Автоматическая оптимизация процессов обогащения как экстремальная задача / В. С. Синепольский, В. А. Ульшин // Автоматизация и АСУ ТП на угольных предприятиях : Труды ин-та Гипроуглеавтоматизация. – М., 1976. – Вып. 21. – С. 191-198.

138. Огарков М. А. Методы статистического оценивания параметров случайных процессов / М. А. Огарков. – М. : Энергоатомиздат, 1990. – 206 с.
139. Воронов В. А. Многоуровневая оптимизация процессов обогащения / В. А. Воронов. – М. : Недра, 1991. – 153 с.
140. Кафаров В. В. Анализ и синтез химико-технологических систем / В. В. Кафаров, В. П. Мешалкин. – М. : Химия, 1991. – 431 с.
141. Прокофьев Е. В. Автоматизация обогатительных процессов / Е. В. Прокофьев, А. Я. Комаров. – Свердловск : СГИ, 1990. – 85 с.
142. Кунцевич В. М. Импульсные самонастраивающиеся и экстремальные системы автоматического управления / В. М. Кунцевич. – К. : Техника, 1966. – 282 с.
143. Методы расширения экстремальных задач и смежные вопросы : сб. науч. тр. АН УССР, Институт кибернетики им. В. М. Глушкова / [редкол.: В. С. Михалевич (отв. ред.) и др.]. – К., 1989. – 89 с.
144. Гурман В. И. Принцип расширения в задачах управления / В. И. Гурман. – М. : Наука ; Физматмет, 1997. – 288 с.
145. Либерзон Л. М. Шаговые экстремальные системы / Л. М. Либерзон, А. Б. Родов. – М. : Энергия, 1969. – 96 с.
146. Казакевич В. В. Системы автоматической оптимизации / В. В. Казакевич, А. Б. Родов. – М. : Энергия, 1977. – 288 с.
147. Зубов Д. А. Розвиток методів і засобів адаптивного автоматизованого керування комплексом технологічних процесів вуглезбагачувальної фабрики : автореф. дис. на здобуття наук. ступеня докт. техн. наук : спец. 05.13.07 / Д. А. Зубов. – Кривий Ріг, 2005. – 35 с.
148. Моркун В. С. Ультразвуковой контроль характеристик измельченных материалов и адаптивное управление процессами измельчения-классификации руд на его базе : дис. ... докт. тех. наук : 05.13.07 / В. С. Моркун. – Кривой Рог, 1999. – 401 с.
149. Шпильовий Л. В. Особливості автоматизації радіального згущувача / Л. В. Шпильовий // Сталий розвиток гірничо-металургійної промисловості : зб. доповідей міжнародної

- науково-технічної конференції (Кривий Ріг, 18-22 травня, 2004). – 2004. – Т. 2. – С. 195-200.
150. Моркун Н. В. Оптимальне управління процесом осадження твердої фази хвостів флотації рідкіснометалічних руд / Н. В. Моркун, Л. В. Шпильовий // Вісник Криворізького технічного університету : зб. наук. праць. – 2006. – Вип. 2 (12). – С. 147-150.
151. Шпильовий Л. В. Екстремальне управління режимом осадження дисперсної фази промислових суспензій / Л. В. Шпильовий // Вісник Криворізького технічного університету : зб. наук. праць. – 2006. – Вип. 3 (13). – С. 150-155.
152. Шпилевой Л. В. Автоматизация процессов сгущения на обогатительных фабриках / Л. В. Шпилевой, В. С. Белецкий // V Конгресс обогатителей стран СНГ (23-25 марта 2005 г.). – М. : Альтекс, 2005. – Т. 4. – С. 296.
153. Шпильовий Л. В. Проблеми і технічні рішення з автоматизації радіального згущувача / Л. В. Шпильовий // Труды международной научно-технической конференции «Горная электромеханика и автоматика». – Донецк : ДонНТУ, 2003. – Т. 1. – С. 302-309.
154. Спосіб автоматичного керування роботою радіального згущувача: Пат. 65883 А Україна : МКІ В01 D21/00 / Шпильовий Л. В. – № 2003065709; Заявл. 20.06.03; Опубл. 15.04.04, Бюл. № 4. – 2 с.
155. Спосіб автоматичного керування процесом осадження твердої фази: Пат. 65879 А Україна : МКВ3 В01 D21/00 / Шпильовий Л. В., Білецький В. С. – № 2003065623; Заявл. 01.09.03; Опубл. 15.04.04, Бюл. № 4. – 2 с.
156. Спосіб автоматичного керування процесом осадження дисперсної фази суспензії в згущувачі: Пат. 76294 Україна: МКІ В01 D21/00 / Шпильовий Л. В. – № 20040706308; Заявл. 28.07.04; Опубл. 17.07.06, Бюл. № 7. – 3 с.
157. Спосіб автоматичного керування процесом згущення пульпи: Пат. 61372А; Україна : МКВ5 В01 D21/00 / Шпильовий Л. В., Білецький В. С. – № 2003010230; Заявл. 09.01.03; Опубл. 17.11.03, Бюл. № 11. – 2 с.

158. Гончаров А. Excel в примерах / А. Гончаров. – СПб. : Питер, 1997. – 336 с.
159. Щетинин В. И. Автоматическая система контроля гранулометрического состава пульпы «ГРАН» / В. И. Щетинин, Н. А. Сытых // Обогащение руд. – 2005. – № 3. – С. 26-27.
160. Моркун Н. В. Адаптивная система управления процессом магнитной сепарации железных руд на базе средств ультразвукового контроля : автореф. дисс. на соискание уч. степени канд. техн. наук : спец. 05.13.07 / Н. В. Моркун. – Кривой Рог, 2005. – 24 с.
161. Моркун Н. В. Адаптивная система управления / Н. В. Моркун // Вісник КТУ. – Кривий Ріг, 2004. – № 3. – С. 113-115.
162. Алгоритм адаптивного управления объектами с экстремальными характеристиками // Разработка рудных месторождений : научн.-техн. сб. Криворожского технического университета. – 2004. – Вып. 86. – С. 3-7.
163. Экстремальное управление техническими объектами в условиях помех / Моркун В. С., Цокуренько А. А., Моркун Н. В. и др. // Вісник Криворізького техн. ун-ту. – 2004. – № 4. – С. 67-70.
164. Методы классической и современной теории автоматического управления. Т. 2 : Синтез регуляторов и теория оптимизации систем автоматического управления / [Пупков К. А., Баркин А. И., Воронов Е. М. и др.]. – М. : Изд-во МГТУ им. Баумана, 2000. – 736 с.
165. Adams J. Thickener polymer control system / J. Adams // Mining Journal – 1998. – 330. – № 8476. – С. 305.
166. Згуровский М. З. Дискретно-непрерывные системы с управляемой структурой (теория, моделирование, применение) / М. З. Згуровский, В. А. Денисенко. – К. : Наук. думка, 1998. – 350 с.
167. Основы цифровых систем / [Барбаш І. П., Благодатний М. П., Жихарев В. Я. та ін.]. – Харків : Нац. аерокосм. ун-т “Харк. авіац. ін-т”, 2002. – 672 с.
168. Шаруда В. Г. Практикум з теорії автоматичного управління / В. Г. Шаруда. – Дніпропетровськ : НГА, 2002. – 414 с.

169. Очков В. Ф. Mathcad.7 Pro для студентов и инженеров / В. Ф. Очков. – М. : КомпьютерПресс, 1998. – 384 с.
170. Шпилевой Л. В. Дозатор реагентов малых расходов / Л. В. Шпилевой, Л. Я. Фукс, А. М. Горлов // Цветная металлургия. – 1982. – № 7. – С. 26-27.
171. Мальцев Н. Е. Новые модификации приборов и средств автоматизации для обогащения, металлургии и экологии / Н. Е. Мальцев // Цветные металлы. – 1999. – № 12. – С. 84-87.
172. Сайлер Б. Использование Visual Basic 6.0. Специальное издание / Б. Сайлер, Д. Споттс. – М. : QUE, 2006. – 278 с.
173. Eiselt E. Advantech GeniDAQ 4.1 / E. Eiselt, G. Pederoli // Advances in Optimization and Control. – Berlin : Springer, 2000. – 313 с.
174. Лазарев Ю. Ф. Початки програмування у середовищі MatLAB / Ю. Ф. Лазарев. – К. : Світ, 2005. – 160 с.
175. Глушак С. В. Самоучитель для работы на персональном компьютере / С. В. Глушак, А. С. Сурядный. – Харьков : Фолио, 2002. – 287 с.
176. Фалдин Н. В. Синтез оптимальных по быстродействию замкнутых систем управления / Н. В. Фалдин. – Тула : ТПИ, 1990. – 99 с.
177. Ицкович Э. Л. Эффективность автоматизации химико-технологического производства / Э. Л. Ицкович, Ю. Л. Клоков, Н. В. Шестаков. – М. : Химия, 1990. – 128 с.
178. Минскер И. Н. Методы анализа АСУ химико-технологическими процессами / И. Н. Минскер, Э. Л. Ицкович. – М. : Химия, 1990. – 120 с.
179. Гостев В. А. Экспресс-оценка эффективности АСУ / В. А. Гостев, Ю. А. Андрюхов // Экономическая эффективность АСУ. – Пермь : НИИУМС, 1978. – С. 48-49.
180. Дьяконов В. П. Компьютерная математика. Теория и практика / В. П. Дьяконов. – М. : Нолидж, 2001. – 1296 с.
181. Рыбин В. И. Анализ хозяйственно-финансовой деятельности предприятий и объединений / В. И. Рыбин, М. А. Пессель, З. В. Джамилинская. – М. : Финансы и статистика, 1984. – 351 с.

182. Созонник Г. Д. Цифровые системы управления / Г. Д. Созонник, В. К. Стеклов. – К. : Техника, 1991. – 190 с.
183. Krumwiede Rainer. Kostenreduzierung bei der Schlammentwässerung durch optimierten Chemikaliensatz / Krumwiede Rainer // Aufbereit-Technik. – 1995. – № 2. – С. 64-68.
184. Мори Сукэюки. Роль  $\xi$ -электродвижущего потенциала при флокуляции и диспергировании / Мори Сукэюки // Mining and Geotechnological Industrial Safety. Materials Process. 1990. – 2. – № 7. – С. 35-43.
185. Андреев Е. Е. О замера нагрузки машины по мощности, потребляемой её электродвигателем / Е. Е. Андреев, П. В. Кузнецов // Обогащение руд. – 1999. – № 4. – С. 41-43.
186. Новицкий И. В. Обоснование информативности сигнала активной мощности приводных двигателей барабанных мельниц / И. В. Новицкий, Ю. Г. Качан. – Днепропетровск, 1993. – 16 с. – Деп. в УкрНИИчермет 03.03.93, № 1131. – Ук. 93.
187. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии : в 2 кн. – Ч. 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты / Ю. И. Дытнерский. – М. : Химия, 1995. – 400 с.

Наукове видання

Л. В. ШПИЛЬОВИЙ

# **ТЕХНОЛОГІЧНІ ОСНОВИ АВТОМАТИЗАЦІЇ ПРОЦЕСУ ЗГУЩЕННЯ НА ЗБАГАЧУВАЛЬНИХ ФАБРИКАХ**

Монографія

Відповідальна за випуск  
Редактор  
Комп'ютерна верстка  
Дизайн обкладинки

Тимофєєва Г. В.  
Вільнянський В.  
Федоренко С. В.  
Венгренюк І. А.

Підп. до друку 04.05.2011. Формат 60x84 1/16. Папір офісний.  
Друк цифровий. Гарнітура Times. Ум. друк. арк. 10,7.  
Обл. вид. арк. 7,6. Зам.11092010. Наклад 300 пр.

Видавниче підприємство «Східний видавничий дім»  
(Державне свідоцтво № ДК 697 от 30.11.2001)  
83086, г. Донецьк, вул. Артема, 45  
тел./факс (062) 338-06-97, 337-04-80  
e-mail: svd@stels.net

УДК 622.794.7-52

**Шпильовий Л. В. Технологічні основи автоматизації процесу згущення на збагачувальних фабриках: [монографія] / Л. В. Шпильовий.** – Донецьк : Східний видавничий дім, Донецьке відділення НТШ, 2011. – 184 с.

**ISBN 978-966-317-087-9**

У монографії розглядається проблема автоматизації процесу згущення рудних пульп на збагачувальних фабриках. Викладені результати теоретичних та експериментальних досліджень закономірності осадження сфлокульованої суспензії в умовах зміни іонного складу дисперсійного середовища, примусового транспортування ущільненого осаду до розвантажувальної лійки, змішування його з суспензією зони стиснення.

Отримані математичні моделі основних субпроцесів процесу згущення.

Розглянута задача автоматичної оптимізації роботи радіального згущувача. Описані стабілізуючі та екстремальні автоматичні системи управління. Особлива увага приділена попередній оцінці економічного ефекту від впровадження систем автоматизації.

Книга розрахована на інженерно-технічних працівників наукових та проектно-конструкторських організації, гірничо-збагачувальних комбінатів. Вона може бути корисною студентам вузів, які вивчають питання автоматизації управління збагачувальними фабриками.

Табл. 17, рис. 68, список літ. – 187 назв.

**ISBN 978-966-317-087-9**