МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ЗАПОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

ІНЖЕНЕРНИЙ НАВЧАЛЬНО-НАУКОВИЙ ІНСТИТУТ
ім. Ю.М. ПОТЕБНІ

Кафедра електричної інженерії та кіберфізичних систем
(повна назва кафедри)

Кваліфікаційна робота (проект)

магістерський (другий)
(рівень вищої освіти)

на тему «Удосконалення системи управління параметрами декомпозиції при виробництві глинозему за способом Байєра»

Виконав: студент _2_ курсу,групи 8.1743
спеціальності 174 Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології та робототехніка
(код і назва спеціальності)
спеціалізації _____
(код і назва спеціалізації)
освітньої програми Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології
(назва освітньої програми)
Жмурков Павло Володимирович
(ініціали та прізвище)

Керівник доцент, к.т.н., Барішенко О. М.
(посада, вчене звання, науковий ступінь, прізвище та ініціали)
Рецензент Курілець І. А.
(посада, вчене звання, науковий ступінь, прізвище та ініціали)

Запоріжжя 2024

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ЗАПОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
ІНЖЕНЕРНИЙ НАВЧАЛЬНО-НАУКОВИЙ ІНСТИТУТ
ім. Ю.М. ПОТЕБНІ

Кафедра електричної інженерії та кіберфізичних систем
Рівень вищої освіти магістерський (другий)
Спеціальність 174 Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології та робототехніка
(код та назва)
Спеціалізація
(код та назва)
Освітня програма Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології

ЗАТВЕРДЖУЮ
Завідувач кафедри
« 6 » грудня 2024 року

З А В Д А Н Н Я
НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ (ПРОЕКТ) СТУДЕНТОВІ (СТУДЕНТЦІ)

Жмуркову Павлу Володимировичу
(прізвище, ім'я, по батькові)

1 Тема роботи (проекту) «Удосконалення системи управління параметрами декомпозиції при виробництві глинозему за способом Байєра»

керівник роботи Барішенко О. М., к.т.н., доцент,
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)
затверджені наказом ЗНУ від « 30 » вересня 2024 року № 1483-с
2 Строк подання студентом роботи 05 грудня 2024 року
3 Вихідні дані до роботи *Визначення можливості удосконалення системи управління процесом декомпозиції на Миколаївському глиноземному заводі за рахунок впровадження математичних моделей*
4 Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) *Реферат. Вступ. Аналітична частина. Методика дослідження, Дослідницька частина, Охорона праці та техногенна безпека, Висновки. Перелік посилань.*
5 Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень) *Презентаційний матеріал: 15 слайдів на 15 сторінках (Схема Байєра, Принципова схема декомпозиції ТОВ «МГЗ», Опис критичних параметрів, Опис системи управління, Модель розрахунку залишкової соди, Модель розрахунку осадження оскиду кремнію, Методика управління температурним профілем декомпозиції, Напрями вдосконалення, Висновки)*

6 Консультанти розділів роботи

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Аналітична частина	Барішенко О. М.		
Розрахунково-дослідницька частина	Барішенко О. М.		
Індивідуальне завдання	Барішенко О. М.		
Охорона праці та техногенна безпека	Барішенко О. М.		
Нормоконтроль	Овчинникова І. А.		

7 Дата видачі завдання 27.05.2024 р.

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів кваліфікаційної роботи	Строк виконання етапів роботи	Примітка
1	Розділ 1	12.07.24	виконано
2	Розділ 2	30.08.24	виконано
3	Розділ 3	11.10.24	виконано
4	Розділ 4	01.11.24	виконано
5	Висновки, Реферат	15.11.24	виконано
6	Оформлення презентації	27.11.24	виконано
7	Підготовка доповіді	5.12.24	виконано

Студент _____ (підпис) П. В. Жмурков (ініціали та прізвище)

Керівник роботи (проекту) _____ (підпис) О. М. Барішенко (ініціали та прізвище)

Нормоконтроль пройдено

Нормоконтролер _____ (підпис) І. А. Овчинникова (ініціали та прізвище)

АНОТАЦІЯ

Жмурков П. В. Удосконалення системи управління параметрами декомпозиції при виробництві глинозему за способом Байєра.

Кваліфікаційна робота магістра на здобуття вищої освіти за спеціальністю 174 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології», науковий керівник О. М. Барішенко, Запорізький національний університет, Інженерний навчально-науковий інститут ім. Ю.М. Потебні, кафедра електричної інженерії та кіберфізичних систем. Запоріжжя, 2024

В роботі виконано дослідження процесів кристалізації гідроксиду алюмінію та поведінки домішок оксидів натрію та кремнію в процесі декомпозиції, що завдають найбільшого впливу на фізико-хімічні характеристики товарного глинозему при виробництві за методом Байєра.

Розроблено математичні моделі для оцінки вмісту зв'язаної соди та швидкості осадження кремнезему при розкладанні алюмінатних розчинів.

Представлено алгоритми оперативного керування температурним профілем декомпозиції, що дозволяють мінімізувати коливання характеристик отриманого гідроксиду алюмінію.

Ключові слова: ГЛИНОЗЕМ, ГІДРОКСИД АЛЮМІНІЮ, ОКСИД КРЕМНІЮ, ОКСИД НАТРІЮ, ФРАКЦІЙНИЙ СКЛАД, МЕТОД БАЙЄРА, МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ, СИСТЕМА УПРАВЛІННЯ, ТЕМПЕРАТУРНИЙ ПРОФІЛЬ

ПЕРЕЛІК ОПУБЛІКОВАНИХ АВТОРОМ ПРАЦЬ ЗА ТЕМОЮ КВАЛІФІКАЦІЙНОЇ РОБОТИ МАГІСТРА

1. Воляр Р.М., Жмуркова К.І., Жмурков П.В. Стабілізація фізико-хімічних характеристик глинозему шляхом управління параметрами декомпозиції. *Матеріали III Всеукраїнської науково-практичної конференції за участю молодих науковців «Актуальні питання сталого науково-технічного та соціально-економічного розвитку регіонів України»* 17 – 20 жовтня 2023 р., с.642-643

2. Жмурков П.В., Жмуркова К.І. Удосконалення системи управління параметрами декомпозиції при виробництві глинозему за способом Байєра. *Молода академія – 24. Збірник тез доповідей Міжнародної науково-технічної конференції студентів і молодих учених* Дніпро, УДУНТ, 2024, с.41

ABSTRACT

P. V. Zhmurkov. Improvement of the precipitation parameters control system in alumina production using the Bayer method.

The final master’s qualifying work for completion of the higher education in the specialty 174 "Automation and computer-integrated technologies", supervisor: O. M. Barishenko, Zaporizhzhia National University, Engineering Research Institute, Department of Electrical Engineering and Cyberphysical Systems. Zaporizhzhia, 2024.

This paper studies the processes of crystallization of aluminum hydroxide and the behavior of impurities of sodium and silicon oxides in the precipitation process, which have the greatest impact on the physicochemical characteristics of commercial alumina in production by the Bayer method.

Mathematical models have been developed to estimate the content of bound soda and the rate of silica precipitation during the aluminium hydroxide precipitation from aluminate solutions.

Algorithms for operational control of the precipitation temperature profile are presented, allowing to minimize fluctuations in the characteristics of the obtained aluminum hydroxide.

Keywords: ALUMINA, ALUMINUM HYDROXIDE, SILICON OXIDE, SODIUM OXIDE, FRACTIONAL COMPOSITION, BAYER METHOD, MATHEMATICAL MODELING, CONTROL SYSTEM, TEMPERATURE PROFILE

ЗМІСТ

Вступ…… 8

1 Аналітична частина……. 11

1.1 Процес Байєра…… 11

1.1.1 Опис процесу Байєра…… 11

1.1.2 Обмеження процесу Байєра…… 12

1.2 Динамічне моделювання процесу Байєра…… 15

1.2.1 Автоклав для вилуговування…… 15

1.2.2 Процеси згущення та промивання…… 16

1.2.3 Процес декомпозиції…… 17

1.2.4 Печі кальцинації…… 18

1.2.5 Випарники…… 18

1.2.6 Концентрація каустичного лугу…… 19

1.3 Контроль процесу Байєра…… 19

1.3.1 Стадія вилуговування…… 19

1.3.2 Зона очищення та промивання…… 22

1.3.3 Процес розкладання алюмінатних розчинів…… 24

1.3.4 Процес кальцинації гідроксиду алюмінію…… 26

1.3.5 Процес випарювання маточних розчинів…… 28

1.3.6 Концентрація каустику в розчинах Байєра…… 31

1.3.7 Оксалат натрію в розчинах…… 32

1.3.8 Рівні кремнезему в процесі Байєра…… 33

1.4 Розширений контроль процесу Байєра та його переваги…… 34

1.5 Висновки за розділом…… 40

2 Методика дослідження…… 41

2.1 Моделювання осадження гідроксиду алюмінію на поверхні затравки… 41

2.2 Методи швидкості росту…… 42

2.3 Визначення зв’язаної соди…… 50

2.4 Оцінка моделі…….. 53

3 Результати досліджень…… 58
3.1 Аналіз технології ділянки декомпозиції ТОВ «МГЗ»…… 58
3.2 Рівняння для розрахунків…… 62
3.3 Модель розрахунку зв'язаної соди…… 63
3.4 Модель розрахунку швидкості співосадження оксиду кремнію…… 65
3.5 Управління фракційним складом твердої фази пульпи декомпозерів… 67
3.6 Напрями вдосконалення існуючої системи управління параметрами декомпозиції алюмінатних розчинів…… 69
4 Охорона праці та техногенна безпека…… 71
4.1 Правила техніки безпеки під час роботи в лабораторії…… 71
4.2 Перша долікарська допомога …… 74
Висновки…… 75
Перелік джерел посилання…… 77
Додаток А. Тези на ІІІ Всеукраїнську науково-практичну конференцію за участю молодих науковців «Актуальні питання сталого науково-технічного розвитку регіонів України»…… 83
Додаток Б. Тези на Всеукраїнську науково-технічну конференцію студентів і молодих учених «Молода академія - 24»…… 88

ВСТУП

Актуальність теми. Сучасна індустрія алюмінію та його сплавів зазнає стрімкого розвитку, оскільки алюміній є одним зі стратегічних металів у найрізноманітніших галузях людської діяльності, що має низку корисних властивостей: легкість та міцність, висока електропровідність, корозійна стійкість, пластичність, здатність до лиття та формовки тощо. Сфера використання алюмінію постійно розширюється, зокрема, в напрямку застосування новітніх матеріалів та високотехнологічних сплавів.

Обсяги виробництва та попит на алюміній показують щорічне зростання.

Основна частка первинного алюмінію сьогодні виробляється з глинозему – оксиду алюмінію Al_2O_3, що отримують переважно за способом Байєра з бокситів, які видобувають з різних родовищ.

Частка Байєровського глинозему наразі перевищує 90 % від загального світового обсягу виробництва цього матеріалу.

Одним з багатьох підприємств, що використовує дану технологію є ТОВ «МГЗ» – єдиний виробник металургійного глинозему в Україні та другий за виробничою потужністю в Європі.

Враховуючи високу конкуренцію серед підприємств-виробників глинозему, важливо, щоб товарна продукція відповідала вимогам замовників з якості та ціни. Цим зумовлено постійне прагнення фахівців та науковців до поліпшення якості товарної продукції одночасно зі зниженням її собівартості за рахунок удосконалення виробничих процесів.

Основним трендом сьогодення у сфері оптимізації виробничих процесів, безумовно, є скорочення втрат сировини, матеріалів та ТЕР за рахунок мінімізації помилок при прийнятті рішень та автоматизації виробництва на всіх етапах.

З точки зору технології в усьому циклі Байєра найскладнішим переділом є декомпозиція, що пов’язано з великою кількістю факторів, які треба враховувати під час керування технологічними операціями порівняно з іншими виробничими ділянками.

Однак, головною причиною зосередження уваги фахівців до ділянки розкладання алюмінатних розчинів є пряма залежність якості товарного глинозему від фізико-хімічних характеристик гідроксиду алюмінію, що отримують на декомпозиції.

Чимало наукових робіт присвячено дослідженню окремих аспектів кристалоутворення та поведінки домішок у процесі переробки розчинів Байєра. Але слід відмітити відсутність у вільному доступі детальної інформації щодо застосування того чи іншого набору методів ведення технології декомпозиції на реальних заводах.

Мета дослідження – покращення технологічних показників переділу розкладання алюмінатних розчинів ТОВ «МГЗ» за рахунок удосконалення процесів управління технологічними параметрами.

Завдання дослідження. Розроблено та сформульовано наступні задачі:

1. Проаналізувати технологію розкладання алюмінатних розчинів ТОВ «МГЗ».
2. Проаналізувати існуючу інформаційно-технологічну систему управління виробництвом, зокрема, стосовно технологічних вузлів, що входять до складу ділянки декомпозиції.
3. Дослідити вплив різних факторів на процеси кристалоутворення при розкладанні алюмінатних розчинів за архівними даними про параметри та показники роботи переділу.
4. Математичне моделювання поведінки основних домішок в процесі осадження гідроксиду алюмінію в присутності затравки.
5. Розробка алгоритмів варіювання температурного профілю декомпозиції для стабілізації характеристик продукту.

Об'єкт дослідження – інформаційно-технологічна система управління виробництвом ТОВ «МГЗ».

Предмет дослідження – технологічні параметри, що впливають на кристалоутворення під час розкладання алюмінатних розчинів і хімічний склад продукційного гідроксиду алюмінію та способи автоматизації процесу управління ними.

Наукова новизна:

Досліджено фактори, що впливають на фізико-хімічні характеристики гідроксиду алюмінію як напівпродукту для отримання глинозему в умовах реального виробництва ТОВ «МГЗ», визначено математичні залежності, створено алгоритми розрахунку оптимальних параметрів ведення процесу декомпозиції та прогнозування характеристик гідроксиду алюмінію при невідповідності фактичних значень для подальшої інтеграції до системи управління виробництвом.

Практичне значення одержаних результатів. Результати, що були отримані під час роботи над проектом мають практичну цінність та можуть бути використані при реалізації проектів удосконалення апаратурного оформлення та інформаційно-технологічної системи підприємства. Одержані результати також допоможуть мінімізувати коливання показників якості товарного глинозему.

Апробація результатів роботи та публікації. Основні положення та результати роботи магістра доповідалися, обговорювалися та були опубліковані у збірниках тез III Всеукраїнської науково-практичної конференції за участю молодих науковців «Актуальні питання сталого науково-технічного та соціально-економічного розвитку регіонів України» 17 – 20 жовтня 2023 р. [1] та Міжнародної науково-технічної конференції студентів і молодих учених «Молода академія» (м. Дніпро) [2].

Структура та обсяг магістерської роботи. Кваліфікаційна робота магістра складається зі вступу, чотирьох розділів, висновків, переліку джерел посилання з 63 найменувань, викладена на 91 сторінці машинописного тексту, включаючи 13 рисунків та 4 таблиці.

1 АНАЛІТИЧНА ЧАСТИНА

1.1 Процес Байєра

1.1.1 Опис процесу Байєра

Винайдений понад століття тому процес Байєра продовжує залишатися найбільш економічним способом виробництва глинозему з бокситів. Загальний вигляд процесу схематично показано на рисунку 1.1.

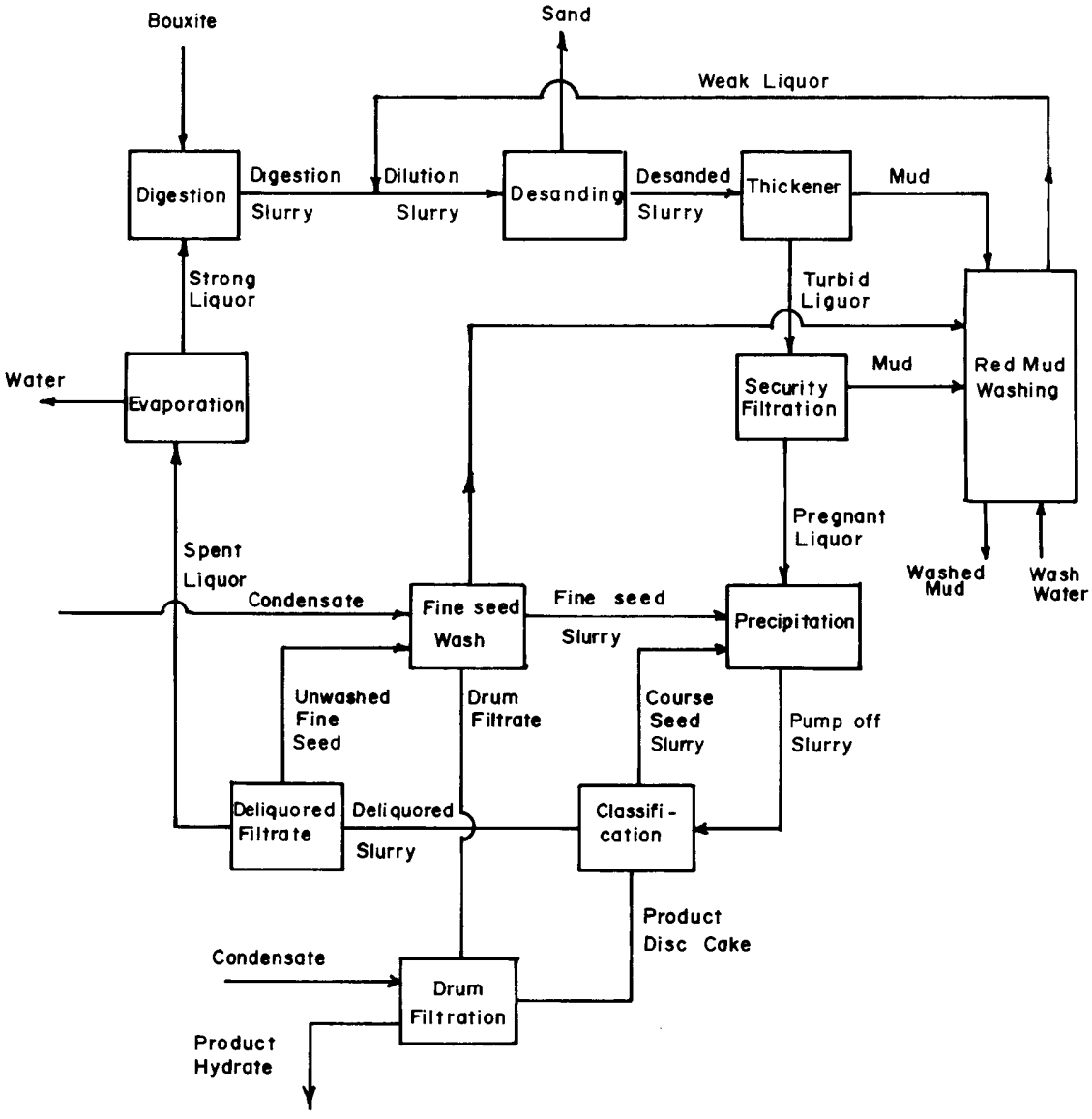


Рисунок 1.1 – Технологічна схема процесу Байєра

Ось коротко послідовність операцій [3]:

1. Боксит усереднюють, подрібнюють, а потім вилуговують розчином їдкого натру за відповідних умов температури та молярного співвідношення каустик-оксид алюмінію в суспензії вилуговування.

2. Суспензію після вилуговування, що складається з розчину алюмінату натрію та нерозчинного залишку, охолоджують і розбавляють. Залишок у вигляді грубозернистого кремнеземного піску та червоного шламу відокремлюють, промивають декантацією проти течії, а потім вивантажують. Контрольна фільтрація забезпечує повне видалення будь-яких залишків.

3. Перенасичений розчин алюмінату натрію потім охолоджують і передають на стадію декомпозиції. Тут контрольоване осадження гідроксиду алюмінію досягається за допомогою затравки перемішаного розчину кристалами гідрату, отриманими в попередньому циклі.

4. Отримані кристали потім класифікуються за розміром. Великі кристали утворюють продукційний гідрат, який кальцинують для видалення молекулярної вологи та відправлення на склад. Кристали середнього розміру повертаються на стадію розкладання як затравковий гідрат. Надзвичайно дрібні кристали розчиняються в технологічному розчині та повертаються на стадію розкладання.

5. Маточний розчин потім проходить через теплообмінники, щоб розпочати наступний виробничий цикл. Маточний розчин концентрують шляхом випаровування, щоб дозволити додавання промивної води на стадії видалення залишків процесу.

1.1.2 Обмеження процесу Байєра

Рівень оксалату натрію в розчині.

Коли він накопичується до критичного рівня перенасичення, він осаджується, що призводить до утворення дрібних частинок, перешкоджаючи агломерації в циклі розкладання. Це створює серйозну проблему з якістю продукції та балансом затравки [4]. Стандартна практика заводів для вирішення цієї проблеми включає зниження

рівня каустичної соди, підвищення температури та інтенсивне промивання затравки, що збільшує вартість або знижує продуктивність розчину. Однак слід зазначити, що для деяких бокситів органічні речовини розчину не є проблемою, а концентрація каустичної речовини на виробництві обмежується обмеженнями корозії, особливо в нагрівачах автоклавів.

Рівні кремнезему в розчині.

Крім вилучення глинозему з бокситу, діоксид кремнію в бокситах реагує з утворенням твердого продукту десилікації, содаліту, $Na_2O{\cdot}Al_2O_3{\cdot}2SiO_2{\cdot}2H_2O$. Розчинність содаліту зростає зі збільшенням концентрації каустичної речовини, температури розчину та вмісту оксиду алюмінію в розчині [5]. Содаліт є основним джерелом невідновлюваних втрат каустичної речовини, і він або відкладається у вигляді накипу в автоклавах, або видаляється у вигляді твердої речовини після екстракції. Рівень кремнезему в продукті, а отже, і в рідинному розчині, має бути низьким, щоб відповідати вимогам якості глинозему. Крім того, високий рівень кремнезему збільшує швидкість утворення накипу в технологічних теплообмінниках, і стає необхідною підвищена частота очищення кислотою. Таким чином, утворення содаліту має вирішальне значення для контролю рівня кремнезему в пересичених розчинах.

Ступінь вилуговування.

Молярне співвідношення каустику до оксиду алюмінію в суспензії вилуговування є критичним робочим параметром. Вибір цільового співвідношення збалансований двома протилежними факторами. Бажано працювати на заводі з цільовим молярним співвідношенням, яке є настільки низьким, наскільки це можливо, щоб гарантувати, що ефективність виробництва та обробки не буде втрачена, але буде достатньо високою для повного вилучення глинозему з бокситу та стабільної обробки до розкладання [6].

Розведення вареної пульпи.

Після миттєвого охолодження пульпа вилуговування є нестійкою до осідання червоного шламу або випадання в осад і стабілізується за допомогою слабкого розчину з протитечійної декантації червоного шламу. Цільовий коефіцієнт

розведення диктується або вимогами до якості продукту щодо глинозему, або концентраційним регламентом розчину, при цьому в останньому випадку контроль концентрації є другорядною метою. Більший вміст каустичної соди в суспензії для розведення призведе до більшого вмісту каустичної соди в оксиді алюмінію, тоді як низький вміст каустичної соди в концентрованому розчині знижує стабільність і може призвести до раннього випадання гідроксиду алюмінію в згущувачах і зонах безпечної фільтрації.

Концентрації розчинів і збільшення об'єму.

Їх потрібно підтримувати з високими та низькими межами. Щоб максимізувати виробництво глинозему та мінімізувати енергетичні витрати на тонну глинозему, потік розчину має бути максимально збільшений при збереженні концентрації розчину [7].

Гранулометричний склад продукту.

Важливим питанням [8] в оптимізації ділянки декомпозиції в схемі Байєра є обмеження для підтримки тонкого балансу між генерацією дрібних частинок шляхом зародження та укрупнення через зростання частинок і, зокрема, агломерацію.

Крім того, кількісна обробка процесів кристалоутворення, як правило, є більш складною, ніж в інших переробних галузях промисловості, оскільки вона незмінно включає в себе кілька систем, які включають тверду, рідку, газоподібну або парову фази, часто піддаються суттєвим змінам властивостей і часто включають нестехіометричні реакції. Крім того, властивості мінералів важче виміряти, ніж хімічні та фізичні параметри, а технологічне обладнання не настільки розвинене. Утворення накипу та ерозія первинних датчиків є поширеними, що ускладнює точні вимірювання параметрів процесу.

Враховуючи вищесказане, можливо, не дивно, що дисципліни моделювання та управління процесом Байєра на кілька років відстають від інших галузей переробної промисловості.

У цій роботі розглядаються поточні технології моделювання та керування на глиноземних заводах, а також основи для застосування вдосконаленого керування різними процесами на виробництві.

1.2 Динамічне моделювання процесу Байєра

1.2.1 Автоклав для вилуговування

Основною функцією автоклаву є проведення каустичного вилуговування бокситів і осадження небажаних силікатів. Дійсно, більша частина вилуговування відбувається дуже швидко; тривалий час перебування (30…40 хв) необхідний, щоб дати продукту достатньо часу для розчинення, а потім повторно осадити як продукт осадження [9]. Оскільки ця реакція зумовлює основну втрату цінних хімічних речовин, модель вилуговування повинна досить добре описувати це явище осадження. Крім того, імітаційна модель повинна мати можливість описувати динамічну поведінку молярного відношення вилуговування, в основному, з метою його контролю.

Про першу спробу змоделювати динамічну поведінку реактора в циклі Байєра повідомили Riffaud і Magistry [10]. Динамічні моделі процесу були побудовані з використанням комп'ютера як онлайн-системи збору даних. Швидкі імпульсні зміни у вхідних потоках (боксит, змішувач рідини до суспензії та подача в автоклав) і результуюче співвідношення вилуговування, виміряне датчиком провідності, були записані на комп'ютерний диск. Потім був використаний аналіз Фур'є для ідентифікації та встановлення моделей із цих тестів. Хоффман [9] представив модель вилуговування, яка використовує модульний підхід для представлення нелінійних ефектів у поєднанні з іншим виконавцем моделювання, що включає підхід одночасних рівнянь. Ланга та ін. [11] розробили модель для блоків вилуговування в Point Comfort, Техас. Модель визначає використання пари та сировини на основі технологічної схеми установки, операційної стратегії та робочих параметрів. Модель, розроблена Colombe та ін. [12], складалася з двох частин. Перша частина – це емпірична модель стаціонарного стану, яка зводиться до полінома другого ступеня, підігнаного до даних, які є результатом серії експериментів із використанням факторного плану. Друга частина являє собою динамічну модель, яка складається з передатної функції одиничного підсилення між одним виходом процесу, молярним

відношенням вилуговування та виміряними вхідними параметрами процесу, тобто концентрацією твердої речовини у сировині для вилуговування та вмістом глинозему в ній, швидкістю потоку сировини для вилуговування, температура суспензії, що виходить з вилуговування, молярне відношення та концентрація каустичної речовини Na_2O у розчині, що подається до автоклавів. Подібні моделі також були розроблені Дональдсоном та ін. [13], Чапмен та ін. [14], Крама і Віссер [8]. Сідрак [15] розробив просту, але точну імітаційну модель процесу вилуговування. У цій моделі передбачалося, що складні хімічні реакції відбуваються миттєво в той момент, коли бокситовий шлам і міцний живильний розчин надходять у перший автоклав батареї, а решта часу, проведеного в циклі, становить мертвий час. Модель перевірено з використанням даних ступінчастої характеристики реального глиноземного заводу.

1.2.2 Процеси згущення та промивання

Метою роз'яснення [16] є відокремлення основної маси червоного шламу від алюмінатного розчину. Каламутний розчин перекачується на контрольну фільтрацію, а каустична сода в залишках червоного шламу відновлюється в системі промивних машин, що працюють за принципом протиточної декантації. Друга мета очищення полягає в тому, щоб вміст твердих речовин у шламі на дні згущувачів був настільки високим, наскільки це можливо, щоб забезпечити низьку каламутність рідини, що переливається.

Незважаючи на те, що динаміка порційного осідання твердих речовин у резервуарах була вивчена, [17-20] не існує теоретично надійного та емпірично підтвердженого способу повного та надійного прогнозування продуктивності згущувача на основі вимірювань, проведених на невеликих зразках суспензії. Сідрак [21] розробив динамічну імітаційну модель багатоступеневої протиточної системи миття. Модель використовувалася для оптимізації операцій промивання, максимізації вилучення каустичної соди з червоного шламу та контролю рівнів промивачів [22].

1.2.3 Процес декомпозиції

Основною функцією системи осадження є досягнення контрольованого осадження гідроксиду алюмінію шляхом затравки перемішаного, перенасиченого розчину алюмінату натрію, що виходить із зони згущення. Як продуктивність, так і якість виробленого гідроксиду алюмінію залежать від продуктивності ділянки декомпозиції. Важливе питання [8] є обмеженням для підтримки тонкого балансу між утворенням дрібних частинок шляхом зародження і укрупнення через зростання частинок і, зокрема, агломерацію. Місра та Вайт [23, 24] побудували математичну модель стадії осадження шляхом поєднання кінетичних співвідношень для кристалізації тригідроксиду алюмінію з балансами маси, енергії та населення частинок. Модель, розроблена Audet і Larocque [25], передбачає продуктивність гідрату оксиду алюмінію та базується на теоретичних концепціях, а не на емпіричних концепціях. Він враховує зміну рівноважної розчинності під час осадження та вплив основних домішок розчину Байєра. Chapman та інші [14] використали SPEEDUP для розробки моделі динамічного балансу популяції, що представляє зміну функції щільності популяції внаслідок процесів зародження кристалів, росту, агломерації та руйнування. Audet і Larocque [26] і Groneweg [27] повідомили про математичну модель, яка може передбачити розподіл розміру в кожному декомпозері та в області класифікації в динамічному режимі. Крама та Віссер [8] розробили модель, засновану на загальній формулюванні кристалізації з використанням дискретизованого балансу населення [28] зростаючих частинок гідрату. Він включає в себе ефекти росту, зародження, агломерації та посіву, враховуючи специфічні параметри ділянки. Kiranoudis та інші [29] повідомили про об’єктно-орієнтоване моделювання установки, яка була зосереджена на вивченні загального впливу певних проектних параметрів на ефективність усієї схеми. Вони повідомили, що на осадження глинозему в декомпозерах сильно впливає відповідна концентрація соди в потоці продукту промивної установки. Крім того, було встановлено, що температура навколишнього середовища має важливе значення для кінетики розкладання, негативно впливаючи

на продуктивність розкладання, але призводячи до утворення частинок більшого середнього діаметру.

1.2.4 Печі кальцинації

Основною функцією печей кальцинації є видалення молекул води з перекристалізованого гідроксиду алюмінію $Al_2O_3 \cdot 3H_2O$ перед транспортуванням продукту. Ле Пейдж та інші [30] застосували методи статистичного моделювання, засновані на псевдовипадкових двійкових вхідних сигналах. Імпульсні функції передачі були визначені за допомогою лінійної регресії [31], що дозволило визначити значні вхідні змінні. Аналіз часових рядів [32] був застосований до систем, які були визнані SISO за допомогою лінійної регресії, і були визначені відповідні стохастичні/динамічні моделі для печей кальцинації.

1.2.5 Випарники

Основною функцією випарників є концентрація за допомогою випаровування маточного технологічного розчину перед його повторним використанням для початку наступного виробничого циклу. Операція концентрування також дозволяє забирати промивну воду на стадії видалення залишків процесу.

Нічого особливого не було опубліковано щодо моделювання або управління технологічними випарниками. То та інші [33], однак, вивчали динамічну поведінку стадії випаровування процесу випарювання розчинів, пов’язаного з процесом Байєра. Першою стадією цього процесу є одноконтурний випарник, у якому бічний потік основного контуру їдкого розчину випаровується з високою швидкістю рециркуляції, щоб отримати продукт заданої щільності. Автори реалізували моделювання процесу за допомогою програмного забезпечення символічної алгебри Maple V.3. Рівняння, використані для моделювання випаровування, були отримані з балансів маси та енергії. Модель призначена для системи з двома входами та двома виходами, що представляє ідеалізований опис дуже нелінійної, складної роботи пристрою. Сувора

справедливість рівнянь не встановлена. Однак вважається, що він забезпечує адекватний опис процесу з метою оцінки стратегій контролю. Було розроблено метод коригування вектору невизначеності [34], щоб компенсувати несприятливі наслідки помилок моделювання та, таким чином, покращити надійність нелінійних стратегій керування.

1.2.6 Концентрація каустичного лугу

Леслі та Блер [3] розробили комплексну динамічну модель концентрації каустичної соди в розчині процесу Байєра. Модель надає кількісну інформацію про процес, яку неможливо виміряти під час нормальної роботи, а також засіб проектування та тестування різних робочих процедур для отримання кращого контролю над небажаними коливаннями концентрації каустичної рідини технологічного процесу. Базова модель виражається через змінну стану концентрації каустичної речовини. Модель простору станів була сформульована таким чином, щоб зберегти базову конфігурацію системи, щоб дозволити легко ідентифікувати та контролювати вплив різних елементів процесу. Для цілей моделювання глиноземний завод розглядався як система резервуарів, з’єднаних між собою мережею потоків розчинів. Модель показала достатнє узгодження з заводськими даними щодо абсолютної концентрації каустичної речовини та дуже хорошу кореляцію щодо динамічної форми.

1.3 Контроль процесу Байєра

1.3.1 Стадія вилуговування

Вирішально важливою контрольованою змінною в вилуговуванні за Байєром є молярне співвідношення каустику до оксиду алюмінію в суспензії вилуговування, що виходить із батареї автоклавів [6]. Як правило, цільове співвідношення

встановлюється відповідно до вимог виробництва, а процес вилуговування здійснюється для підтримки стабільного цільового співвідношення. Бажано вести процес вилуговування з максимально низьким цільовим співвідношенням, але достатньо високим для повного вилучення глинозему з бокситу та стабільної обробки до осадження.

На багатьох глиноземних заводах вимірюють електропровідність технологічного розчину вилуговування, що використовується для визначення молярного співвідношення каустику до оксиду алюмінію. Завдяки надійному онлайн-вимірюванню були розроблені системи контролю зі зворотним зв'язком для керування заданим значенням співвідношення шляхом зміни потоку суспензії бокситів, що надходить у процес [35]. Однак наявність тривалих часових затримок у лінії автоклавів може спричинити суттєве погіршення продуктивності контролера зворотного зв'язку. Економічний метод застосування прямого керування з використанням складних, але строгих математичних моделей у поєднанні з попередньо обчисленими заданими значеннями був запропонований Феєм [36]. Попередньо обчислені задані значення дозволили використовувати надійні детерміновані математичні моделі, засновані на двовимірній формі рівнянь переносу, що залежить від часу, що виражає збереження маси, енергії та імпульсу. Молярне співвідношення підтримували шляхом регулювання співвідношення бокситу на оборотний розчин у подачі. Процедура призвела до прийнятного часу відповіді. Заснована на правилах експертна система для діагностики проблем технологічного інструменту та обладнання, пов'язаних із керуванням коефіцієнтом вилуговування, була описана Лангою [6].

Сідрак [15] повідомив про розробку схеми керування з прямою передачею, прогнозуванням і зворотним зв'язком (рис. 1.2), яка базується на простій, але точній імітаційній моделі молярного співвідношення вилуговування.

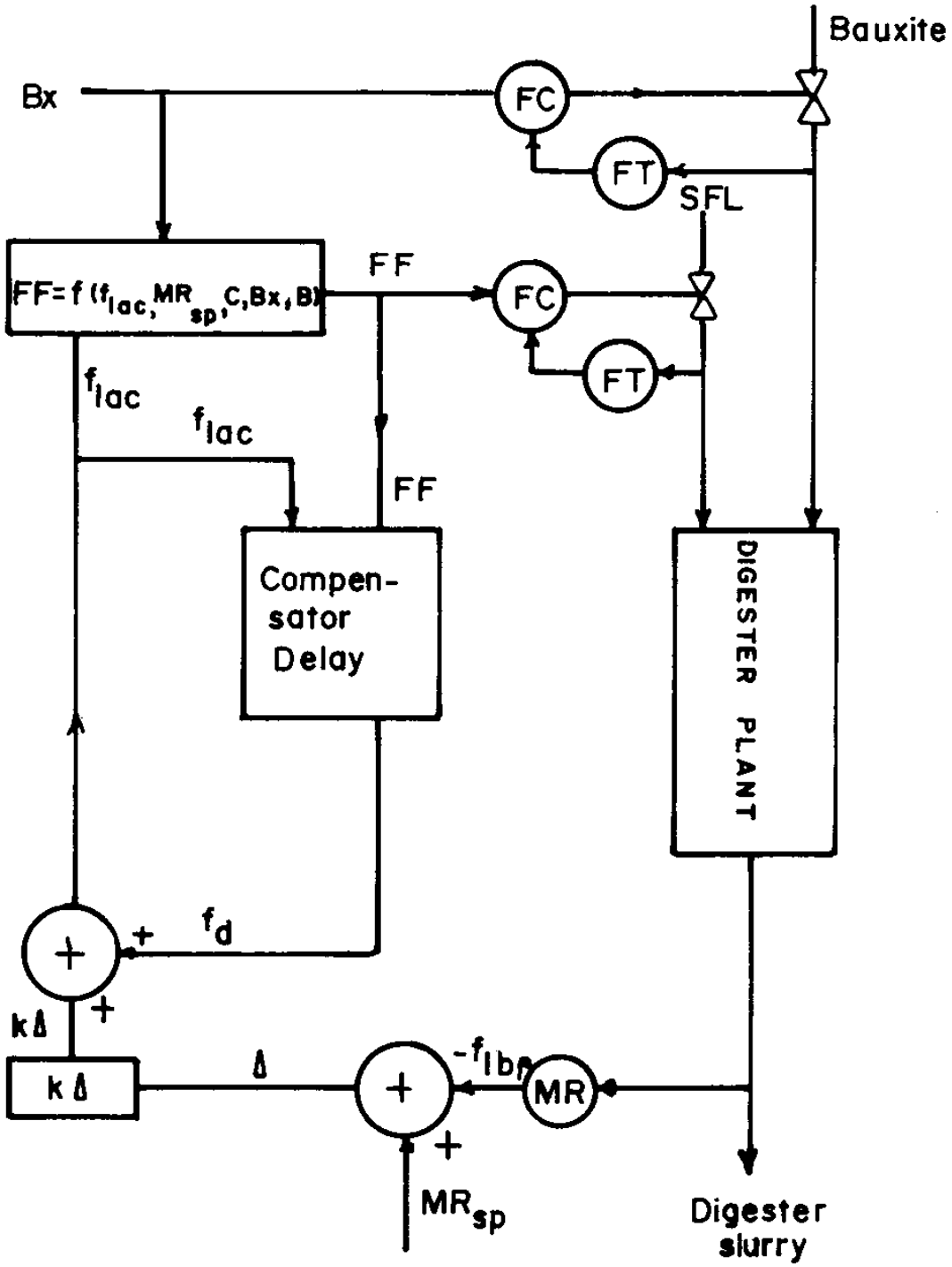


Рисунок 1.2 – Структура системи управління вилуговуванням

Як імітаційну модель, так і замкнуту систему було протестовано та підтверджено з використанням реальних даних підприємства. На відносній основі цю схему управління легше реалізувати. Крім того, термін прямого зв’язку був включений у термін реактора компенсатора мертвого часу, і необхідність визначення параметрів зворотного зв’язку була усунена. Чутливість контуру зворотного зв'язку

може бути змінена шляхом включення коефіцієнта пропорційності, *k*, до члену помилки, Δ. Аналіз чутливості показав залежність продуктивності замкнутого циклу від структури моделі. Інтеграл квадратичної похибки та період встановлення використовувалися як показники продуктивності, що вказує на хорошу продуктивність замкнутого циклу.

1.3.2 Зона очищення та промивання

Метою контролю в зоні освітлення є підтримання постійного рівня шламу в мережі резервуарів згущувачів, високої щільності шламу в нижній частині та низької каламутності в переливі, що забезпечує стабілізацію роботи згущувача, підвищення ефективності промивання червоного шламу в зона миття та більш плавна безпечна фільтрація. У зоні промивання метою контролю є автоматична стабілізація рівнів червоного шламу в резервуарах-промивачах, таким чином покращуючи ефективність промивання та усуваючи один із факторів, що спричиняє труднощі, що виникають під час контролю роботи технологічного ланцюга. Хороший контроль рівня є, мабуть, найбільш рентабельним способом для інженера-технолога покращити роботу підприємства [37]. Це пояснюється тим, що запаси і норми сировини нерозривно пов’язані. Ультразвуковий контролер рівня, який контролює потік рідин і сипучих твердих речовин у буферні ємності, апарати, резервуари тощо, був представлений J. Jones Automation з Ноттінгема [38]. Канні та Морарі [39] повідомили про впровадження та тестування контролера внутрішньої моделі (IMC) для контролю рівнів у резервуарах із змішуванням. У лабораторному експерименті IMC продемонстрував чудову продуктивність, його було легше налаштувати та він був достатньо надійним, щоб справлятися зі значними помилками підсилення та затримки часу, нелінійністю процесу та гістерезисом клапану. Повідомлялося, що для розширювального резервуару було розроблено два контролери рівня усереднення, контролер наростання та оптимальний прогнозний контролер, для більшості розглянутих збурень з покращеними характеристиками фільтрації перешкод порівняно з регуляторами рівню усереднення [40]. Модель прогнозуючого

оптимального регулятора рівню усереднення, який мінімізує максимальну швидкість зміни потоку на виході, забезпечує інтегральну дію та обробляє обмеження на рівні резервуару та швидкості потоку на виході, був розроблений та реалізований на розширювальному резервуарі [41]. Lee та ін. [42] повідомили про розробку загальної моделі контролю (GMC) для контролю рівня розширювального бака. Показано, що загальний алгоритм має значно нижчі обчислювальні вимоги, ніж запропонований раніше алгоритм для керування розширювальним резервуаром, і впровадження є простим. Адаптивний контролер, який вбудовано в програму керування в режимі реального часу на базі ПК, застосовувався для контролю рівня форми для безперервного лиття сталевих слябів [43]. Фрідман [44] використовував простий каскадний контроль, який максимально використовує потужність резервуару для стабілізації рівню. Сідрак [16] повідомив про регулятивне та адаптивне керування прямою подачею для підтримки постійного рівня шламу в мережі резервуарів згущувачів шляхом маніпулювання швидкістю нижнього насоса(ів). Оцінка продуктивності замкнутого циклу контрольованої установки була проведена за допомогою комп’ютерного моделювання та ручного тестування в центральній диспетчерській. Результати показали, що алгоритм автоматичного керування працював, як очікувалося, щодо порушень обробки, що з’являються у швидкості надходження через десилікацію та часткового та невизначеного блокування нижніх насосів. Однак, як і очікувалося, рідкісне відбирання проб подачі, щільності нижнього потоку та рівня шламу в згущувачі призвело до деяких помилок у системі керування, що посилює потребу в автоматичних датчиках рівня шламу.

У протитечійній зоні промивання розроблено та реалізовано класичну стратегію керування «прямий-зворотний зв’язок», а також оптимальний регулятор [22]. Порівняння між класичною та оптимальною стратегіями керування при обробці типових збурень, наприклад, збурень бічного потоку, показало покращення продуктивності порівняно з класичною методикою керування, досягнуте завдяки успішній реалізації стратегії оптимального керування з майже 50 % зменшення, в середньому, часу встановлення та покращення коливальної поведінки.

1.3.3 Процес розкладання алюмінатних розчинів

Контроль осадження гідрату є дуже важливою частиною контролю виробництва за Байєром, оскільки декомпозиція в основному відповідає за розмір і міцність продукційного глинозему. Існує дві мети контролю над розкладанням [26]: контроль агломерації та контроль подачі затравки.

Агломерація є критичним етапом у процесі осадження. Параметри, що впливають на агломерацію, добре відомі, наприклад, середній розмір дрібної затравки, кількість затравки, затравочне відношення та температура, і, меншою мірою, час перебування, але менше відомо про фактичний вплив, який вони мають на результат агломерації. Поточний контроль агломерації полягає в зниженні або збільшенні вмісту твердих речовин у першому агломераторі для збільшення або зменшення розміру агломерату. Hyprod [26] використовувався для створення контрольних діаграм, які показують оптимальне завантаження затравки залежно від співвідношення дрібної затравки та фільтрату (тип прямого контролю). Кінцевою метою є автоматичне введення даних у модель для того, щоб модель пропонувала дії, які необхідно виконати. Завантаження затравки контролюється регулюванням потоку затравки та фільтрату.

Скануючий лазерний мікроскоп (SLM), який зарекомендував себе в різних додатках управління процесами в мінерально-переробній промисловості, був застосований для контролю процесу осадження Байєра [45]. Ця технологія вимірює розподіл частинок за розміром безпосередньо в технологічному потоці. Датчик забезпечує повний розподіл розмірів; тобто він відчуває середній розмір, а також надмірні та занижені компоненти в широкому динамічному діапазоні. Датчик має чотири програмованих струмових виходи для відображення в реальному часі найважливіших динамічних змінних і для використання в управлінні процесом.

Важливим питанням [8] в оптимізації ділянки декомпозиції є обмеження для підтримки тонкого балансу між генерацією частинок шляхом зародження та укрупнення через ріст частинок і, зокрема, агломерацію. У стаціонарному стані кількість частинок, видалених як продукт, і додаткові втрати під час освітлення

відпрацьованого розчину (дуже дрібні частинки, які повертаються до збродження) дорівнюють кількості частинок, утворених чистим балансом зародкоутворення та агломерації.

Щоб досягти оптимальної продуктивності осадження, на практиці застосовувалися різні методи, такі як:

- агломерація найдрібнішої затравкової фракції в спеціальній зоні,
- зростання нових агломератів для подальшого виснаження розчину, що призводить до високого рівня вихід і продукт із прийнятно низьким вмістом соди в отриманому глиноземі,
- реалізація оптимального температурного профілю щодо економічної вихід осадження, завдяки застосуванню міжступінчастих кодерів,
- наявність підвищеної площі поверхні в секції росту, що досягається, наприклад, шляхом ефективного відведення потоку з нижчою густиною твердих речовин, ніж у вмісті осаджувача,
- класифікація гідрату за гідроциклонами та згущувачами для оптимального повторного використання затравки.

Застосування всіх цих методів, розроблених досвідом протягом тривалого періоду часу, призвело до створення дуже складних моделей, у яких численні взаємозв’язки параметрів процесу та результуючої реакції є непрозорими. Очікується, що можливі подальші розробки для покращення продуктивності процесу декомпозиції. Отримані технологічні схеми такої майбутньої моделі можуть бути дуже складними, і прогнози як щодо продуктивності, так і щодо якості продукту важко зробити на основі поточного досвіду. Таким чином, моделювання декомпозиції, зокрема щодо балансу чисельності часток, розглядається як цінний інструмент розвитку процесу та управління процесом [26,46,47]. Однак більшість описів моделей зосереджено на математичному представленні процесу осадження. Менше уваги було приділено застосуванню моделей на заводській практиці, що вимагає гнучкої та модульної настройки відповідної комп’ютерної програми.

1.3.4 Процес кальцинації гідроксиду алюмінію

Критичною метою контролю на кальцинації є регулювання температури печі, оскільки це визначає вміст залишкової вологи в окисі алюмінію. Як стверджують Le Page та ін. [30], статистичні методи ідентифікації та моделювання були успішно застосовані до печі, процес, який не вважається придатним для класичного етапного тестування. Очікується, що подібні методи ідентифікації можуть бути застосовані в процесі Байєра, зокрема, до цих областей, які мають великі часові затримки та постійні часу. Це усуває одну з головних перешкод для більш широкого використання контролерів на основі моделі в глиноземній промисловості.

Kohno та Itoh [48] описали застосування контролера, отриманого з простору станів, для регулювання температури в печі. Контролер був синтезований шляхом підгонки авторегресійних моделей до отриманих даних заводу шляхом офлайн-моделювання. Макінтош та ін. [49] описали модернізовані системи управління технологічними процесами, реалізовані на декарбонізаторах обертових печей, що характеризуються високим енергоспоживанням. Класичні моделі першого порядку та мертвого часу були розроблені для важливих процесів у печі за допомогою методів покрокових випробувань. Було розроблено стратегії контролю, які включали умови та заходи для мінімізації взаємодії. Міллс [50] описав регулювання температури гарячого кінця печі, яка є очевидною максимальною температурою, якій піддається гідрат. Для регулювання температури використовувався адаптивний контролер з розміщенням полюсів. Дуарте [51] описав матеріально-енергетичний баланс, написаний для печі з киплячим шаром. Дані в режимі реального часу передавалися з комп’ютера, що контролює процес, на персональний комп’ютер, де програма для роботи з електронними таблицями розв’язувала баланс маси та енергії. Електронну таблицю було використано для оптимізації роботи кальцинатора на основі споживання енергії, але не було представлено розширеної схеми керування. Міллс та ін. [52] продемонстрували успішне застосування методів регулятивного керування, компенсації мертвого часу та явного алгоритму керування самоналаштуванням розташування полюсів на печі для випалу глинозему. На рисунку 1.3 показано

загальну структуру розширеної стратегії контролю з наступними важливими характеристиками:

- Стратегія каскадного контролю CO – O_2 підтримує ефективність спалювання. Внутрішній контролер O_2 містить предиктор Сміта [53] для компенсації внутрішнього мертвого часу в цьому контурі;
- Регулятор температури гарячого кінця з розміщенням полюса, що самоналаштовується, регулює швидкість подачі гідрату;
- Налаштування масового потоку масла, встановлене оператором, що фактично дозволяє оператору встановити пропускну здатність печі;
- Упереджена компенсація від обох коригувань, зроблених у швидкості подачі печі та швидкості потоку масла до контролера тяги.

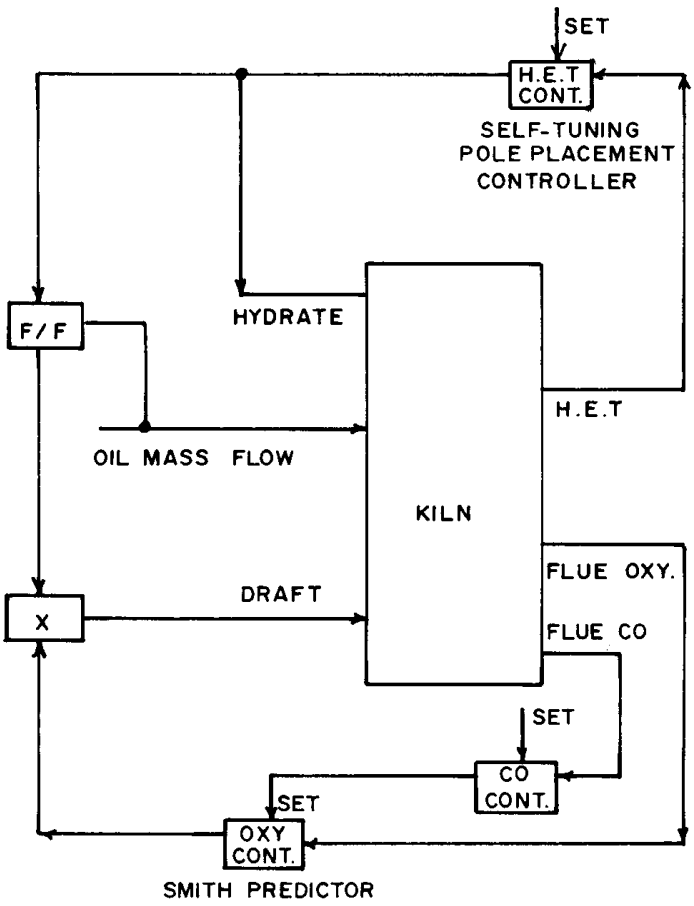


Рисунок 1.3 – Структура системи управління піччю кальцинації

Поліпшення продуктивності стратегії контролю CO – O_2, що включає компенсатор мертвого часу, було очевидним завдяки зниженню вмісту кисню в димовому газі, досягнутому завдяки вищому заданому значенню на контролері CO. Крім того, контролер самоналаштування температури гарячого кінця (HET) спричинив звуження гістограми HET і зсув середнього значення до більш контрольованого положення. Загальна стабільність печі в значно ширшому діапазоні пропускної здатності призвела до очікування зниження споживання енергії та стабільнішої якості продукції. Le Page та ін. [54] порівняли продуктивність трьох алгоритмів керування, пропорційно-інтегрально-похідної (PID), динамічного матричного керування (DMC) і самонастроювального керування (STC), у регулюванні температури кальцинаторної печі на заводі Wagerup Alumina Refinery м. Alcoa Австралії для оцінки потенційного застосування передових методів контролю. Оцінку проводили як за фіксованих, так і за змінних умов виробництва з використанням динамічних моделей процесу, отриманих в результаті експериментів з ідентифікації на основі псевдовипадкових двійкових вхідних заважаючих сигналів [30]. Було визначено показники продуктивності, надійності та складності контролера. DMC забезпечив найкращу продуктивність, за нею слідував оптимізований ПІД-регулятор. Явний STC працював погано, тому що майже мінімальна дисперсія алгоритму передавала занадто багато енергії керування процесу. Усі три контролери працювали значно краще, ніж ПІД-регулювання, досягнуте за допомогою настроювальних параметрів, які зараз реалізовані на виробничій ділянці.

1.3.5 Процес випарювання маточних розчинів

Першою стадією процесу випаровування лугів при спалюванні є випарник з одинарним ефектом [33], у якому бічний потік основного контуру розчину їдкого лугу випаровується з високою швидкістю рециркуляції для досягнення продукту заданої щільності. Резервуар випарника також регулюється, але має меншу важливість. Процес відкритого циклу нестабільний, але контрольований. Спрощену блок-схема процесу показано на рисунку 1.4.

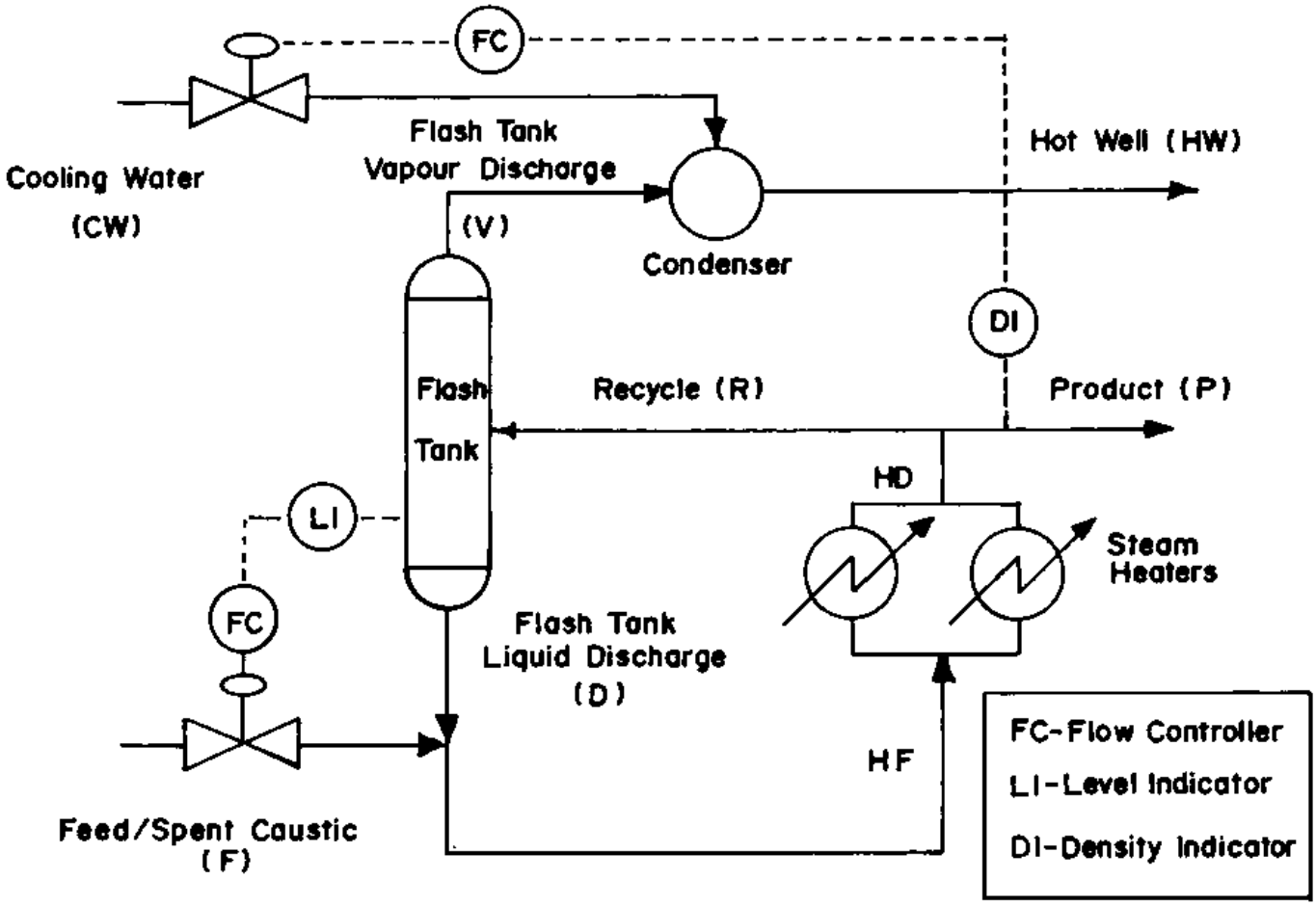


Рисунок 1.4 – Технологічна схема випарної установки

Щільність продукту та кількість спалахувальних резервуарів контролюються контурами зворотного зв’язку з одним входом і одним виходом, які використовують пропорційну та інтегральну дію (PI). Швидкість потоку охолоджувальної води (Q_{CW}) регулюється для регулювання щільності (ρ_P), тоді як потік вихідного розчину (Q_F) регулюється для контролю запасів (h). Дві петлі, як правило, взаємодіють і погано справляються зі збуреннями. Відхилення щільності, які впливають на операції на нижній течії, є небажаними. Можна виділити два основних збурення, які полягають у зміні швидкості потоку продукту (Q_P), спричиненому процесом, що йде далі, та зменшенні потоку рециркуляції (Q_R) або потоку подачі нагрівача (Q_{HF}) під час циклу промивання нагрівача.

Три стратегії нелінійного керування на основі диференціальної геометрії, включаючи лінеаризацію входу-виходу, загальне керування моделлю [55] та

перетворення Су-Ханта-Мейєра, були вивчені То та ін. [33] щодо моделювання стадії випаровування процесу випарювання розчину в циклі Байєра. Перетворення Су-Ханта-Мейєра [56] відображає рівняння нелінійної системи в лінійну систему в канонічній формі Брунсовського [57]. Краваріс і Кантор [58] показали, що точна лінеаризація зі зворотним зв'язком Ісідорі [59] еквівалентна підходу Су-Ханта-Майєра, коли n = r, де r є відносним порядком для системи з одним входом і одним виходом. Після визначення змінних перетворення можна знайти продуктивність замкнутого циклу. Просте керування зі зворотним зв’язком, запропоноване Хантом та ін. [56], може бути реалізоване через трансформовану лінійну систему, як показано на рисунку 1.5.

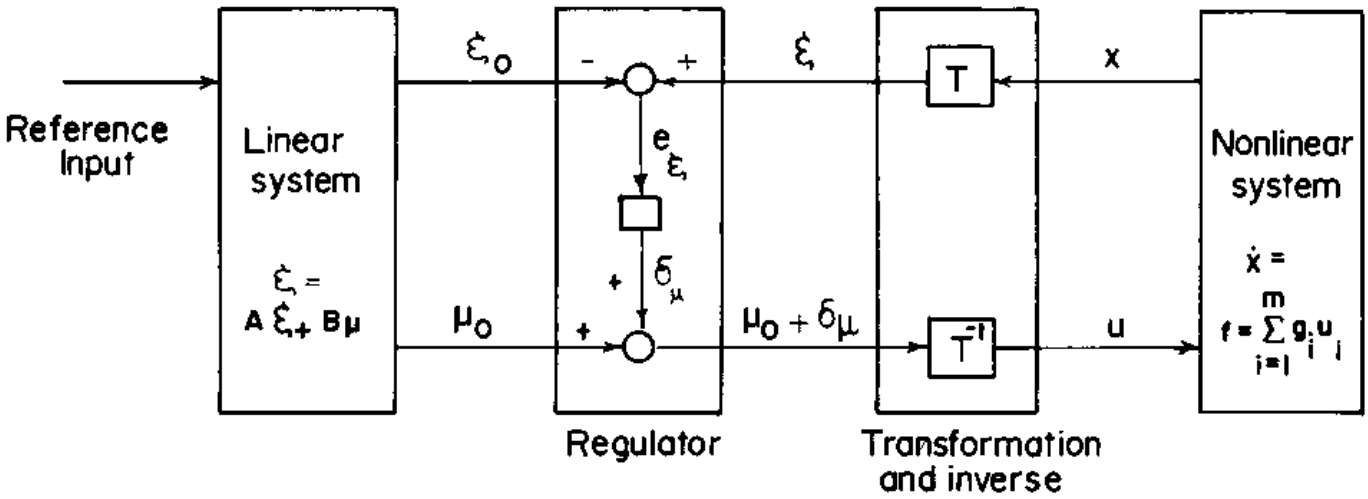


Рисунок 1.5 – Керування випарником за допомогою перетворення Су-Ханта-Майєра

Краваріс та ін. [60] описали глобальну лінеаризаційну керуючу структуру з кількома входами та кількома виходами (рис. 1.6) із зовнішнім лінійним і внутрішній контролер зворотного зв'язку. Закон статичного зворотного зв'язку, показаний на рисунку 1.6, визначається з лінеаризації входу-виходу нелінійної системи з рівною кількістю входів і виходів.

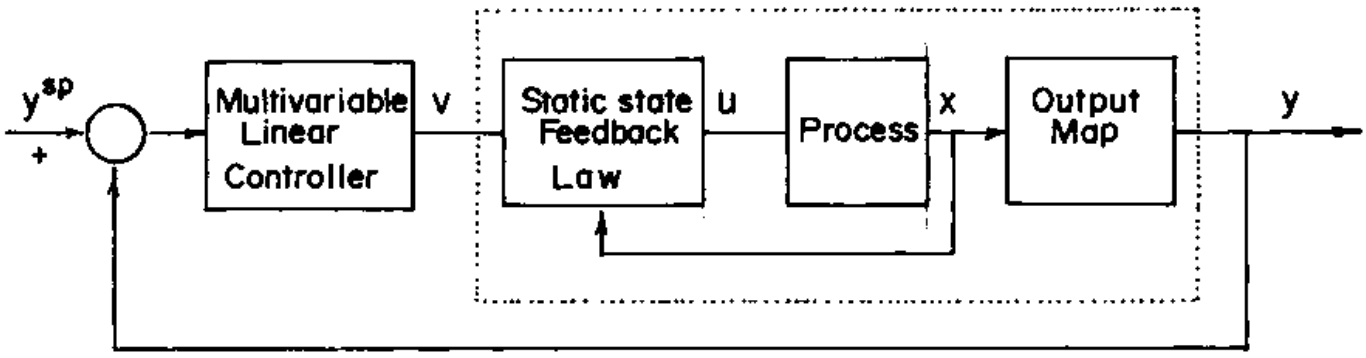


Рисунок 1.6 – Блок-схема структури управління з кількома входами та виходами

Дослідження впровадження нелінійних стратегій керування на стадії випаровування процесу випарювання розчинів виявили, що лінеаризація входу-виходу забезпечила найкращу ефективність керування проти заданих збурень і помилок моделювання. Перетворення Су-Ханта-Майєра було порівняно менш стійким. Було показано, що всі три стратегії здатні забезпечити кращий контроль, ніж класична лінійна. Серед трьох нелінійних стратегій було помічено, що в результаті проектних параметрів лінеаризація входу-виходу забезпечувала відносно гнучке, надійне та ефективне керування випарником процесу випарювання розчину. Було помічено, що загальне керування моделлю є підмножиною лінеаризації введення-виведення. Моделювання показало, що технологія нелінійного керування може бути реалізована так само легко, як і традиційна теорія лінійного керування, якщо зрозуміти математичні основи. Це підтверджує, що нелінійне керування має певну практичну та економічну цінність у промислових ситуаціях.

1.3.6 Концентрація каустику в розчинах Байєра

Однією з основних змінних, яку необхідно підтримувати на попередньо визначеному значенні в циклі Байєра, є концентрація каустичної соди в алюмінатному розчині [12]. Розщеплений бокситовий шлам змішується з розчином перед надходженням у резервуари для зберігання з перемішуванням. Існує два підходи до регулювання концентрації каустичної речовини в розчині Байєра, а саме:

- управління швидкістю повернення розчинного розчину (цей підхід може мати вплив на контроль об’єму виробництва),
- управління швидкістю повернення розчину розбавлення розчину для регулювання об’єму нафтопереробного заводу та керування швидкістю додавання сирого каустика в процес для підтримки концентрації каустика в розчині.

У першому підході швидкість потоку рідини для розведення контролює концентрацію каустичної соди в переливі згущувачів. Потім суспензія самопливом подається в згущувачі. Інформація про умови експлуатації дуже обмежена. Швидкість потоку розчину для розбавлення та концентрація їдкого натру в переливах згущувачів є єдиними постійно вимірюваними змінними. Крім того, швидкість потоку розчину, який необхідно розбавити, можна точно оцінити за швидкістю потоку суспензії, що надходить на вилуговування. Динамічні моделі, розроблені Леслі та Блером [3] та Коломбом та ін. [12] обидва виражають залежність концентрації каустичної соди переливу згущувача від умов подачі до розведення. Ідентифікація ступінчастої реакції, отриманої за допомогою комп’ютерного моделювання, призвела до передавальної функції третього порядку з трьома ідентичними постійними часу 2,22 години та часовою затримкою 1,39 години. Було розроблено внутрішню модель керування, і моделювання показало [12] максимальне перехідне відхилення 0,5 % навколо заданого значення з нульовим зміщенням у стабільному стані для ступінчастого зменшення на 12 % швидкості потоку пульпи, що розбавляється.

1.3.7 Оксалат натрію в розчинах

Лабораторні дані [4] про очевидну розчинність оксалату натрію в заводських розчинах у Байєрі корелюють із відповідними змінними за допомогою множинного регресійного аналізу. Статистичний аналіз показує, що на видиму розчинність оксалату натрію в заводських розчинах значно впливають температура та концентрація загального лугу (загальної соди) і органічного вуглецю. Органічні

розчинники з низькою температурою кипіння, такі як спирт, можна ефективно використовувати для контролю оксалату натрію в розчинах Байєра. Серед протестованих спиртів метанол виявився найефективнішим, а бутанол – найменш ефективним для зниження концентрації оксалату натрію. Однак повна змішуваність метанолу у водній фазі вимагає етапу дистиляції для відновлення метанолу.

1.3.8 Рівні кремнезему в процесі Байєра

Кремнезем [5] присутній у тропічних бокситах, по суті, у двох мінеральних формах, як глинистий мінерал каолініт ($Al_2O_3 \cdot 2SiO_2 \cdot 2H_2O$) і як кварц ($SiO_2$). Зазвичай глина є переважаючим кремнеземним мінералом у бокситах і найлегше піддається руйнуванню каустиком. Кварц піддається руйнуванню лише при високих температурах збродження, які використовуються для обробки бемітових бокситів (235…250 °C).

Кремнеземні мінерали в бокситах спричиняють втрати хімічних речовин у процесі, збільшення витрат енергії в процесі через утворення накипу в теплообмінниках і зниження якості продукту. Якщо крупний кварц присутній у великих кількостях, він може спричинити утилізацію піску та проблеми з ерозією обладнання.

Як це не парадоксально, глина спричинить проблеми процесу, якщо вона присутня в бокситах у занадто великій або занадто малій кількості. Занадто багато глини призводить до неприйнятних втрат каустичної речовини, тоді як занадто мало глини призводить до високого рівня розчинного кремнезему в технологічних розчинах із супутніми проблемами.

У деяких бокситах вміст глини можна зменшити шляхом промивання та просіювання подрібненого матеріалу. У випадках бокситів, які містять недостатню кількість глини, до процесу може бути включена окрема стадія попереднього знекремнення перед стадією збродження. Якщо боксит містить виключно низький вміст глини, тобто 0,1…0,5 % SiO_2, глину, можливо, доведеться завантажувати разом із бокситом.

Створюючи значні труднощі для процесу, кремнезем у бокситах також відіграє корисну роль, допомагаючи контролювати рівні карбонатів і сульфатів у розчині. Обидві домішки розчину випадають в осад у складі продукту зневоднення. Високий вміст кремнезему в бокситах також означає більшу кількість гідроксиду натрію, доступного для хімічного видалення накипу з обладнання установки.

1.4 Розширений контроль процесу Байєра та його переваги

Розширений контроль [7] і, зокрема, багатофакторний прогнозний контроль знайшли широке застосування в нафтохімічній промисловості. Безумовно, протягом останніх 20 років ця технологія знайшла широке застосування від установок каталітичного крекінгу до установок алкілування.

Завдання будь-якого глиноземного заводу полягає в тому, щоб мінімізувати витрати виробництва на тонну глинозему відповідно до міркувань безпеки та захисту навколишнього середовища. Це означає максимізацію виробництва глинозему (потік заводу та продуктивність) і мінімізацію енергетичних витрат на тонну глинозему. Для контуру розчину це означає максимізацію потоку розчину при збереженні концентрації розчину. Крім того, концентрації розчину і потоки повинні підтримуватися в заданих межах. Подібним чином необхідно ретельно контролювати розведення розчину для промивання, щоб максимізувати вилучення каустичної речовини при мінімізації розведення.

Схема Байєра створює унікальні проблеми для контролю. Відновлення енергії та каустичної речовини робить процес Байєра економічно життєздатним. Це призводить до високої інтерактивності процесів блоку. У поєднанні з тривалим часом простою це створює проблеми для звичайного керування. Удосконалені методи контролю у формі багатофакторного прогнозного контролю вирішують ці проблеми. Надійний характер цього контролера справляється з невідповідностями моделі, що виникають в результаті варіацій процесу, таких як накопичення накипу або варіації сировини.

Цей тип контролю розглядає весь процес одночасно, наприклад вилуговування або теплообмін. Таким чином цілі контролю стають цілями процесу. Процес підтримується в робочих межах шляхом маніпулювання змінними, які не знаходяться в межах. Подібним чином, процес оптимізується шляхом приведення процесу до операційних обмежень.

Добре продуманий підхід до контролю за глиноземним заводом забезпечить комплексний підхід. Це пояснюється циркуляційною природою циклу Байєра. Для забезпечення оптимізації схеми необхідно поєднувати керування окремими вузлами із загальним керуванням. Таким чином жоден окремий процес не максимізується за рахунок загальної пропускної здатності контуру.

Цифри переваг, є результатом довгострокових матеріальних та енергетичних балансів, виконаних для кожного процесу окремо та для установки в цілому.

Загальнозаводський контроль потоками розчинів.

Потоковий контур складається з безперервного набору одиниць і концентрацій, розташованих послідовно. Вузьке місце в одній зоні вимагає зменшення загального потоку заводу. Це скорочення зазвичай реалізується як скорочення подачі розчину для вилуговування. Динаміка навколо ланцюга тривала та змінна. Дії оператора для усунення вузького місця часто надто повільні, що призводить до різкого неконтрольованого переривання подачі в автоклав. Потім це порушення поширюється на інші блоки в ланцюзі, викликаючи нестабільність і приводячи до роботи загального ланцюга з безпечною пропускною здатністю.

Отже, мета контролю для цього повинна полягати в тому, щоб забезпечити автоматичний контроль над потоками та запасами розчинів. Рішення цієї проблеми полягає в одному контролері оптимізації для всього підприємства. Цей контролер розглядатиме запаси як контрольовані змінні, а потоки одиниць – як керовані змінні. Будуть використані припущені значення концентрації розчину. Ця програма виявляє потенційну проблему та контрольовано зменшує потік води. Потоки до інших установок зменшуються паралельно, щоб підтримувати баланс рідини. Динамічні взаємодії між запасами враховуються контролером. Після усунення вузького місця

контролер повертає потік контуру до максимуму. Крім того, програма встановлює кількість промивної води на основі наявного об’єму викиду та концентрації контуру, таким чином максимізуючи потік промивної води та мінімізуючи втрати каустичних речовин. Додаток також контролює концентрацію контуру, керуючи додаванням свіжого лугу (рис. 1.7).

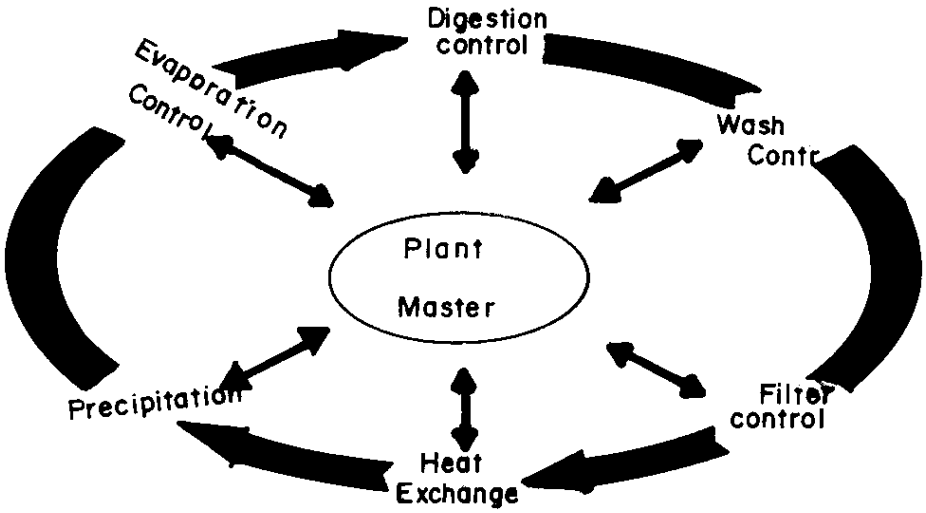


Рисунок 1.7 – Взаємодія при управлінні в процесі Байєра.

Типовою перевагою, яку можна очікувати від цього застосування, є збільшення продуктивності установки на 2…4 %.

Вилуговування.

Цілі контролю полягають у досягненні цільового співвідношення глинозему та каустичного лугу при максимальному збільшенні пропускної здатності в межах обмежень, накладених рівнями, температурами тощо. Рішення полягає у використанні одного мультипараметричного прогностичного контролера на кожному автоклаві, який би керував співвідношенням подачі бокситу на основі розрахункового значення з урахуванням вищезазначених порушень процесу. Оцінка коригується періодичним лабораторним контролем. Контролер максимізує температуру рідини перед варильним котлом. Це зменшує розрідження від впорскування свіжої пари в автоклав. Рівні продувних резервуарів контролюються як обмеження пропускної

здатності. Крім того, потік до кожного паралельного блоку контролюється алгоритмом загального потоку. Цей загальний контроль потоку відстежує обмеження та ефективність кожного блоку для визначення розподілу кормів.

Типовою перевагою, яку можна очікувати від цього застосування, є збільшення врожаю на 1…2 % завдяки покращеному контролю співвідношення.

Випаровування.

Цілі контролю випаровування полягають у тому, щоб:

- максимізувати пропускну здатність і випаровування,
- контролювати концентрацію контуру рідини та
- мінімізувати споживання енергії.

Рішення полягає у використанні одного багатопараметричного прогнозного контролера для зони випаровування. Цей контролер буде підштовхувати випаровування до кожного з обмежень, щоб максимально збільшити видалення води. Динаміка температури через нагрівачі враховується в контролері. Прогнозована концентрація поза випаровуванням, заснована на навантаженні, усуває свіжі добавки їдкого лугу. Контролер оптимізує розподіл/рециркуляцію подачі між паралельними блоками на основі ефективності та залежно від спроб конфігурації контуру максимізувати рециркуляцію, щоб максимізувати концентрацію розчину. Температуру в живильному резервуарі випарної батареї контролюють за допомогою байпасу випарника.

Типовими перевагами, яких можна очікувати від цього застосування, є збільшення продуктивності переділу на 1% (через збільшення концентрації розчину) та зменшення втрат каустику в промивній машині (через збільшення додавання промивної води).

Теплообмін розчинів.

Цілі контролю полягають у підтримці температури розкладання на вході при максимальному відновленні енергії. Рішення полягає у використанні одного багатопараметричного прогнозного контролера для всіх блоків. Потім ця схема

керування оптимізує потік через кожен із проходів теплообміну, щоб досягти цільової температури процесу на вході. Температура на виході прогнозується на основі витрат і ефективності установки. Крім того, це максимізує теплопередачу маточному розчину, таким чином покращуючи загальну енергоефективність процесу.

Типовою перевагою, яку можна очікувати від цього застосування, є стабілізація температури на вході до значення близько 1 °C.

Відмивання шламів.

Цілі контролю полягають у мінімізації втрат каустичної рідини від промивачів шляхом маніпулювання щільністю нижнього потоку, одночасно запобігаючи спрацюванням омивачів. Рішення полягає в тому, щоб використовувати один багатопараметричний прогнозний контролер для кожної лінії пральних машин. Схема керування маніпулюватиме нижньою течією шайби на основі вимірювань щільності нижньої течії. Флокулянт, доданий для покращення осідання, встановлюється у співвідношенні з вхідним нижнім потоком. Крутний момент шайби контролюється, щоб уникнути спрацьовування шайби. Промивна вода в процес подається загальнозаводським контуром розчинів, який регулюється на основі випаровування та концентрації контуру.

Процес має простої порядку 2…15 год. Таким чином, зміна нижнього потоку в першій пральній машині повинна бути компенсована своєчасною зміною всіх нижніх потоків. Щоб допомогти вирішити цю проблему, рішення оцінює масу бруду в кожному промивному апараті. Цей розрахунок коригується ручними вимірюваннями падінь або рівня, якщо вони існують. Це допомагає контролеру в управлінні запасами.

Типовою перевагою, яку можна очікувати від цього застосування, є зниження втрат каустику на 1…2 %.

Кальцинація.

Цілі контролю полягають у підтримці якості продукції з глинозему при мінімізації споживання енергії. Рішення полягає у використанні одного багатопараметричного прогнозного контролера для кальцинатора з алгоритмом

загального потоку живлення, щоб збалансувати потік між декількома кальцинаторами. Схема керування головним чином контролювала б температуру печі та пальника попереднього нагріву. Схема керування виявляє зміни подачі та компенсує їх збільшенням паливного газу, дозволяючи контролювати температуру ближче до цільового значення. Контроль часу перебування потім застосовується до резервуара для зберігання.

Схема управління також контролює «гарячі точки» всередині блоку. Подача в декілька паралельних кальцинаторів визначається загальним алгоритмом керування потоком. Цей загальний контроль потоку контролює обмеження та ефективність кожного блоку, щоб визначити оптимальний розподіл корму.

Очікується зменшення стандартного відхилення питомої поверхні оксиду алюмінію з економією енергії приблизно на 1 %.

Контроль помолу.

Метою управління контуром подрібнення є максимізація продуктивності млина при підтримці постійної щільності матеріалу в резервуарах для суспензії. Як правило, процес вилуговування є толерантним до деяких змін у розмірі помелу. Рішення полягає у використанні спеціально розроблених контролерів млинів. Тут використовується багатопараметричний прогнозний контролер для обробки взаємодій і тривалих затримок. Це поєднується з низкою інтелектуальних модулів (залежно від типу подрібнення та конфігурації) для визначення оптимального заданого значення навантаження, прогнозування відхилень потужності тощо. Ці інтелектуальні модулі включають використання нейронної мережі та інших методів, якщо це необхідно.

Спостерігається збільшення пропускної здатності понад 2 % із додатковою економією електроенергії понад 5 %.

Використання веб-технологій

Бредлі та ін. [61] і Лалансетт [62] описали потенційні застосування Інтернету як технології, яка забезпечує простий і швидкий збір і розповсюдження даних для

керування заводом, що працює за методом Байєра. Застосовуючи стандартні інструменти та методи веб-розробки, завод може легко поширювати дані автоматизації для всіх користувачів у межах підприємства чи корпорації. Ці засоби варіюються від представлення живих і історичних даних до розширеніших сховищ звітів та інтеграції даних. Інтеграція заводу в веб-технологію досягається за допомогою веб-сервера Process Information.

1.5 Висновки за розділом

У роботі подано вичерпний огляд сучасних технологій динамічного моделювання та управління, які застосовуються до глиноземних заводів.

Передові методи контролю безпосередньо застосовуються до ряду процесів на глиноземному заводі. Процеси, що відбуваються в агрегатах, як правило, дуже інтерактивні, що в поєднанні з тривалим часом затримки процесу ускладнює керування процесами для операторів при оптимальній продуктивності. Традиційний контроль погано справляється з цими умовами, тому він ідеально підходить для застосування багатопараметричного прогнозного контролю. Ця техніка стабілізує процес, дозволяючи оптимізувати загальну пропускну здатність схеми.

Можна побачити, що витрати, пов’язані з розширеним керуванням, є дуже ефективними порівняно з витратами на капітальне обладнання. Наприклад, новий завод потужністю 1 мільйон тонн на рік може коштувати близько 1 мільярда доларів. Це дорівнює $10 млн/% виробництва. Удосконалені методи контролю загалом можуть досягти такого самого збільшення менш ніж за 1 мільйон доларів, що робить його привабливою інвестицією.

2 МЕТОДИКА ДОСЛІДЖЕННЯ

2.1 Моделювання осадження гідроксиду алюмінію на поверхні затравки

Стадія осадження моделюється як безперервний резервуарний реактор із добре перемішаним середовищем. Час перебування в резервуарі для опадів зазвичай становить близько двох годин, а час, протягом якого потоки живлення, що надходять у резервуар, змішуються з вмістом резервуару, становить близько хвилин. Таким чином, можна вважати, що весь матеріал у резервуарі знаходиться в тому ж стані, що й перелив резервуара, і ті властивості, які використовуються для розрахунків опадів.

Моделі осадів базуються на емпіричному досвіді та використовують єдину узгоджену реакцію для представлення процесу осадження. Існують різні доступні моделі осадження, усі з яких припускають, що рушійною силою осадження є перенасичення глинозему в розчині, і що швидкість пропорційна добутку цього, площі твердої поверхні, доступної для росту, часу перебування та факторів, які враховують вплив температури та різних домішок лікеру, де це можливо [63].

Рушійна сила перенасичення береться як різниця між фактичним співвідношенням A/C мінус рівноважне співвідношення A/C на виході в n-му ступені, як правило, 2. Площа поверхні на одиницю об’єму рідини є питомою площею поверхні тверді речовини гіббситу в суспензії (SSA), помножені на концентрацію твердих речовин, поділені на об’єм розчину, щоб отримати площу поверхні на одиницю об’єму розчину. Час перебування — це об’єм резервуара, поділений на об’ємну швидкість потоку суспензії на виході. Температурна залежність є членом типу Арреніуса. Температурний термін, константа швидкості та будь-які впливи домішок розчину включені у коефіцієнт швидкості росту, k_G.

Якщо припустити, що зростання частинок є єдиним механізмом для осадження оксиду алюмінію (тобто відсутність гомогенного зародження), рівняння швидкості (2.1) має такий вигляд:

$$\text{Hydrate Precipitated} \propto k_G \times e^{-E/RT} \times t_{residence} \times \left(\frac{\text{Surface Area}}{\text{UnitVolume}}\right) \times \left(\frac{A_o - A^*}{C}\right)^2, \quad (2.1)$$

де k_G можна визначити за допомогою методу зростання продуктивності Уайта-Бейтмана, Візлера-Бойстеля або SSA (табл. 2.1).

У SysCAD відображається GrowthRateFactor, який є просто добутком перших двох членів: $GrowthRateFactor = k_G \times e^{-E/RT}$.

Концентрація насиченого оксиду алюмінію розраховується в моделі Байєра, визначеній користувачем. Будь ласка, зверніться до документації для відповідної моделі видів Байєра, як правило, моделі глинозему 3 видів Байєра.

Існує ряд загальних методів розрахунку темпів зростання кількості опадів. Також доступні «Фіксований» метод (де швидкість опадів вказується безпосередньо) і метод «FixedRate» (де GrowthRate вказується безпосередньо).

2.2 Методи швидкості росту

Ці методи припускають, що матеріал наноситься на існуючу тверду поверхню з розрахунковою швидкістю, типовими є швидкості зростання порядку 1 мкм/год. Знаючи фактичну площу поверхні, ми можемо передбачити швидкість збільшення маси через $M = \delta \times A \times \rho$.

Усі вони в основному включають експоненціальну температурну залежність і степеневу (як правило, квадратичну) залежність від перенасичення.

Загальна площа поверхні в резервуарі, доступна для зростання, дорівнює площі поверхні на одиницю маси твердої речовини, помноженій на концентрацію твердих речовин в умовах резервуара, помножену на об’єм резервуара:

$$SurfaceArea = SSA \times SolConc \times V_{tank}, \quad (2.2)$$

де SSA – Питома площа поверхні (м^2/кг);

V_{Tank} – Об'єм бака ($м^3$). Примітка. VTank дорівнює часу перебування, помноженому на об’ємну швидкість потоку суспензії;

SolConc – Концентрація твердих речовин при температурі на виході (г/л).

Тоді масова швидкість осадження глинозему дорівнює:

$$M_{Al_2O_3.3H_2O} = (G/(3.6 \times 10^9)) \times SSA \times SolConc \times V_{tank} \times \rho_{hydrate}, \qquad (2.3)$$

де G – Швидкість росту, мкм/год;

$\rho_{hydrate}$ – Щільність гідрату, як правило, 2420 кг/м³.

Існує широкий діапазон рівнянь швидкості росту, більшість з яких є варіантами форми Уайта (табл. 2.1).

Таблиця 1 – Варіації рівняння швидкості росту

Source	Growth rate model	ΔE(kJ mol^{-1})
White and Misra	$k_G \exp\left(-\frac{\Delta E}{RT}\right)(A-A^*)^2$	60 ± 6
Muhr et al.	$k_G \exp\left(-\frac{\Delta E}{RT}\right)(A-A^*)^2$	68
Harris et al.	$k_G \exp\left(-\frac{\Delta E}{RT}\right)(A-A^*)^2$	51 ± 5
King	$k_G \exp\left(-\frac{\Delta E}{RT}\right)\left(\frac{A-A^*}{FC}\right)^2$	53
Overbey and Scott	$k_G \exp\left(-\frac{\Delta E}{RT}\right)A_s\left(\frac{A-A^*}{C+A^*}\right)^2$	83
Mordini and Cristol	$k_G \exp\left(-\frac{\Delta E}{RT}\right)CA_s(A-A^*)^2$	79
White and Bateman	$\frac{k_G}{\sqrt{C}}\exp\left(-\frac{\Delta E}{RT}\right)\left(\frac{A-A^*}{C}\right)^2$	71 ± 7
Ilievski and White	$\frac{k_G}{\sqrt{C}}\exp\left(-\frac{\Delta E}{R(T-343.16)}\right)\left(\frac{A-A^*}{C}\right)^2$	63
Veesler and Boistelle	$k_G \exp\left(-\frac{\Delta E}{RT}\right)(\sigma-\sigma_c)^2$	121[a]
Cornell et al.	$k_G \exp\left(-\frac{\Delta E}{RT}\right)A_{BET}M_T\left(\ln\frac{A}{A^*}\right)^3$	141
Ilievski	$k_H\left(\frac{C/A^*-0.608}{C/A-0.608}\right)$	N/A

Фіксований метод

GrowthRate (G) не розраховується на основі жодного методу. Замість цього користувач може безпосередньо вказати кількість гідрату (як швидкість потоку), який

має бути осаджений. Для цілей відображення GrowthRate (G) розраховується за допомогою рівняння (2.3).

Метод фіксованої ставки

GrowthRate (G) вказується безпосередньо користувачем. Потім рівняння (2.3) використовується для визначення кількості гідрату, що випав в осад.

Метод Уайта-Бейтмена

Це варіант методу Уайта, де швидкість росту розраховується, як показано нижче. Рівняння було змінено для включення в SysCAD шляхом додавання коефіцієнта налаштування, gF, і коригування константи швидкості зростання. У вихідному рівнянні концентрація каустичної речовини виражається як еквівалент Na_2O, а в реалізації SysCAD як еквівалент Na_2CO_3 (таким чином вихідна константа $7{,}4\times10^{12}$ стає $2{,}83\times10^{13}$). Однак вихідне рівняння було отримано з використанням промитого гідрату та чистих розчинів у невеликих масштабах (1 літр) партійних випробувань, які мають набагато вищу швидкість опадів, ніж фактичні умови виробництва. Константу за замовчуванням для цього рівняння в SysCAD було скориговано в бік зменшення на коефіцієнт ~ 12, щоб отримати результати, які відповідають типовим умовам заводу, тому, починаючи зі значень за замовчуванням, можна отримати обґрунтовані оцінки продуктивності заводу.

$$G = k_G \times e^{-E/RT}\frac{1}{\sqrt{C}}\left(\frac{A_{out}-A^*}{C}\right)^2,\ k_G = gF_{\text{White}} \times K_{\text{White}}$$

де k_G – Швидкість росту (мкм/год);

gF_{White} – Коефіцієнт налаштування Уайта. За замовчуванням 1,0;

K_{White} – константа. За замовчуванням $2{,}5 \times 10^{12}$ (хороше початкове значення для умов рослини, значення з оригінальної статті становить $2{,}83 \times 10^{13}$, але це переоцінює фактичну кількість осадженої маси);

E/R – Енергія активації / Газова константа R. За замовчуванням 8500 кельвінів.

T – температура (K);

A_{out} – Концентрація глинозему на виході з осаджувача, виражена в Al_2O_3 (г/л);

A* – Концентрація насиченого глинозему (г/л);

C – Концентрація каустичної речовини, що виходить з осаджувача, виражена в Na_2CO_3 (г/л).

Потім рівняння (2.3) використовується для визначення кількості гідрату, що випав в осад.

Метод Веслера-Бойстеля (рис. 2.1)

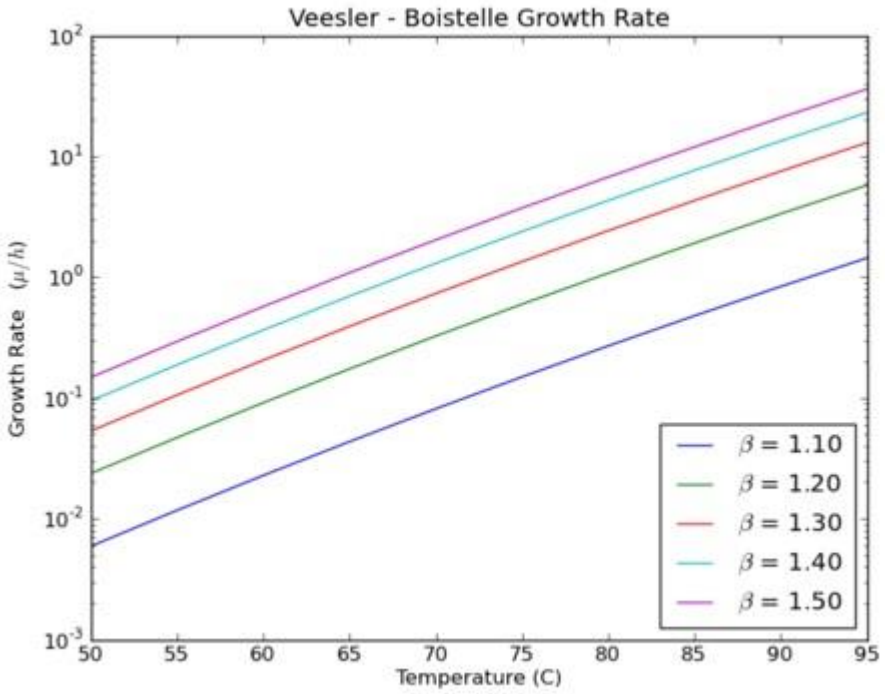


Рисунок 2.1 – Метод Веслера-Бойстеля

Цей метод використовує відносне перенасичення $\beta = A/A^*$ як рушійну силу:

$$G = k_G \times e^{-E/RT}[\frac{A_{out}}{A^*} - \beta_c]^g,$$

де G – Швидкість росту (мкм/год);

k_G – Константа. За замовчуванням $1{,}92\times10^{19}$;

E/R – Енергія активації / Газова константа R. За замовчуванням 120700/R = ~14517 Кельвінів;

T – температура (K);

Постійний. Номінально 1,0 у чистих системах, виникає через мертві зони при низькому перенасиченні, де зростання пригнічується (ймовірно, іонами Fe). Відповідно, це критичне перенасичення, яке необхідно перевищити, щоб відбувся ріст;

g – Постійний показник ступеня. За замовчуванням 2;

A_{out} – Концентрація глинозему на виході з осаджувача, виражена в Al_2O_3 (г/л);

A* – Концентрація насиченого глинозему (г/л).

Швидкість росту, визначену за рівнянням (2.3), потім використовують для визначення кількості гідрату, що випав в осад.

Метод росту SSA

Метод SysCAD SSA Yield – це загальний варіант рівняння Уайта, який має настроювані параметри для врахування впливу домішок у розчині. Рівняння було налаштовано з кількома регульованими константами, які повинні дозволити більшості користувачів налаштувати загальне рівняння врожайності відповідно до їхніх власних рівнянь за допомогою відповідних констант. Зверніть увагу, що встановлення будь-якої константи експоненти до нуля усуне ефект із рівняння (будь-яке ненульове число, зведене до нульового ступеня, є одиницею). Стандартний набір констант дасть надійну та досить точну оцінку типових норм опадів.

Кількість (маса) гідрату, що випав в осад, визначається за формулою:

$$M_{Al_2O_3.3H_2O} = \Delta A/C \times C \times Q_{L25} \times (\frac{2 \times \mathcal{M}_{Al[OH]_3}}{\mathcal{M}_{Al_2O_3}}),$$

де ΔA/C – Зміна співвідношення A/C, розраховане з емпіричного рівняння нижче;

C – Вихід Концентрація каустичної речовини при 25°C, виражена в Na2CO3 (г/л);

Q_{L25} – Об’ємний потік рідини на виході при 25°C;

M – Молекулярна маса зазначеної сполуки.

$$\Delta A/C = k_G \times e^{-E/RT} \times SSA_{Term} \times T_{Residence} \times (\frac{A_{out}-A^*}{C})^{n_{AC}}$$

Досвід експлуатації заводу та лабораторні дослідження показують, що це основні чинники, що впливають на кількість опадів. Додатковий член k_G дозволяє також моделювати вплив інших станів розчину.

$$k_G = K_o \times K_{soda} \times K_F \times K_{TOC} \times K_C,$$

де k_G – Загальний коефіцієнт налаштування;

K_0 – Загальна константа налаштування. Розміри цієї константи змінюються залежно від значень інших вмістів у терміні швидкості росту. За замовчуванням $2{,}2\times10^{11}$;

$K_{soda} = S^{n_s}$ – Загальний ефект соди, де сода визначається як каустик плюс карбонат натрію, виражений як Na_2CO_3 при 25 °C. Ефект моделюється як S, зведений до ступеня n_s. Типовим значенням для n_s є -1. Використання нуля для n_s усуне залежність осадження від соди;

$K_F = F^{n_{fc}}$ – Вільний каустичний ефект, де вільний каустик – це гідроксид натрію в розчині, який не пов'язаний з розчиненим оксидом алюмінію. Ефект вільної їдкої речовини моделюється як вільна їдка речовина (виражена як г/л Na_2CO_3 при 25 °C), зведена до потужності n_{fc}. За замовчуванням для n_{fc} встановлено -0,5. Використання нуля для n_{fc} усуне залежність опадів від вільної каустичної речовини;

$K_{TOC} = e^{-n_{TOC}\times TOC}$ – Органіка – вплив органіки моделюється як експонента постійної органіки (вимірюється як TOC, концентрація еквівалента органічного

вуглецю, г/л при 25 °C). Значення за замовчуванням для n_{TOC} становить 0,01. Використання нуля для n_TOC усуне залежність органічних речовин;

$K_C = C^{n_C}$ – Каустик – додатковий вплив концентрації каустику (виражається в г/л Na_2CO_3 при 25 °C). За замовчуванням для n_C дорівнює нулю.

Число Арреніуса $e^{\frac{-E}{RT}}$, де E/R – Енергія активації / Газова константа R. За замовчуванням 7600 кельвінів. Це зазвичай налаштовується навколо цього значення. Хоча це не обмежено, значення E/R використовуються в діапазоні від 6500 до 10000 K. T – температура, K.

$$SSA_{Term} = \frac{THA}{Q_L} \times SSA^{n_{ssa}},$$

де SSA_{Term} – питома площа поверхні ($м^2/г$);

THA – Маса твердих речовин на виході;

Q_L – Об’єм рідини на виході за температури;

SSA – $SSA = FeedSSA * (\frac{FeedSolidsMass}{ProductSolidsMass})^{1/3}$;

n_{ssa} – Константа. За замовчуванням 1.0 (робить рівень опадів лінійно пропорційним SSA). Ця поправка враховує той факт, що ефективна площа поверхні для опадів може не змінюватися лінійно з SSA (тобто подвоєння SSA за інших рівних умов може не точно подвоїти кількість опадів).

$$T_{Residence} = \frac{V}{Q_{SL}},$$

де $T_{Residence}$ – час перебування у баку;

V – Об'єм резервуара;

Q_{SL} – Об’єм суспензії на виході за температури.

Залежність рушійної сили перенасичення $(\frac{A_{out} - A^*}{C})^{n_{AC}}$

де n_{AC} – Термін налаштування перенасичення nAC. За замовчуванням 2,0;

A_{out} – Концентрація оксиду алюмінію на виході з осаджувача, виражена в Al_2O_3 г/л при 25 °C;

C – Концентрація каустичної речовини на виході з осаджувача, виражена в Na2CO3 г/л при 25°C.

Примітки (для методів швидкості зростання):

1. Ці рівняння були емпіричними, розробленими для певного набору одиниць, і інженери, які розробили ці рівняння, намагалися відтворити загальну поведінку багатьох різних впливів і не обов'язково математично точне формулювання. Різні константи мають розмірність, щоб зробити все узгодженим. Підвищення розмірної величини, такої як вміст каустику, до деякої довільної потужності робить ці рівняння безладними. В ідеалі всі такі фізичні величини повинні бути спершу безрозмірними (скажімо, шляхом ділення на деяку контрольну концентрацію, скажімо, 1 г/л), і це фактично мається на увазі в тому, як записується рівняння.
2. У SysCAD відображається GrowthRateFactor, який дорівнює $k_G \times e^{-E/RT}$.
3. Метод SSA Yield включає вплив загальної соди, вільної їдкої соди, площі поверхні насіння та органічних речовин на швидкість опадів. Ці ефекти включені як множники для зміни члена K_o. Це забезпечує більшу гнучкість у адаптації моделі опадів до заводу з використанням даних користувача.
4. Наведені значення за замовчуванням дадуть розумну оцінку кількості осадів для більшості виробничих умов. Рівноважне співвідношення A/C розраховується на основі рівняння перенасичення, вибраного користувачем у використаній моделі властивостей Байєра. За замовчуванням використовується співвідношення Розенберга-Хілі.
5. Змінюючи константи, слід бути обережним, оскільки це може вимагати великих змін K_o для компенсації та узгодження даних заводу. Значення K_o може змінюватися на кілька порядків залежно від відносних значень інших

констант. Варто також зазначити, що використання різних K_o для резервуарів для агломерації та резервуарів для зростання в одному ряду є звичайною практикою, і вони можуть бути налаштовані по-різному, щоб відповідати даним заводу.

6. Вимірювання SSA зазвичай отримують із розподілу частинок за розміром. Важливо зазначити, що різні методи вимірювання та різні інструменти дадуть різні вимірювання SSA для одного зразка. Різниця може становити до 10 разів, і це необхідно враховувати під час налаштування значення K_o.
7. Треба звернути увагу, що ТНА (тригідрат оксиду алюмінію) може мати молекулярну формулу $Al[OH]_3$ або $Al_2O_3 \cdot 3H_2O$. Таким чином, поправки від моляльності до маси, що включає простий оксид алюмінію (Al_2O_3) і назад, іноді матимуть коефіцієнт 2, залежно від того, яке подання для ТНА фактично використовується.
8. Константи можна використовувати для налаштування моделі на інші форми рушійної сили: якщо рушійна сила задана в термінах А до вільного лугу, тоді просто встановлюють nFC = -2, nC = 2:

$$(\frac{A_o - A^*}{F})^2 = (\frac{A_o - A^*}{C})^2 \times \frac{C^2}{F^2}$$

2.3 Визначення зв’язаної соди

Види зв'язаної соди

Зв'язана або окклюдована сода включається в твердий осад. Хоча він включений як твердий NaOH, часто корисно розглядати його як окремий матеріал для твердої їдкої речовини, тому символ $NaOH^*(s)$ використовується для ідентичних, але по-різному оброблених видів.

Однак деякі моделісти вважають за краще розглядати зв’язану соду як $Na_2O(s)$, тобто форму, в якій її фактично виміряно в лабораторії.

Отже, якщо вид $NaOH^*(s)$ присутній у базі даних видів, він використовуватиметься в цій формі. В іншому випадку зв’язана сода буде у вигляді $Na_2O(s)$. Види, які використовуються в моделі осаджувача, показані в полі «BoundSodaSpecies».

Зауважимо, що останній варіант дуже незначно змінює воду, оскільки осадження 1 моля каустичної речовини у вигляді Na_2O звільнить 1 моль H_2O:

$2NaOH(р) = Na_2O(тв) + H_2O(р)$

$2NaOH(р) = 2NaOH^*(тв)$

Розрахунок зв'язаної соди

Для будь-якого вибраного методу росту, окрім «Фіксованого», оклюдована сода розраховується наступним чином.

За Окавою:

Кореляція Ohkawa, Tsuneizumi та Hirao визначає масу соди, що осаджується глиноземом, як:

$$\text{OccludedSoda} = \frac{K_{\text{Soda}}(\frac{A_O - A^*}{C_O})^2 \exp(\frac{E_{\text{Soda}}}{T_K}) \times (\Delta \text{THA})}{100},$$

де K_{Soda} – Загальний фактор оклюзії соди, $K_{Soda} = K_{TuneBS} \cdot K1$;

K_{TuneBS} – Коефіцієнт налаштування KTuneBS. За замовчуванням 1.0;

K_1 – Фактор закритої соди. За замовчуванням 0,00127;

E_{Soda} – Стала типу Арреніуса. За замовчуванням 2535 кельвінів;

A_0 – Концентрація глинозему, виходячи з осаджувача, виражена в Al_2O_3 (г/л);

A^* – Концентрація насиченого глинозему (г/л);

C_0 – Концентрація каустичної соди, що виходить з осаджувача, Na_2CO_3 (г/л);

ΔTHA – Швидкість осадження тригідрату оксиду алюмінію, виражена в Al_2O_3;

OccludedSoda – Швидкість осадження соди, виражена в Na_2O.

Оклюдована сода, вироблена моделлю Precipitator3, буде у формі $NaOH^*$, якщо цей вид присутній у кормі, інакше у формі Na_2O.

За Хантером:

Кореляція Армстронга, Хантера, МакКорміка та Уоррена визначає швидкість включеної соди з осадженням глинозему як:

$$\frac{dS}{dA} = K_{Soda}(\frac{A_o - A^*}{C_o})^2,$$

де K_{Soda} – Загальний фактор оклюзії соди, $K_{Soda} = K_{TuneBS} * K_{Factor}$;

K_{TuneBS} – Коефіцієнт налаштування. За замовчуванням 1,0;

K_{Factor} – $K_{Factor} = [0.000598C_{25} - 0.00036T_c + 0.019568(\frac{TOOC}{C})_{25}]$;

dS – Швидкість осадження соди, виражена в Na_2O;

dA – Швидкість осадження тригідрату оксиду алюмінію, виражена в Al2O3;

A_0 – Концентрація глинозему, на виході з осаджувача, виражена в Al_2O_3 (г/л);

A^* – Концентрація насиченого глинозему (г/л);

C_0 – Концентрація каустичної соди, що виходить з осаджувача, виражена в Na_2CO_3 (г/л);

T_C – Температура в градусах С;

TOOC – Загальний органічний вуглець, виражений як Na_2CO_3.

$$TOOC = TOC_{25} \times \frac{\mathcal{M}_{Na_2CO_3}}{\mathcal{M}_C}$$

Розподіл органіки

Швидкість зв’язаної соди розраховується у Na_2O(s), однак осадження соди буде виражено в термінах $NaOH^*$(s), а зв’язана органіка – як $Na_2C_5O_7{}^*$(s).

BoundSodaFrac:

$$\text{BoundSodaFrac} = \frac{dS}{dA}$$

Осадження зв'язаної соди – як $NaOH^*$:

$$\text{BoundSodaFrac} \times dA \times (1 - \frac{\text{BoundSoda OrgPart(\%)}}{100}) \times \frac{2\mathcal{M}_{NaOH}}{\mathcal{M}_{Na_2O}}$$

Опади зв'язаної органіки – як $Na_2C_5O_7$*:

$$\text{BoundSodaFrac} \times dA \times (\frac{\text{BoundSoda OrgPart(\%)}}{100}) \times \frac{\mathcal{M}_{Na_2C_5O_7}}{\mathcal{M}_{Na_2O}}$$

ПРИМІТКИ:

- BoundSodaFrac – це (загальна кількість зв’язаної соди + зв’язана органіка як Na_2O) на (ТНА як Al_2O_3).
- Для моделей видів користувача зв’язані органічні осади виражатимуться у вигляді зв’язаних органічних видів моделі видів користувача.
- У разі оновлення із застарілих моделей вам може бути запропоновано параметр UseCorrectedBoundSoda. Рекомендується перевірити це та переналаштувати модель.

2.4 Оцінка моделі

Нелінійні емпіричні рівняння, що описують осадження глинозему, розв’язуються чисельно, і фактичний склад резервуара в стаціонарному стані визначається під час вирішення. Умови в резервуарі (температура та склад) визначають швидкість осадження, тоді як швидкість осадження визначає умови в резервуарі (оскільки воно говорить нам, скільки алюмінату випадає в осад, скільки реакційного тепла вивільняється тощо), так що рішення обов’язково є ітераційним.

Починаючи з резервуару на вході, ми визначаємо швидкість осадження, яка може бути дуже високою, якщо рідина, що надходить, сильно перенасичена. (Це причина впровадження масового демпфування, висока швидкість опадів може призвести до чисельної нестабільності, видаляючи занадто багато алюмінату з потоку за один раз; масове демпфування запобігає цьому).

Потім ми регулюємо склад маси в резервуарі, осаджуючи деяку кількість ТНА, регулюємо температури та склади за рахунок тепла реакції, випаровування та охолодження тощо. Це дає новий склад резервуару та температуру, яка (сподіваємося) матиме меншу кількість осадів, ніж у вхідному потоці. Напій у резервуарі матиме новий склад і температуру, а швидкість опадів буде відрізнятися від рівня осадів, що надходить.

Потім ми повторюємо розрахунок при новій температурі та складі, поки швидкість осадження точно не врівноважить швидкість надходження та виходу матеріалу. Подібним чином температура буде регулюватися так, щоб теплові втрати врівноважували ентальпії вхідного та вихідного потоку та охолодження за рахунок теплопередачі.

Отже, концептуально рішення дуже просте.

Після кількох ітерацій, залежно від того, наскільки незбалансований вхідний потік із кінцевим вмістом резервуара, склад резервуару та температура припиняють змінюватися, тобто зближуються, і це визначає вихідний потік.

Ручна перевірка рішення.

Під час перевірки резервуара для опадів із використанням основних принципів (бак з реакціями та втратами тепла).

1. Починаємо із встановлення швидкості реакції преципітації, з цього ми маємо:
    - Дельта A/C від умов бака = A/C вхід - A/C вихід (X1);
    - Дельта A/C, розрахована за допомогою рівнянь росту з використанням умов випуску (X2). (Це можна зробити за допомогою PGM).
2. Порівнюємо (X1) і (X2), якщо вони не збігаються, використовуємо скориговану норму осадження.
    - Повторюємо наведені вище два обчислення.
3. Продовжуємо, доки не буде знайдено рішення. (Це може бути встановлено ПІД-регулятором).

Питання конвергенції.

Проблеми конвергенції можуть виникнути, якщо живильний потік знаходиться далеко від рівноваги: тобто сильно перенасичений, або константи встановлені так, що буде дуже висока швидкість опадів із живильного потоку.

Що може статися, так це те, що швидкість осадження буде настільки високою, що весь алюмінат буде видалено з потоку живлення. Після оновлення умов резервуару розчин не містить алюмінату, тому розчин є ненасиченим. У цьому випадку осаду немає, тому на наступній ітерації вміст повертається до складу сировини. Замість конвергенції програма потрапляє в цикл, який стрибає вперед і назад між перенасиченим і ненасиченим.

Проблема виникла через те, що ми намагалися стрибнути надто далеко і перевищили фактичні умови танка. Тож замість сходження ми потрапляємо в коливальний цикл.

Рішення полягає в тому, щоб пом’якшити петлю, запобігши великій зміні складу. Замість того, щоб змінювати склад, передбачений перенасиченням, ми змінюємо середньозважену прогнозовану зміну та зміну з попереднього кроку ітерації.

$$\Delta X_A = (1-\alpha)\Delta X_A^{(n)} + \alpha \Delta X_A^{(n-1)}$$

Коли $\alpha = 0$, демпфування немає, тоді як для $\alpha \to 1$ ітерація сильно затухає. Як тільки бак сходиться $\Delta X_A^{(n)} = \Delta X_A^{(n-1)}$ і комбінація двох критеріїв означає, що значення більше не змінюється.

Демпфування необхідно лише для резервуарів із високим перенасиченням. Значення демпфування від 50 % до 90 % зазвичай має бути достатнім для забезпечення конвергенції, хоча необхідні деякі експерименти. Якщо демпфування високе, розв’язок сходитиметься, але дуже повільно, і якщо воно надмірне, ітераційний цикл (який обмежений максимальною кількістю ітерацій) може закінчитися.

Ілюстративний приклад.

Змоделюємо дуже простий процес осадження лише з одним компонентом, і ми вкажемо концентрацію цього компонента за допомогою X. Припустимо, що швидкість зміни концентрації задана як

$$\dot{X} = \begin{cases} K(X_t - X_s)^2 & \text{if} X_t > X_s \\ 0 & \text{otherwise} \end{cases}$$

де X_t – концентрація бака і X_s є (постійною) концентрацією насичення.

Потім

$$X_i - X_t = K(X_t - X_s)^2$$

є дуже спрощеною версією рівнянь, які описують осадження. Для ілюстрації беремо $X_i = 1,\ X_s = .5,\ K = 2,$ тому концентрація в резервуарі визначається рівнянням

$$1 - x = 2(x - 0.5)^2 \text{or} x^2 - \frac{x}{2} - \frac{1}{4} = 0$$

так

$$x = \frac{1 + \sqrt{5}}{4} = 0.809016$$

Ми можемо переписати рівняння швидкості як $X_t = X_i - K(X_t - X_s)^2$ або замінити значення вище та написати x для X_t

$$x = 1 - 2(x - .5)^2$$

Починаючи з x=1 і повторюючи це рівняння, ми отримуємо ряд значень 1, .5, 1, .5. Якщо замість використання попереднього значення ми використовуємо зважене середнє двох попередніх значень, ітерація сходиться.

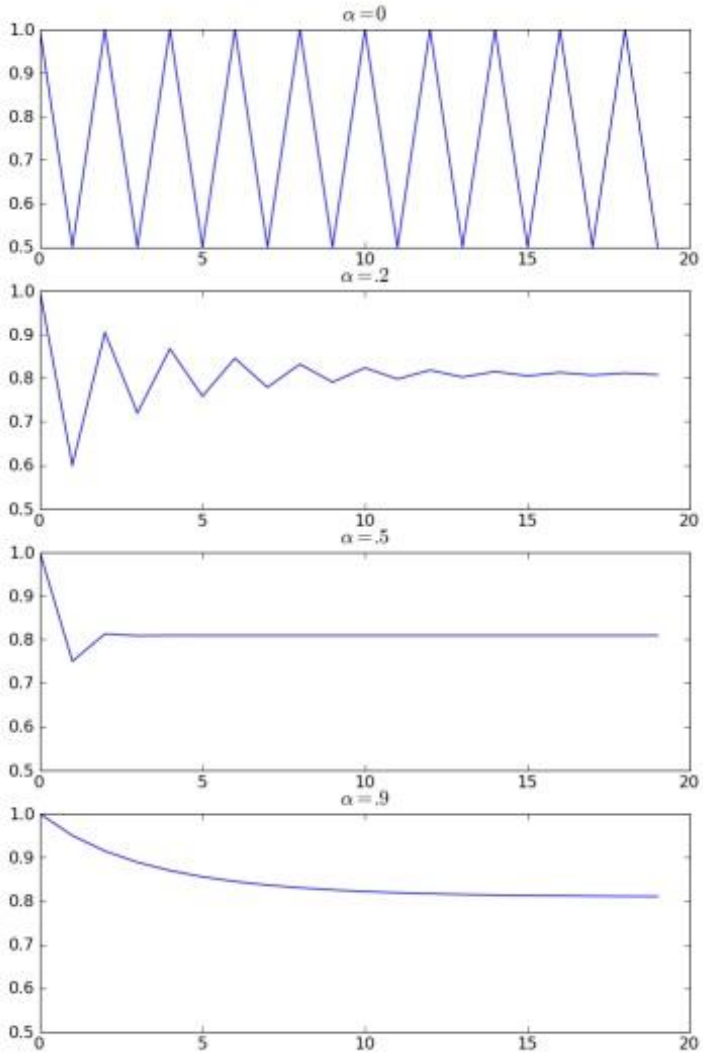


Рисунок 2.2 – Порівняння демпфованості системи за різних умов

Як видно на рисунку 2.2, для $\alpha = 0{,}2$ ми отримуємо повільну конвергенцію з коливаннями. Для $\alpha = 0{,}5$ конвергенція дуже швидка, це критично затухає. Для $\alpha = 0{,}9$ ми отримуємо повільну конвергенцію без коливань, і ми надмірно демпфовані.

Для налаштування моделі бажано налаштувати демпфування маси до значення, близького до критичного демпфування, і мінімізувати кількість ітерацій до збіжності.

3 РЕЗУЛЬТАТИ ДОСЛІДЖЕНЬ

3.1 Аналіз технології ділянки декомпозиції ТОВ «МГЗ»

Під час роботи було вивчено технологічну схему виробництва глинозему на Миколаївському глиноземному заводі. Зокрема, досліджено схему процесу розкладання алюмінатних розчинів на ділянці декомпозиції.

Основними вузлами ділянки декомпозиції є:

- Пластинчастий теплообмін (3 черги)
- Вузол приготування затравки (3 черги)
- Батареї декомпозерів (5 батарей 77 Rd)
- Проміжне охолодження (по 3 трубчастих теплообмінника на кожну батарею Rd)
- Біла фільтрація (3 черги)

Перелік вхідних параметрів, що мають суттєве значення для ведення технологічного процесу включають:

- Концентрації оксиду алюмінію, лугу та домішок в алюмінатному розчині
- Фракційний склад та вміст домішок у затравочному гідроксиді алюмінію
- Затравочне відношення

Параметри, що підлягають безпосередньому керуванню:

- Температура затравочної пульпи
- Час розкладання (кількість декомпозерів)
- Інтенсивність проміжного охолодження

Вихідні характеристики продукту:

- Фракційний склад т. ф. викрученої пульпи
- Вміст оксидів натрію, кремнію та заліза
- Вміст мікродомішок

Схему ділянки декомпозиції із зазначенням основних вузлів та технологічних норм наведено на рисунку 3.1.

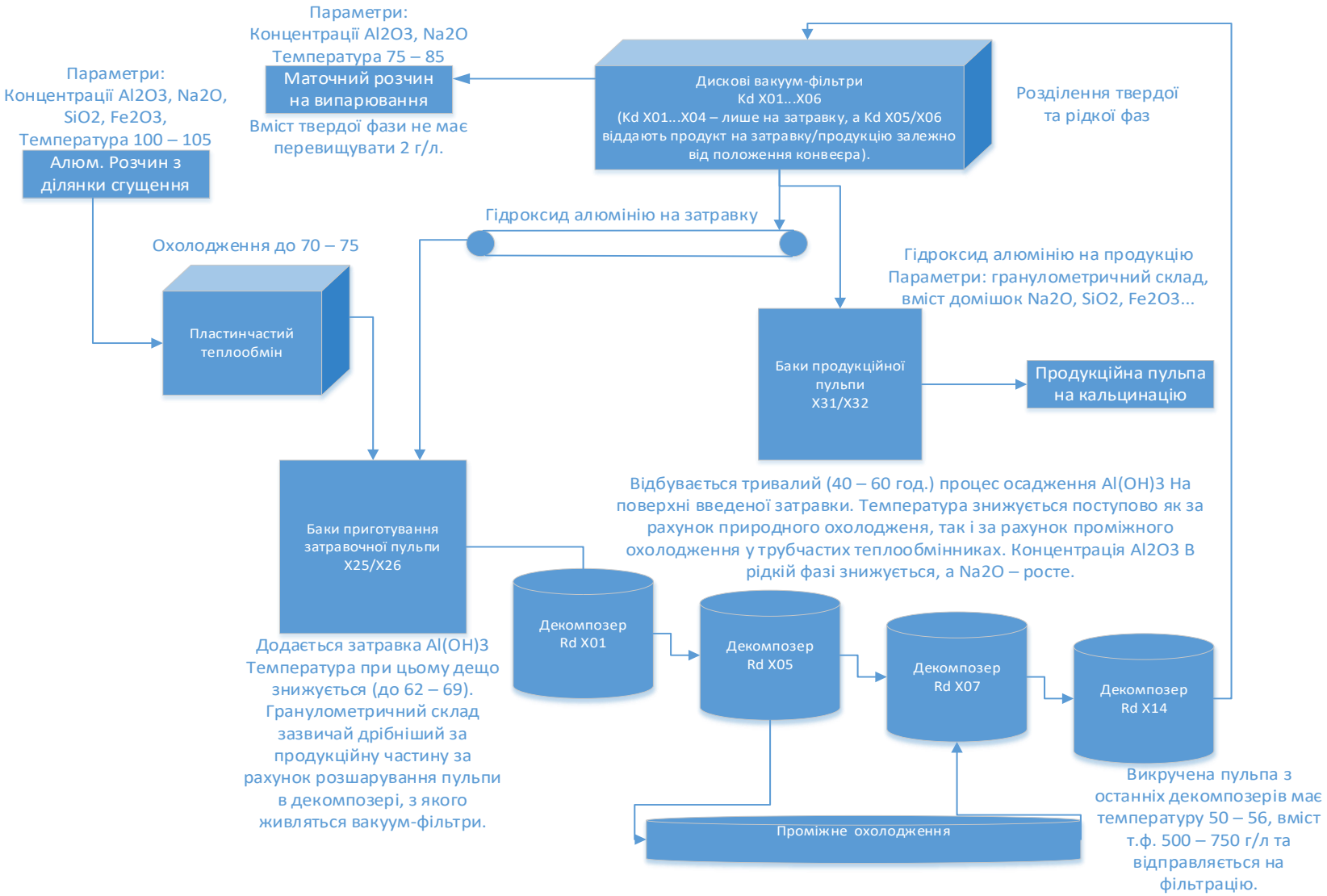


Рисунок 3.1 – Апаратурно-технологічна схема ділянки декомпозиції ТОВ «МГЗ»

Для контролю та управління технологічними параметрами на заводі впроваджено інформаційно-технологічну систему управління виробництвом «PI System».

«PI System» (Plant Information) – це набір програмних модулів для віддаленого збору, моніторингу та аналізу даних. Основою системи є PI Server, який надає інформацію клієнтським додаткам. Оператори, інженери, менеджери та інший робочий персонал, використовуючи різні клієнтські програми, можуть підключатися до PI Server для перегляду даних, що зберігаються в PI Archive або у зовнішніх джерелах даних.

Клієнтські програми PI засновані на PI API, працюють у середовищі Windows і за потреби встановлюються на комп`ютери клієнтів.

PI DataLink це надбудова для Microsoft Excel, що дозволяє отримувати дані безпосередньо з PI для подальшого використання.

Для більш ефективного керування процесами декомпозиції, агломерації та класифікації гідроксиду алюмінію на новому обладнанні ІІІ черги, застосовано систему Honeywell, що має потенційно великі можливості в напрямку автоматизації управління технологічними параметрами та мінімізації впливу людського фактору.

В процесі ознайомлення з методами управління виробництвом було з’ясовано, що не зважаючи на величезний обсяг архівних даних, що було накопичено за десятиріччя роботи підприємства, робота з визначення взаємозалежностей між технологічними параметрами не є добре налагодженою. Оптимальні параметри ведення технологічного процесу задаються під час виробничих нарад переважно базуючись на експертній думці окремих спеціалістів.

Тому основний акцент в роботі з даними було зроблено на пошуку способів автоматизації розрахунків з визначення оптимальних параметрів розкладання на ділянці декомпозиції та впровадження їх у виробничий процес з метою закладення основи для подальшого удосконалення системи управління до того рівня, коли стане можливим автоматичне керування параметрами в реальному часі без втручання оператора. Це забезпечить стабільне дотримання вимог до якості продукту (табл. 3.2).

Таблиця 3.1 – Параметри гідроксиду алюмінію, що потребують керування

Параметр			Чому важливий	Типові значення (глинозем)	Коли можливе втручання
Вміст фракцій	< 45 мкм		Регламентується Специфікацією, що узгоджено замовником. Перевищення припустимого значення означає порушення контрактних зобов'язань. Надмірне укрупнення призводить до проблем із пневмотранспортом. Типова різниця між гідратом та глиноземом складає 5 - 7 %.	≤ 40 % мас.	На початковому етапі розкладання упродовж 8…12 годин після приготування затравочної пульпи до моменту, коли ступінь пересичення рідкої фази за Al_2O_3 знизиться до рівня при якому неможливе протікання інших процесів кристалоутворення окрім лінійного росту. За рахунок варіювання відношення пересичення до площі активної поверхні твердої фази можливо змінити баланс між процесами агломерації часток невеликого розміру та зародкоутворення.
	< 20 мкм		Надлишковий вміст даної фракції призводить до перевантаження електрофільтрів печей КШ, викликаючи їх пиління, тобто збільшуючи викиди в навколишнє середовище.	-	
Вміст домішок	Na_2O	оксид натрію	Окрім порушення умов Специфікації в разі перевищення регламентованого значення негативно впливає на міцність кристалу, що призводить до збільшення ступеню подрібнення матеріалу при прожарюванні у печах КШ, росту фракції < 20 мкм. Також по суті є додатковою причиною втрати каустичного лугу.	≤ 0,4 % мас.	На початковому етапі розкладання коли пульпа знаходиться в першому або другому декомпозерах. Зазвичай спостерігається зростання вмісту даної домішки при збільшені температури пульпи та навпаки.
	SiO_2	оксид кремнію	Є небажаною домішкою, що негативно впливає на техніко-економічні покахники електролізних виробництв. Безпосередньо в процесі декомпозиції зростання вмісту даної домішки у затравці призводить до необхідності прийняття негайних контрмір з метою недопущення росту швидкості її співосадження, що призводить до зниження продуктивності.	≤ 0,02 % мас.	Співосадження оксиду кремнію відбувається безперервно упродовж всього часу розкладання розчину зі швидкістю, шо змінюється в залежності від кількості затравки та ступеню її забрудненості, а також температури пульпи. Особливої уваги потребує на завершальному етапі, коли швидкість розкладання мінімальна.

3.2 Рівняння для розрахунків

Для виконання поставлених задач зі стабілізації фізико-хімічних характеристик товарної продукції шляхом розробки відповідних математичних моделей було використано низку рівнянь (3.1 – 3.13), що було отримано на етапі вивчення даних літературних джерел:

1. Перерахунок $Na_2O_к$ (г/л) на $Na_2CO_{3к}$ (г/л):

$$Na_2CO_{3к} = 106 \cdot \frac{Na_2O_к}{62} \approx 1{,}710 \cdot Na_2O_к \quad (3.1)$$

2. Визначення концентрації соди (г/л) за масовою часткою (%):

$$Na_2CO_{3с} = \frac{Na_2CO_{3к} \cdot \%_{Na_2CO_{3с}}}{1 - \%_{Na_2CO_{3с}}} \quad (3.2)$$

3. Перерахунок t (°C) на T (K):

$$T = t + 273{,}15 \quad (3.3)$$

4. Визначення каустичного модулю:

$$\alpha_к = 1{,}645 \cdot \frac{Na_2O_к}{Al_2O_3} \quad (3.4)$$

$$I = 0{,}01887 \cdot Na_2CO_{3к} + \frac{k_1 \cdot NaCl}{58{,}44} + \frac{k_2 \cdot Na_2CO_{3с}}{105{,}99} + \frac{k_3 \cdot Na_2SO_4}{142{,}04} + 0{,}01887 \cdot k_4 \cdot C_{орг.} \quad (3.5)$$

5. Визначення рівноважної концентрації алюмінію $Al_2O_{3рівн.}$, г/л:

$$Al_2O_{3рівн.} = \frac{0{,}96197 \cdot Na_2CO_{3к}}{1 + 10^{\frac{x_0 \cdot \sqrt{I}}{1+\sqrt{I}} - x_3 \cdot I - \frac{x_4 \cdot \sqrt{I^3}}{e^{\frac{\Delta G}{R \cdot T}}}}} \quad (3.6)$$

$$Al_2O_{3рівн.} = \frac{0{,}96197 \cdot Na_2CO_{3к}}{1 + \frac{10^{\left(\frac{X_0 \cdot \sqrt{I}}{1+\sqrt{I}}\right) - X_3 \cdot I - X_4 \cdot \sqrt{I^3}}}{e^{\left(\frac{\Delta G}{R \cdot T}\right)}}} \quad (3.7)$$

6. Визначення $(A/C)_{рівн.}$:

$$(A/C)_{рівн.} = \frac{Al_2O_{3рівн.}}{Na_2CO_{3к}} \quad (3.8)$$

7. Визначення $(\alpha_к)_{рівн.}$:

$$(\alpha_к)_{рівн.} = 1{,}645 \cdot \frac{Na_2O_к}{Al_2O_{3рівн.}} \quad (3.9)$$

8. Визначення $(A/C)_{\text{факт.}}$:

$$(A/C)_{\text{факт.}} = \frac{Al_2O_3}{Na_2CO_{3\text{к}}} \tag{3.10}$$

9. Визначення $\Delta(A/C)$:

$$\Delta(A/C) = (A/C)_{\text{факт.}} - (A/C)_{\text{рівн.}} \tag{3.11}$$

10. Визначення S:

$$S1 = \frac{1{,}7 \cdot e^{\frac{2575}{T}} \cdot \Delta(A/C)^2}{10^3} \tag{3.12}$$

$$ST = 3 \cdot S1 \tag{3.13}$$

11. Визначення Т, К:

$$T = \frac{\Delta G}{R \cdot ln\left(\frac{10^{\left(\frac{X_0 \cdot \sqrt{I}}{1+\sqrt{I}}\right) - X_3 \cdot I - X_4 \cdot \sqrt{I^3}}}{\frac{0{,}96197 \cdot Na_2CO_{3_{\text{К}}}}{Al_2O_{3_{\text{рівн.}}}} - 1}\right)} \tag{3.14}$$

3.3 Модель розрахунку зв’язаної соди

На основі архівних даних зі змінювання технологічних параметрів початкового етапу розкладання та якості вихідного продукту за допомогою вищеописаної методики було побудовано математичну модель розрахунку вмісту оксиду натрію в гідроксиді алюмінію за температурно-концентраційними параметрами розчину.

Табличну версію даної моделі наведено на рисунку (3.2).

Значення розрахункового вмісту оксиду натрію в гідроксиді алюмінію показали високе узгодження з фактичними даними, що зберігаються в архівах.

B12 | =0,96197*B5/(1+(10^(((E5*B14^0,5)/(1+B14^0,5))-(E6*B14)-(E7*B14^1,5)))/EXP(E12/(E13*B7)))

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
1										
2	Рівноважна концентрація глинозему									
3										
4		Состав раствора	Na2Ok	Сталі				Діапазони		
5	Caustic eNa2CO3	239,4	140	X0	-9,2082			Каустик	5 - 405	г/л
6	TOC	10	T, ° C	X3	-0,8743			Темп.	55 - 175	град. C
7	T Kelvin	339,15	66	X4	0,2149			Тепм.	328 - 448	K
8	NaCl	1,6	soda,%	k1	0,9346			Карбонат	0 - 50	г/л
9	Na2CO3	23,67692308	9	k2	2,0526			NaCl	0 - 22	г/л
10	Na2SO4	1,6		k3	2,1714			Na2SO4	0 - 40	г/л
11				k4	1,6734			TOC	0 - 40	г/л
12	Рівноважний глинозем	70,2	Концентрація глинозему	Delta G	-30960	Дж/моль				
13	Рівноважне співвідношення	0,293	121	R	8,3145	Дж/К моль				
14	I	5,341822892								
15										
16		Рівняння Ohkawa								
17			Допоміжні							
18			0,001568	68,250	0,0361	0,003863				
19				0,1070						
20										
21	Фактичне відношення A/C	Перенасичення	Сода в 1-му резервуарі	Загальна сода						
22	0,505430242	0,212	0,124	0,373				Rosenberg and Healy 1996		

Рисунок 3.2 – Модель розрахунку зв’язаної соди у вигляді електронної таблиці Excel.

3.4 Модель розрахунку швидкості співосадження оксиду кремнію

В результаті дослідження поведінки оксиду кремнію під час розкладання гідратної пульпи було розроблено оперативний регламент управління температурою кінцевої стадії процесу. Згідно до цього регламенту основний фактор, що впливає на температуру пульпи в «хвостових» декомпозерах – кількість працюючих на батареї трубчастих теплообмінників (ТТО). Тому задача оператора – визначити необхідність і час запуску/зупинки ТТО для зниження/підвищення температури Rd X08 (X10).

Порядок визначення потреби запуску/зупинки ТТО.

1. Технолог ділянки розраховує та фіксує в електронному журналі цільову ΔТ (різницю температур) між Rd X08 (X10) – Rd X14 (X12)

2. Обчислюється температура в декомпозері Rd X08 (X10):

T ºC (Rd 010) = T ºC (Rd 014) + ΔT.

Приклад:

Задана температура Rd 114 становить 53 ºC, задана ΔT – 3 ºC.

Тоді цільова температура Rd 110 становитиме 53 ºC + 3 ºC = 56 ºC.

Порядок дій оператора.

1. При значенні температури в Rd X08 (X10) в діапазоні ± 0,5 ºC від необхідної при заданій ΔT оператор не робить жодних дій і продовжує спостерігати.

2. При перевищенні температури в Rd X08 (X10) більш ніж на 0,5 ºC від необхідної та продовженні її зростання оператор дає команду на запуск ТТО.

3. При зниженні температури Rd X08 (X10) нижче 0,5 ºC від необхідної і продовженні її зниження оператор дає команду на зупинку ТТО.

Оцінка коригуючої дії на зміну температури Rd X08 (X10) проводиться протягом τ годин. Час оцінки залежить від того, який ТТО від якого декомпозера включений в роботу. Час визначається за таблицею 3.2. Якщо ситуація за температурою в декомпозері Rd X08 (X10) за час τ не змінюється (температура продовжує зростати або знижуватися) зупиняємо або вмикаємо наступний ТТО тощо.

Таблиця 3.2 – Час змінювання температури в декомпозерах

Час змінювання температури в Rd X10 - Rd X14 від потоку алюмінатного розчину											
Алюмінатний Q	От	Час реакції до Rd, год									
на чергу, м³/год	Rd	X05	X06	X07	X08	X09	X10	X11	X12	X13	X14
600	X04	8	16	24	31	39	**47**	54	**61**	68	**74**
	X05		8	16	24	31	**39**	46	**53**	60	**66**
	X06			8	16	23	**31**	38	**45**	52	**58**
	X07				8	16	**23**	30	**37**	44	**50**
	X08					8	**15**	23	**29**	36	**43**
	X09						**8**	15	**22**	28	**35**
700	X04	7	13	20	27	34	**40**	46	**52**	58	**63**
	X05		7	13	20	27	**33**	40	**46**	51	**57**
	X06			7	13	20	**27**	33	**39**	44	**50**
	X07				7	13	**20**	26	**32**	38	**43**
	X08					7	**13**	19	**25**	31	**36**
	X09						**6**	13	**19**	24	**30**
800	X04	6	12	18	24	29	**35**	40	**46**	51	**55**
	X05		6	12	18	23	**29**	35	**40**	45	**50**
	X06			6	12	18	**23**	29	**34**	39	**44**
	X07				6	12	**17**	23	**28**	33	**38**
	X08					6	**11**	17	**22**	27	**32**
	X09						**6**	11	**16**	21	**26**
900	X04	5	10	16	21	26	**31**	36	**41**	45	**49**
	X05		5	10	16	21	**26**	31	**35**	40	**44**
	X06			5	10	16	**21**	25	**30**	35	**39**
	X07				5	10	**15**	20	**25**	29	**34**
	X08					5	**10**	15	**20**	24	**28**
	X09						**5**	10	**15**	19	**23**
1000	X04	5	9	14	19	23	**28**	32	**37**	41	**44**
	X05		5	9	14	19	**23**	28	**32**	36	**40**
	X06			5	9	14	**19**	23	**27**	31	**35**
	X07				5	9	**14**	18	**22**	26	**30**
	X08					5	**9**	14	**18**	22	**26**
	X09						**5**	9	**13**	17	**21**
1100	X04	4	9	13	17	21	**25**	29	**33**	37	**40**
	X05		4	9	13	17	**21**	25	**29**	33	**36**
	X06			4	9	13	**17**	21	**25**	28	**32**
	X07				4	8	**13**	17	**20**	24	**27**
	X08					4	**8**	12	**16**	20	**23**
	X09						**4**	8	**12**	16	**19**
1200	X04	4	8	12	16	20	**23**	27	**30**	34	**37**
	X05		4	8	12	16	**19**	23	**27**	30	**33**
	X06			4	8	12	**15**	19	**23**	26	**29**
	X07				4	8	**12**	15	**19**	22	**25**
	X08					4	**8**	11	**15**	18	**21**
	X09						**4**	7	**11**	14	**17**
1300	X04	4	7	11	15	18	**22**	25	**28**	31	**34**
	X05		4	7	11	14	**18**	21	**25**	28	**31**
	X06			4	7	11	**14**	18	**21**	24	**27**
	X07				4	7	**11**	14	**17**	20	**23**
	X08					4	**7**	10	**14**	17	**20**
	X09						**3**	7	**10**	13	**16**

Модель розрахунку співосадження SiO_2 наведено на рисунку 3.3.

H8 =(EXP(-78280/(8,314*G5))*E8*(A8-H5)^2*26000000000/0,342)^1,47+11

	A	B	C	D	E	F	G	H
1	Розрахунок рівноважної концентрації оскиду кремнію та швидкості його осадження							
2	Al_2O_3, г/л	$Na_2O_к$, г/л	Na_2CO_3, г/л	$\alpha_к$	Al_2O_3/Na_2CO_3	t, °C	T, K	Ceq
3	85	142				54		
4								
5	85,0	142,0	242,7	2,748	0,350	0,0	327,15	0,159859405514760
6								
7	Csi				A			V
8	0,78				720,000			27,275672687884000
9				205,1282051				
10		-	вхідні дані					
11		-	результати обчислень					

Рисунок 3.3 – Модель розрахунку співосадження SiO_2 на гідроксид алюмінію

3.5 Управління фракційним складом твердої фази пульпи декомпозерів

Архівні дані (рис. 3.4) свідчать, що вміст фракції < 45 мкм в межах 30…35 % мас. забезпечувався на заводі за наступних параметрів:

$\alpha_к$ (алюмінатного розчину) – 1,47;

Вміст твердої фази затравочної пульпи: 500…600 г/л;

Вміст фракції < 20 мкм: 7…8 % мас.;

Вміст фракції < 5 мкм: 2…3 % мас.

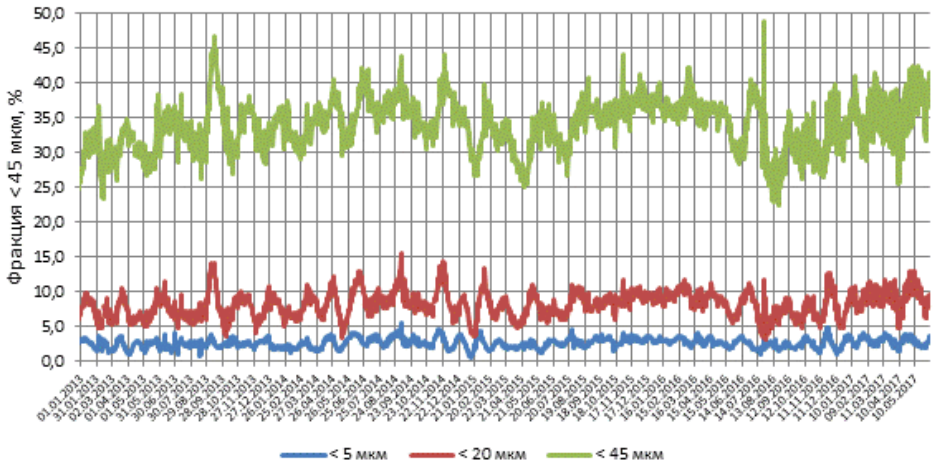


Рисунок 3.4 – Змінювання вмісту фракцій у гідроксиді алюмінію

Встановлено, що змінювання вмісту класів крупності відбувається почергово – починаючи з найменших. Таким чином досягти заданого вмісту фракції < 45 мкм можливо за рахунок підтримування вмісту попередніх класів крупності у відповідних діапазонах.

Згідно до розробленої методики управління гранулометричним складом заданий вміст контрольованих фракцій відбувається шляхом варіювання температури затравочної пульпи в залежності від вмісту твердої фази та каустичного модулю за рівняннями (3.15, 3.16):

$$T_{зад.} = T_{баз.} + \Delta T_{корр.}, \tag{3.15}$$

$$T_{баз.} = 77 - \frac{г тв./л}{50} - \frac{(\alpha_к - 1{,}47)}{0{,}02} \tag{3.16}$$

де $T_{зад}$ – Задана температура, що забезпечує потрібний рівень пересичення рідкої фази пульпи, що розкладається;

$T_{баз}$ – Базове значення температури, при якому рівень пересичення сприяє зсуву балансу кристалоутворюючих процесів у бік лінійного зросту;

$T_{кор}$ – Коригуюча поправка до базової температури, що застосовується в залежності від величини відхилення фактичного фракційного складу гідрату від цільових значень (табл. 3.2).

Гтв./л – вміст твердої фази в затравочній пульпі, що обчислюється як середнє значення по двом останнім середньозмінним пробам;

$\alpha_к$ – каустичний модуль алюмінатного розчину (середнє значення);

В залежності від часу дії коригуючої температури наступний розрахунок заданої температури виконується:

- 24 год – через добу;
- 12 год – через 12 годин з наступним заданням базової температури.

Таблиця 3.2 – Коригуюча температура та тривалість її дії в залежності від фактичного фракційного складу гідрату

Фракційний склад, %						Коригуючі дії		Результат
Заданий			Фактичний					
< 45 мкм	< 20 мкм	< 5 мкм	< 45 мкм	< 20 мкм	< 5 мкм	$\Delta T_{кор.}$, °С	Термін дії, год	
30…35	7…8	2…3	30…35	7…8	2…3	0	24	Фракційний склад гідроксиду алюмінію відповідає цільовому стану
					> 3	- 2	12	
					< 2	- 1	12	
				> 8	2…3	+ 1	24	
					> 3	- 1	24	
					< 2	0	12	
				< 7	2…3	0	24	
					> 3	- 2	12	
					< 2	- 1	12	
			> 35	7…8	2…3	+ 1	24	
					> 3	- 1	24	
					< 2	0	12	
				> 8	2…3	+ 2	24	
					> 3	0	12	
					< 2	+ 3	12	
				< 7	2…3	+ 3	24	
					> 3	+ 2	12	
					< 2	+ 1	12	
			< 30	7…8	2…3	0	24	
					> 3	- 2	12	
					< 2	- 1	12	
				> 8	2…3	+ 1	12	
					> 3	0	12	
					< 2	+ 2	24	
				< 7	2…3	- 1	24	
					> 3	- 1	12	
					< 2	- 2	12	

3.6 Напрями вдосконалення існуючої системи управління параметрами декомпозиції алюмінатних розчинів

Для промислового застосування результатів проведених досліджень потрібно:

1. Провести часткове технічне переоснащення ділянки декомпозиції, зокрема виконати перехід на використання запірної арматури на контурах розчинів, що включає дистанційно-керовані приводи з високою точністю позиціонування засувок.

2. Інтегрувати отримані математичні моделі в систему управління виробничим процесом.
3. Оновити відповідні мнемосхеми, доповнивши їх розрахунковими параметрами та їх трендами.
4. З метою підвищення ефективності управління збільшити кількість температурних датчиків на жолобах декомпозерів.
5. З метою зменшення часу отримання даних, які потрібні для виконання розрахунків застосувати прибори потокового визначення концентраційних параметрів розчинів та пульп. Також збільшити частоту відбору та аналізу проб для проведення лабораторних аналізів.
6. Встановити розходомір алюмінатного розчину на ІІІ черзі пригоготування затравки та вимірювачі щільності пульпи на нагнітаннях затравочних насосів кожної черги.
7. Для зменшення часу реакції на змінювання вмісту дрібних фракцій розглянути питання використання потокових лічильників часток.

4 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ТЕХНОГЕННА БЕЗПЕКА

4.1 Правила техніки безпеки під час роботи в лабораторії

Лабораторні заняття проводяться під керівництвом викладача та лаборанта. Перед початком лабораторних занять студенти проходять інструктаж з техніки безпеки, який оформлюється у спеціальному журналі. Крім того, під час кожної роботи вони одержують усний інструктаж від викладача.

Студенти несуть дисциплінарну відповідальність у разі недотримання вимог з охорони праці, техніки безпеки та протипожежної профілактики.

Працювати в лабораторії студенти повинні на постійному робочому місті тільки в халатах, застебнутих на всі гудзики. Волосся має бути підібране під косинку чи шапочку.

Під час виконання лабораторних робіт необхідно дотримуватися наступних правил роботи з хімічними реактивами:

1. Обережно поводитись з хімічними реактивами:

– уникати потрапляння цих речовин на руки, не торкатися ними обличчя та очей, після роботи руки слід ретельно вимити;

– не пробувати хімічні реактиви на смак;

– усі речовини слід нюхати дуже обережно, не нахиляючись над посудиною та не вдихаючи на повні груди, а спрямовуючи до себе пари чи гази рухом руки;

– не користуватися невідомими реактивами (без написів і етикеток);

– ніяких речовин з лабораторії не можна брати додому.

2. Реактиви для дослідів слід брати лише в тих кількостях, які зазначені в методиці. Сухі реактиви слід брати за допомогою шпателя, розчини – піпеткою, для кожного реактиву необхідно мати окремий шпатель або піпетку. Набирати отруйні та їдкі рідин в піпетки не ротом, а за допомогою гумової груші. Подрібнювати сухі луги можна лише в запобіжних окулярах. Брати твердий луг тільки пінцетом або щипцями.

3. Надлишок реактиву не виливати і не висипати назад в посуд, з якого вони взяті; поміщати в посуд для зливу або спускати із струмом води в каналізацію.

4. Дотримуватися обережності в роботі з розчинами кислот, лугів й інших їдких рідин:

– готуючи розчини сірчаної кислоти необхідно лити концентровану кислоту у воду, а не навпаки, оскільки, внаслідок сильного місцевого розігрівання, можливе розбризкування кислоти. Крім того необхідно користуватися тонкостінною склянкою або фарфоровим посудом;

– у разі попадання кислоти на шкіру або слизові оболонки спочатку промити уражене місце великою кількістю води, а потім розчином соди (гідрокарбонату натрію);

– у разі попадання лугу на шкіру або слизові оболонки спочатку промити уражене місце водою до тих пір, поки ділянка не перестане бути слизькою, а потім розчином оцтової кислоти.

5. Проведення дослідів у брудному лабораторному посуді забороняється.

6. Нагріваючи рідини, необхідно тримати пробірку отвором від себе і людей, що знаходяться поруч. Не нахилятися над посудом, в якому щось кипить чи в який наливається рідина, оскільки бризки можуть потрапити в очі.

7. Категорично забороняється нагрівати або охолоджувати будь-які розчини у герметично закритих місткостях, а також закривати колби з гарячою рідиною.

8. Переносити посуд з гарячою рідиною треба використовуючи рушник, тримаючи посудину обома руками: однією – за дно, іншою – за горловину. Великі хімічні стакани з рідиною потрібно піднімати лише двома руками так, щоб відігнуті краї склянки опиралися на вказівні пальці.

9. Роботу з леткими речовинами (етером, бензеном, ацетоном та ін.), концентрованими лугами та кислотами проводити акуратно і під витяжною шафою, не зливати їх в каналізацію без попереднього розведення.

10. Роботу з легкозаймистими рідинами вести під витяжною шафою та подалі від нагрівальних приладів. У разі загорання спирту, ефіру та інших легкозаймистих рідин не гасити полум’я водою, а скористатися піском.

11. Обережно працювати зі скляним лабораторним посудом, що легко б’ється. Рештки побитого лабораторного скляного посуду слід ретельно змісти у спеціальний збірник. Сировину чи напівфабрикати, у які могли потрапити скляні уламки, необхідно викинути у спеціальний збірник.

12. Негайно прибрати усе пролите, розбите і просипане на столах або на підлозі в лабораторії:

– якщо кислоту було пролито на стіл або на підлогу, її слід нейтралізувати лугом або содою;

– ртуть, що було пролито в результаті поломки приладів або розбитті термометрів, збирають за допомогою амальгамованих пластинок з міді або білої жесті.

13. У дослідах з використанням електроприладів необхідно переконатися в їх справності, правильності підключення до електромережі та контуру заземлення. Під час виконання роботи не можна переносити увімкнуті електроприлади та залишати їх без нагляду. У разі перерви в подачі електроенергії всі пристрої мають бути негайно вимкнуті.

14. Після закінчення роботи в лабораторії необхідно вимкнути всі електроприлади, якими користувалися, витяжну шафу, воду, прибрати свої робочі місця та здати їх лаборантові або завідувачу лабораторії. Обов’язково ретельно вимити руки.

Про усі випадки відхилення від нормального ходу лабораторного зайняття, порушення даних правил, повідомляти передусім викладачеві, черговому лаборантові або завідувачеві лабораторією.

З метою протипожежної безпеки хімічна лабораторія забезпечена вогнегасниками, ящиками з піском, ковдрами. Необхідно знати, де знаходяться протипожежні засоби і порядок термінової евакуації з лабораторії під час пожежі.

4.2 Перша долікарська допомога

У хімічній лабораторії є аптечка. Кожен студент повинен вміти надати першу долікарську допомогу потерпілому, основні етапи якої, в залежності від виду нещасного випадку наведені в таблиці 4.1.

Таблиця 4.1 – Надання першої допомоги в результаті нещасного випадку

Подія	Перша допомога
ОПІКИ	
I- й ступінь (почервоніння)	Накласти вату, змочену етиловим спиртом. Повторити змочування.
II- й ступінь (пухирі)	Те ж саме. Обробляти 5%-м розчином $KMnO_4$ або 5%-м розчином таніну.
III- й ступінь (руйнування тканин)	Покрити рану стерильною пов'язкою і викликати лікаря.
Опіки кислотами, хлором або бромом	Промити опік великою кількістю води, потім 5%- ним розчином $NaHCO_3$
Опіки лугами	Промити рясно водою.
Опіки очей	При опіку кислотами промити 3% -м розчином Na_2CO_3. При опіку лугами застосовувати 2% -й розчин оцтової кислоти
ОТРУЄННЯ	
Попадання їдких речовин в рот й органи травлення	У випадку попадання кислоти – випити кашку з оксиду магнію; у випадку попадання лугу – випити розчин лимонної кислоти або дуже розбавленої оцтової кислоти.
Отруєння твердими або рідкими речовинами	Викликати блювоту, випивши 1%-й розчин сульфату міді (II) $CuSO_4$
Отруєння газами	Потерпілого негайно вивести на свіже повітря.
Порізи шкіри	Рану продезінфікувати розчином перманганату калію або спиртом, обробити з країв йодом і перев'язати бинтом або заклеїти лейкопластиром. У разі надмірної кровотечі накласти джгут
Потрапляння стороннього тіла в очі	Стороннє тіло видаляють струменем розчину борної кислоти або чистої води, спрямовуючи його від виска до носа, і якщо не вдається видалити – негайно звернутися до лікаря

ВИСНОВКИ

1. В аналітичній частині було обґрунтовано актуальність роботи за темою «Удосконалення системи управління параметрами декомпозиції при виробництві глинозему за способом Байєра».
2. Було проведено глибокий літературний пошук з даної проблематики та складено змістовний літературний огляд, в якому детально описано стан проблеми управління якістю продукції глиноземних заводів, що працюють за методом Байєра.
3. Наведено короткі відомості з досліджень даної проблематики іншими вченими та їх результати.
4. В роботі викладені результати власних досліджень з впливу параметрів декомпозиції на якість товарної продукції ТОВ «МГЗ». Виділені показники якості продукції, що потребують найбільшого контролю.
5. Визначено вплив параметрів, які управляються, на кожен з показників якості продукту як окремо, так і у взаємозв’язку.
6. За результатами досліджень було визначено, що за рахунок оперативного управління параметрами розкладання можна стабілізувати фізико-хімічні характеристики продукційного гідроксиду алюмінію, що позитивно впливає на ТЕП ділянки кальцинації при його прожарюванні в печах КШ.
7. Найбільш значного впливу на якість продукції завдає температурний профіль розкладання алюмінатних розчинів під час декомпозиції.
8. Для підвищення ефективності алгоритмів управління необхідно створити систему online-контролю відхилень для уточнення розрахункових коефіцієнтів, наприклад, при зміні рівню вмісту та балансу органічних домішок у розчинах.
9. За результатами роботи визначено перелік напрямів для подальших досліджень, зокрема, включення практичної апробації в умовах «ТОВ» МГЗ.

10. Результати, отримані під час виконання даної магістерської роботи мають вагому практичну цінність та можуть бути використані при плануванні та виконанні подальших дослідницьких робіт за напрямком.
11. Роботу за даним напрямком може буди продовжено після відновлення виробництва на Підприємстві.
12. Ділянка декомпозиції є найскладнішим переділом у глиноземному виробництві з точки зору ведення технологічних процесів через велику кількість факторів, що завдають впливу на процеси кристалізації з розчинів. Тому це ділянка виробництва потребує особливої уваги в плані наукових досліджень та удосконалення технологічного забезпечення.

ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАННЯ

1. Воляр Р.М., Жмуркова К.І., Жмурков П.В. Стабілізація фізико-хімічних характеристик глинозему шляхом управління параметрами декомпозиції. *Матеріали ІІІ Всеукраїнської науково-практичної конференції за участю молодих науковців «Актуальні питання сталого науково-технічного та соціально-економічного розвитку регіонів України»* 17 – 20 жовтня 2023 р.
2. Жмурков П.В., Жмуркова К.І. Удосконалення системи управління параметрами декомпозиції при виробництві глинозему за способом Байєра. *Молода академія – 24.* Збірник тез доповідей Міжнародної науково-технічної конференції студентів і молодих учених Дніпро, УДУНТ, 2024, с.41
3. Leslie, R. A.; Blair, J. R. A Dynamic Model of the Stage II Tailings Leach Plant at Chingola. Proceedings of the 15th APCOM Symposiun, Brisbane, Australia, 1977; p 137.
4. The, P. J.; Bush, J. F. Solubility of Sodium Oxalate in Bayer Liquor and a Method of Control. Light Metals. Proceedings of Sessions, TMS Annual Meeting, Warrendale, PA, 1987; p 5.
5. Ostap, S. Control of Silica in the Bayer Process Used for Alumina Production. Can. Metall. Q. 1986, 25 (2), 101.
6. Langa, J. M. A Diagnostic Expert System for Bayer Digestion Ratio Control, Light Metals. Proceedings of Sessions, AIME Annual Meeting, Las Vegas, NV, 1989; p 9.
7. Freeman, N. The Benefits of Advanced Control for Alumina Refining, Light Metals. Proceedings of Sessions, TMS Annual Meeting, Warrendale, PA, 1998; p 65.
8. Crama, W. J.; Visser, J. Modeling and Computer Simulation of Alumina Trihydrate Precipitation. Proceedings of 123rd Annual Meeting on Light Metals, San Francisco, CA, 1984; p 73.

9. Hoffman, T. W. The Simulation of the Bayer Process for Extracting Alumina from Bauxite Ore. Proceedings of the Symposium on Computers in the Design and Erection of Chemical Plants, Karlavy Vary, Czechoslovakia, 1975; p 451.
10. Riffaud, J. P.; Magistry, P. Identification of a Bauxite Digestion Process by Fourier Analysis. Proceedings of the 3rd IFAC Symposium on Identification and System Parameter Estimation, The Hague, Holland, 1973.
11. Langa, J. M.; Russell, T. G.; O'Neil, G. A.; Snyder, J. G.; Gacka, P.; Shah, V. B.; Stephenson, J. L. Aspen Modeling of the Bayer Process. Proceedings of the Technical Sessions of the 11th TMS Annual Meeting, New Orleans, LA, 1986; p 169.
12. Colombe, P. H.; Dablainville, R.; Vacarisas, J. Simulation and Development of Internal Model Control Applications in the Bayer Process. Proceedings of the Technical Sessions of the 11th TMS Annual Meeting, 1987; p 27.
13. Donaldson, D. J.; Mulloy, J. W.; Oesterle, E. V.; Beaver, D. Flexible Computer Spreadsheet Model of the Bayer Process, Light Metals. Proceedings of Sessions, TMS Annual Meeting, Warrendale, PA, 1991; p 73.
14. Chapman, J. A.; Winter, P.; Bartonne, G. W. Dynamic Simulation of the Bayer Process. Proceedings of the 120th TMS Annual Meeting, New Orleans, LA, 1989; p 21.
15. Sidrak, Y. L. Dynamic Simulation Approach to Digester Ratio Control on Alumina Production. Ind. Eng. Chem. Res. 1998, 37 (4), 1404.
16. Sidrak, Y. L. Control of the Thickeners Operation in Alumina Production. Control Eng. Pract. 1997, 5 (10), 1417.
17. Coe, H. S.; Denver, G.; Clevenger, G. H. Methods for Determining the Capacities of Slime Settling Tanks. Trans. Inst. Mining Eng. 1916, 55, 356.
18. Porter, J. L.; Scandrett, H. F. Interpretation of Settling Test Data for Estimation of Area Requirements for Settling and Consolidation of Muds. Alumina, 95.
19. Anderson, A. A.; Sparkman, J. E. Review Sedimentation Theory. Chem. Eng. 1959, Nov 2, 75.

20. Fitch, B. Current Theory and Thickener Design. Part 1. Filtr. Sep. 1975, Jul/Aug, 355; Part 2, 480; Part 3, 636.
21. Sidrak, Y. L. Dynamic Simulation Optimization and Control of Multi-Stage, Counter-Current Washing Systems in Alumina-Producing Plants. Arab. J. Sci. Eng. 1995, 20 (3), 481.
22. Sidrak, Y. L. Control of Counter-Current Washing Operation in Alumina Production; Classical and Optimal Solution. Control Eng. Pract. 1996, 4 (4), 331.
23. Misra, C.; White, E. T. A Mathematical Model of the Bayer Precipitation Process for Alumina Production. CHEMECA '70, 1970; p 52.
24. Misra, C.; White, E. T. Kinetics of Crystallization of Aluminium Trihydroxide from Seeded Caustic Aluminate Solution. Chem. Eng. Prog., Symp. Ser. 1970, 110, 53.
25. Audet, D. R.; Larocque, J. E. Development of a Model for Prediction of Productivity of Alumina Hydrate Precipitation, Light Metals. Proceedings of Sessions, AIME 118 Annual Meeting, Warrendale, PA, 1988; p 21.
26. Audet, D. R.; Larocque, J. E. Hyprod Simulation: Optimization of Productivity and Quality of Bayer Alumina Precipitation System, Light Metals. Proceedings of Sessions, 121st TMS Annual Meeting, Warrendale, PA, 1992; p 1315.
27. Groneweg, P. Development of an Al(OH)3 Crystallization model Based on Population Balance. Ph.D. Thesis, McMaster University, Canada, 1980.
28. Haunslow, M. J.; Ryall, R. L.; Marshall, V. R. A Discretized Population Balance for Nucleation, Growth and Aggregation. AIChE J. 1988, 34 (11), 1821.
29. Kiranoudis, C. T.; Voras, N. G.; Kritikos, T.; Maroulis, Z. B.; Marinos-Kouris, D.; Papassiopi, N.; Dimitropoulou, O.; Paspaliaris, I.; Kontopoulos, A. Object-Oriented Simulation of Hydrometallurgical Processes. Part II. Application to the Bayer Process. Metall. Mater. Trans. B 1997, 28, 785.
30. Le Page, G. P.; Stone, R. J.; Tade, M. O. Dynamic Modeling of Alumina Flash Calciners. Proceedings of Control 92, Perth, Australia, 1992; p 123.
31. Seborg, D. E.; Edgar, T. F.; Mellichamp, D. A. Process Dynamics and Control; John Wiley and Sons: New York, 1989.

32. Box, G. E. P.; Jenkins, G. M. Time Series Analysis: Forecasting and Control; Holden-Day: San Francisco, 1976.
33. To, L. C.; Tade, M. O.; Kraetzl, M.; Le Page, G. P. Nonlinear Control of a Simulated Industrial Evaporation Process. J. Process Control 1995, 5 (3), 173.
34. To, L. C.; Tade, M. O.; Kraetz, M. An Uncertainty Vector Adjustment for Process Modeling Error Compensation. J. Process Control 1998, 8 (4), 265.
35. Dalen, V.; Ward, L. G. Semiautomatic Thermometric Titration for the Control of the Bayer Process. Proceedings of the Pittsburgh Conference on Analytical Chemistry and Applied Spectroscopy, Cleveland, OH, 1972.
36. Fay, L. The Possibility of Feedforward Process Control in Bayer Plants Using Precomputed Setpoint Values. Part II. Application to the Bayer Alumina Process. Can. J. Chem. Eng. 1984, 62, 672.
37. Korchinski, W. J. Advanced Level Control: Explained and Analyzed. Hydrocarbon Process. 1995, 74 (6), 65.
38. Peate, J. What is New in Liquid Level Instrumentation. Process Eng. 1985, 66, 51.
39. Canney, W. M.; Morari, M. Experimental Study of Internal Model Control. Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev. 1985, 25, 102.
40. McDonald, K. A.; McAvory, T. J.; Andre, T. Optimal Averaging Level Control. AIChE J. 1986, 32 (1), 75.
41. Compo, P. J.; Morari, M. Model Predictive Optimal Averaging Level Control. AIChE J. 1989, 35 (4), 579.
42. Lee, P. L.; Zhou, W.; Cameron, I. T.; Newell, R. B.; Sullivan, G. R. Constrained Generic Model Control of a Surge Tank. Comput. Chem. Eng. 1991, 15 (3), 191.
43. Hesketh, T.; Clements, D. J.; Williams, R. Adaptive Mould Level Control for Continuous Steel Slab Casting, Automatica 1993, 29 (4), 851.
44. Friedman, Y. Z. Tuning Averaging Level Controllers. Hydrocarbon Process. 1994, 73, 101.
45. Hokanson, J.; Preikschat, E. In-Line Particle Size Measurement for Improved Process Control in the Mineral Processing Industry, Light Metals. Proceedings of the 121st TMS Annual Meeting, San Diego, CA, 1992; p 39.

46. Muller, T. B.; Johnson, T. L. Simulation of Mass, Heat, and Particle Balance in the Bayer Precipitation. Proceedings of the AIME Light Metals Conference, 1979; p 3.
47. Steemson, M. L.; White, E. T.; Marchall, R. J. Mathematical Model of the Precipitation Section of a Bayer Plant. Proceedings of the AIME Light Metals Conference, 1984; p 237.
48. Kohno, T.; Itoh, M. Application Optimal Control to Lurgi Fluidized Bed Calciner for Sandy Alumina. Light Met. '84 1984, 63.
49. McIntosh, P.; Greenhaulgh, R.; Mills, P. Advanced Control Techniques for Alumina Calcination Rotary Kilns. Light Met. '87 1987, 59.
50. Mills, P. Advanced Control of the Alumina Calcination Process. M. Eng. Sc. Thesis, University of Queensland, St. Lucia, Australia, 1988.
51. Duarte, R. Energy and Material Balance for Alumina Fluid Bed Calciners. Light Met. '87 1987, 51.
52. Mills, P. M.; Lee, P. L.; McIntosh, P. A Practical Study of Adaptive Control of an Alumina Calciner. Automatica 1991, 27 (3), 441.
53. Smith, O. J. M. Close Control of Loops with Deadtime. Chem. Eng. Prog. 1957, 53, 217.
54. Le Page, G. P.; Tade M. O.; Stone, R. J. Comparative Evaluation of Advanced Process Control Techniques for Alumina Flash Calciners. J. Process Control 1998, 8 (4), 287.
55. Lee, P. L., Ed. Nonlinear Process Control: Application of Generic Model Control; Springer-Verlag: London, 1993.
56. Hunt, L. R.; Su, R.; Meyer, G. In Differential Geometric Control Theory; Brockett, R. W., Millan, R. S., Sussaman, H. J., Eds.; Birkhauser: Boston, 1983.
57. Brunousky, P. Kibern. Praha 1970, 6, 173.
58. Kravaris, C.; Kantor, C. J. Geometric Methods for Nonlinear Process Control. 1. Background. Ind. Eng. Chem. Res. 1990, 29 (12), 2295.
59. Isidori, A. Nonlinear Control Systems: An Introduction, 2nd ed.; Springer-Verlag: Berlin, 1989.

60. Kravaris, C.; Soroush, M. Synthesis of Multivariable Nonlinear Controllers by Input/Output Linearization. AIChE J. 1990, 36 (2), 249.
61. (MacDonald, W.; Bradley, Metcalfe, P. Web Applications in Process Control, Light Metals. Proceedings of Sessions, TMS Annual Meeting, Warrendale, PA, 1998; p 73.
62. Lalancette, A. Information Technology and Process Control Future at Alcan Vaudreiul Works, Light Metals. Proceedings of Sessions, TMS Annual Meeting, Warrendale, PA, 1998; p 69.
63. Precipitator3 Model Theory – SysCAD Documentation. URL: https://help.syscad.net/Precipitator3_Model_Theory#Solution_Methodology (дата звернення: 25.10.2024).

ДОДАТОК А

ТЕЗИ НА ІІІ ВСЕУКРАЇНСЬКУ НАУКОВО-ПРАКТИЧНУ КОНФЕРЕНЦІЮ ЗА УЧАСТЮ МОЛОДИХ НАУКОВЦІВ «АКТУАЛЬНІ ПИТАННЯ СТАЛОГО НАУКОВО-ТЕХНІЧНОГО РОЗВИТКУ РЕГІОНІВ УКРАЇНИ»

Міністерство освіти і науки України

Запорізький національний університет

Інженерний навчально-науковий інститут ім. Ю.М. Потебні

МАТЕРІАЛИ

ІІІ ВСЕУКРАЇНСЬКОЇ НАУКОВО-ПРАКТИЧНОЇ КОНФЕРЕНЦІЇ ЗА УЧАСТЮ МОЛОДИХ НАУКОВЦІВ

«АКТУАЛЬНІ ПИТАННЯ СТАЛОГО НАУКОВО-ТЕХНІЧНОГО ТА СОЦІАЛЬНО-ЕКОНОМІЧНОГО РОЗВИТКУ РЕГІОНІВ УКРАЇНИ»

17-20 жовтня 2023 року



Міністерство освіти і науки України

Запорізький національний університет

Інженерний навчально-науковий інститут ім. Ю.М. Потебні

Запорізька міська рада

Запорізька обласна державна адміністрація

Національний університет «Львівська політехніка»

Національний університет «Києво-Могилянська Академія»

Національний університет кораблебудування імені Адмірала Макарова

Національний університет «Полтавська політехніка імені Юрія Кондратюка»

Харківський національний автомобільно-дорожній університет

Київський національний університет будівництва і архітектури

Кременчуцький національний університет імені Михайла Остроградського

Національний транспортний університет

МАТЕРІАЛИ

III ВСЕУКРАЇНСЬКОЇ НАУКОВО-ПРАКТИЧНОЇ КОНФЕРЕНЦІЇ

ЗА УЧАСТЮ МОЛОДИХ НАУКОВЦІВ

«АКТУАЛЬНІ ПИТАННЯ СТАЛОГО НАУКОВО-ТЕХНІЧНОГО ТА СОЦІАЛЬНО-ЕКОНОМІЧНОГО РОЗВИТКУ РЕГІОНІВ УКРАЇНИ»

17-20 жовтня 2023 року

Запоріжжя

2023

3. Інернет ресурс: https://nikvesti.com/news/politics/194554
4. Інтернет-ресурс: https://www.youtube.com/watch?v=SUHEtGwgtNw

УДК 669.712

Воляр Р.М., к.т.н., доц., Жмуркова К.І., магістрант 2 курсу,
Жмурков П.В., магістрант 2 курсу,
Науковий керівник – к.т.н. доцент Воляр Р.М.

СТАБІЛІЗАЦІЯ ФІЗИКО-ХІМІЧНИХ ХАРАКТЕРИСТИК ГЛИНОЗЕМУ ШЛЯХОМ УПРАВЛІННЯ ПАРАМЕТРАМИ ДЕКОМПОЗИЦІЇ

Інженерний навчально-науковий інститут ім. Ю.М. Потебні Запорізького національного університету, кафедра металургійних технологій, екології та техногенної безпеки

На глиноземних заводах, що виробляють глинозем за способом Байєра, головною задачею є забезпечення якості продукції відповідно до нормативних документів. Якість глинозему напряму залежить від якості гідроксиду алюмінію, що отримують на переділі декомпозиції шляхом розкладання пересичених алюмінатних розчинів. Відомо, що на процеси декомпозиції активно впливають багато взаємозалежних факторів: каустичний модуль до та після викручування, в'язкість алюмінатного розчину, кількість та якість затравки, тривалість викручування та інтенсивність перемішування, вміст домішок, тощо [1].

Основними керованими параметрами, що впливають на формування гранулометричного складу твердої фази, глибину розкладання та вміст домішок є температури на початку та на завершальній стадії декомпозиції [2].

Аналіз даних про роботу переділу декомпозиції на Миколаївському глиноземному заводі показує взаємозв'язок між відношенням ступеню пересичення алюмінатного розчину до площі поверхні активної затравки та виникненням так званих періодів укрупнення та подрібнення фракційного складу гідроксиду алюмінію, а також вмістом домішки Na_2O. А температура завершальної стадії розкладання в залежності від кількості та якості твердої фази у пульпі прямо впливають на ступінь викручування та вміст SiO_2.

Таким чином, стабільність фізико-хімічних характеристик глинозему може бути досягнена на переділі розкладання алюмінатних розчинів. Для цього управління температурним профілем процесу декомпозиції має виконуватися таким чином, щоб забезпечувався оптимальний ступінь пересиченості рідкої фази пульпи по Al_2O_3 окремо на стадіях приготування затравочної пульпи, в зоні росту кристалів гідроксиду алюмінію та в «хвостових» декомпозерах.

Список використаних джерел

1. Виробництво глинозему [Текст] : навч. посібник для внз : [рек. М-вом освіти і науки України] / Ю. П. Насекан ; ЗДІА. - Запоріжжя : ЗДІА, 2008. - 188 с. : іл. - ISBN 978-966-7101-98-5

2. Жмуркова К.І., Воляр Р.М.: Дослідження впливу технологічних параметрів розкладання алюмінатних розчинів у циклі Байєра на фізико-хімічні характеристики глинозему / Молода академія –2023. Збірник тез доповідей Всеукраїнської науково-технічної конференції студентів і молодих учених Дніпро, УДУНТ, 2023- с.197

УДК 669.1

Воляр Р.М., к.т.н., доц., Кущ В.В., магістрант 2 курсу,
Норченко В.В., ЗдВО 4 курсу,
Науковий керівник – к.т.н., доцент Воляр Р.М.

ЛЕГОВАНІ СТАЛІ ДЛЯ НИЗЬКИХ ТЕМПЕРАТУР

Інженерний навчально-науковий інститут ім. Ю.М.Потебні Запорізького національного університету, кафедра металургійних технологій, екології та техногенної безпеки

До зварних споруд, що використовуються при низьких температурах протягом тривалого часу, належать холодильні установки, дорожньо-будівельна техніка, мостові конструкції, ферми, транспортні засоби, магістральні трубопроводи і т. д., а також конструкції, що експлуатуються в умовах Крайньої Півночі, під водою, у космосі. Основними критеріями можливості використання конструкційних матеріалів та зварних з'єднань з них для низьких температур є:

• необхідний рівень міцності при нормальній температурі (20 °С), що забезпечує надійність та оптимальну металоємність конструкції;

• низька чутливість до тендітного руйнування, що визначається запасом пластичності та в'язкості при робочих (низьких) температурах;

• технологічність при металургійному та машинобудівному переділі (зварюваність, штампування тощо).

У практиці створення зварних вузлів прийнято, що при Т > -100 °С використовуються низьковуглецеві та низьколеговані сталі феритно-перлітного, перлітного, а іноді і бейнітного класів, а при нижчих (кріогенних) температурах - аустенітні, аустенітно-мартенситні сталі або кольорові сплави (алюміній, мідь).

До першої групи слід віднести низьковуглецеві сталі Ст3сп, Ст20 і низьколеговані сталі 09Г2Д, 10Г2, 17ГС, 14ХГС, що застосовуються для $Т_{експ}$ до -40...-50 °С, і сталі 09Г2С, 10ХСНД, І0Г2С1Д, 14Г2САФ, 16Г2САФ, що застосовуються для $Т_{експ}$ до -60 °С.

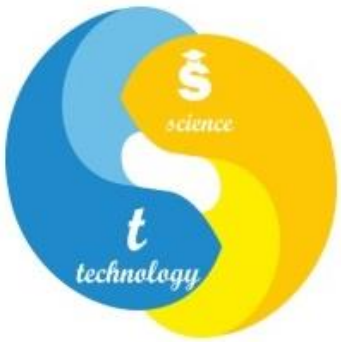
Особливо сильно знижені температурні пороги холодоємності в нікельвмісних сталях. Ефективними матеріалами є низьколеговані маловуглецеві сталі, які мають гарну зварюваність.

Для забезпечення високого комплексу механічних властивостей деталей машин використовуються маловуглецеві сталі, леговані елементами, що сприяють дисперсійному зміцненню та утворенню дрібнозернистої структури

ДОДАТОК Б

ТЕЗИ НА МІЖНАРОДНУ НАУКОВО-ТЕХНІЧНУ КОНФЕРЕНЦІЮ СТУДЕНТІВ І МОЛОДИХ УЧЕНИХ «МОЛОДА АКАДЕМІЯ - 24»

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ НАУКИ І ТЕХНОЛОГІЙ



МІЖНАРОДНА НАУКОВО-ТЕХНІЧНА КОНФЕРЕНЦІЯ СТУДЕНТІВ І МОЛОДИХ УЧЕНИХ "МОЛОДА АКАДЕМІЯ - 24"

Дніпро
2024

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ НАУКИ І ТЕХНОЛОГІЙ

МІЖНАРОДНА НАУКОВО-ТЕХНІЧНА КОНФЕРЕНЦІЯ СТУДЕНТІВ І МОЛОДИХ УЧЕНИХ "МОЛОДА АКАДЕМІЯ - 24"

23-24 травня 2024 року

ЗБІРНИК ТЕЗ

Том 1

Дніпро
2024

УДОСКОНАЛЕННЯ СИСТЕМИ УПРАВЛІННЯ ПАРАМЕТРАМИ ДЕКОМПОЗИЦІЇ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ГЛИНОЗЕМУ ЗА СПОСОБОМ БАЙЄРА

Жмурков П.В., Жмуркова К.І., керівник доц. Воляр Р.М.
Інженерний навчально-науковий інститут ім. Ю.М. Потебні Запорізького національного університету.

Процес Байєра, що використовується для переробки бокситів на глинозем, є основою світового виробництва первинного алюмінію. Незважаючи на те, що процес добре налагоджений, наявність домішок в алюмінатних розчинах, що розкладаються на стадії декомпозиції, впливає на якість продукту та призводить до економічних втрат.

Відомо, що на продуктивність і якість оксиду алюмінію в процесі Байєра впливає багато різних змінних, таких як кінетика кристалізації гідроксиду алюмінію, термодинаміка іонних розчинених речовин, конструкція обладнання або гідродинаміка та роль домішок, які сповільнюють ріст/агломерацію часток.

Стандарти та Специфікації, що регламентують фізико-хімічні характеристики металургійного глинозему, обмежують його фракційний склад та вміст домішок оксидів натрію (Na_2O), кремнію (SiO_2) та заліза (Fe_2O_3).

Досліджено вплив температури та тривалості розкладання алюмінатних розчинів на якість отриманого продукту. Виявлено, що стабільність гранулометричного складу та міцність кристалів гідроксиду алюмінію може бути забезпечена шляхом дотримання оптимального співвідношення ступеню пересичення до площі активної поверхні затравки за умови мінімізації забруднення розчинів оксалатом натрію ($Na_2C_2O_4$). Забрудненість оксидом натрію може бути знижено за рахунок уникання небажаних агломераційних процесів на початковій стадії розкладання, а вміст оксиду кремнію може бути знижений шляхом дотримання мінімально можливої температури розкладання та мінімізації тривалості процесу. Таким чином, результати дослідження процесів кристалоутворення в циклі Байєра вказують на необхідність розробки математичної моделі, яка дозволить здійснювати ефективне управління параметрами розкладання алюмінатних розчинів, забезпечуючи відповідність якості продукції за всіма регламентованими параметрами, та гарантує стабільну роботу при зміні Специфікації.

ОСОБЛИВОСТІ ПРОЦЕСУ КАЛЬЦИНАЦІЇ У ВИРОБНИЦТВІ ГЛИНОЗЕМУ

Безрученко О.В., керівник доц. Воляр Р.М.
Інженерний навчально-науковий інститут ім. Ю.М. Потебні Запорізького національного університету.

Кальцинація гідроксиду алюмінію є завершальним етапом у процесі виробництва глинозему. Процес кальцинації являє собою промисловий нагрів $Al(OH)_3$ до температури 1200 °С або нижчої в залежності від характеристик вхідної сировини та вимог замовника до якості товарної продукції.

Кінцевий склад продукту (мінералогічний і гранулометричний склад) визначає температуру випалу. Визначено, що під час процесу кальцинування $Al(OH)_3$ втрачає на першій стадії нагріву (діапазон температур між 250 – 500 °С) дві молекули води, і першим продуктом є беміт AlOOH. Після цього в більш високому температурному діапазоні утворюються різні модифікації Al_2O_3 в результаті дегідратації беміту та фазових перетворень. Поліморфні перетворення Al_2O_3 при нагріванні гідроксиду алюмінію не є однозначно дослідженими, що зумовлює необхідність подальшого вивчення даного процесу та уточнення опису механізму фазових перетворень.