

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

**КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНІ СИСТЕМИ
КЕРУВАННЯ ОБ'ЄКТАМИ ГАЛУЗІ
на прикладі виробництва кальцинованої соди
аміачним способом**

Текст лекцій

для студентів другого (магістерського) рівня вищої освіти
спеціалізації 151.02 «Комп'ютерно-інтегровані виробництва
та прикладне програмування»

Затверджено редакційно - видавничою
радою НТУ «ХП»,
протокол № 2 від 25.06. 20

Харків
НТУ «ХП»
2021

УДК 004 031.43: 661.333(075)

К22

Рецензенти:

О. Г. Руденко, д-р техн. наук, проф., зав. кафедри комп'ютерних – інтелектуальних технологій та систем ХНУРЕ

Л. М. Любчик, д-р техн. наук, проф., зав. кафедри комп'ютерної математики і аналізу даних НТУ «ХП»

Автори:

А. О. Бобух, к. т. н., доцент; М. О. Подустов, д-р техн. наук, професор; О. М. Дзевочко, к. т. н., доцент; О. В. Пугановський, ст. викладач; С. Д. Деменкова, асистент; А. М. Переверзева, асистент.

К22 Комп'ютерно-інтегровані системи керування об'єктами галузі на прикладі виробництва кальцинованої соди аміачним способом / А. О. Бобух, М. О. Подустов, О. М. Дзевочко, О. В. Пугановський, С. Д. Деменкова, А. М. Переверзева. Харків : НТУ «ХП», 2020.112 с.

Викладаються теоретичні та практичні питання розробки схем комп'ютерно-інтегрованих систем керування об'єктами галузі – виробництва кальцинованої соди аміачним способом із застосуванням сучасних контрольно-вимірювальних приладів та засобів автоматизації, зокрема мікропроцесорних контролерів.

Для студентів спеціалізації 151.02 «Комп'ютерно-інтегровані виробництва та прикладне програмування»

Іл.8. Табл.4. Бібліогр. 20назв

© А. О. Бобух, М. О. Подустов, О. М. Дзевочко, О. В. Пугановський
С. Д. Деменкова, А. М. Переверзева. НТУ «ХП», 2021

© НТУ «ХП», 2021

Умовні позначення

АБ – абсорбер.

ВКС – виробництво кальцинованої соди аміачним способом.

ВОП – вапняно-обпалювальна піч.

ВП – 1 (ВП – 2) – випарник перший (другий) відділення дистиляції.

ВФЛ – вакуум-фільтр барабанний.

ГВ – гаситель вапна.

ДС – дистилер фільтрової рідини.

ДСР – дистилер слабкою рідини.

ЗАР – збірник амонізованого розсолу.

ЗДР – збірник дегазованої рідини.

ЗМ – змішувач вапняної суспензії і рідини перед подачею в ДС.

ЗОР – збірник очищеного розсолу.

ЗСР – збірник слабких рідин.

ЗРС – збірник розсолу сирого.

ЗФР – збірник фільтрової рідини.

КІКТП ОГ – комп'ютерно-інтегрованого керування технологічними процесами об'єктами гадузі.

КЛ – карбонізаційна колона.

КЛПК – колона попередньої карбонізації.

КХДС – конденсатор-холодильник дистиляції.

КХДСР – конденсатор-холодильник дистиляції слабких рідин.

ПГАБ – промивач газу абсорбції.

ПГК – промивач газу кальцинації.

ПГКЛ-1 – промивач газу колон перший (карбонізації).

ПГКЛ-2 – промивач газу колон другий (абсорбції).

ПК – паровий кальцинатор, що обертається.

ППФЛ – промивач повітря фільтрів.

РОУ – редуційна охолоджувальна установка пари для ПК.

ТДС – теплообмінник дистиляції.

ВСТУП

Розроблений понад 145 років тому бельгійським інженером Е. Сольве [1–6] безперервний виробничий процес отримання кальцинованої соди аміачним способом і вдале його апаратурне оформлення практично не зазнали істотних змін. Незважаючи на те, що за ці роки робилися численні спроби підвищення продуктивності апаратури, модернізації технології і скорочення відходів, проте до початку ХХІ століття ці спроби практично не дали позитивних результатів. Аміачний спосіб отримання кальцинованої соди продовжує залишатися основним, не зважаючи на те, що у світі виробництво соди базується ще на трьох способах її отримання: з природньої соди (трони), з нефелінової сировини та карбонізацією гідроксиду натрію [6].

Текст лекцій для студентів другого (магістерського) рівня вищої освіти спеціалізації 151.02 «Комп'ютерно–інтегровані виробництва та прикладне програмування» розрахований на 16 занять, в кожному з яких розглядаються конкретні питання розробки комп'ютерно-інтегрованих систем керування (КІСК) об'єктами галузі (ОГ) на прикладі виробництва кальцинованої соди аміачним способом (ВКСС, які вказані на початку кожної лекції).

Лекційний матеріал має необхідні ілюстрації, які спрощують сприйняття інформації студентами. Для зручності студентів при підготовці до поточного модульного контролю, представлені запитання для самопідготовки.

Тема 1

**ВИРОБНИЦТВО КАЛЬЦИНОВАНОЇ СОДИ АМІАЧНИМ
СПОСОБОМ ЯК ОБ'ЄКТ КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНОГО
КЕРУВАННЯ УМОВНИМИ ОБ'ЄКТАМИ ГАЛУЗІ**

Лекція 1

**Техніко-економічна оцінка умовних об'єктів виробництва
кальцированої соди аміачним способом (ВКС)**

Виробництво кальцированої соди аміачним способом (ВКС) відрізняє [1–8]: складна схема матеріальних потоків, що протікають в основному через апарати колонного типу; наявність великої кількості послідовно-паралельних зв'язків між основним і допоміжним обладнанням; існування циклів матеріальних потоків; нестаціонарність характеристик апаратного оформлення; складність отримання зручних для ідентифікації та керування математичних моделей; значні втрати виробництва через непередбачувані порушення технологічного режиму за рахунок наявності агресивних та абразивних середовищ.

ВКС складається з складних процесів і апаратів хімічної технології з декількома замкнутими циклами за матеріальними потоками [6–8]. Наявність замкнутих циклів значно ускладнює реалізацію комп'ютерно–інтегрованої системи керування умовними об'єктами і ВКС в цілому, так як «непередбачуване» порушення технологічного процесу на одному об'єкті ВКС може поширитися на інші, викликаючи небажані відхилення в ході технологічного процесу.

У той же час сучасний розвиток науково-технічного прогресу дозволяє розглядати основні принципи підвищення ефективності функціонування ВКС з поліпшенням якості керування виробництвом за рахунок узгодження продуктивності роботи основного і допоміжного устаткування.

Аналіз ВКС дозволив зробити висновок про можливість і необхідність декомпозиції загальної задачі керування ВКС на підзадачі керування так званими «умовними об'єктами» на основі застосування комп'ютерно-інтегрованих систем керування (KICK) [9–20] такими об'єктами і ВКС в цілому з метою економії енергетичних ресурсів і охорони навколишнього середовища.

ВКС [1–6] складається з шести основних умовних об'єктів (УО) (під «умовним об'єктом» мають на увазі групу апаратів, пов'язаних загальністю процесів, що відбуваються, через наявність провідних потоків і відповідних збірників для зберігання сировини), які представлені на рис. 1 «Принципова схема виробництва кальцинованої соди аміачним способом з деталізацією до умовних об'єктів» в загальному вигляді. Детально ця схема буде розглянута в лекції 2, а зараз тільки назви цих умовних об'єктів (УО) (перші цифри) та другі цифри для об'єктів, які входять в умовні об'єкти.

1. УО (1) підготовки розчину хлориду натрію розсолу сирого) для ВКС: очищення хлориду натрію (розсолу сирого) при взаємодії його з реагентами в реакторах і відстоювання його для отримання очищеного розсолу.

2. УО (2–3) регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів і абсорбції газів ВКС: попередній підігрів і дисоціація карбонатів і гідрокарбонатів з амонію, що містяться в фільтровій рідині, взаємодія нагрітої рідини з вапняною суспензією і відгонка аміаку в дистиллері, а також відмивання з промивачах газів, які виділяються на інших об'єктах від аміаку, двохстадійне насичення розчину очищеного розсолу аміаком і частково діоксидом вуглецю, охолодження амонізованого розсолу;

3. УО (4–5) насичення амонізованого розсолу (амрозсолу) діоксидом вуглецю і виділенням вологого гідрокарбонату натрію: відмивання від аміаку газу, що залишає цей об'єкт, попередня карбонізація, карбонізація з виділенням гідрокарбонатної суспензії в карбонізаційних колонах, а також розділення гідрокарбонатної суспензії на барабаних вакуум-фільтрах з

отриманням фільтрової рідини, вологого гідрокарбонату натрію і відсмоктування повітря вакуум-насосами;

4. УО (5–6) виділення вологого гідрокарбонату натрію і його термічний розклад: зневоднення і розкладання в паравих кальцинаторах для отримання кальцинованої соди, охолодження і очищення діоксиду вуглецю із газів кальцинації;

5. УО (7–8) отримання діоксиду вуглецю, вапна і вапняної суспензії): обпалювання карбонатної сировини в вапняно-обпалювальних печах з охолодженням і очищенням діоксиду вуглецю, а також гашенням вапна з отриманням вапняної суспензії;

6. УО (9) компресорний: стиснення газу, що містить діоксид вуглецю; створення вакууму, необхідного для роботи барабаних вакуум-фільтрів і промивачів газів, що виділяються на інших об'єктах, від аміаку; подача повітря для технологічних потреб.

Основні техніко-економічні показники ВКС характеризуються такими даними [6]:

1. На отримання 1 т кальцинованої соди (Na_2CO_3) витрачається:

- разсіл, м^3 :

Сирий 5,13;

Очищений (310 г/л) 5,08;

в перерахунку на 100%-ий NaCl , кг 1590;

- вапно(85%-й CaO), кг

734,4;

в тому числі на очистку від солей магнію 4,4;

- кальцинована сода (Na_2CO_3) на очищення від солей Ca , кг

22;

- аміачна вода (25,5%-й амміак (NH_3)), кг

10;

- гидросульфид натрію (NaHS), кг 3.

У виробництві кальцинованої соди на 1 т власне продукту припадає

близько 9,1 м³ хлоридних стоків (суспензії дистиляції).

Загальний матеріальний індекс на 1 т продукції в перерахунку на тверді сполуки становить 4,7 т.

2. Енергетичні витрати (питомі витрати на 1 т соди):

- паливо (кокс), кг:	
- на отримання вапна (СаО)	94;
- пар, ГДж (Гкал)	5,35 (1,28);
- електроенергія, МДж (кВт/ч)	220 (61);
- вода, м ³	150.

3. Загальна сума витрат на 1 т соди кальцинованої (Na₂CO₃) по УО ВКС (%):

- регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів і абсорбція газів ВКС	60,3;
- насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю і виділення вологого гідкарбонату натрію	8,3;
- термічного розкладання вологого гідкарбонату натрію	8,9;
- компресорний	5,3;
- інші	7,2.

4. Структура собівартості кальцинованої соди характеризується наступними даними (%):

- сировина і матеріали	39,2;
- витрати енергії	32,9;
- інші витрати	27,9;

5. Основна сировина у виробництві соди кальцинованої:

- хлорид натрію (NaCl), приблизний склад (% мас.): NaCl 97,63; CaSO₄ 1,7; MgSO₄ 0,6; Fe₂O₃+Al₂O₃ 0,07;

- карбонат кальцію (CaCO₃), приблизний склад вапна та крейди (% мас.): CaCO₃ 92–96, 83–88; MgCO₃ 2–2,1, 0,6–1; SiO₂ 0,5–3,5, 1,2–2,0; CaSO₄ 0,3–0,5, 0,1–0,3; Fe₂O₃+Al₂O₃ 0,3–0,6, 0,2–0,4 відповідно;

- аміачна вода: водний 25%-ий розчин аміаку (NH₃), в її складі не більше 80 (г/л) діоксиду вуглецю;

- гідросульфід натрію (NaHS): застосовується для запобігання корозії апаратури, не більше 10 кг/т соди.

В ВКС застосовується позасистемна одиниця вимірювання концентрації – «нормальне ділення» (н.д.) [1, 2, 6]. Одне нормальне ділення (н.д.) відповідає 1/20 екв.речовини в 1 л розчину. Крім того, застосовуються поняття: прямий титр розчину, загальний і пов'язаний аміак. Прямий титр розчину визначається титруванням проби рідини, що містить солі натрію і аміаку, а також аміак у вигляді NH_4OH , нормальним розчином соляної або сірчаної кислоти в присутності метилоранжа до фарбування проби в рожевий колір, при цьому результати аналізу виражаються в н.д. Аміак, що входить до складу хлориду амонію і сульфату амонію (пов'язаний аміак), не визначається прямим титруванням. Загальна кількість аміаку в розчині, куди входять всі аміачні сполуки, визначається формальдегідним методом, а пов'язаний аміак – за різницею між загальним вмістом аміаку і прямим титром, виражається також в н.д.

Лекція 2

Опис принципової схеми ВКС як об'єкта комп'ютерно-інтегрованого керування умовними об'єктами галузі

Принципова схема виробництва кальцинованої соди аміачним способом (ВКС) [1, 2, 6] з деталізацією до УО приведена на рис.1:

1. УО підготовки розчину хлориду натрію (розсолу сирого) для ВКС (1), з показаними на цьому рисунку апаратами (А) об'єкта (О) (1.1–1.3), які необхідні для розуміння цього УО.

2. УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів і абсорбції газів ВКС (2–3), з показаними апаратами (А) для об'єкта (О) (2) А (2.1–2.7) та об'єкта О (3), А (3.1–3.9) . які необхідні для розуміння цього УО.

3. УО насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю і виділення вологого гідрокарбонату натрію ВКС (4–5), з показаними апаратами для об'єкта О (4) (А) (4.1–4.4) та – об'єкта О (5), А (5.1–5.4). які необхідні для розуміння цього УО.

4. УО виділення вологого гідрокарбонату натрію і його термічний розклад ВКС (5–6) з відповідними апаратами об'єкта О (5), А (5.1–5.4). та – об'єкта О(6) А (6.1, 6.22, 6.26);

5. УО отримання діоксиду вуглецю, вапна і вапняної суспензії ВКС (7–8), з показаними апаратами для об'єкта О (7), А (7.1, 7.9). та – об'єкта О(8) А (8.1. 8,9, 5.11).

6. УО компресорний, представлений відповідними вакуум-насосами А (9.1, 9.2) та компресорам А (9.3, 9.4, 9.5), необхідність яких описана в наступній лекції.

При обробці сирого розсолу (28.1) вапняною суспензією (33.3) з А (8.9) і содовим розчином (32.1) з А (6.26) осідають домішки (кальцієві і магнієві солі), що містяться в ньому і у вигляді шламу (36) виводяться для переробки. Очищений розсіл (28.2) направляється в збірники цього розсолу (ЗОР) (1.3) і

далі – в напірний бак (2.1) УО (2–3), до якого входять апарати двох об'єктів: О абсорбції (2) А (2.1–2.7) і О дистиляції (3) А (3.1–3.9).

До об'єкта абсорбції (2) УО (2–3) входять А: напірний бак (2.1), промивачі повітря фільтрів (ППФЛ) (2.2), газу абсорбції (ПГАБ) (2.3), газу колон другий (ПГКЛ-2) (2.4), абсорбер (АБ) (2.5), пластинчастий холодильник (2.6) і збірник амонізованого розсолу (ЗАР) (2.7).

Очищений розсіл (28.2) з напірного баку (2.1) надходить в ППФЛ (2.2) і ПГКЛ-2 (2.4). З ППФЛ (2.2) розсіл поступає в ПГАБ (2.3), а з нього і ПГКЛ-2 (2.4) в АБ (2.5). У цих апаратах розсіл насичується сумішами, які поступають з об'єктів: парагазовою сумішшю (2; 10; 11) з А (3.2) і А (3.7) О (3) в АБ (2.5); парагазовою сумішшю (2; 10.5) з А (4.3) О (4) в ПГКЛ-2 (2.4); сумішшю повітря і аміаку (3; 11) з А (5.3) О (5) в ППФЛ (2.2), крім того, в ППФЛ (2.2) при необхідності, додають аміак (11) у вигляді аміачної води. Всі апарати абсорбції (2) (крім 2.4) працюють під вакуумом за допомогою вакуум-насосів (9.1, 9.2) компресорного об'єкта (9). Приготований в об'єкті (2) амонізований розсіл (28.3), після охолодження двома потоками води (1.3.1) в АБ (2.5) і (1.3.3) в пластинчастому холодильнику (2.6), (1.3.2) і (1.3.4) – виходи відповідно) направляється через збірники цього розсолу (ЗАР) (2.7) на об'єкт карбонізації (4).

В об'єкт дистиляції (3) УО (2–3) входять: напірний бак (3.1) фільтрової рідини, конденсатор-холодильник газу дистиляції (КХДС) (3.2), теплообмінник дистиляції (ТДС) (3.3), дистилер (ДС) (3.4), змішувач (ЗМ) (3.5), два випарника (ВП) (3.6), конденсатор-холодильник дистиляції слабкої рідини (КХДСР) (3.7), дистилер слабкої рідини (ДСР) (3.8) і збірник дегазованої рідини (ЗДР) (3.9).

Фільтрова рідина (29) з А (5.4) УО (4–5) подається в напірний бак (3.1), а з нього надходить в: КХДС (3.2) і далі в ТДС (3.3) і ЗМ (3.5). В цих апаратах відганяють діоксид вуглецю, а потім аміак – в ДС (3.4) за допомогою пари (2.1). Для розкладання хлориду амонію рідину в ЗМ (3.5) змішують з вапняної суспензією (33.1), що надходить з А (8.9) УО (7–8).

Утворений парагазовий потік, (2; 10; 11) після охолодження водою (1.1.1) в КХДС (3.2) (1.1.2 – на виході), надходить в АБ (2.5) об'єкта (2), а суспензію дистиляції (34) направляють через випарники (ВП) (3.6) в відстійники (на рис. 1 не показані). Потоки слабких рідин (29.2) і конденсатів, що утворюються при охолодженні газів дистиляції та інших об'єктів (на рис. 1 не показані), надходять на А (3.7–3.9).

Тут парагазова суміш (2; 10; 11) десорбується паром в ДСР (3.8), охолоджується водою (1.2.1) в КХДСР (3.7) (1.2.2 – на виході) і з'єднується із загальним потоком (2; 10; 11), що направляються в АБ (2.5). Дегазовані рідини (29.3) після А (3.7–3.9) надходять в А (6.22) УО (6) і знову використовуються.

УО (4–5) складається з апаратів двох об'єктів: О карбонізації (4), А (4.1–4.4) і О фільтрування (5), А (5.1–5.4). Основними апаратами об'єкта карбонізації (4) є: колона попередньої карбонізації (КЛПК) (4.1), холодильник передкарбонізованої рідини (4.2), перший промивач газу колон (ПГКЛ-1) (4.3), робочі карбонізаційні колони (робочі КЛ) (4.4).

Аммонізований розсіл (28.3) подається в КЛПК (4.1), з якої предкарбонізована рідина через ПГКЛ-1 (4.3), в який надходить газ карбонізації (10.4) з КЛПК (4.1) і робочих КЛ (4.4), подається в холодильник (4.2) цієї рідини для охолодження, а з нього в робочі КЛ (4.4). Цей розсіл (28.3) взаємодіє з діоксидом вуглецю (10.8), що нагнітається компресорами (9.3, 9.4, 9.5) УО компресорного (9) в об'єкти карбонізації. Цей газ поділяється на три частини, одна з них (10.3) подається в КЛПК (4.1), друга у вигляді газу другого введення (10.2) подається в середню частину робочих КЛ (4.4); а третя, після змішування з діоксидом вуглецю (10.7) з А (6.22) УО (6) у вигляді газу першого введення (10.1) подається в нижню частину робочих КЛ (4.4). В об'єкті карбонізації (4) утворюється гідрокарбонат натрію, що випадає з розчину в осад у вигляді гідрокарбонатної суспензії (30), в якій містяться хлорид амонію і вуглеамонійні солі .

Для забезпечення регламентних значень температури гідрокарбонатної суспензії (30) подають охолоджуючу воду двома потоками: (1.4.1) в холодильник (4.2) передкарбонізованої рідини і (1.4.3) в холодильну зону робочих КЛ (4.4), ((1.4.2) і (1.4.4) їх виходи відповідно). З об'єкта карбонізації (4) гідрокарбонатна суспензія (30) самопливом направляється в апарати об'єкта фільтрування (5).

Основними апаратами об'єкта фільтрування (5) УО (4–5) є: барабаний вакуум-фільтр (ВФЛ) (5.1), напірний бак (5.2) промивної води (1.5), сепаратор (5.3) поділу суміші повітря, аміаку і рідини (3; 11; 29), збірник (5.4) фільтрової рідини (ЗФР) (29). У цих апаратах відбувається виділення на паралельно працюючих ВФЛ (5.1) кристалів гідрокарбонату натрію за допомогою вакуум-насосів (9.1, 9.2) УО компресорного (9). Ці кристали промиваються промивною водою (1.5) з бака цієї води (5.2), крім того виконується продування фільтрувальної тканини стисненим повітрям (3.1). Фільтрова рідина (суміш маточної рідини і промивної води) (29) з корит ВФЛ (5.1) через сепаратори (5.3), в яких з неї видаляється суміш повітря і газу (3; 11) через ППФЛ (2.2) УО (2–3) вакуум-насосами (9.1, 9.2 відсмоктується з та виділенням чистого повітря, про, а фільтрова рідина подається в ЗФЖ (5.4) і далі в напірний бак (3.1) об'єкта дистиляції (3) УО (2–3). Вологий гідрокарбонат натрію (31) транспортером (6.10) подається в УО (5–6), зокрема, об'єкт (6).

УО (5–6) складається з вище наведеного О (5) з апаратами А (5.1), (5.2), (5.3), (5.4) та О(6) з апаратами А; обертовий паровий кальцинатор (6.1), промивач газу кальцинації (6.22) і установка розчинення (6.26) соди (32). Вологий гідрокарбонат натрію (31) надходить на об'єкт (6) в обертовий кальцинатор (6.1), що обертаються, де він термічно розкладається паром (2.3) (з високими температурою і тиском) з утворенням кальцинованої соди (32) і діоксиду вуглецю (10.7), а конденсат (29.5) з кальцинатора (6.1) надходить до збірника і далі в розширювачі для отримання пари (на рис. 1 не показані).

Кальцинована сода (32) направляється на склад (на рис. 1 немає) і на установку розчинення (6.26) соди для приготування содового розчину (32.1), який подають в апарати (1.2) УО (1). Діоксид вуглецю (10.7) з УО (6) після охолодження і промивки в промивачі газу кальцинації (6.22), подається компресорами (9.1, 9.2, 9.3) УО компресорного (9) в А (4.1, 4.4) УО (4-5).

УО (7-8) складається з апаратів двох об'єктів: О (7) отримання діоксиду вуглецю і вапна. А (7.1, 7.9) і О (8) гашення вапна і отримання вапняної суспензії, А (8.1, 8.9, 8.11). Основні апарати об'єкта (7): шахтна вапняно-обпалювальна піч (ВОП) (7.1) і турбулентний промивач газу (труба Вентурі) (7.9).

Для отримання діоксиду вуглецю і вапна проводиться обпалювання шихти (37) (суміш карбонату кальцію (38) і коксу (39)) при неперервному подаванні повітря (3.2) в ВОП (7.1), в результаті чого отримують вапно (33) і газ 10.8). Цей газ, що утворюється при випалюванні шихти (37), надходить в турбулентний промивач газу (трубу Вентурі) (7.9), в який подається вода (1.7) (1.7.1 на виході) для очищення і охолодження. Отриманий діоксид вуглецю (10.8) подається компресорами (9.3, 9.4, 9.5) УО компресорного (9) в об'єкт карбонізації (4) УО (4-5).

Основні апарати об'єкта (8): обертовий гаситель вапна неперервної дії (8.1), сортувальний барабан (8.9) і ежекційний підігрівач-конденсатор (8.11).

Отримане вапно (33) надходить у обертовий гаситель вапна неперервної дії (8.1), в який для гашення вапна (33) подається нагріта вода (1.8.2) з ежекційного підігрівача-конденсатора (8.11) (частина води (1.8) на вході в зазначений апарат (8.11)). З корпусом гасителя (8.1) з'єднаний сортувальний барабан (8.9). На циліндричній поверхні цього барабану (8.9) є отвори, призначені для виведення: вапняної суспензії (33.1) (перша секція), яка подається в ЗМ (3.5) УО (2-3); вапняної суспензії (33.3) (друга секція), подається в апарати (1.2) УО (1); відходів з промивною водою (1.8.1) (третья секція), які виводяться для переробки.

У УО компресорному (9) компресорами (9.3, 9.4, 9.5) виконується стиснення діоксиду вуглецю (10.7) і (10.8) з: УО (6) і УО (7–8) відповідно і подача діоксиду вуглецю (10.1), (10.2) , (10.3) з необхідними тисками до відповідних апаратів об'єкта карбонізації (4). Вакуум-насосами (9.1, 9.2) створюється необхідний вакуум для роботи барабанних вакуум-фільтрів (5.1) об'єкта фільтрування (5) через ППФЛ (2.2) об'єкта абсорбції (2).

Тема 2

КОМПЛЕКСНИЙ ПІДХІД ДО СТВОРЕННЯ КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНИХ СИСТЕМ КЕРУВАННЯ УМОВНИМИ ОБ'ЄКТАМИ ГАЛУЗІ

Лекція 3

Основи розробки схем комп'ютерно-інтегрованих систем керування (КІСК) умовними об'єктами галузі

Для реалізації КІСК умовними об'єктами і ВКС в цілому необхідно розглянути розробку схем КІСУ адресним методом за однаковою методикою, яка передбачає:

- короткий опис технологічного процесу конкретного УО з обґрунтуванням доцільності виконання конкретних функцій;
- опис всіх функцій, необхідних для реалізації при розробці схем КІСК умовними об'єктами;
- обґрунтування вибору сучасних контрольно-вимірювальних приладів та засобів автоматизації (КВП та ЗА), в тому числі мікропроцесорного контролера (МПК) для реалізації зазначених функцій;
- опис назв КІСК об'єктами;
- висновки про доцільність розробки схем КІСК.

З аналізу принципової схеми ВКС з деталізацією до умовних об'єктів (рис. 1) можна зробити висновок, що це виробництво складається з складних процесів і апаратів хімічної технології [6–9] з декількома замкнутими циклами за матеріальними потоками [6, 10–12].

Найбільш важливими циклами є:

- 1) цикли аміаку:
 - об'єкти: дистиляції (3)–абсорбції (2)–карбонізації (4)–фільтрування (5)–дистиляції (3) – основний цикл;

- об'єкти: дистиляції (3) (3.1–3.6)–дистиляції слабких рідин (3) (3.7–3.9)–абсорбції (2) – карбонізації (4) – фільтрування (5) – дистиляції (3) – додатковий цикл.

2) цикли діоксиду вуглецю:

- об'єкти: карбонізації (4) –фільтрування (5)–кальцінації (6)–компресорів (9)–карбонізації (4)–основний цикл;

- об'єкти: карбонізації (4)–фільтрування (5)–дистиляції (3) – абсорбції (2)–карбонізації (4)– додатковий цикл.

Наявність замкнутих циклів ускладнює реалізацію схем КІСК [13–20] об'єктами та ВКС в цілому, так як виникає «непередбачуване» порушення технологічного процесу на одному об'єкті ВКС може поширитися на інші, викликаючи там небажані відхилення в ході технологічного процесу.

Відомо [1–6,10–12], що основним об'єктом ВКС є об'єкт карбонізації (4), від його роботи багато в чому залежить робота інших об'єктів і техніко-економічні показники роботи ВКС в цілому. При нормальній роботі продуктивність об'єкта карбонізації (4) визначає продуктивність інших об'єктів. Тому вибір ведучого потоку для реалізації схем КІСУ об'єктом карбонізації (4) визначає провідний потік при такому ж управлінні всім ВКС. На сьогоднішній день практично для всіх ВКС світу в якості ведучого потоку об'єкта карбонізації (4) прийнятий потік діоксиду вуглецю УО (7-8).

У той же час для деяких об'єктів ВКС ця вимога повинна виконуватися в кінцевому рахунку, але не в кожен даний момент часу. Дійсно, наприклад, наявність ЗРС (1.1) і ЗОР (1.3). дозволяє працювати УО (1) зі стабільною продуктивністю, що відповідає середній продуктивності ВКС, незалежно від періодичних коливань продуктивності об'єкта карбонізації (4). Зміна продуктивності УО (1) може проводитися лише в разі зміни продуктивності об'єкта карбонізації (4), що носять тривалий характер (більше 2 годин).

Крім того, є інші основні об'єкти ВКС, продуктивність яких повинна строго відповідати один одному через відсутність проміжних збірників між

ними. Наприклад, продуктивність об'єктів дистиляції (3) і абсорбції (2) за потоком парагазової суміші (2;10;11), об'єктів карбонізації (4) і фільтрування (5) за потоком гідрокарбонатної суспензії (30), об'єктів фільтрування (5) і кальцинації (6) за потоком вологого гідрокарбонату натрію (31) і ін. повинні відповідати один одному. З урахуванням наведеного, якщо дотримуватися принципу відповідності продуктивності всіх об'єктів ВКС продуктивності об'єкта карбонізації (4), то це призвело б їх до безперервної роботи в перехідних режимах. Це пов'язано з тим, що об'єкт карбонізації (4) має ряд технологічних особливостей, які не дозволяють мати стабільну продуктивність з випуску гідрокарбонату натрію заданої якості при заданій собівартості кальцинованої соди:

- регламентне перемикання робочих КЛ (4.4) після 48 годин роботи на промивку на 16 годин і введення промитих – КЛПК (4.1) в режим робочих КЛ (4.4);

- для типового трьохелементного ВКС (9 робочих КЛ (4.4) та 3 КЛПК (4.1)), зазначені перемикання проводяться один раз на зміну (за 8 годин);

- кожне перемикання робочих КЛ (4.4) приводить до деякого зменшення продуктивності об'єкта карбонізації (4) до 2 годин і до погіршення якості кристалів гідрокарбонату натрію.

Запобігти звичайними системами автоматичного керування коливання продуктивності об'єкта карбонізації (4), викликані зазначеними технологічними особливостями, не уявляється можливим.

Наведений вище докладний аналіз дозволяє зробити висновок про можливість і необхідність декомпозиції загальної задачі керування ВКС на завдання керування так званими умовними об'єктами (УО): УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів і абсорбції газів ВКС (2 – 3), УО насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю і виділення вологого гідрокарбонату натрію (4–5), УО виділення сирого гідрокарбонату натрію і його термічного розкладання (5–6) і іншими. Така декомпозиція є природною технологічно, оскільки, наприклад, УО (2–3) і УО (4–5) пов'язані через

проміжні збірники ЗАР (2.7) і ЗФР (5.4) за потоками амонізованого розсолу (28.3) та фільтрової рідини (29) відповідно, і дозволяє розробляти і впроваджувати КІСК такими об'єктами і ВКС в цілому за стадіями при умові узгодження продуктивності відповідних об'єктів, але спочатку розглянемо короткі рекомендації вибору сучасних контрольно-вимірювальних приладів та засобів автоматизації (КВП та ЗА) в тому числі мікропроцесорних контролерів для розробки схем КІСК.

Лекція 4

Опис вибору сучасних контрольно-вимірювальних приладів та засобів автоматизації, в тому числі мікропроцесорних контролерів для розробки схем КІСК

Обґрунтування вибору сучасних КВП та ЗА, в тому числі МПК, для реалізації розроблених схем КІСК.

Це мікропроцесорний контролер (МПК) типу ОВЕН ПЛК-160 [12]. Контролер призначений для (дані з сайту виробника owen.ua):

- вимірювання аналогових сигналів струму або напруги та перетворення їх до фізичної величини, що вибрана користувачем;
- перетворення дискретних вхідних сигналів у сигнали з двома станами;
- керування дискретними (релейними) виходами;
- керування аналоговими виходами;
- приймання та передавання даних за інтерфейсами RS-485, RS-232, Ethernet;
- виконання користувальницької програми за аналізом результатів вимірювання дискретних та аналогових входів, керування дискретними входами та виходами, передавання та приймання даних за інтерфейсами RS-485, RS-232, Ethernet.

Контролер застосовується поза сферою законодавчо регульованої метрології, може застосовуватись для створення систем автоматизованого керування технологічним обладнанням в енергетиці, на транспорті, у тому числі залізничному, у різних галузях промисловості, житлово-комунального та сільського господарства.

Логіка роботи контролера визначається споживачем у процесі програмування контролера. Програмування здійснюється за допомогою

програмного забезпечення CODESYS 2.3. При цьому підтримуються всі мови програмування, які зазначені в IEC 61131-3.

Контролер може бути використаний як:

- спеціалізований пристрій керування виділеним локалізованим об'єктом;
- пристрій моніторингу локалізованого об'єкта у складі комплексної інформаційної мережі;
- спеціалізований пристрій керування та моніторингу групою локалізованих об'єктів у складі комплексної інформаційної мережі.

Кількість дискретних входів 16 із них швидкодіючих 4 (DI1-DI4).

Кількість релейних виходів 12.

Кількість аналогових входів 8. Тип підтримуваних уніфікованих сигналів: струм від 0 (4) до 20 мА або від 0 до 5 мА, напруга від 0 до 10 В, розрядність АЦП, 14 біт. Межа основної зведеної похибки вимірювання, $\pm 0,25\%$.

Кількість аналогових виходів 4. Тип вихідного сигналу: струм від 4 до 20 мА або напруга від 0 до 10 В. Розрядність ЦАП, 12 біт. Межа основної зведеної похибки перетворення, $\pm 0,5\%$

Інтерфейси зв'язку: RS-485, Ethernet 100 Base-T, RS-232, RS-232-Debug, USB-Device.

Протоколи зв'язку: ModBus-RTU, ModBus-TCP, ModBus-ASCII, TCP-IP, UDP-IP, Codesys Network Variables (over UDP), DCON, OVEN, GateWay (тільки для Debug RS-232),

Порт Debug RS-232 призначений для програмування контролера, але також може бути використаний для підмикання Hayes-сумісних модемів (у тому числі GSM), а також пристроїв, які працюють за протоколами Modbus, OVEN або DCON.

Контролери випускаються у конструктивному виконанні для кріплення на DIN-рейці 35 мм або на щиті.

Використання контролерів ОВЕН ПЛК-160. Перед використанням контролер необхідно запрограмувати, тобто створити користувальницьку програму. Після створення користувальницька програма може бути збережена в енергонезалежній Flash-пам'яті контролера та запускатися на виконання після увімкнення живлення або перезавантаження

Програмування здійснюється за допомогою програмне забезпечення CODESYS 2.3. Для зв'язку із середовищем програмування CODESYS може використовуватись один із інтерфейсів контролера: RS-232 Debug, USB Device або Ethernet. Програмне забезпечення CODESYS встановлюється на мобільних або стаціонарних персональних комп'ютерах. При використанні інтерфейсу RS-232, комп'ютер повинен мати відповідний вхід. На стаціонарних використовують відповідні плати розширення або USB перетворювачі, що також використовують на мобільних пристроях.

Підмикання інтерфейсу RS-485 виконується за дводротовою схемою звитою парою дротів із дотриманням полярності (рис. 2). Довжина лінії зв'язку повинна бути не більше 1200 метрів. Дріт А підмикається до виводу А контролера, дріт В підмикається до виводу В контролера, відповідно.

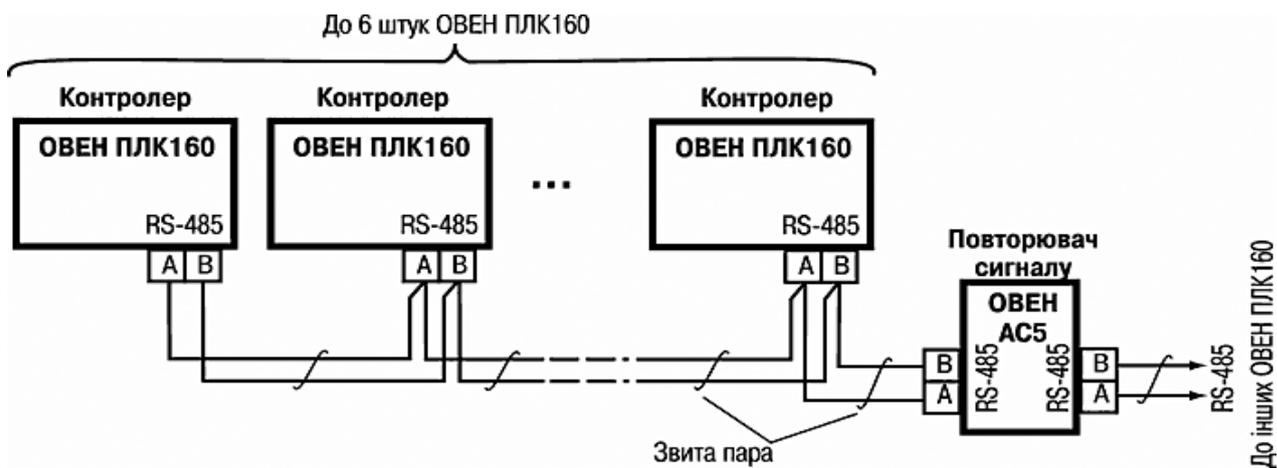


Рисунок 2 – Приклад схеми підмикань у мережу більше шести контролерів.

Контролер спроектований так, що він вмикається у мережу RS-485 як Master (головний пристрій), і в нього вбудовані резистори, що визначають стан лінії при відсутності передавання. У зв'язку з цим не допускається вмикати в один сегмент мережі RS-485 більше 6 контролерів, навіть якщо вони налаштовані на роботу у режимі Slave (підпорядкований пристрій). При необхідності увімкнути більше 6 контролерів у мережу RS-485 рекомендовано або розділити мережу на декілька сегментів, або використовувати підсилювачі/повторювачі інтерфейсу RS-485 типу ОВЕН АС5.

Для використання ПЛК-160 у схемах КІСУ можливі два варіанти (рис. 3) – це безпосереднє підключення зовнішніх пристроїв до блоку контролера. У цьому випадку кількість ліній входу/виходу обмежена кількістю контактів на корпусі. Також, недоліком цього варіанту є небезпека пошкодження контролера через провідники, що під'єднують зовнішні пристрої. Такий варіант використовують у невеликих системах керування із захищеними лініями зв'язку.

Другий варіант – це використання додаткових функціональних модулів. Структуру керування для такого варіанту наведено на рис. 2. У такій системі задіяні лінії вводу/виводу контролера а також додаткові модулі вводу/виводу. Зв'язок між ПЛК і модулями відбувається через мережу RS-485. При цьому кількість контрольованих і керованих параметрів обмежена обчислювальними можливостями ПЛК а асортимент модулів дозволяє підібрати оптимальну конфігурацію системи керування.

До ПЛК через мережу RS-485 може бути підключено один з різновидів панелі оператора. Графічні панелі оператора дозволяють полегшити процес налаштування та реконфігурування ПЛК та у більшості випадків обходитись без використання комп'ютера.

До системи верхнього рівня ПЛК підключають через хаб або безпосередньо до комп'ютера. Якщо в системі керування планується використовувати 1 ПЛК, то є сенс застосовувати пряме Ethernet або USB

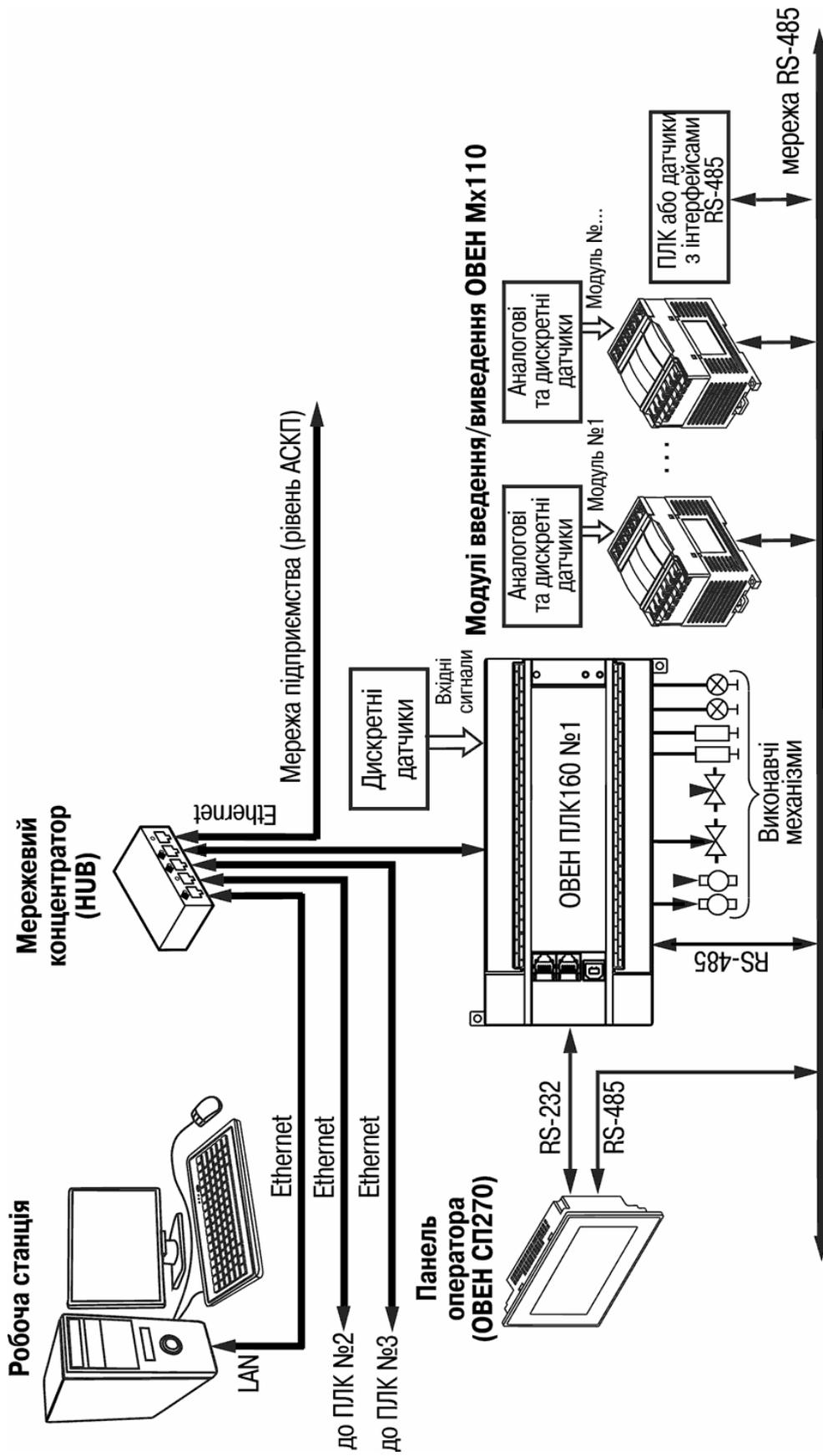


Рисунок 3 – Структура з'єднань ОВЕН ПЛК-160 у системі керування

з'єднання. У випадку застосування кількох ПЛК використовують HUB, до якого під'єднують окремі ПЛК. Для складних систем з великою кількістю параметрів використовують мережі контролерів. У такому випадку кожна з мереж контролерів складається з одного ведучого (Master) і кількох ведених (Slave). Ведучий контролер підключається до мережі верхнього рівня через Ethernet з'єднання а поміж собою контролери об'єднані по інтерфейсу RS-485.

Верхній рівень також може складатись з одного комп'ютера або з кількох робочих станцій, що підключені до загального серверу. Структура верхнього рівня КІСУ залежить від поділу підприємства на підрозділи: відділки, лінії, тощо.

Для автоматичного контролю температури: від -50 до 200 °С в якості ПП / ПрП доцільно застосовувати термоперетворювачі опору мідні типу ОВЕН ДТС 045 100М [13]; від -200 до 600 °С - термоперетворювачі опору платинові типу ОВЕН ДТС 045 100П [10–14]; від -20 до 1300 °С - термоелектричні платинородієві-платинові перетворювачі типу ТППУ-0288 [10–14], всі ці ПП / ПрП з уніфікованими вихідними сигналами постійного струму 4 – 20 мА, пропорційними вимірюваним температурам, які надходять на відповідні входи МПК.

Для автоматичного контролю тиску [12]: надлишкового - від 40 кПа до 100 МПа, перепаду (різниці) - від $0,06$ кПа до 16 МПа, абсолютного - від $2,5$ кПа до 16 МПа, вакуумметричного - від $0,06$ до 100 кПа, гідростатичного - від $2,5$ кПа до 250 кПа, як ПрП доцільно використати вимірювальні тензорезисторні перетворювачі вищеназваних тисків з уніфікованими вихідними сигналами постійного струму 4 – 20 мА типу: «Сафір-М 21xx», «Сафір-М 24xx», «Сафір-М 20xx», «Сафір-М 22xx» та «Сафір-М 25xx» відповідно, сигнали від яких надходять на входи МПК.

Як ПП для автоматичного контролю необхідно застосовувати: для витрати рідинних потоків діафрагму камерну із фланцевим способом відбору

перепаду тиску на ній типу ДК-0,6 [10–14], для рівня рідини, роздільні мембрани РМФЗ-Р.

Сигнали від вказаних ПП надходять на ПрП - вимірювальні тензорезисторні перетворювач перепаду тисків з уніфікованими вихідними сигналами постійного струму 4-20 мА типу: для витрати «Сафір-М 24xx» і для рівня «Сафір-М 25xx», сигнали від яких надходять на відповідні входи МПК. (Виробник приладів серії «Сафір» фірма «Манометр-Харків», <http://www.manometr-kharkiv.com>).

Для автоматичного контролю витрати сипучих матеріалів на ділянках їх вільного падіння доцільно застосовувати витратомір масовий типу МаххFlow з температурою контрольованого середовища до 80 °С і витратомір масовий типу SolidFlow з температурою контрольованого речовини до 200 °С. Ці витратоміри сипучих матеріалів працюють за принципом мікрохвильових (радіочастотних) перетворювачів витрати. Усередині перетворювачів відсутні виступаючі частини або поглиблення, що запобігає утворенню завад. Обидва витратоміра для контролю витрат до 20 т/год, є ПП / ПрП з уніфікованими вихідними сигналами постійного струму 4-20 мА, що пропорційні вимірюваній витраті, які поступають на відповідні входи МПК. Виробник приладів компанія SWR (Німеччина); електронна адреса: www.swr-engineering.com

Для автоматичного контролю величини рН рідини в якості ПП доцільно застосовувати автоматичний рН-метр типу рН-261 [13], сигнали від якого надходять на ПрП - нормуючий перетворювач з уніфікованими вихідними сигналами постійного струму 4–20 мА, пропорційними вимірюваній величині рН типу Ш-703, сигнали від них поступають на відповідні входи МПК ..

Для автоматичного контролю концентрації діоксиду вуглецю з температурою від -40 до 50 °С доцільно застосовувати автоматичний газоаналізатор типу ОКА, це ПП / ПрП з уніфікованими вихідними сигналами постійного струму 4–20 мА, пропорційними вимірюваній

концентрації діоксиду вуглецю, які надходять на відповідні входи МПК. (Виробник приладів ІКЦ КВП Комплект, Уфа).

Для здійснення пуску/зупинки електродвигунів і зміни числа їх обертів в якості ВМ застосовуються твердотільні реле KIPPRIBOR серії НТ призначені для керування трифазним електричним навантаженням від 10 до 120 А. Реле серії НТ має симісторний вихід (TRIAC). Для зміни витрати матеріальних потоків в якості ВМ застосовуються однооборотні електродвигуни типу МЕО-1 з гальмом, механічно з'єднані з регулюючими органами [14, 15].

Умовне зображення на рисунках всіх фрагментів схем КІСУ функцій, які реалізовані МПК, показано колами (діаметром 2 мм), а позначення параметрів автоматичних: контролю – буквою «К», технологічної сигналізації – буквою «С», розрахунку та видачі керуючих впливів відповідні ВМ- буквою «У».

Тема3

КІСК УМОВНИМ ОБ'ЄКТОМ (УО) РЕГЕНЕРАЦІЇ АМІАКУ ТА ДІОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ ІЗ РОЗЧИНІВ ВКС (ОБ'ЄКТ ДИСТИЛЯЦІЇ–ОД) ТА НАСИЧЕННЯ ОЧИЩЕНОГО РОЗСОЛУ ГАЗАМИ (ОБ'ЄКТ АБСОРБЦІЇ–ОА)

Лекція 5

Фізико-хімічні основи процесів УО регенерації аміаку та діоксиду вуглецю із розчинів ВКС (об'єкт дистиляції–ОД) та абсорбції газів (об'єкт абсорбції–ОА) з коротким описом технологічних процесів

Існує декілька причин [6], що пояснюють висновок про можливість і необхідність декомпозиції загальної задачі КІСК ВКС на задачі керування УО, і в першу чергу, для розробки схем КІСК УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів і абсорбції газів ВКС (2–3):

- аналіз загальної суми витрат на 1 т кальцинованої соди підтверджує, що на реалізацію технологічного процесу УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів ВКС ВКС і абсорбції газів (2–3) припадає понад 60% всіх витрат на ВКС;
- втрати ВКС багато в чому обумовлені порушеннями технологічного режиму в цьому УО (2–3);
- УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів і абсорбції газів ВКС (2–3) виробляє значну частину рідких відходів (суспензії дистиляції) ВКС (9,1 м³ на 1 т соди) і при порушенні режиму його роботи значно збільшується ступінь забруднення довкілля.

Перераховані причини зумовлюють необхідність розглянути в першу чергу УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів ВКС і абсорбції газів (2–3) для розробки схем КІСК цим умовним об'єктом.

В УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів ВКС і абсорбції

газів (2–3) входять апарати двох об'єктів. Перший – об'єкт абсорбції (2) у складі: напірний бак (2.1) очищеного розсолу (28.2), промивач повітря фільтрів (ППФЛ) (2.2), промивач газу абсорбції (ПГАБ) (2.3), другий промивач газу колон (ПГКЛ-2) (2.4), абсорбер (АБ) (2.5) (апарати ППФЛ (2.2), ПГАБ (2.3), ПГКЛ-2 (2.4) і АБ (2.5) являють собою одну абсорбційну колону або один елемент), пластинчастий холодильник (ПХ) (2.6) і збірник (ЗАР) (2.7) амонізованого розсолу (28.3). Другий – об'єкт дистиляції (3) в складі: напірний бак (3.1) фільтрової рідини (29), конденсатор-холодильник газу дистиляції (КХДС) (3.2), теплообмінник дистиляції (ТДС) (3.3), дистилер (ДС) (3.4) (апарати КХДС (3.2), ТДС (3.3) ДС (3.4) являють собою одну дистиляційну колону або один елемент), змішувач (реактор з мішалкою) (ЗМ) (3.5), два випарники (ВП) (3.6), конденсатор-холодильник дистиляції слабких рідин (КХДСР) (3.7), дистилер слабкої рідини (ДСР) (3.8), збірник дегазованої рідини (ЗДР) (3.9).

Основним призначенням УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів ВКС і абсорбції газів (2-3) є практично повна регенерація аміаку і діоксиду вуглецю з фільтрової рідини (29) як провідного потоку цього УО і формування неперервного матеріального потоку парагазової суміші (2; 10; 11), що спрямовується на отримання регламентної кількості амонізованого розсолу (28.3) у вигляді неперервного матеріального потоку [1, 2, 6], що подається на об'єкт карбонізації (4) з наступними технологічними показниками:

- вміст в парагазової суміші, % (мас.):

аміаку	51–53,
діоксиду вуглецю	26–28,
- вміст в амонізованому розсолі, н.д. .:

прямий титр аміаку	100–106,
хлорид-іонів	не менше 89,
- температура парагазової суміші, °С 58–60,
- температура амонізованого розсолу, °С 28–32.

При цьому одночасно УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів ВКС і абсорбції газів (2-3) повинен забезпечити поглинання аміаку (11) з вихлопних газів ВКС з доведенням концентрації аміаку в них до санітарних норм.

Очищений розсіл (28.2) з напірного баку (2.1) цього розсолу при температурі не вище 22°C подається двома потоками: перший – в ППФЛ (2.2) для насичення аміаком суміші повітря і аміаку (3; 11) з об'єкта фільтрування (5), другий – в ПГКЛ-2 (2.4) для насичення діоксидом вуглецю парагазової суміші (2; 10.5) з об'єкта карбонізації (4). З ППФЛ (2.2) розсіл надходить в ПГАБ (2.3) для насичення аміаком парагазової суміші з АБ (2.5). Розсоли з ПГАБ (2.3) і ПГКЛ-2 (2.4) надходять в АБ (2.5). Для насичення цих розсолів в АБ (2.5) подають парагазову суміш (2; 10; 11) з КХДС (3.2) і КХДСР (3.7) при температурі 58–60 ° С, що містить аміак (11) 52% (мас.), діоксид вуглецю (10) 25% (мас.) і пари води (2) 23%.

Зменшення кількості пари води дозволяє збільшити концентрацію аміаку і хлориду натрію в розсолі. Аміак (11) добре розчиняється у воді і розсолі. Діоксид вуглецю (10), присутній в аміачних розчинах, пов'язує аміак в вуглеамонійні солі карбамата амонію за реакцією:



Утворення карбамату амонію створює сприятливі умови для поглинання аміаку і діоксиду вуглецю, так як при цьому знижується рівноважний тиск NH_3 і CO_2 над розчином. У той же час поглинання NH_3 розсолом супроводжується виділенням тепла, що призводить до розігріву розчину і зростання рівноважного тиску NH_3 над розчином і зниження рушійної сили абсорбції, оскільки тиск NH_3 в парагазовій суміші, що надходить порівняно постійно. Звідси впливає необхідність охолодження розсолу при його абсорбції. Підвищення температури розсолу, з одного боку, збільшує рівноважний тиск NH_3 над розчином і знижує швидкість і повноту поглинання NH_3 , а, з другого боку, збільшує швидкість хімічних реакцій, якими супроводжується поглинання CO_2 .

Швидкість хімічних реакцій (при температурі потоку рідини менше 55°C) визначає процес поглинання CO₂ амонізованим розсоллом, тому верхню частину АБ (2.5) ,зазвичай, не охолоджують і підтримують температуру в апараті настільки високою, наскільки це дозволяють швидкість і повнота поглинання аміаку. Оскільки абсорбція діоксиду вуглецю йде значно повільніше ніж аміаку, тому апаратура об'єкта повинна забезпечити поглинання заданої кількості аміаку і максимально можливої кількості діоксиду вуглецю.

Фільтрова рідина (29) з напірного баку (3.1) цієї рідини при температурі 25–30 °С подається в конденсаторну частина КХДС (3.2), де нагрівається і при температурі 35–40 °С починається розкладання гідрокарбонату амонію і виділення діоксиду вуглецю. При подальшому нагріванні цієї рідини до 65–70 °С починає дисоціювати карбонат амонію. Утворений аміак залишається в рідині, негативно впливаючи на швидкість і повноту виділення діоксиду вуглецю, так як збільшує його розчинність, а рідина, що пройшла КХДС (3.2), при температурі 70–78 °С надходить в ТДС (3.3), де температура рідинного потоку підвищується до 90 °С, розкладання карбонату амонію різко прискорюється. При подальшому підігріві рідини до температури кипіння, майже весь діоксид вуглецю десорбується. У КХДС (3.2) і ТДС (3.3) протікають наступні реакції [6]:



Рідина з ТДС (3.3) поступає в ЗМ (реактор з мішалкою) (3.5), сюди ж при температурі 90 °С надходить з об'єкта гашення вапна (8) вапняна суспензія (33.1), що містить 200–220 н.д. активного вапна (CaO). Пар (2.1), що подається в нижню частину ДС (3.4), проходить противотечією зазначені

вище апарати, а парагазова суміш (2; 11.1) після ДС (3.4) спочатку надходить в ЗМ (3.5). В результаті чого в ЗМ (3.5) здійснюється процес регенерації аміаку з хлориду амонію:



Утворений при цьому вільний аміак виділяється в парагазову суміш (2; 11) і надходить в ТДС (3.3) і далі в КХДС (3.2), а суспензія (33.2) в ДС (3.4), з якого суспензія дистиляції (34) через випарники (3.6) надходить в спеціальні відстійники. Крім того, в ЗМ (3.5) вступають в реакцію з гідроксидом кальцію карбонатні солі, що залишилися в фільтровій рідині:



що призводить до перевитрати гідроксиду кальцію.

З усіх побічних реакцій, що протікають в ЗМ (3.5) і ДС (3.4), найбільш небажаною є утворення гіпсу, який відкладається на внутрішній поверхні апаратів і трубопроводів:



Наявність інкрустацій (гіпсової кірки) в ДС (3.4) залежить як від умов утворення сульфату кальцію (CaSO_4), так і від апаратного оформлення об'єкта дистиляції (3). У діапазоні температур, які спостерігаються в ДС (3.4), сульфат кальцію утворює дві кристалічні модифікації: нижче 93°C – двохводний гіпс ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$), вище 93°C – напівводняний гіпс є ($\text{CaSO}_4 \cdot 0,5\text{H}_2\text{O}$). Якщо $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, який випав при температурі нижче критичної, нагрівати, то при 93°C він починає переходити в напівводну форму.

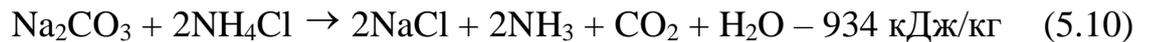
Режим роботи при температурі вище 93°C називають «гарячим», нижче 93°C – «холодним». Найбільшого поширення набув «гарячий» режим роботи ДС (3.4), при якому значно менша швидкість росту інкрустацій (гіпсової кірки).

Крім фільтрової рідини (близько 80% навантаження) в апарати об'єкта дистиляції слабких рідин (3.7–3.9) надходять і переробляються також усі

рідини, що утворюються в результаті промивання газів і апаратів ВКС, які називають слабкими, що містять в розчиненому вигляді гідрокарбонат (NaHCO_3) і карбонат (Na_2CO_3) натрію. При підігріві гідрокарбонат натрію (NaHCO_3) дисоціює з виділенням газоподібного CO_2 :



Карбонат натрію (Na_2CO_3) реагує з хлоридом амонію (NH_4Cl):



Процеси, які відбуваються в апаратурі дистиляції та дистиляції слабких рідин, взаємопов'язані, тому вони розглядаються в складі єдиної технологічної схеми регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з рідин ВКС.

Лекція 6

Розробка схеми КІСК об'єктом регенерації аміаку та діоксиду вуглецю із розчинів ВКС (об'єкт дистиляції–ОД)

У зв'язку з тим, що у лекції 5 розглянуті фізико-хімічні основи процесів умовних об'єктів (УО) регенерації аміаку та діоксиду вуглецю із розчинів ВКС (об'єкт дистиляції–ОД) та насичення очищеного розсолу газами ВКС (об'єкт абсорбції–ОА) розроблено один фрагмент схеми КІСК цим УО (рис. 4). Цей фрагмент описано в двох лекціях: об'єкт дистиляції–ОД у цій лекції, а об'єкт абсорбції – ОА у сьомій лекції.

Для УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів і абсорбції газів ВКС розроблений фрагмент схеми КІСК (рис.4).

Фільтрова рідина (29) з ЗФР (5.4) об'єкта фільтрування (5) насосами (на рис. 4 не показані) подається в напірний бак (3.1), з якого самопливом надходить в КХДС (3.2) – вертикальний апарат прямокутного перерізу 2,9 × 2,2 м (по фланцам), висотою 15,7 м, що складається з конденсаторної і холодильної частин.

Конденсаторна частина складається з чотирьох окремих корпусів (царг), холодильна – з двох. У кожному корпусі (царзі) встановлені по три секції. Перетікання рідини з верхніх секцій в нижні здійснюється за допомогою зовнішніх штуцерів. Парагазова суміш надходить через штуцер і переходить з конденсаторної частини в холодильну через патрубки. Фільтрова рідина (29) надходить в конденсаторну верхню частину кожної царги, виходить з її нижньої частини і переходить в наступну царгу.

Діоксид вуглецю (10), що виділяється з рідини, по спеціальним комунікаціям відводиться з верхньої частини кожної царги і направляється в холодильну частину КХДС (3.2) для охолодження водою (1.1.1) (1.1.2 на виході), після якої через загальний колектор парагазової суміші (2; 10; 11), направляється на об'єкт абсорбції (2).

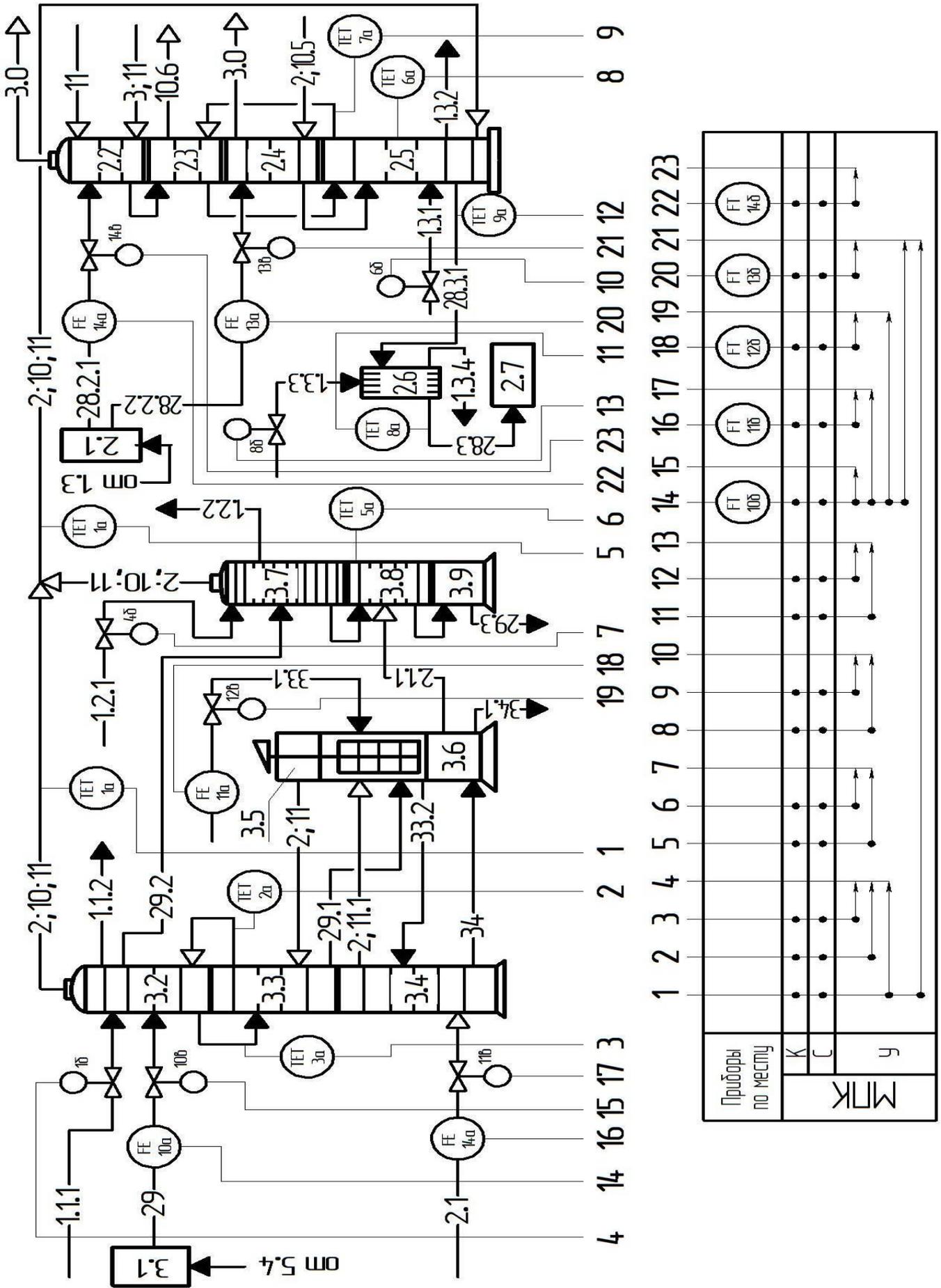


Рисунок 4— Фрагмент схеми КІСК УО дистиляції та абсорбції

Рідина після КХДС (3.2), нагріта до 70 –78 °С, надходить в верхню царгу ТДС (3.3) – вертикальний апарат, висотою 15 м і діаметром 3,2 м, що складається з 14 чавунних царг, між якими встановлені контактні елементи . У ТДС (3.3) відбувається розкладання карбонатів амонію, що містяться в рідині, а діоксид вуглецю (10), що утворюється, практично повністю відганяється. З ТДС (3.3) потік рідини (29.1), нагрітий до 95–98 °С, направляється в ЗМ (3.5) – вертикальний сталевий резервуар (реактор), діаметром 3,2 м і висотою 10,7 м, забезпечений рамною мішалкою. Верхня, не заповнена рідиною, частина ЗМ (3.5) служить сепаратором бризок, що надходять з парогазової сумішшю з ДС (3.4). Сюди ж при 90 °С надходить вапняна суспензія (33.1) з об'єкта гашення вапна (8). Перебування суспензії (33.1) в ЗМ (3.5) протягом 40–60 хвилин забезпечує кристалізацію гіпсу і дозволяє збільшити пробіг ДС (3.4) між чистками.

З нижньої частини ЗМ (3.5) суспензія (33.2) надходить у верхню частину ДС (3.4) – вертикальний апарат з внутрішнім діаметром 3,0 м і висотою 21,7 м, що складається з 22 чавунних царг. Пара (2.1) під тиском надходить в ДС (3.4) через колокол, до якого кріпиться спеціальний відбійник для захисту отворів виведення суспензії дистиляції (34) від прямого попадання пари. Парагазові суміші (2; 11.1 і 2; 11) в об'єкті дистиляції рухаються протитечією по відношенню до рідини, при цьому парагазова суміш (2; 11.1), що містить аміак, з верхньої царги ДС (3.4) надходить в сепараційний простір ЗМ (3.5), з якого спрямовується в нижню царгу ТДС (3.3), і далі в КХДС (3.2).

Суспензія (33.2) з ЗМ (3.5) надходить в ДС (3.4) і рухається в ньому зверху поступово втрачаючи аміак (11) в результаті контактування з паргазової сумішшю, що піднімається вгору. Остаточна регенерація аміаку (11) здійснюється парою (2.1) в ДС (3.4), з якого суспензія дистиляції (34) при температурі 108–115 ° С надходить в ВП (3.6), а з них суспензія (34.1) направляється у відстійники (на рис. 4 не показані).

Пара (2.1.2) після ВП (3.6) (за рахунок випаровування рідин при

зниженні тиску) під тиском надходить в апарати (3.8 і 3.9) дистиляції слабкої рідини. Слабка рідина (29.2), що виділяється в холодильній частини КХДС (3.2), подається в конденсаторну частину КХДСР (3.7) – вертикальний апарат прямокутного перетину $2,37 \times 3,03$ м, висотою 6,9 м, складається з 3 окремих корпусів. За конструкцією і принципом дії КХДСР (3.7) аналогічний КХДС (3.2). Відрізняється він лише тим, що слабка рідина холодильної та конденсаторної частин апарату, змішуючись при температурі 73–77 °С, надходять у верхню царгу ДСР (3.8) – вертикальний апарат, з внутрішнім діаметром 2 м і висотою 15,7 м, складається з 15 царг, в ньому відбувається дистиляція аміаку (11) і діоксиду вуглецю (10) із слабкої рідини парою (2.1.2). Парагазова суміш (2; 10; 11), що пройшла ДСР (3.8), а потім КХДСР (3.7), в холодильну частину якого для її охолодження подається вода (1.2.1) (1.2.2 на виході), при 58–60 °С з направляється на об'єкт абсорбції (2), з'єднуючись з такою ж сумішшю з КХДС (3.2). Дегазована рідина після ДСР (3.8) збирається в ЗДР (3.9), звідки її направляють в ПГК (6.22) УО кальцинації (6) (на рис. 4 не показаний).

Провідним потоком [6] для УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів і абсорбції газів ВКС (2–3) є витрата фільтрової рідини (29) з напірного бака (3.1) цієї рідини в КХДС (3.2), так як за технологією ВКС цю витрату необхідно повністю переробити. Величина її встановлюється на значенні, що відповідає середній продуктивності ВКС. Витрати пари (2.1) в ДС (3.4), вапняної суспензії (33.1) в ЗМ (3.5) і очищеного розсолу (28.2.2) з напірного бака (2.1) розсолу в ПГКЛ-2 (2.4) є залежними і повинні приводитися у відповідність з величиною ведучого потоку за наявними математичними моделями або за пропорційно-інтегральним (ПІ) законом керування. Витрати води (1.1.1, 1.2.1, 1.3.1, 1.3.3) для забезпечення необхідних температурних режимів матеріальних потоків в апаратах КХДС (3.1), КХДСР (3.7), АБ (2.5) і пластинчастому холодильнику (2.6) необхідно стабілізувати по ПІ закону керування. Витрата очищеного розсолу (28.2.1) в ПВФЛ (2.2) з напірного бака (2.1) необхідно стабілізувати по ПІ закону

керування. Витрати парогазової суміші (2;10.5) з ПГКЛ-1(4.3) об'єкта карбонізації (4) в ПГКЛ-2 (2.4) і суміші повітря і аміаку (3;11) з об'єкта фільтрування (5) доцільно стабілізувати у відповідних об'єктах по ПІ закону керування. Провідними для апаратів (3.7–3.9) дистиляції слабких рідин є витрати слабких рідин (29.2) і аміачних конденсатів, так як за технологією ВКС їх необхідно повністю переробити.

З урахуванням вищевикладеного для розробки фрагменту схеми КІСУ об'єктом дистиляції (ОД) доцільно передбачити реалізацію нижченаведених завдань.

Для забезпечення регламентних значень температури парогазової суміші (2; 10; 11) в АБ (2.5) необхідно реалізувати автоматичні контроль температури зазначеної суміші після КХДС (3.2) і КХДСР (3.7) з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування цією температурою зміною витрати води (1.1.1) в холодильну частину КХДС (3.2) з корекцією за температурами: газу з ТДС (3.3) в КХДС (3.2) і рідини з КХДС (3.2) в ТДС (3.3), а також зміною витрати води (1.2.1) в холодильну частину КХДСР (3.7) з корекцією за температурою рідини у верхній частині ДСР (3.8).

Для забезпечення регламентного витрати фільтрової рідини (29) як провідного потоку УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів і абсорбції газів ВКС (2–3) з напірного бака (3.1) в КХДС (3.2) необхідно реалізувати автоматичні контроль цієї витрати з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування цією витратою.

Для забезпечення необхідного значення витрати пари (2.1) в ДС (3.4), відповідного витраті ведучого потоку фільтрової рідини (29), необхідно реалізувати автоматичні контроль цієї витрати з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування витратою цього пара з корекцією по витраті

Для забезпечення необхідного значення витрати вапняної суспензії (33.1) в СМ (3.5), відповідної витраті ведучого потоку фільтрової рідини (29), необхідно реалізувати автоматичні контроль цієї витрати з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування витратою цієї суспензії з корекцією

по витраті фільтрової рідини (29).

Для фрагменту схеми КІСУ об'єктом дистиляції необхідно виконати наступні функції:

- автоматичний контроль температури парогазової суміші (2; 10; 11) з КХДС (3.2) в АБ (2.5), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування температурою цієї суміші зміною витрати води (1.1. 1) в холодильну частина КХДС (3.2) з корекцією за температурою газу з ТДС (3.3) в КХДС (3.2) і рідини з КХДС (3.2) в ТДС (3.3);

- автоматичний контроль температури парогазової суміші (2; 10; 11) з КХДСР (3.7) в АБ (2.5), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування цією температурою зміною витрати води (1.2. 1) в холодильну частину КХДСР (3.7) з корекцією по температурі рідини у верхній частині ДСР (3.8);

- автоматичний контроль витрати фільтрової рідини (29) з напірного бака (3.1) в КХДС (3.2), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування зміною витрати фільтрової рідини (29) як провідного потоку УО дистиляції ;.

- автоматичний контроль витрати пари (2.1) в ДС (3.4), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування зміною витрати пари (2.1) з корекцією за витратою фільтрової рідини (29) як провідного потоку УО дистиляції;

- автоматичний контроль витрати вапняної суспензії (33.1) в ЗМ (3.5), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на витрату цієї суспензії (33.1) з корекцією по витраті фільтрової рідини (29) як провідного потоку УО дистиляції;

Для реалізації розроблених функцій схеми КІСК доцільно застосовувати вибрані сучасні КВП і СА, в тому числі МПК (див. лекцію 4). Опис схем КІСУ умовним об'єктом дистиляції. Назви схем КІСК (тут і далі) включають основні елементи, їх позиції і типи КВП і СА (в тому числі МПК) в порядку, як зазначено функції.

1. КІСК регламентним значенням температури парагазової суміші як провідного потоку з КХДС в АБ зміною витрати води в холодильну частина КХДС з корекцією за температурою газу з ТДС в КХДС і рідини з КХДС в ТДС:

ПП/ПрП– поз. 1-а; 2-а; 3-а – ОВЕН ДТС 045 100М;

МПК– ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 1-б – МЭО-1.

2. КІСК регламентним значенням температури парагазової суміші з КХДСР в АБ зміною витрати води в холодильну частина КХДСР з корекцією за температурою рідини у верхній частині ДСР:

ПП/ПрП – поз. 4-а; 5-а – ОВЕН ДТС 045 100М;

МПК– ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз.4-б – МЭО-1.

3. КІСК витратою фільтрової рідини з напірного бака в КХДС зміною витрати фільтрової рідини як провідного потоку УО дистиляції ВКС:

ПП– поз.10-а– ДК-0,6;

ПрП– поз. 10-б– САФІР 24ХХ;

МПК– ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 10-в– МЭО-1.

4. КІСК витратою пари в ДС зміною витрати цієї пари з корекцією за витратою фільтрової рідини як провідного потоку УО дистиляції ВКС:

ПП– поз. 10-а; 11-а –ДК-0,6;

ПрП– поз. 10-б; 11-б– САФІР 24ХХ;

МПК– ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 11-в– МЕО-1.

5. КІСК витратою вапняної суспензії в ЗМ зміною витрати цієї суспензії з корекцією за витратою фільтрової рідини як провідного потоку УО дистиляції ВКС:

ПП– поз. 10-а; 12-а– ДК-0,6;

ПрП– поз. 10-б; 12-б– САФІР 24ХХ;

МПК– ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 12-в –МЕО-1.

Висновки

Фрагмент схеми КІСК об'єктом дистиляції забезпечує повну регенерацію аміаку і діоксиду вуглецю з фільтрової рідини як провідного потоку умовного об'єкта дистиляції ВКС і формування неперервного матеріального потоку парагазової суміші з температурою 58–60 °С і вмістом аміаку 51–53% (мас.) і діоксиду вуглецю 26–28% (мас.); сприяє поглинанню очищеним розсолем аміаку і частково діоксиду вуглецю з усіх отриманих газових сумішей і отримання регламентної кількості амонізованого розсолу.

Лекція 7

Розробка схеми КІСК об'єктом насичення очищеного розсолу газами ВКС (об'єкт абсорбції–ОА).

Очищений розсіл (28.2) з ЗОР (1.3) УО (1) насосами (на рис. 4 не показані) подається в напірний бак (2.1), з якого самопливом надходить двома потоками в два апарати.

Перший потік (28.2.1) надходить в ППФЛ (2.2) – вертикальний ковпачковий апарат з барботажними контактними елементами і протитечією рідини і повітряної суміші, висотою 6,3 м і діаметром 2,8 м. до нього надходить близько 20% очищеного розсолу (28.2) і відбувається уловлювання аміаку з суміші повітря і аміаку (3; 11) об'єкта фільтрування (5), яка просмоктується вакуум-насосами (9.1,9.2) УО компресорів (9) (на рис. 4 не показані), і в атмосферу виділяється практично чисте повітря (3.0). При необхідності в ППФЛ (2.2) подають аміак (11).

Другий потік (28.2.2) надходить в ПГКЛ-2 (2.4) – вертикальний ковпачковий апарат з барботажними контактними елементами і протитечією рідини і газу, висотою 7,1 м і діаметром 2,8 м. У нього надходить близько 80% очищеного розсолу, що подається (28.2) і відбувається поглинання діоксиду вуглецю з парагазової суміші (2; 10.5), що надходить під тиском з ПГКЛ-1 (4.3) об'єкта карбонізації (4), а через сепаратор (на рис. 4 не показані) практично чисте повітря (3.0) викидається в атмосферу. Прямий титр рідини на виході ПГКЛ-2 (2.4) 15–21 н.д., а зміст хлорид-іонів 102–104 н.д.

Рідина з ППФЛ (2.2) перетікає по сифонам, що утворюють гідравлічні затвори, в ПГАБ (2.3) – висотою 6 м і діаметром 2,8 м. За конструкцією він однаковий з ППФЛ (2.2). Через ПГАБ (2.3) вакуум-насосами (9.1,9.2) УО компресорів (9), просмоктуються газові суміші, що надходять з АБ (2.5), при цьому аміак (11) абсорбується, а діоксид вуглецю (10.6) подається в ПГК

(6.22) УО кальцинації (6) (вакуум-насоси та ПГК на рис. 4 не показані). Рідина на виході ПГАБ (2.3) має прямий титр ~ 8 н.д.

Рідини з ПГАБ (2.3) і ПГКЛ-2 (2.4) надходять в АБ (2.5) – вертикальний протитечійний апарат, осначений розподільчим пристроєм, протитечійними гратчастими і трубно-гратчастими, а також перерозподільними тарілками, висотою 19,8 м і діаметром 2,8 м. Він складається з 20 окремих царг, в яких встановлені протитечійні трубно-гратчасті і протиточні гратчасті тарілки. Верхня частина АБ (2.5) забезпечена чотирма протитечійними гратчастими тарілками і однією розподільчою тарілкою, призначеною для рівномірного розподілу рідини, що надходить зверху по всьому перетину апарату. Слабо амонізований розсіл нагрівається до температури, близької до 60 °С, що дозволяє в нижній частині АБ (2.5) відводити тепло більш ефективно. Тому нижня частина АБ (2.5) обладнана 12 восьмиходовими протиточними трубно-гратчастими тарілками, трьома перерозподільними гратчастими протиточними тарілками, призначеними для перерозподілу потоку рідини, що стікає. Теплообмінні секції встановлені горизонтально в бічних фланцевих роз'ємах царг перпендикулярно поздовжньої осі апарату. Рідини, що надійшли в АБ (2.5), насичуються аміаком і діоксидом вуглецю з парагазової суміші (2; 10; 11) об'єкта дистиляції (3), тому нагріваються до температури понад 68 °С, гази же після нього подаються в нижню частину ПГАБ (2.3). У нижню частину АБ (2.5) по трубках надходить вода (1.3.1) для відведення тепла, що виділяється (1.3.2 – на виході), в результаті чого температура амонізованого розсолу (28.3.1) на виході АБ (2.5) знижується до 60–65 °С. Подальше охолодження цього розсолу відбувається охолоджуючою водою (1.3.3) в пластинчастому холодильнику (2.6) (1.3.4 – на виході), після якого амонізований розсіл (28.3) з температурою 28–32 °С, прямим титром 100–106 н.д. і змістом хлорид-іонів не менше 89 н.д., направляється в ЗАР (2.7). Слід зазначити, що розглянуті апарати, за винятком ПГКЛ-2 (2.4), працюють в умовах вакууму. При цьому виключаються проскоки аміаку (11) через нещільності апаратів та

трубопроводів в робоче приміщення.

З урахуванням вищевказаного для розробки фрагменту схеми КІСУ об'єктом насичення очищеного розсолу газами ВКС (об'єкт абсорбції–ОА) доцільно передбачити реалізацію нижчевказаних задач.

Для забезпечення необхідного зниження температури амонізованого розсолу (28.3.1) в нижній частині АБ (2.5), необхідно реалізувати автоматичні контроль зазначеної температури з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування цією температурою зміною витрати води (1.3.1) в нижню частину АБ (2.5) з корекцією за температурою парагазової суміші з АБ (2.5) в ПГАБ (2.3).

Для забезпечення регламентного значення температури амонізованого розсолу (28.3) після пластинчастого холодильника (2.6), необхідно реалізувати автоматичні контроль цієї температури з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування цією температурою зміною витрати охолоджуючої води (1.3.3) з корекцією за температурою амонізованого розсолу (28.3.1) на виході з АБ (2.5).

Для забезпечення необхідного значення витрати очищеного розсолу (28.2.2) з напірного баку (2.1) в ПГКЛ-2 (2.4), відповідного витраті ведучого потоку фільтрової рідини (29), необхідно реалізувати автоматичні контроль цієї витрати з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування витратою цього розсолу з корекцією за витратою фільтрової рідини (29) і температурою парагазової суміші (2; 10; 11), що надходить в АБ (2.5).

Для забезпечення регламентного значення витрати очищеного розсолу (28.2.1) з напірного бака (2.1) в ППФЛ (1), необхідно реалізувати автоматичні контроль цієї витрати з розрахунком і видачею керуючих впливів на цю витрату.

Для фрагмента схеми КІСК об'єктом насичення очищеного розсолу газами ВКС (об'єкт абсорбції – ОА) необхідно виконати наступні функції:

- автоматичний контроль температури амонізованого розсолу (28.3.1) в

нижній частині АБ (2.5), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування цією температурою зміною витрати води (1.3.1) в нижню частину АБ (2.5) з корекцією за температурою парогазової суміші з АБ (2.5) в ПГАБ (2.3);

- автоматичний контроль температури амонізованого розсолу (28.3) на виході пластинчастого холодильника (2.6), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування цією температурою зміною витрати охолоджуючої води (1.3.3) в цей холодильник (2.6) з корекцією за температурою амонізованого розсолу (28.3.1) на виході з АБ (2.5);

- автоматичний контроль витрати очищеного розсолу (28.2.2) з напірного бака (2.1) в ПГКЛ-1 (2.4), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування зміною витрати цього розсолу (28.2. 2) з корекцією за витратою фільтрової рідини (29) як провідного потоку УО (2 – 3) і температурі парогазової суміші (2; 10; 11) з КХДС (3.2) в АБ 2.5);

- автоматичний контроль витрати очищеного розсолу (28.2.1) з напірного баку (2.1) в ППФЛ (2.2), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування зміною витрати цього розсолу (28.2.1).

Для реалізації розроблених функцій схеми КІСК доцільно застосовувати вибрані сучасні КВП і СА, в тому числі МПК (див. лекцію 4). Назви КІСК містять основні елементи, їх позиції і типи КВП і СА (в тому числі МПК) в порядку, як зазначено функції.

1. КІСК регламентним значенням температури амонізованого розсолу в нижній частині АБ зміною витрати води в нижню частину АБ з корекцією за температурою парогазової суміші з АБ в ПГАБ:

ПП/ПрП– поз. 6-а; 7-а –ОВЕН ДТС 045 100М;

МПК –ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 6-б– МЕО-1..

2. КІСК регламентним значенням температури амонізованого розсолу на виході пластинчастого холодильника зміною витрати охолоджуючої води в цей холодильник з корекцією по температурі амонізованого розсолу на виході з АБ:

ПП/ПрП– поз. 8-а; 9-а– ОВЕН ДТС 045 100М;

МПК– ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 8-б– МЕО-1.

3. КІСК витратою очищеного розсолу з напірного баку в ПГКЛ-2 зміною витрати цього розсолу з корекцією за витратою фільтрової рідини як провідного потоку УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів і абсорбції газів ПКС і температурі парогазової суміші, що надходить в АБ:

ПП/ПрП– поз. 1-а –ОВЕН ДТС 045 100М;

ПП– поз. 10-а; 13-а– ДК-0,6;

ПрП– поз. 10-б; 13-б– САФІР 24ХХ;

МПК– ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 13-в– МЕО-1.

4. КІСК витратою очищеного розсолу з напірного баку в ППФЛ зміною витрати цього розсолу:

ПП– поз. 14-а– ДК-0,6;

ПрП– поз. 14-б –САФІР 24ХХ;4

МПК– ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 14-в– МЕО-1.

Висновки

Фрагмент схеми КІСК насичення очищеного розсолу газами ВКС (об'єкт абсорбції–ОА) забезпечує абсорбцію газів ВКС; сприяє поглинанню очищеним розсолом аміаку і частково діоксиду вуглецю з усіх отриманих газових сумішей і отриманню регламентної кількості амонізованого розсолу, який поступає в умовний об'єкт карбонізації для насичення діоксидом

вуглецю і виділення вологого гідрокарбонату натрію з температурою 28–32 °С і вмістом прямого титру аміаку 100–106 н.д., хлорид-іонів не менше 89 н.д., що дозволяє зменшити витрати на 1 т кальцинованої соди амонізованого розсолу на 0,04 м³.

Тема 4

КІСК УО НАСИЧЕННЯ АМОНІЗОВАНОГО РОЗСОЛУ ДІОКСИДОМ ВУГЛЕЦЮ ВКС (ОБ'ЄКТ КАРБОНІЗАЦІЇ–ОК) ТА ВИДІЛЕННЯ ВОЛОГОГО ГІДРОКАРБОНАТУ НАТРІЮ (ОБ'ЄКТ ФІЛЬТРУВАННЯ–ОФ)

Лекція 8

Фізико-хімічні основи процесів УО насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю ВКС (об'єкт карбонізації–ОК) та виділення вологого гідрокарбонату натрію (об'єкт фільтрування–ОФ) з коротким описом технологічних процесів

В УО насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю і виділення вологого гідрокарбонату натрію (4–5) входять апарати двох об'єктів. Перший – об'єкт карбонізації (4) у складі: колона попередньої карбонізації (КЛПК) (4.1), холодильник передкарбонізованої рідини (ХПР) (4.2), перший промивач газу колон (ПГКЛ-1) (4.3), робочі карбонізаційні колони (робочі КЛ) (4.4), насос (5.5) з електродвигуном перекачування передкарбонізованої рідини з ПГКЛ-1 (4.3) через ХПР (4.2) в робочі КЛ (4.4), насос (4.6) з електродвигуном подачі амонізованого розсолу (28.3) в КЛПК (4.1). Другий – об'єкт фільтрування (5) в складі: барабаний вакуум-фільтр (ВФЛ) (5.1), напірний бак (5.2) промивної води (1.5), сепаратор (5.3) поділу суміші повітря, аміаку і рідини (3; 11; 29), збірник (ЗФР) (5.4) фільтрової рідини (29), загальна ємність (5.5) гідрокарбонатної суспензії (30), насос (5.6) з електродвигуном перекачки надлишку суспензії (30.1) з корита ВФЛ в ємність (5.5), насос (5.7) з електродвигуном подачі фільтрової рідини (29) з ЗФР (5.4) в напірний бак (3.1) УО (2–3).

Основним призначенням УО насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю і виділення вологого гідрокарбонату натрію (4–5) є насичення амонізованого розсолу (28.3) з УО (2–3) діоксидом вуглецю, в

результаті якого утворюється суспензія гідрокарбонату натрію (30) з вмістом для освітленої частини гідрокарбонатної суспензії загального аміаку 92–97 н.д., хлорид-іонів 95 н.д. і температурою 26–32 °С; виділення фільтруванням з цієї суспензії кристалів гідрокарбонату натрію – вологого гідрокарбонату натрію (31) з вологістю 13–18%, а також вмістом хлориду натрію не більше 0,4%, і загального аміаку не більше 0,8%; подачу фільтрової рідини (29) в УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів і абсорбції газів ВКС (2–3).

Процес, що протікає в об'єкті карбонізації (4), дуже складний. Отримавши на виході гідрокарбонатну суспензію, відповідну вищенаведеним даним, не можна однозначно визначити її якість, що визначається якістю продукту, що міститься в ній – гідрокарбонату натрію. Оцінку роботи робочої КЛ (4.4) дають по безрозмірному технічному критерію оптимальності, що враховує витрату гідрокарбонатної суспензії (30) з робочих КЛ (4.4), концентрацію пов'язаного аміаку в освітленій частини суспензії і вміст залишкової вологи в гідрокарбонаті натрію (31).

В результаті процесу карбонізації з розчину в осад випадає гідрокарбонат натрію, що утворюється за реакцією:



Ця реакція характеризує кінцевий результат взаємодії хлориду натрію і гідрокарбонату амонію. Насправді цей процес протікає набагато складніше, його механізм остаточно не з'ясований, а тому його ведуть ступенями. На першій ступені карбонізації велика частина діоксиду вуглецю зв'язується в карбонат амонію:

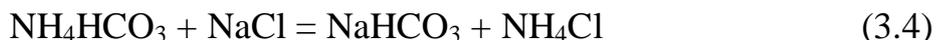


Який потім гідролізується:



з утворенням пересиченого за HCO_3^- розчину. Залежно від умов карбонізації пересичення може досягати 10–15 н.д. HCO_3^- . Потім, з

пересиченого розчину кристалізується гідрокарбонат натрію, що утворюється за реакцією:



Кристалізація гідрокарбонату натрію підпорядковується загальним закономірностям і залежить перш за все від температури, перенасичення і швидкості пересичення розчину. Слід зазначити, що наведена вище схема утворення NaHCO_3 умовна і відображає реальний стан лише в спрощеному вигляді. Процес насичення амонізованого розсолу (28.3) діоксидом вуглецю є екзотермічним (виділяється близько 1260 МДж на 1 т соди). Тепло реакції, що виділяється в кінцевій ступені процесу, необхідно відводити, щоб забезпечити необхідні ступені карбонізації розчину і утилізації (використання) натрію. Швидкість кристалізації гідрокарбонату натрію при постійній температурі залежить від вмісту пов'язаного аміаку в рівноважному і метастабільних розчинах з урахуванням константи швидкості кристалізації. Різниця у вмісті пов'язаного аміаку в рівноважному і метастабільних розчинах дорівнює пересиченому розчину за гідрокарбонатом натрію в даний момент. Ступінь карбонізації розчину залежить від вмісту діоксиду вуглецю в газі карбонізації (10.4). Чим вище середній вміст діоксиду вуглецю, тим вища продуктивність робочих КЛ (4.4) і тим менше обсяг газу, що проходить через ПГКЛ-1 (4.3), що, в свою чергу, знижує видування аміаку і зменшує витрату енергії на транспортування газу.

Показником, що характеризує перехід натрію з хлориду натрію у вологий гідрокарбонат натрію (31), служить ступінь утилізації натрію, яка представляє собою відношення кількості натрію, що міститься у вологому гідрокарбонаті натрію (31), до кількості натрію в хлориді натрію, що надходить з амонізованим розсолом (28.3) в КЛПК (4.1).

Згідно реакції (8.1) при випадінні кристалів гідрокарбонату натрію утворюється еквівалентна кількість хлориду амонію (пов'язаного аміаку). Тому кількість натрію, що осаджено, визначають за вмістом хлориду амонію

в освітленій частині гідрокарбонатної суспензії (31), що виходить з робочих КЛ (4.4). Ступінь утилізації натрію залежить від умов проведення процесу карбонізації (концентрації пов'язаного аміаку і іонів хлору в освітленій частині суспензії), вмісту початкових речовин в амонізованому розсолі (28.3) і, зазвичай, не перевищує 75%.

Температурний режим робочих КЛ (4.4) значно впливає на процес утворення кристалів гідрокарбонату натрію. Для отримання великих кристалів гідрокарбонату натрію правильної форми, які не забивають фільтруючу поверхню ВФЛ (5.1) і мало розчинні в процесі фільтрування, необхідно підтримувати порівняно високу температуру (60–72 °С) в зоні утворення і в початковий період росту кристалів. Частина робочих КЛ (4.4), де ступінь карбонізації досягає величини 110–120%, при якій в розчині починають утворюватися кристали гідрокарбонату натрію, називають зоною «зав'язки» кристалів. В процесі подальшого росту кристалів температура вже не робить істотного впливу на їх розмір. Тому з метою підвищення ступені утилізації натрію суспензію в процесі подальшої карбонізації рівномірно охолоджують до 26–32 °С. Для цього в нижній частині робочих КЛ (4.4) розташовують холодильні царги.

Процес кристалізації починається з утворення зародків у вигляді дрібних кристаликів гідрокарбонату натрію, з яких, при підтримці нормального технологічного режиму, утворюються кристали у формі коротких циліндрів – «бочок». При погіршенні процесу кристалізації утворюються кристали, що мають форму довгих циліндрів і схильні до утворення зростків – «снопів». У цьому випадку виділяється велика кількість дрібниць у вигляді голчастих кристалів, які при фільтруванні ущільнюються і утримують в утворених дрібних чарунках багато вологи, що утворилися, що призводить до збільшення вмісту залишкової вологи в гідрокарбонаті натрію і погіршення його гранулометричного складу.

В об'єкті фільтрування (5) потік суспензії гідрокарбонату натрію (30) повинен подолати гідравлічний опір фільтрувальної перегородки з спеціальної тканини на ВФЛ (5.1). Розміри пір фільтрувальної перегородки істотні тільки в початковій стадії процесу. Надалі на фільтруючій перегородці утворюється шар гідрокарбонату натрію, який служить додатковою фільтруючою перегородкою для рідини. При проведенні процесу фільтрування неминучі втрати гідрокарбонату натрію через його часткове розчинення в промивній воді і проникнення у вигляді дрібних кристалів через фільтруючу тканину перегородки, а також в результаті часткового протікання зворотної реакції:



Втрати при фільтруванні зростають при збільшенні температури промивної води вище 45 °С і її кількості.

Провідним потоком [6] для об'єкта карбонізації (4) встановлено витрату діоксиду вуглецю (10.8) з УО (7–8), тому для розробки КІСУ УО (4–5) прийнято також витрата діоксиду вуглецю (10.8) зазначеного об'єкта з урахуванням витрат діоксиду вуглецю (10.7) з УО (6). Величина цих витрат повинна бути обрана за значенням, що забезпечує необхідну продуктивність всіх об'єктів виробництва і ВКС в цілому. При цьому витрату гідрокарбонатної суспензії (30) необхідно стабілізувати за сумарною витратою діоксиду вуглецю (гази першого (10.1) і другого (10.2) введів), що подається в робочі КЛ (4.4). Витрата амонізованого розсолу (28.3) є провідним для КЛПК (4.1), тому витрату діоксиду вуглецю (10.3) в КЛПК (4.1) необхідно стабілізувати по витраті амонізованого розсолу (28.3) і тиску діоксиду вуглецю (10.3) в КЛПК (4.1).

Лекція 9

Розробка схеми КІСК насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю ВКС (об'єкт карбонізації–ОК)

У зв'язку з тим, що у лекції 8 розглянуті фізико-хімічні основи процесів умовного об'єкта (УО) насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю ВКС (об'єкт карбонізації–ОК) та виділення вологого гідрокарбонату натрію (об'єкт фільтрування–ОФ), розроблено один фрагмент схеми КІСУ цим УО (рис. 5.). Цей фрагмент опишемо в двох лекціях: об'єкт карбонізації – ОК у цій лекції, а об'єкт фільтрування – ОФ у десятій лекції.

Перший об'єкт УО (4–5) – об'єкт карбонізації (4) комплектується серіями, причому продуктивність кожної серії дорівнює продуктивності абсорбційної колони УО (2–3). Найбільшого поширення набули серії, що складаються з п'яти КЛ (4.4), ПГКЛ-1 (4.3), ХПР (4.2), насоса (4.5) з електродвигуном перекачування рідини з ПГКЛ-1 (4.3) в ХПЖ (4.2) і далі в робочі КЛ (4.4) і насоса (4.6) подачі амонізованого розсолу (28.3) на карбонізацію (4). З п'яти КЛ – три працюють по 48 годин в якості робочих КЛ (4.4), одна – 16 годин – КЛПК (4.1), а одна – в резерві або ремонті. ХПР (4.2) – діаметром 3 м, висотою 5,3 м; ПГКЛ-1 (4.3) – діаметром 2,8 м і висотою 20,55 м. Робоча КЛ (4.4) включає дві зони: абсорбційну з 19 царг і діаметром 3 м та холодильну з 8 царг і діаметром 2,78 м, загальна висота КЛ 28 м. Періодично кожну з робочих КЛ (4.4) ставлять на промивку, тоді вона виконує функції КЛПК (4.1). Амонізований розсіл (28.3) (частково насичений в УО (2-3) діоксидом вуглецю) з ЗАР (2.7) насосом (4.6) подається в верхню частину КЛПК (4.1), в нижню царгу якої надходить діоксид вуглецю (10.3), що містить 38 – 40% (об.) CO_2 (третя частина діоксиду вуглецю (10.8) з УО (7–8)) під тиском 0,25–0,3 МПа.

У КЛПК (4.1) одночасно здійснюються промивка від гідрокарбонату натрію, який осаджений на внутрішніх поверхнях апарату, і попередня карбонізація амонізованого розсолу (28.3). З КЛПК (4.1) передкарбонізована рідина, що містить 56–60 н.д. діоксиду вуглецю, при температурі 42–46 °С, направляється у верхню частину ПГКЛ-1 (4.3), в нижню частину якого надходять гази карбонізації (10.4) з КЛПК (4.1) і робочих КЛ (4.4) для уловлювання аміаку з цих газів. Основне призначення ПГКЛ-1 (4.3) – витяг діоксиду вуглецю з газу карбонізації (10.4), що сприяє зниженню видування NH_3 з КЛ (4.4). Парагазова суміш (2; 10.5) після ПГКЛ-1 (4.3) надходить в ПГКЛ-2 (2.4) УО (2-3) (на рис. 5 немає).

При проходженні рідини через ПГКЛ-1 (4.3) її температура підвищується на 5–8 ° С. Для охолодження рідини після ПГКЛ-1 (4.3) її насосом (4.5) з електродвигуном подають в ХПР (4.2), на який надходить охолоджуюча вода (1.4.1) (1.4.2 на виході). Після ХПР (4.2) рідина з вмістом CO_2 60–76 н.д. і температурою 43–45 °С, подається в абсорбційну (верхню) частину робочих КЛ (4.4) (на рис. 5 показана одна). У нижню холодильну царгу робочих КЛ (4.4) подається діоксид вуглецю (газ першого введення) (10.1) (на ВКС його називають змішаним – це газ, отриманий змішуванням діоксиду вуглецю (10.7) з УО (6) і з першою частиною діоксиду вуглецю (10.8) з УО (7-8)), що містить 70-80% CO_2 (об.) під тиском 0,3–0,32 Мпа.

У середню частину (низ абсорбційної частини) робочих КЛ (4.4) подається діоксид вуглецю (газ другого введення) (10.2) (друга частина діоксиду вуглецю (10.8) з УО (7-8)), що містить 31-40% (об.) CO_2 під тиском 0,18–0,22 Мпа. Така подача газів необхідна для поглинання CO_2 , щоб тиск його в газі карбонізації (10.4) був більше рівноважного тиску CO_2 над розчином. По мірі поглинання CO_2 , його тиск над розчином збільшується. Тому для збереження перепаду тисків в низ робочих КЛ (4.4), де рідина найбільш насичена CO_2 , і подають газ першого введення (10.1), а газ другого введення (10.2) надходить в ту зону робочих КЛ (4.4), де вміст CO_2 в газі, що йде знизу, наближається до змісту CO_2 в газі другого введення (10.2).

У процесі карбонізації суспензія нагрівається до 60 –72 °С за рахунок виділення тепла при протіканні хімічних реакцій. Для зниження розчинності гідрокарбонату і досягнення більш високої ступені утилізації натрію, гідрокарбонатну суспензію охолоджують в низу робочих КЛ (4.4). Для цієї мети подають охолоджуючу воду (1.4.3) (1.4.4 – на виході) в холодильні царги, що утворюють холодильну зону робочих КЛ (4.4). Продуктивність робочих КЛ (4.4) залежить від числа холодильних царг, по яких рухається вода.

З урахуванням вищевикладеного для розробки фрагменту схеми КІСК (об'єктом карбонізації ОК) доцільно передбачити реалізацію нижче наведених завдань.

Для забезпечення регламентного значення температури передкарбонізованої рідини з ПГКЛ-1 (4.3) але після ХПР (4.2), що надходить в робочі КЛ (4.4), доцільно реалізувати автоматичний контроль цієї температури з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування зазначеною температурою зміною витрати охолоджуючої води (1.4 .1) в ХПР (4.2 (на виході 1.4.2).

Для забезпечення регламентного значення температури гідрокарбонатної суспензії (30) з робочих КЛ (4.4), доцільно реалізувати автоматичний контроль цих температур з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування зазначеними температурами зміною витрат охолоджуючої води (1.4.3) в холодильні царги КЛ (4.4) (на виході 1.4.4), що утворюють холодильні зони (на прикладі однієї робочої КЛ).

Для забезпечення регламентного значення перепаду тиску газу всередині робочої КЛ (4.4) за величиною ведучого потоку – витраті діоксиду вуглецю (10.8) з УО (7-8), доцільно реалізувати автоматичний контроль в загальних колекторах тисків газів першого (10.1) і другого (10.2) введів з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну витрат зазначених газів в кожену робочу КЛ (4.4) з корекцією за витратами зазначених газів (на прикладі однієї КЛ).

Для забезпечення регламентного значення витрати діоксиду вуглецю (10.3) в КЛПК (4.1), доцільно реалізувати його витрату у відповідність з витратою амонізованого розсолу (28.3), як провідного потоку для КЛПК (4.1), з корекцією за тиском діоксиду вуглецю (10.3) в КЛПК (4.1).

Для фрагменту схеми КІСК УО карбонізації необхідно виконати наступні функції:

- автоматичний контроль температури передкарбонізованої рідини з ПГКЛ-1 (4.3) після ХПР (4.2), що надходить в робочі КЛ (4.4), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування зазначеною температурою зміною витрати охолоджуючої води (1.4.1) в ХПР (4.2) (на прикладі однієї робочої КЛ);
- автоматичний контроль температури гідрокарбонатної суспензії (30) з робочих КЛ (4.4), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування зазначеною температурою зміною витрати охолоджуючої води (1.4.3) (на виході 1.4.4) в холодильні царги, що утворюють холодильні зони робочих КЛ (4.4) (на прикладі однієї робочої КЛ);
- автоматичний контроль тисків в загальних колекторах газів першого (10.1) і другого (10.2) введів для забезпечення заданого перепаду тиску газу всередині КЛ (4.4), технологічна сигналізація в разі виходу їх за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування витратами зазначених газів в кожну КЛ (4.4) з корекцією за тисками і витратами зазначених газів (на прикладі однієї робочої КЛ);
- автоматичний контроль тиску діоксиду вуглецю (10.3) і витрати амонізованого розсолу (28.3), як провідного потоку, в КЛПК (4.1), технологічна сигналізація в разі виходу їх за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування витратою діоксиду вуглецю (10.3) з корекцією за вказаним тиском (10.3) і витратою амонізованого розсолу (28.3);

- автоматичний контроль витратою амонізованого розсолу (28.3), як провідного потоку в КЛПК (4.1), технологічна сигналізація в разі виходу його за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на стабілізацію цієї витрати зміною числа обертів електродвигуна насоса (4.6) подачі розсолу (28.3).

Для реалізації розроблених функцій схеми КІСК доцільно використовувати обрані сучасні КВП та ЗА, в тому числі МПК(див. лекцію 4)

Опис назв КІСК умовним об'єктом насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю (об'єкт карбонізації).

1.КІСК регламентним значенням температури передкарбонізованої рідини з ПГКЛ-1 після ХПР, що надходить в робочі КЛ, зміною витрати води в цей ХПР:

ПП/ПрП– поз. 1-а– ОВЕН ДТС 045 100М;

МПК– ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 1-б – МЕО-1.

2. КІСК регламентним значенням температури гідрокарбонатної суспензії з робочих КЛ, зміною витрати охолоджуючої води в холодильні царги, що утворюють холодильні зони робочих КЛ (на прикладі однієї робочої КЛ):

ПП/ПрП– поз. 2-а– ОВЕН ДТС 045 100М;

МПК– ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз.2-б – МЕО-1.

3. КІСК регламентним значенням перепаду тиску газу всередині робочої КЛ зміною витрат газів першого і другого введів в кожену робочу КЛ з корекцією за тисками і витратами газів в колекторах зазначених газів (на прикладі однієї робочої КЛ):

ПрП – поз. 4-а, 5-а – САФІР 22ХХ;

ПП – поз. 8-а, 9-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 8-б, 9-б – САФІР 24ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 4-б, 5-б – МЕО-1.

4. КІСК витратою діоксиду вуглецю в КЛПК (4.1) з корекцією за тиском цього діоксиду вуглецю і витраті амонізованого розсолу, як провідного потоку, в КЛПК:

ПрП – поз. 6-а – САФІР 22ХХ;

ПП – поз. 11-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 11-б – САФІР 24ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 6-б – МЕО-1.

5. КІСК витратою амонізованого розсолу, як провідного потоку в КЛПК, зміною числа обертів електродвигуна насоса подачі амонізованого розсолу:

ПП – поз. 11-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 11-б – САФІР 24ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 11-в – у комплекті з реле НТ-хх44.ZD3.

Висновки

Розроблений фрагмент схеми КІСК умовним об'єктом насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю (об'єкт карбонізації –ОК) забезпечує: насичення амонізованого розсолу з УО регенерації аміаку діоксиду вуглецю з розчинів і абсорбції газів ВКС діоксидом вуглецю як провідного потоку з УО отримання діоксиду вуглецю, вапна і вапняної суспензії, в результаті якого утворюється суспензія гідрокарбонату натрію з вмістом для освітленої частини гідрокарбонатної суспензії загального аміаку 92-97 н.д. . і температурою 26–32 °С.

ЛЕКЦІЯ 10

Розробка схеми КІСК об'єктом виділення вологого гідрокарбонату натрію ВКС (об'єкт фільтрування–ОФ)

Гідрокарбонатна суспензія (30) самопливом від кожної робочої КЛ (4.4) надходить на об'єкт фільтрування (5) в загальну ємність (5.5), яка являє собою закритий трубопровід великого діаметру. Далі вона по загальному трубопроводу надходить в корита вакуум-фільтрів (ВФЛ) (5.1), кількість яких, як правило, відповідає кількості робочих КЛ (4.4). На ВФЛ (5.1) за допомогою фільтрувальної перегородки відбувається поділ гідрокарбонатної суспензії (30). Осад вологого гідрокарбонату натрію (31) зрізається спеціальним ножем з барабана ВФЛ (5.1) і по жолобу надходить на стрічковий транспортер (6.10) УО (6). Суміш повітря, рідини і аміаку (3; 1; 11), що пройшла через фільтруючу перегородку, надходить в сепаратор (5.3), де розділяється. Фільтрова рідина (29) з сепаратора (5.3) надходить через колектор в ЗФР (5.4), з якого вона (29) насосом (5.7) з електродвигуном подається в напірний бак (3.1) УО (2-3). Суміш повітря і аміаку (3; 11) з сепаратора (5.3) надходить в загальний колектор, після якого вакуум-насосами (9.1,9.2) УО компресорного (9) відсмоктується через ППФЛ (2.2) УО (2-3) (на рис. 5 не показані). Для промивання осаду гідрокарбонату натрію (31) на ВФЛ (5.1) подається промивна вода (1.5) необхідної температури з напірного бака промивної води (5.2), який постійно наповнюють цією водою. Для регенерації фільтруючої тканини всіх ВФЛ (5.1) за допомогою повітродувки (на рис. 3 не показана) подається стиснене повітря (3.1). З метою підтримки необхідної продуктивності ВФЛ (5.1) необхідно за III законом управляти зміною витрати гідрокарбонатної суспензії (30). Можливий надлишок суспензії (30.1) насосом (5.6) з електродвигуном перекачують в загальну ємність (5.5) при необхідності. Особливу увагу в процесі фільтрування звертають на зниження вологи в отриманому вологому

гідрокарбонаті натрію (31), який транспортером (6.10) подається в УО (6). Залежність виходу соди, кількості вологи, що випаровується і витрати тепла в УО (6) від вмісту вологи у вологому гідрокарбонаті натрію (31) приведена в табл. 1.

Таблиця 1. Залежність виходу соди, кількості вологи, що випаровується і витрати тепла в УО від вмісту вологи у вологому гідрокарбонаті натрію

Зміст вологи у вологому гідрокарбонат натрію, %	Кількість вологи, що видаляється, кг на 100 кг готової соди	Відносний витрата тепла для випаровування води на стадії кальцинації, %	Вихід соди * - на 100 кг вологого бікарбонату натрію, кг
22,23	45	139,7	49
20,75	41,3	126,1	50
19,16	37,5	114,7	51
17,58	33,8	100	52
15,99	30,2	91,7	53
14,31	26,5	80,3	54

* Теоретично з 100 кг вологого гідрокарбонату натрію максимальний вихід готової соди 63 кг.

Основним апаратом об'єкта фільтрування (5) є барабанний ВФЛ (5.1) неперервної дії, наприклад, типу БС 5,6/1,8/1, який набув широкого застосування в ВКС, де: поверхня фільтрування – 5,6 м²; діаметр барабану – 1,8 м; ширина барабану – 1 м.

Барабан ВФЛ (5.1) розділений на 18 чарунок і забезпечений розподільчим пристроєм, кут занурення ВФЛ в суспензію 130 °. На поверхні барабану одночасно протікає ряд процесів. В залежності від процесу, що протікає, барабан можна умовно розділити на вісім зон:

- зона власне фільтрування: в умовах необхідного вакууму маточна рідина з гідрокарбонатної суспензії відсокується вакуум-насосами в барабан ВФЛ, а кристали гідкарбонату натрію, затримуючись на поверхні фільтруючої тканини, утворюючи вологий осад;

- зона попередньої сушки: в цей момент поверхня барабана знаходиться над суспензією і з вологого осаду гідкарбонату натрію всередину барабану

відсмоктується вакуум-насосами маточна рідина;

- зона промивання осаду: на поверхню барабану подається промивна вода, вона проходить крізь осад гідкарбонату натрію в барабан, витісняючи маточну рідину з міжкристаличного простору осаду;

- зона основний сушки: вакуум-насосами відсмоктується повітря, яке проходить через шар осаду гідкарбонату натрію і витісняє промивну воду з міжкристаличного простору осаду, знижуючи в ньому вміст вологи;

- закрыта зона: осад гідкарбонату натрію видаляється за допомогою ножа з поверхні барабану, при цьому запобігають підсосу повітря всередину барабану в проміжку між указаним ножом і зоною підсосу маточної рідини (підсос призводить до втрати вакууму в системі);

- зона підсосу маточної рідини: так звана «мокра» продувка тканини, яка здійснюється перед продувкою стисненим повітрям, що необхідно для збільшення терміну служби фільтрувальної тканини;

- зона продувки: повітродувкою подається стиснене повітря для регенерації фільтрувальної тканини в напрямку, протилежному руху газорідинної суміші, що надходить в барабан внаслідок вакууму. Стиснене повітря спочатку витісняє з ячейки через фільтрувальну тканину маточну рідину, яка надійшла з зони підсосу цієї рідини. Проходячи крізь фільтрувальну тканину, маточна рідина не тільки витісняє з її пір дрібні кристали гідкарбонату натрію, але і розчиняє їх, що прискорює процес регенерації цієї тканини. Після цього пори фільтрувальної тканини продуваються стисненим повітрям;

- перехідна зона: запобігає потраплянню стисненого повітря, що подається на продувку, в вакуумну порожнину.

За один поворот барабану ВФЛ відбувається повний цикл фільтрування, а кожна ячейка барабану проходить всі зони, при цьому частота обертання барабана ВФЛ 1–3 об./хв. Технологічний процес фільтрування гідрокарбонатної суспензії повинен забезпечувати неперервні

матеріальні потоки з наступними показниками:

Гідрокарбонат натрію:

вологість % 13–18;

фільтрова рідина:

вміст хлору, н.д. не менше 90;

промивна вода:

температура: °С 35–40;

загальний колектор ВФЛ:

вакуум, гПа 400–500;

стиснене повітря перед ВФЛ:

тиск, гПа 1100–1140.

Оскільки відсутній проміжний збірник для зберігання гідрокарбонатної суспензії (30) між об'єктами карбонізації (4) і фільтрування (5), а провідним потоком для об'єкта фільтрування (5) встановлено витрату гідрокарбонатної суспензії (30), тому продуктивність ВФЛ (5.1) необхідно стабілізувати за витратою гідрокарбонатної суспензії (30) на ВФЛ (5.1) з корекцією за витратою гідрокарбонатної суспензії (30) після КЛ (4.4) (на прикладі одного ВФЛ)

З урахуванням вищевикладеного для розробки фрагменту схеми КІСК об'єктом виділення вологого гідрокарбонату натрію (об'єкт фільтрування-ОФ), доцільна реалізація нижченаведених завдань.

Для забезпечення регламентного значення співвідношення витрат гідрокарбонатної суспензії (30) і промивної води (1.5) на ВФЛ (5.1), з метою реалізації повного циклу фільтрування і зниження вологи в отриманому вологому гідрокарбонаті натрію (31), необхідно реалізувати автоматичні контроль їх витрат з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування співвідношенням витрат гідрокарбонатної суспензії (30) і промивної води (1.5) на ВФЛ (5.1) зміною витрати промивної води (1.5) з корекцією за температурою цієї води (на прикладі одного ВФЛ).

Для забезпечення регламентного значення тиску стисненого повітря

(3.1) і повного виконання процесів зони продувки на барабані ВФЛ (5.1), необхідно реалізувати автоматичні контроль тиску цього повітря з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну витрати стисненого повітря (3.1) на ВФЛ (5.1) з корекцією за його витратою (на прикладі одного ВФЛ).

Для забезпечення регламентної продуктивності ВФЛ (5.1), необхідно реалізувати автоматичні контроль витрати гідрокарбонатної суспензії (30), як ведучого потоку на об'єкт фільтрування (5), технологічну сигналізацію при виході її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видачу керуючих впливів на зміну витрати цієї суспензії (30) з корекцією за витратою діоксиду вуглецю першого (10.1) та другого введів (10.2), що подаються в КЛ (4.4) (на прикладі однієї робочої КЛ).

Для забезпечення регламентної продуктивності ВФЛ (5.1), необхідно реалізувати автоматичні контроль витрати гідрокарбонатної суспензії (30) після загальної ємності (5.5) в карито ВФЛ (5.1) з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну цієї витрати з корекцією за витратою гідрокарбонатної суспензії (30) після КЛ (4.4) (на прикладі одного ВФЛ).

Для фрагменту схеми КІСК об'єктом виділення вологого гідрокарбонату натрію (об'єкт фільтрування – ОФ) необхідно реалізувати наступні функції:

- автоматичний контроль витрат гідрокарбонатної суспензії (30) і промивної води (1.5) на ВФЛ (5.1), технологічна сигналізація в разі виходу їх за норми регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування співвідношенням зазначених витрат з метою реалізації повного циклу фільтрування і зниження вологи в отриманому вологому гідрокарбонаті натрію (31) зміною витрати промивної води на ВФЛ (5.1) з корекцією за температурою цієї води (на прикладі одного ВФЛ);

- автоматичний контроль тиску стисненого повітря (3.1) в колекторі цього повітря на ВФЛ (5.1), технологічна сигналізація в разі виходу його за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на

зміну витрати стисненого повітря (3.1) на ВФЛ (5.1) з корекцією за його витратою (на прикладі одного ВФЛ);

- автоматичний контроль витрати гідрокарбонатної суспензії (30), як провідного потоку в об'єкт фільтрування (5), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну витрати цієї суспензії (30) з корекцією за витратою діоксиду вуглецю першого (10.1) і другого (10.2) введів, що подаються в КЛ (4.4) (на прикладі однієї робочої КЛ);

- автоматичний контроль витрати гідрокарбонатної суспензії (30) після загальної ємності (5.5) в корито ВФЛ (5.1), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування цією витратою для забезпечення заданої продуктивності ВФЛ (5.1) з корекцією за витратою гідрокарбонатної суспензії (30) після КЛ (4.4) (на прикладі одного ВФЛ).

Для реалізації розроблених функцій доцільно застосовувати вибрані сучасні КВП і СА, в тому числі МПК (див. лекцію 4)

Опис назв КІСК умовним об'єктом виділення вологого гідкарбонату натрію (об'єкт фільтрування).

1. КІСК регламентним значенням співвідношення витрат гідрокарбонатної суспензії після загальної ємності і промивної води на ВФЛ з метою реалізації повного циклу фільтрування і зниження вологи в отриманому вологому гідрокарбонаті натрію зміною витрати промивної води на ВФЛ з корекцією за температурою цієї води (на прикладі одного ВФЛ):

ПП/ПрП – поз. 3-а – ОВЕН ДТС 045 100М;

ПП – поз. 13-а, 14-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 13-б, 14-б – САФІР 24ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 3-б – МЕО-1.

2. КІСК регламентним значенням тиску стисненого повітря в колекторі цього повітря на ВФЛ зміною витрати стисненого повітря на ВФЛ з

корекцією за його витратою (на прикладі одного ВФЛ):

ПрП – поз. 7-а – САФІР 22ХХ;

ПП – поз. 12-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 12-б – САФІР 24ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 7-б – МЕО-1.

3. КІСК витратою гідрокарбонатної суспензії, як ведучого потоку на об'єкт фільтрування, зміною витрати цієї суспензії з корекцією за витратою діоксиду вуглецю першого і другого введів, що подаються в робочі КЛ (на прикладі однієї робочої КЛ):

ПП – поз. 8-а, 9-а, 10-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 8-б, 9-б, 10-б – САФІР 24ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 10-в – МЕО-1.

4. КІСК витратою гідрокарбонатної суспензії після загальної ємності в корито ВФЛ зміною цієї витрати для забезпечення заданої продуктивності ВФЛ з корекцією за витратою гідрокарбонатної суспензії після робочих КЛ (на прикладі одного ВФЛ):

ПП – поз. 10-а, 14-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 10-б, 14-б – САФІР 24ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 14-в – МЕО-1.

Висновки:

Розроблений фрагмент КІСК умовним об'єктом виділення вологого гідкарбонату натрію забезпечує: виділення фільтруванням з гідрокарбонатної суспензії вологого гідкарбонату натрію з вологістю 13 – 18%, вмістом хлориду натрію не більше 0,4% і загального аміаку не більше 0,8% і подачу його на об'єкт термічного розкладання; подачу фільтрової рідини – провідного потоку в УО регенерації аміаку діоксиду вуглецю з розчинів і абсорбції газів ВКС.

Питання для модульного контролю № 1 КІСК УО

1. Які енергетичні витрати (питомі витрати на 1 т кальцинованої соди): палива (кокс), пари, електроенергії, води?
2. Яка загальна сума затрат на 1 т кальцинованої соди умовними об'єктами виробництва (в %): дистиляції, абсорбції, карбонізації, кальцинації?
3. Наведіть короткі характеристики усіх основних умовних об'єктів ВКС.
4. Наведіть основну методику розробки схем комп'ютерно-інтегрованих систем керування (КІСК) об'єктами галузі адресним методом.
5. Які сучасні контрольно-вимірювальні прилади (КВП) та засоби автоматизації (ЗА) використовуються для контролю температури рідин, пари та газу?
6. Які сучасні КВП та ЗА використовуються для контролю тиску: надлишкового, абсолютного, різниці (перепаду), вакууметричного та гідростатичного?
7. Які сучасні КВП та ЗА використовуються для контролю витрати та рівня рідин?
8. Наведіть основне призначення умовного об'єкта регенерації аміаку та діоксиду вуглецю із розчинів (об'єкт дистиляції ВКС) і абсорбції газів ВКС (об'єкт абсорбції ВКС) та коротко фізико-хімічні основи процесів цих об'єктів.
9. Які апарати входять в колони об'єктів дистиляції та дистиляції слабких рідин?
10. Наведіть режими роботи дистилера (ДС) та при якій температурі ці режими розповсюджені.
11. Наведіть технічні характеристики ДС, теплообмінника дистиляції (ТДС) та конденсатора-холодильника дистиляції (КХДС).

12. Наведіть основне призначення об'єкта насичення очищеного розсолу аміаком та діоксидом вуглецю (об'єкт абсорбції) відділення абсорбції.

13. Запишіть реакцію утворення карбонату амонію в абсорбційній колоні та чому це необхідно?

14.. Які апарати входять в абсорбційну колону?

15. Наведіть технічні характеристики абсорбера (АБ) та промивачів: повітря фільтрів (ППФЛ), газу абсорбера (ПГАБ) та газу колон (ПГКЛ-2).

16. Що знаходиться в верхній та нижній частинах АБ та які апарати об'єкта абсорбції працюють під розрідженням і чому це потрібно?

17. Напишіть повну назву КІСК регламентним значенням температури парагазової суміші з КХДС на об'єкт абсорбції з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

18. Напишіть повну назву КІСК витратою пари в ДС із визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

19. Напишіть повну назву КІСК витратою фільтрової рідини в КХДС як ведучого потоку з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

20. Напишіть повну назву КІСК витратою вапняної суспензії в змішувач матеріальних потоків із визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

21. Напишіть повну назву КІСК регламентним значенням витрати очищеного розсолу в ПГКЛ-2 із визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

22. Напишіть повну назву КІСК витратою очищеного розсолу в ПВФЛ із визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

23. Напишіть повну назву КІСК регламентним значенням температури амонізованого розсолу на виході з АБ із визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

24. Напишіть повну назву КІСК регламентним значенням температури амонізованого розсолу на виході з пластинчатого холодильника з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

25. Чому процес насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю (об'єкт карбонізації) є основним процесом виробництва кальцинованої соди за аміачним способом?

26. Який склад неперервного матеріального потоку суспензії з гідрокарбонатом натрію, що надходить на об'єкт виділення вологого гідрокарбонату натрію (об'єкт фільтрування в н. д.) та її температура?

27. Скільки та які апарати об'єкта карбонізації входять у серію, продуктивність якої дорівнює продуктивності абсорбційної колони?

28. Наведіть технічні характеристики 1-го промивача газу колон (ПГКЛ-1) та карбонізаційної колони (КЛ) і скільки годин вона працює в режимі робочої колони (робоча КЛ)?

29. Чому робочі КЛ треба переводити в режим промивки, скільки годин знаходяться вони в цьому режимі та називаються колонами попередньої карбонізації (КЛПК), в які частини та які матеріальні потоки подаються в КЛПК і які процеси відбуваються при цьому?

30. В яку частину робочої КЛ подається діоксид вуглецю першого вводу, який називають змішаним, які потоки діоксиду вуглецю змішуються?

31. В яку частину робочої КЛ подається діоксид вуглецю другого вводу, який це потік діоксиду вуглецю? Навіщо необхідна наведена подача діоксидів вуглецю?

32. Наведіть основне призначення об'єкта виділення вологого гідрокарбонату натрію (об'єкта фільтрування) виробництва кальцинованої соди за аміачним способом (ВКС). Яка повинна бути вологість отриманого вологого гідрокарбонату натрію?

33. Наведіть технічну характеристику основного апарату об'єкта виділення вологого гідрокарбонату натрію – барабанного вакуум-фільтра неперервної дії (ВФЛ).

34. Які процеси відбуваються на поверхні ВФЛ в зонах: власно фільтрування, попередньої сушки, промивки осаду, основної сушки та закритій?

35. Які процеси відбуваються на поверхні ВФЛ в зонах: підсоу маточної рідини, продувки та перехідній? Яка частота обертання барабану ВФЛ?

36. За рахунок чого відбуваються втрати гідрокарбонату натрію при фільтруванні гідрокарбонатної суспензії? Яка температура промивної води повинна бути та чому, а також які процеси відбуваються в сепараторі та за рахунок чого?

37. Напишіть повну назву КІСК регламентним значенням температури рідини із ПГКЛ-1 через холодильник в робочі КЛ із визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК

38. Напишіть повну назву КІСК регламентним значенням температури гідрокарбонатної суспензії з робочих КЛ з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

39. Напишіть повну назву КІСК регламентним значенням перепаду тиску усередині робочих КЛ із визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

40. Напишіть повну назву КІСК витратою діоксиду вуглецю в КЛПК із визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

41. Напишіть повну назву КІСК регламентним значенням відбору (витрати) гідрокарбонатної суспензії, як ведучого потоку на об'єкт фільтрування з робочих КЛ з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

42. Напишіть повну назву КІСК регламентним значенням співвідношення витрат гідрокарбонатної суспензії та промивної води на ВФЛ із метою реалізації повного циклу фільтрування з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

43. Напишіть повну назву КІСК регламентним значенням тиску стисненого повітря в загальному колекторі цього повітря та повного виконання процесу продувки на барабані ВФЛ із визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

44. Напишіть повну назву КІСУ витратою гідрокарбонатної суспензії в корито ВФЛ для забезпечення регламентної продуктивності ВФЛ з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

Тема 5

КІСК УО ВИДІЛЕННЯ ВОЛОГОГО ГІДРОКАРБОНАТУ НАТРІЮ (ОБ'ЄКТ ФІЛЬТРУВАННЯ–ОФ) ТА ЙОГО ТЕРМІЧНОГО РОЗКЛАДАННЯ (ОБ'ЄКТ ТЕРМІЧНОГО РОЗКЛАДАННЯ–ОТР)

Лекція 11

Фізико-хімічні основи процесів керування УО виділення вологого гідрокарбонату натрію (об'єкт фільтрування–ОФ) та його термічного розкладання (об'єкт–ОТР)

У ВКС є основні об'єкти, продуктивність яких повинна строго відповідати один одному через відсутність проміжних збірників між ними. Так, в розглянутих: УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів і абсорбції газів ВКС (лекції 5–7) продуктивності об'єктів дистиляції і абсорбції відповідають за потоком парагазової суміші (2; 10; 11); УО насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю і виділення вологого гідкарбонату натрію (лекції 8–10) продуктивності об'єктів карбонізації і фільтрування відповідають за потоком гідрокарбонатної суспензії (30). Так саме для УО виділення вологого гідкарбонату натрію і його термічного розкладання продуктивності об'єктів фільтрування і кальцинації відповідає за потоком вологого гідкарбонату натрію (31) [1, 2, 6].

Основним призначенням УО виділення вологого гідкарбонату натрію і його термічного розкладання є: виділення фільтруванням з гідрокарбонатної суспензії кристалів вологого гідкарбонату натрію (31) з вологістю 13–18%, вмістом хлориду натрію не більше 0,4% і загального аміаку не більше 0,8%; подачу фільтрової рідини (29) в УО (2–3); отримання кальцинованої соди (32) при термічному розкладанні вологого гідкарбонату натрію з вмістом карбонату натрію 99,2%, насипною щільністю 0,5–0,55 т/м³ і температурою 160–200 °С, а також подачу діоксиду вуглецю (10.7) на об'єкт карбонізації (4).

В УО виділення вологого гідкарбонату натрію і його термічного розкладання входять основні апарати двох об'єктів.

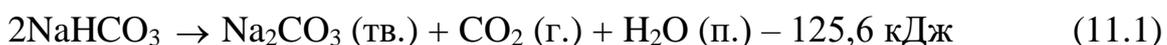
Перший – об'єкт фільтрування (5) в складі: барабанний вакуум-фільтр ВФЛ (5.1), напірний бак (5.2) промивної води (1.5), сепаратор (5.3) поділу суміші повітря, аміаку і рідини (3; 11; 29), ВФР (5.4) фільтрової рідини (29), загальна ємність (5.5) гідрокарбонатної суспензії (30), насос (6) з електродвигуном перекачування надлишку суспензії (30) в загальну ємність (5.5) і насос (5.7) з електродвигуном перекачування фільтрової рідини (29) з ВФР (5.4) в УО (2 – 3).

Другий – об'єкт кальцинації (6) в складі основних апаратів: паравий кальцинатор, який обертається (ПК) (6.1), холодильник газу кальцинації (ХГК) (6.20), промивач газу кальцинації ПГК (6.22) для отримання діоксиду вуглецю (10.7) для УО (4 5), а також установка (6.26) приготування содового розчину (32.1) для УО (1).

Оскільки фізико-хімічні основи процесу виділення вологого гідкарбонату натрію в об'єкті фільтрування (5) описані в попередній лекції, розглянемо тільки фізико-хімічні основи процесу його термічного розкладання в об'єкті кальцинації (6).

Вологий гідрокарбонат натрію (31) з об'єкте фільтрування (5) надходить на об'єкт кальцинації (6), де в процесі його термічного розкладання утворюється сода кальцинована (32) і діоксид вуглецю (10.7).

Сухий же гідрокарбонат натрію (NaHCO_3) при нагріванні розкладається за реакцією:



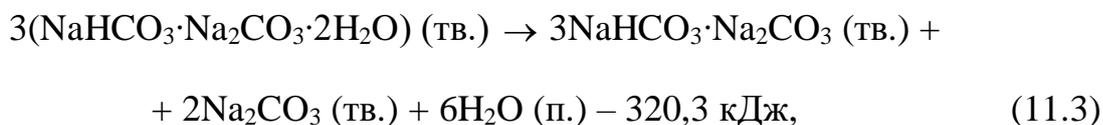
Розкладання при сумарному тиску (CO_2 (газ) + H_2O (пара)), що дорівнює 100 кПа, протікає при температурі 120 °С. За правилом фаз ця система має одну ступінь свободи, тому рівноважний тиск парової фази залежить від температури. З підвищенням температури рівновага зсувається вправо, а швидкість реакції зростає. У практичних умовах процес термічного розкладання гідкарбонату натрію ускладнюється наявністю домішок і

великої кількості вологи.

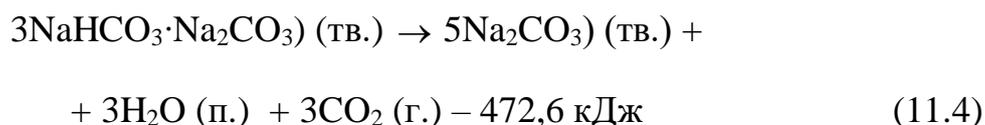
Наявність вологи у вологому гідрокарбонаті натрію ускладнює апаратне оформлення, оскільки вологий гідрокарбонат натрію малосипкий, комкується і налипає на внутрішні стінки апарату. Останнє пояснюється тим, що волога, яка представляє собою насичений розчин NaHCO_3 , при контакті з гарячою поверхнею, інтенсивно випаровується. Виділяється тверда фаза, що кристалізується та утворює кірку, яка щільно прилипає до поверхні. Твердий шар соди має низьку теплопровідність і тому погіршує теплопередачу. Для боротьби з цим явищем вологий гідрокарбонат натрію змішують з гарячою содою (ретуром), в результаті чого утворюється нова тверда фаза – трона ($\text{NaHCO}_3 \cdot \text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$). Вільна волога зв'язується в кристалізаційну, а продукт стає сипучим:



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



а потім при температурі 127°C відбувається розкладання подвійної солі:



Остання реакція є найбільш повільна, що лімітує процес кальцинації в цілому.

Лекція 12

Розробка схеми КІСК об'єктом термічного розкладання (ОТР) гідрокарбонату натрію ВКС

У зв'язку з тим, що у лекції 10 розглянутий фрагмент схеми КІСК ОФ (рис. 5), в цій лекції опишемо фрагмент схеми КІСК ОТР гідрокарбонату натрію ВКС (рис. 6). З урахуванням вищевикладеного для отримання соди (32) високої якості при мінімальних витратах пари і максимальній продуктивності ПК (6.1), необхідно реалізувати автоматичні контроль витрат вологого гідкарбонату натрію (31) як провідного потоку і ретурной соди (32.3) в живильний змішувач (6.2) з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування співвідношенням зазначених витрат зміною витрати гідкарбонату натрію (31) з корекцією за температурою: трони (31; 32) в живильному змішувачі (6.2); соди (32) на виході з ПК (6.1); пари (2.3.1), що подається в ПК (6.1), і пари (2.3) на вході в РОУ (6.21).

Для забезпечення регламентного значення вакууму для видалення парагазової суміші (2; 10; 11.2) із живильного змішувача (6.2) через циклон (6.11) за допомогою компресора (6.24) з електродвигуном, необхідно реалізувати автоматичні контроль зазначеного вакууму перед циклоном (6.11) з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна компресора (6.24) з корекцією за тиском в напірному патрубку цього компресора.

Для забезпечення регламентного значення різниці тисків слабкої рідини (29.4) в колектор (6.12) газу кальцинації для мокрого очищення газової суміші (10; 11) після циклону (6.11), що подається насосом (6.18) з електродвигуном, і в напірному патрубку цього насоса, необхідно реалізувати автоматичні контроль зазначених тисків з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування різницею тисків зміною числа обертів електродвигуна насоса (6.18) з корекцією за концентрацією діоксиду вуглецю (10.7) після ПГК (6.22).

Опис функцій, які необхідно реалізувати при розробці КІСК УО вологого гідкарбонату натрію, зокрема КІСК об'єкта термічного розкладання:

- автоматичні контроль витрат гідкарбонату натрію (31), як провідного потоку і ретурной соди (32.3) в живильний змішувач (6.2), технологічна сигналізація в разі виходу їх за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування співвідношенням зазначених витрат зміною витрати гідкарбонату натрію (31) з корекцією за температурою трони (31; 32) в живильному змішувачі (6.2); соди (32) на виході з ПК (6.1); пари (2.3.1), що подається в ПК (6.1), і пари (3.2) на вході в РОУ (6.21);

- автоматичні контроль вакууму суміші (2; 10)та (11.2) перед циклоном (6.11), що створюється компресором (24) з електродвигуном видалення парагазової суміші із змішувача (6.2), технологічна сигналізація в разі виходу його за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна зазначеного компресору (24) з корекцією за тиском в напірному патрубку цього компресору;

- автоматичні контроль тисків в напірному патрубку насоса (6.18) подачі слабкої рідини (29.4.1) для мокрого очищення газової суміші в колектор (6.12) газу після циклону (6.11) і на вході зазначеної рідини в колектор (6.12) газу, технологічна сигналізація в разі виходу їх за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування різницею зазначених тисків зміною числа обертів електродвигуна насоса (6.18) з корекцією за концентрацією діоксиду вуглецю (10.7) після ПГК (6.22).

Для реалізації розроблених функцій застосовані вибрані сучасні КВП і ЗА, в тому числі МПК (див. лекцію 4).

Опис назв КІСК б'єктом термічного розкладання вологого гідкарбонату натрію.

1. КІСК співвідношенням витрат гідкарбонату натрію як провідного потоку і ретурной соди в живильний змішувач для отримання соди високої

якості при мінімальних витратах пари і максимальній продуктивності ПК зміною витрати гідкарбонату натрію як провідного потоку для об'єкта термічного розкладання (кальцинації) з корекціями за температурами трони в живильному змішувачі; соди на виході з ПК; пари, що подається в ПК і пари на вході в РОУ:

ПП/ПрП – поз. 1-а, 2-а – ОВЕН ДТС 045 100М;

ПП/ПрП – поз. 3-а, 4-а – ОВЕН ДТС 045 100П;

ПП/ПрП – поз. 9-а – MaxxFlow;

ПП/ПрП – поз. 10-а – SolidFlow;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 1-б МЕО-1.

2. КІСК регламентним значенням вакууму парагазової суміші перед циклоном, створюваного компресором з електродвигуном для видалення зазначеної суміші, із живильного змішувача, зміною числа обертів електродвигуна компресора з корекцією за тиском в його напірному патрубку:

ПрП – поз. 5-а – САФІР 22ХХ;

ПрП – поз. 6-а – САФІР 21ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 5-б – у комплекті з реле НТ-хх44.ZD3.

3. КІСК гламентним значенням різниці тисків в напірному патрубку насоса з електродвигуном подачі слабкої рідини для мокрого очищення парагазової суміші в колектор газу після циклону і на вході зазначеної рідини в цей колектор газу зміною числа обертів електродвигуна зазначеного насосу з корекцією за концентрацією діоксиду вуглецю після ПГК:

ПрП – поз. 7-а, 8-а – САФІР 22ХХ;

ПП/ПрП – поз. 11-а – ОКА;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 7-б – у комплекті з реле НТ-хх44.ZD3.

Висновки

Розроблений фрагмент схеми КІСК об'єктом термічного розкладання гідрокарбонату натрію забезпечує: продуктивність обертових ПК кальцинованої соди не менше 300 т / добу з вмістом карбонату натрію в ній 99,2%, насипною щільністю 0,5-0,55 т / м³ і температурою 160-200 ° С, а також подачу діоксиду вуглецю з вмістом не менше 98% (об.) на УО насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю і виділення вологого гідкарбонату натрію.

Тема 6

КІСК УО ОТРИМАННЯ ДІОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ, НЕГАШЕНОГО ВАПНА ТА ВАПНЯНОЇ СУСПЕНЗІЇ ВИРОБНИЦТВА КАЛЬЦИНОВАНОЇ СОДИ

Лекція 13

Фізико-хімічні основи процесів керування УО отримання діоксиду вуглецю, негашеного вапна та вапняної суспензії з коротким описом технологічних процесів

Діоксид вуглецю і вапно отримують шляхом обпалювання карбонатної сировини (вапняку або крейди) (CaCO_3) в вапняно-обпалювальних печах шахтного типу (ВОП), а тепло для випалу виділяється в процесі згоряння палива. Вапно є вихідним продуктом для отримання вапняної суспензії (гідроксиду кальцію) $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Вапняну суспензію отримують в результаті гашення вапна надлишком води. Зазначені технологічні процеси протікають в УО отримання діоксиду вуглецю, вапна і вапняної суспензії (7–8) [1, 2, 5, 6]. Основним призначенням УО (7–8) є отримання необхідної кількості діоксиду вуглецю для УО (4–5) і вапна на об'єкт гашення (8) з наступними показниками:

вміст діоксиду вуглецю (CO_2) в газі, % (об.):

при випалюванні вапняку	40–42;
при випалюванні крейди	31–34;
вміст оксиду кальцію (CaO) в вапні, % (мас.)	80–85;
ступінь розкладу карбонату кальцію (CaCO_3), %	91–96,

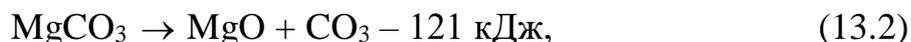
а також необхідної кількості вапняної суспензії у вигляді неперервних матеріальних потоків, які направляються на УО (2–3) з вмістом оксиду кальцію 190–220 н.д. і на УО (1) – до 110 н.д.

В якості палива для випалу карбонатної сировини в ВОП переважно застосовують кокс, який має розмір 30–70 мм, з теплотою згоряння 25000–29300 кДж / кг, зольністю не більше 12%., вмістом сірки не вище 2%. При описі розробки КІСК УО (7–8) будемо застосовувати в якості палива кокс, а карбонатної сировини – вапняк, розміри шматків якого, 40–120 мм.

Карбонат кальцію розкладається за ендотермічною реакцією:



Для зсуву реакції праворуч слід забезпечити підведення тепла протягом всього процесу розкладання CaCO_3 . Причому для досягнення інтенсивного процесу і високого ступеня дисоціації температуру обпалювального вапна в ВОП підтримують в інтервалі 1100–1200 °С. Залежно від ступеня дисперсності CaO і CaCO_3 великі кристали CaO прагнуть до зростання за рахунок маленьких. У процесі обпалювання карбонату кальцію розкладається також карбонат магнію, що міститься в ньому в кількості 0,5–3%, при 402–480 °С:



причому це розкладання посилюється при нагріванні сировини до 700 °С. Оксид магнію менш активний в порівнянні з оксидом кальцію.

При обпалюванні поряд з реакціями розкладання карбонатів кальцію і магнію протікають побічні шкідливі реакції, які не можуть бути використані для отримання вапняної суспензії, що знижує ефективність випалу. Крім того, сульфат кальцію (CaSO_4) основний вплив має на процес обпалювання вапна, знижуючи температуру утворення рідкої фази, а також впливає на процес гідратації вапна, сильно сповільнюючи його.

Водяна пара впливає на процес дисоціації CaCO_3 в області низьких температур (650–750 °С). При високих температурах (1000 °С і вище) присутність водяної пари не впливає на процес дисоціації.

Оксид кальцію, що входить до складу вапна, може бути у вигляді вільного (активного чи неактивного) або пов'язаного, тобто, що вступивши у

взаємодію з домішками і утворює нові сполуки. Активний оксид кальцію це частина вільного оксиду кальцію, яка реагує з водою в звичайних умовах гашення. Неактивний оксид кальцію - частина вільного оксиду кальцію, яка не реагує з водою в звичайних умовах гашення. При підвищенні температури вище допустимої відбувається утворення великих мас вапна, що спеклися, порушує режим роботи печі.

Основними реакціями горіння палива є:



Відповідно до характеру термічних процесів в ВОП, її умовно ділять на три послідовні теплові зони. У верхній частині ВОП – зоні підігріву (перша зона) – відбувається підсушування шихти (суміш карбонату кальцію і коксу) нагрівання шихти до температури початку розкладання карбонату кальцію (близько 850 ° С) за рахунок тепла гарячих газів, що рухаються знизу вгору із зони обпалювання (друга зона). На кордоні цих зон температура газів досягає 900–1000 ° С. При подальшому переміщенні шихти вниз протікає горіння палива і розкладання CaCO₃. В кінці зони обпалювання температура кускових матеріалів і газів досягає максимуму (1100–1200 ° С), а розкладання карбонату кальцію припиняється, тобто, зоною випалу називають зону, в якій відбувається розкладання CaCO₃. і перехід діоксиду вуглецю в газову фазу. У нижній частині зони випалу горіння палива ще триває, а тепло, що виділяється витрачається на нагрівання повітря, що надходить із зони охолодження. Відповідно зоною горіння (третя зона) слід називати зону, в якій відбувається витрати кисню на спалювання палива, а зона обпалювання становить частину зони горіння.

Процес гасіння вапна полягає у взаємодії оксиду кальцію з водою:



Реакція (13.6) супроводжується великим екзотермічним ефектом, збільшенням об'єму твердої фази при використанні звичайного вапна. Гідроксид кальцію утворює структуру, яка кристалізується у формі пластин або призм (портланду). Кристали схильні до утворення агломератів, що включають частки негашеного вапна і дисперговані інертні домішки. Розчинність оксиду і гідроксиду кальцію обернено пропорційна температурі в інтервалі $0 \leq t \leq 100$ °С. Процеси гашення вапна класифікують в залежності від мольних відносин взаємодіючих реагентів $H_2O:CaO$ (відношення води і вапна).

В ВКС поширеним є процес мокрого гашення, при якому відношення води і вапна забезпечує отримання тістоподібної вапняної суспензії, придатної для її транспортування по трубопроводах за допомогою звичайних насосів.

Залежність швидкості гашення від ступеня подрібнення вихідного вапна позначається значно, так для частинок розміром 10–20 мм гашення протікає в 1,5 рази швидше, ніж гашення вапна розміром 60–80 мм.

Основними технологічними вимогами до процесу приготування вапняної суспензії (33.1) для УО (2–3) і (33.3) для УО (1) є регламентні значення концентрації і температури, при цьому температура не повинна перевищувати 90 °С, а співвідношення витрат оксиду кальцію (CaO) та води (H_2O) в %: 1 до 2,85. При цьому вміст активного оксиду кальцію в вапняній суспензії (33.1) має бути 200–240 н.д., а в (33.3) 60–75 н.д.

У ролі ведучих потоків для УО отримання діоксиду вуглецю, вапна і вапняної суспензії (7–8) прийняті два потоки. Перший – для об'єкта обпалювання вапняку і отримання діоксиду вуглецю (7) прийняті витрати повітря (3.2), що подається в ВОП (7.1). Другий – для об'єкта гашення вапна і отримання вапняної суспензії (8) прийняті витрати вапна (33), яке подається в гаситель (8.1). Величини зазначених провідних потоків встановлюються за значеннями, відповідної середньої продуктивності ВКС. Решту потоків за об'єктами (7) і (8) необхідно автоматично приводити у відповідність з

ведучими потоками. Зміну середньої продуктивності ВКС в разі потреби, доцільно здійснювати за значеннями рівня в збірниках (8.15) вапняної суспензії (33.1), яке подається на УО (2–3), зокрема, в ЗМ (3.5).

УО отримання діоксиду вуглецю, вапна і вапняної суспензії (7–8) складається з двох об'єктів, з них: перший – об'єкт випалу вапняку і отримання вапна (7), другий – об'єкт гашення вапна і отримання вапняної суспензії (8).

Основним апаратом об'єкта обпалювання вапняку і отримання вапна (7) є ВОП (7.1), яка являє собою апарат з діаметром внутрішньої частини 6,2 м; висотою футерованої частини 22,5 м і висотою завантаженої шихтою частини 18,5 м. Продуктивність ВОП (7.1) по вапна (85% CaO) 300 т / добу; вміст CO₂ в відпрацьованих газах 40–42% (об.), температура газів, що відходять 93 °С; вміст CaO (мас.) в вапна 80–85%, ступінь розкладання вапняку 91–96%.

В об'єкті (7) вапняк (38) і кокс (39) системою стрічкових конвеєрів транспортується до відповідних бункера, з яких вивантажуються через електровібраційні живильники в бункерні електричні ваги, дозуючі їх по заданій масі і подають стрічковим конвеєром для попереднього перемішування і отримання шихти (37) (суміш вапняку (38) і коксу (39)), яка подається в ковші скіпового підйомника і далі в прийомну воронку (на рис.7 описане обладнання не показано) завантажувально-розподільного пристрою (7.2) ВОП (7.1). Описані операції дозування шихти (37) і завантаження ВОП (7.1) автоматизовані. Для підвищення надійності роботи зазначеного устаткування його дублюють (одне – працює, інше – в «гарячому» резерві) на кожному ВОП (7.1). Ковші скіпового підйомника по черзі подають шихту (37) в зазначену воронку завантажувально-розподільного пристрою (7.2), з якого певними порціями шихта (37) періодично подається в ВОП (7.1), де відповідно за характером термічних процесів вона умовно проходить три послідовні теплові зони, описані вище. Рівномірний розподіл шихти по перетину ВОП (7.1) забезпечується за допомогою обертового конуса з

відбійником, а для вивантаження готового вапна служить обертовий під у вигляді улитки (9). Внаслідок обертання улити вапно опускається і потрапляє на обертовий кільцевий транспортер, з якого спрямовується в два розвантажувальні пристрої (7.3), розташовані один за другим (на рис.7 не показано). Після них вапно (33) (на рис.7 немає) потрапляє на ковшовий транспортер (7.4) і далі в бункер (7.5).

Повітря (3.2) подається в ВОП (7.1) дугтєвими вентиляторами (7.6) з електродвигунами (на рис.7 показаний один). Газ, що виходє з ВОП (7.1), очищається і охолоджується (перша ступінь) в турбулентному промивачі газу (трубі Вентурі) (7.7), потім – (друга ступінь) в циклоні-фіксаторі (7.8) (інша назва – пінний апарат). На третій ступені – в електрофільтрі (7.9) газ звільняється від зважених часток і чистий діоксид вуглецю (10.8) подається на УО (4–5).

Завантажувально-розподільчий пристрій (7.2) складається з двох клапанів, з поворотньою приймальною лійкою і розподільним лотком з відбійником. Поворот лотка на кут ($\sim 42^\circ$) проводиться після завантаження порції шихти (~ 3 т). Розвантажувальний пристрій (улита) (7.3) являє собою валковий вивантажувач, в ньому рівномірно розподіляється повітря (3.2) за поперечним перерізом шихти, при цьому підтримується задане положення зони випалу. Димові гази видаляються з ВОП (7.1) витяжною трубою (7.10).

Турбулентний промивач газу (труба Вентурі) (7.7) являє собою поєднання звужуючого конфузора і розширюючого дифузора. Вода (1.7) насосом (7.11) з електродвигуном подається в горловину цього промивача (7.7) для зрошення. Запилені гази, проходячи звужену горловину труби Вентурі (7.7) зі швидкістю (~ 100 м / с), зустрічаються з завісою рідини і розбивають її на краплі. За рахунок інтенсивного руху частинок відбувається укрупнення крапель, які легко виділяються з газу в циклоні-фіксаторі (пінному апараті) (7.8) і виводяться з нього (вода (1.7.1)

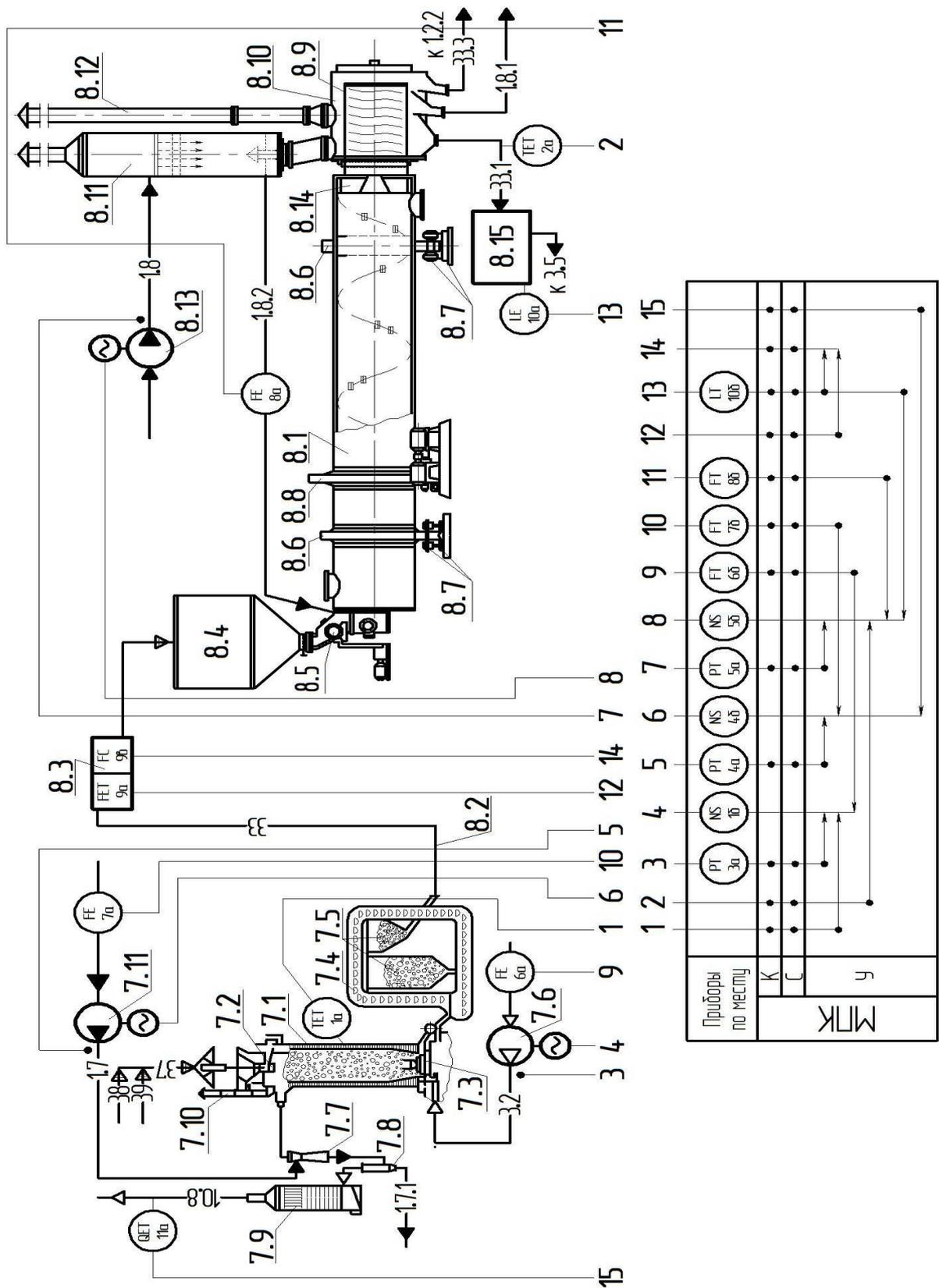


Рисунок 7 – Фрагмент схеми КІСК УО отримання доксиду вуглецю, вапна і вапняної суспензії

Електрофільтр (7.9) – загальною висотою 14,2 м і діаметром 5 м; з короніруючими електродами 158 шт., загальна активна довжина яких 560 погонних м, а діаметр електрода 3 мм.

В ВКС використовують обертовий гаситель (8.1) неперервної дії, що представляє собою пустотілий циліндр з горизонтальною віссю обертання, зовнішнім діаметром корпусу 2,5 м і довжиною 15 м. Вапно (33) з бункеру (7.5) подається стрічковим транспортером (8.2), на якому встановлений дозатор неперервної дії (8.3), в завантажувальний бункер (8.4), а з нього в барабанний живильник (8.5). Зовні гаситель (8.1) оснащений привареними ребрами для кріплення: двох бандажів (8.6), з установкою їх на дві пари опорних роликів (8.7), і зубчастого вінця (8.8), для забезпечення обертання гасителя (8.1) з частотою 3,48 об / хв (за допомогою електродвигуна). Для захисту корпусу гасителя від абразивного зносу його всередині облицьовують знімним корпусом.

Дозатор неперервної дії (8.3) призначений для дозування із заданою продуктивністю кускових матеріалів з високою (не гірше $\pm 0,5\%$) точністю, діапазоном продуктивності 140–630 т / год, можливістю застосування на матеріалах з температурою до 200 °С, шириною стрічки транспортера 650–1200 мм, швидкість руху транспортерної стрічки 0,1–0,5 м / с. Для дозування вапна (33) доцільно застосовувати дозатор (8.3) модифікації СВДА ДВЛ-800, до складу якого входять: завантажувальна горловина з заслінкою, електродвигун-ротор, ваго вимірювач з тензодатчиками, барабани, вимірювач швидкості стрічки, частотний перетворювач (інвертор) і ваговий процесор ПВ-310. Ваговимірювач перетворює навантаження на стрічці в пропорційні електричні сигнали, які разом з сигналами вимірника швидкості стрічки надходять у ваговий процесор ПВ-310. У ньому проводиться обробка цих сигналів і за результатами генерується вихідний сигнал постійного струму 4–20 мА (FET) (9-а), який задає частоту інвертору і змінює швидкість обертання електродвигуна-ротора, щоб продуктивність дозатора (FC) (9-б) була заданою. По двох шинам інтерфейсу RS-485 (або RS-232) ваговий

дозатор ПВ-310 здійснює обмін даними з зовнішніми пристроями. .

Барабанний живильник (8.5) служить для подачі вапна (33) з завантажувального бункера (8.4) в гаситель (8.1), а привід обертання його барабана забезпечує багатоступінчату зміну частоти обертання, яка при постійному рівні вапна в завантажувальному бункері (8.4), пропорційна продуктивності гасителя (8.1). Для забезпечення рівномірного процесу переміщення матеріалу до сортувального барабану (8.9) і поліпшення цього процесу всередині гасителя (8.1) є спиралевидна навивка, що складається з приварених до знімного кожуха ділянок. Крім того, гаситель (8.1) злегка нахилений в бік вивантаження, зазвичай під кутом 05° .

Сортувальний барабан (8.9) з'єднаний з корпусом гасителя (8.1) за допомогою фланця і обертається усередині нерухомого розвантажувального корпусу (8.10). Барабан (8.9) являє собою циліндр діаметром 1,9 м і довжиною 2,6 м. На поверхні барабана (8.9) є отвори, призначені для виведення концентрованої вапняної суспензії (33.1) (перша секція), дрібних відходів гашення і промивної води (1.8 .1) (друга секція), вапняної суспензії (33.3) (третя секція). Для рівномірного переміщення вивантажувального матеріалу всередині барабана (8.9) є навивка. На верхній частині розвантажувального корпусу (8.10) встановлені ежекційний підігрівач – конденсатор (8.11) і витяжна труба (8.12). В цей конденсатор (8.11) насосом (8.13) з електродвигуном подається вода (1.8), частина якої у вигляді промивної води (1.8.1) надходить у другу секцію сортувального барабану (8.9), а основна її частина нагрівається в ежекційному підігрівачі – конденсаторі (8.11) і нагріта вода (1.8.2) надходить в гаситель (8.1). Вивантаження всіх відходів гашення в сортувальний барабан (8.9) здійснюється розвантажувальним корпусом (8.14).

Лекція 14

Розробка схеми КІСК УО отримання діоксиду вуглецю, негашеного вапняку та вапняної суспензії виробництва кальцинованої соди

З урахуванням вищевикладеного для забезпечення регламентного термічного процесу в ВОП (7.1), враховуючи автоматизовані операції з підготовки та подачі спочатку вапняку (38) і коксу (39), а потім і шихти (37) в ВОП (7.1), необхідно передбачити автоматичні контроль температури в кінці зони обпалювання шихти з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна дугтєвого вентилятора (7.6) подачі повітря (3.2) в ВОП (7.1) з корекцією за тиском в напірному патрубку цього вентилятора і витрати повітря (3.2) в ВОП (7.1).

Для забезпечення регламентної очистки та охолодження діоксиду вуглероду (10.8), що видаляється з ВОП (7.1), необхідно передбачити автоматичні контроль тиску в напірному патрубку насоса (7.11) подачі охолодженої води (1.7) в турбулентний промивач газу (трубу Вентурі) (7.7) з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна зазначеного насоса з корекцією за витратою води (1.7) і концентрації діоксиду вуглецю (10.8), що надходить в УО (4-5), зокрема, об'єкт карбонізації (4).

Для забезпечення отримання регламентної якості вапняної суспензії (33.1), що надходить в УО (2-3), зокрема, об'єкт дистиляції (3), необхідно передбачити автоматичні контроль температури зазначеної суспензії з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна насоса (8.13) подачі води (1.8) в ежекційний підігрівач-конденсатор (8.11) з корекцією за тиском в напірному патрубку цього насоса, витратою нагрітої води (1.8.2) в гаситель (8.1) і рівнем вапняної суспензії в збірниках (8.15) цієї суспензії.

Для забезпечення середньої продуктивності ВКС в разі необхідності

доцільно передбачити автоматичний контроль рівня вапняної суспензії (33.1) в збірниках (8.15) цієї суспензії з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну витрати вапна (33) за допомогою дозатора неперервної дії (8.3) через завантажувальний бункер (8.4) і барабанний живильник (8.5) в гаситель (8.1).

Для фрагменту КІСК умовним об'єктом отримання діоксиду вуглецю, вапна і вапняної суспензії необхідно виконати наступні функції:

- автоматичний контроль температури в кінці зони обпалювання шихти (37) в ВОП (7.1), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна дугтєвого вентилятора (7.6) подачі повітря (3.2) в ВОП (7.1) з корекцією за: температурою в кінці зони випалу шихти в ВОП (7.1), тиском в напірному патрубку цього вентилятора (7.6) і витратою повітря (3.2);

- автоматичний контроль тиску в напірному патрубку насоса (7.11) подачі охолодженої води (1.7) в турбулентний промивач газу (трубу Вентурі) (7.7), технологічна сигналізація в разі виходу його за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна зазначеного насоса (7.11) з корекцією: за витратами охолодженої води (1.7) і концентрацією діоксиду вуглецю (10.8), що надходить в об'єкт карбонізації (4);

- автоматичний контроль температури вапняної суспензії (33.1), що надходить в об'єкт дистиляції (3), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна насоса (8.13) подачі води (1.8) в ежекційний підігрівач-конденсатор (8.11) з корекцією: за тиском в напірному патрубку зазначеного насоса (8.13), витратою нагрітої води (1.8.2) в гаситель (8.1) і рівнем вапняної суспензії (33.1) в збірнику (8.15) цієї суспензії;

- автоматичний контроль рівня вапняної суспензії (33.1) в збірниках (8.15) цієї суспензії, технологічна сигналізація в разі виходу його за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну

витрати вапна (33) за допомогою дозатора неперервної дії (8.3) через завантажувальний бункер (8.4) і барабанний живильник (8.5) в гаситель (8.1).

Для реалізації розроблених функцій схеми КІСК об'єктом УО отримання діоксиду вуглецю, негашеного вапна та вапняної суспензії доцільно застосовувати вибрані сучасні КВП і ЗА, в тому числі МПК (див. лекцію 4).

Опис назв КІСК УО отримання діоксиду вуглецю, вапна і вапняної суспензії.

1. КІСК термічним процесом в ВОП, враховуючи автоматизовані операції з підготовки та подачі вапняку, коксу і шихти до неї, зміною числа обертів електродвигуна дуттєвого вентилятора подачі повітря в ВОП з корекцією за: температурою в кінці зони обпалювання шихти в ВОП, тиском в напірному патрубку дуттєвого вентилятора і витратою повітря в ВОП:

ПП/ПрП – поз. 1-а – ОВЕН ДТС 045 100П;

ПрП – поз. 3-а – САФІР 22ХХ;

ПП – поз. 6-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 6-б – САФІР 24ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 1-б – у комплекті з реле НТ-хх44.ZD3.

2. КІСК очищенням і охолодженням діоксиду вуглецю, що видаляється з ВОП, зміною числа обертів електродвигуна насоса подачі охолодженої води в турбулентний промивач газу (трубу Вентурі) з корекцією: за тиском в напірному патрубку цього насосу, витратою охолодженої води і концентрацією діоксиду вуглецю, що подається на об'єкт карбонізації:

ПрП – поз. 4-а – САФІР 22 ХХ;

ПП – поз. 7-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 7-б – САФІР 24ХХ;

ПП/ПрП – 11-а – ОКА;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 4-б – у комплекті з реле НТ-хх44.ZD3.

3. КІСК регламентним значенням якості вапняної суспензії, що надходить на об'єкт дистиляції, зміною числа обертів електродвигуна насосу подачі води в ежекційний підігрівач-конденсатор з корекцією за температурою: вапняної суспензії, тиском в напірному патрубку зазначеного насосу, витратою нагрітої води в гаситель і рівнем вапняної суспензії в збірнику суспензії:

ПП/ПрП – поз. 2-а – ОВЕН ДТС 045 100М;

ПрП – поз. 5-а – САФІР 22ХХ;

ПП – поз. 8-а – ДК-0,6;

ПрП – поз.8-б – САФІР 24ХХ;

ПП – поз. 10-а – УД-1;

ПрП – поз.10-б – САФІР 54ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 2-б– у комплекті з реле НТ-хх44.ZD3.

4. КІСК забезпеченням середньої продуктивності ВКС за рівнем вапняної суспензії в збірниках суспензії при необхідності зміною витрати вапна за допомогою дозатора неперервної дії (ДНД) через завантажувальний бункер і барабанний живильник в гаситель:

ПрП – поз. 9-а– ПВ-310 СВЕДА ДВЛ-800;

ПП – поз. 10-а – УД-1;

ПрП – поз 10-б – – САФІР 54ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 9-б– СВЕДА ДВЛ-800 в комплекті.

Висновки

Розроблений фрагмент КІСК умовним об'єктом отримання діоксиду вуглецю, вапна і вапняної суспензії забезпечує необхідну продуктивність зазначеного УО з подачею: в УО регенерації аміаку і діоксиду вуглецю з розчинів і абсорбції газів ВКС (2-3) вапняної суспензії з вмістом оксиду

кальцію (вільн.) 190–220 н.д. і температурою не вище 90 °С, в УО насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю і виділення вологого гідрокарбонату натрію (4–5) 40–42% (заг.) діоксиду вуглецю, а також середню продуктивність ВКС за рівнем вапняної суспензії в збірниках цієї суспензії в разі необхідності.

Тема 7

КІСЬК УО ПІДГОТОВКИ РОЗЧИНУ ХЛОРИДУ НАТРІЮ (РОЗСОЛУ СИРОГО) ВАПНЯНО-СОДОВИМ СПОСОБОМ ДЛЯ ВКС

Лекція 15

Фізико-хімічні основи процесів керування УО підготовки розчину хлориду натрію (розсолу сирого) вапняно-содовим способом для ВКС з коротким описом технологічних процесів

Розчин хлориду натрію (розсолу сирого) для ВКС отримують шляхом: підземного вилуговування кам'яної солі в свердловинах методом гідровруба; розчиненням кам'яної солі, видобутої в шахтах; а також шляхом осадження солі в спеціальних басейнах або в природних озерах з отриманням сирого розсолу необхідної концентрації. У будь-якому випадку не вдається отримати чистий хлорид натрію (розсіл сирий) для безпосереднього використання. Тому в ВКС розсіл сирий необхідно чистити від солей кальцію і магнію [1, 2, 6]. Якщо їх попередньо не видаляти, то на наступній стадії (УО (2–3)) будуть випадати в осад погано розчинні сполуки $\text{NaCl} \cdot \text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$; CaCO_3 ; $\text{Mg}(\text{OH})_2$.

Для ВКС хлорид натрію (розсіл сирий) очищають від домішок вапняно-содовим способом, при цьому для осадження солей кальцію використовують содовий розчин, а солей магнію-вапняну суспензію. В основі цього способу лежать реакції іонного обміну, що призводять до утворення важкорозчинних карбонату кальцію і гідроксиду магнію:



Повнота виділення іонів кальцію і магнію в осад, тобто, ступінь очищення, визначається розчинністю CaCO_3 і $\text{Mg}(\text{OH})_2$ в розчині хлориду натрію. Непрямим параметром, що характеризує повноту виділення іонів

кальцію і магнію в осад, служить величина рН, що важливо враховувати при створенні КІСК умовним об'єктом підготовки розчину хлориду натрію (розсолу сирого) для ВКС вапняно-содовим способом. При розрахунку кількості соди, необхідної для підготовки хлориду натрію для ВКС, враховують, що в розсолі крім гідкарбонату натрію присутній сульфат кальцію, що вступає в реакцію:



Новоутворена при цьому добре розчинна сіль (сульфанат натрію) Na_2SO_4 ускладнює в подальшому процес УО (2–3) (об'єкт дистиляції (3)), так як при взаємодії її з вапняною суспензією утворюються відкладення гіпсу і відбувається інкрустація стінок дистилера (3.4) УО (2–3).

Процес підготовки розчину хлориду натрію (розсолу сирого) для ВКС слід проводити таким чином, щоб порівняно швидко отримати прозорий розсіл з малою кількістю шламу. На кінетику цього процесу великий вплив мають інтенсивність і тривалість перемішування в момент осадження іонів кальцію і магнію з розсолу, що забезпечують рівномірний розподіл реагентів в об'ємі (що очищається) розсолу. Цілком достатнім є перемішування за рахунок кінетичної енергії, що надходить в реактор суміші сирого розсолу з реактивами. При очищенні розсолу з високим вмістом іонів магнію необхідна швидкість і повнота його осадження досягаються при послідовному введенні в розсіл спочатку вапняної суспензії, а потім – содового розчину.

Необхідно відзначити, що з підвищенням температури розсолу збільшується швидкість відстою і ущільнення шламу. З іншого боку, підвищення температури небажано для подальшого процесу УО (2–3) (об'єкта абсорбції (3)). Тому на стадії підготовки розчину хлориду натрію (розсолу сирого) для ВКС його температуру підтримують не вище 22 °С.

Для отримання очищеного розсолу (28.2) високої якості при мінімальних витратах реагентів і максимальної продуктивності УО підготовки розчину хлориду натрію (розсолу сирого) для ВКС вапняно-

содовим способом необхідно дотримуватися таких норм технологічного режиму з вмістом, н.д.: Ca^{2+} не більше 0,02; Mg^{2+} не більше 0,007; Na_2CO_3 0,2–0,3; NaOH 0,05–0,06; Cl^- не менше 103,6; та температурою 19 ± 3 °С – це є основним призначенням цього УО.

В якості ведучого потоку для УО підготовки розчину хлориду натрію для ВКС вапняно–содовим способом прийняті витрати розсолу сирого через розширювач в реактор, величина якого встановлюється за значенням, відповідним середньої продуктивності ВКС. Витрати содового розчину, вапняної суспензії і очищеного розсолу необхідно автоматично приводити у відповідність з ним. Зміну величини ведучого потоку при необхідності доцільно здійснювати автоматично при досягненні граничних значень рівнів в збірниках розсолу сирого (ЗРС) або очищеного (ЗОР) розсолу.

Для УО підготовки розчину хлориду натрію для ВКС вапняно-содовим способом розроблений фрагмент схеми КІСК (рис.8).

Підготовка розчину хлориду натрію (розсолу сирого) для ВКС вапняно-содовим способом полягає в наступному. Сирий розсіл (28.1) надходить з промислу цього розсолу в збірники (на рис.8 показаний один збірник, а промисел не показаний) розсолу сирого (ЗСР) (1.1) – діаметром 10,1 м, висотою 10,62 м і об'ємом 3000 м^3 . В напірний бак (1.2.1) – діаметром 4 м, висотою 2,52 м і об'ємом 25 м^3 з мішалкою подають содовий розчин (32.1) з УО (5–6) і очищений розсіл (28.2). В напірний бак (1.2.2) – діаметром 2,73 м, висотою 4 м і об'ємом 16 м^3 з мішалкою подають вапняну суспензію (33.3) з УО (7–8) і очищений розсіл (28.2). У зазначених баках з мішалками відбуваються приготування необхідних реагентів (32.2) і (33.4). Реагенти надходять в змішувач (1.2.3) реагентів з мішалкою для отримання каустифіцірованого розчину (35), величину рН якого необхідно контролювати.

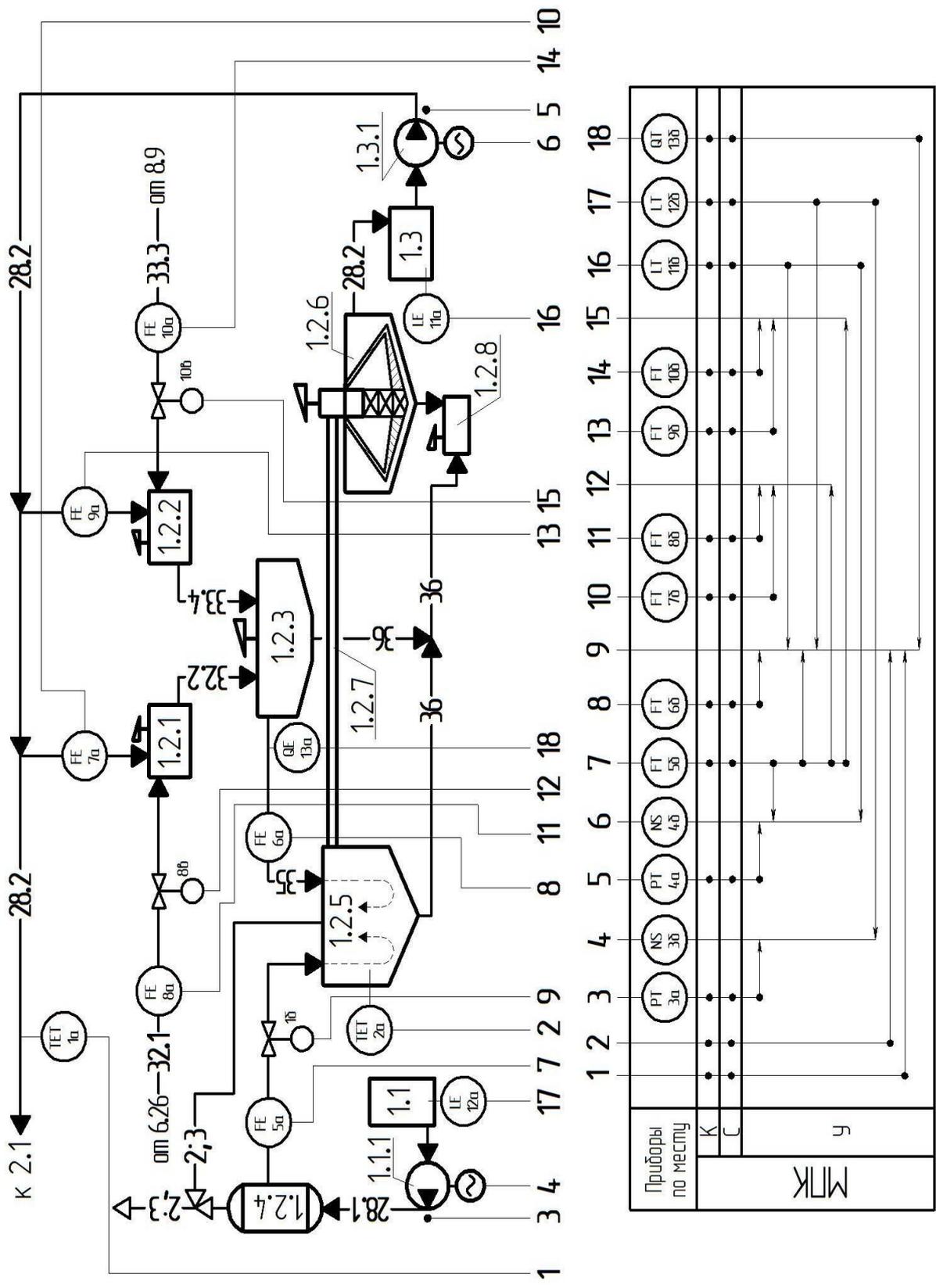


Рисунок 8 – Фрагмент схеми КІСК УО підготовки розчину хлориду натрію для ВКС вапняно-содовим способом

Приготований каустифікований розчин (35) з змішувача (1.2.3) надходить в реактор (1.2.5) – діаметром 5 м, висотою 10,57 м і об'ємом 140 м³). В цей же реактор (1.2.5) з ЗСР (1.1) насосом (1.1.1) з електродвигуном через розширювач (1.2.4) подається розсіл сирий (28.1). Параповітряні суміші (2; 3) з розширювача (1.2.4) і реактора (1.2.5) викидаються в атмосферу. Реактор (5) не має мішалки, але труби, що підводять каустифікований розчин (35) і розсіл сирий (28.1 в реактор (1.2.5), мають U-образні форми.

Тому необхідне перемішування досягається за рахунок великої швидкості надходження рідини з U-образних труб реактора (1.2.5). Для здійснення регламентного протікання процесу в реакторі (1.2.5) температуру пульпи необхідно підтримувати в межах 17 ± 3 °С.

Реактор (1.2.5) з'єднаний з відстійником Дорра (1.2.6) – діаметром 18 м і висотою 8,2 м спеціальним трубопроводом (1.2.7), по якому поступає пульпа зверху в цей відстійник (1.2.6) і по центральній трубі, що не доходить до дна, опускається вниз, де відбувається поділ рідкої (розсіл) і твердої (шлам) фаз. Потім розсіл піднімається вгору відстійника Дорра (1.2.6), відділяючись від твердої фази. Очищений розсіл (28.2) видаляється з відстійника Дорра (1.2.6) через переливний жолоб, розташований на периферії, і направляється в збірник очищеного розсолу (ЗОР) (1.3) (розміри такі ж як ЗСР (1.1)). Насосом (1.3.1) з електродвигуном очищений розсіл (28.2) подається в УО (2–3) (зокрема, в напірний бак (2.1) об'єкта абсорбції (2)).

Шлам (36) з нижньої частини відстійника Дорра (1.2.6) через спеціальні труби періодично направляється до збірки шламу (1.2.8) з мішалкою, сюди ж надходить шлам (36) з змішувача (1.2.3) і реактора (1.2.5). У збірнику (1.2.8) шлам (36) розбавляється водою і перекачується на переробку (на рис. 8 не показано).

Лекція 16

Розробка схеми КІСК УО підготовки розчину хлориду натрію для ВКС вапняно-содовим способом

З урахуванням вищевикладеного для забезпечення дотримання зазначених регламентних норм технологічного режиму одержання очищеного розсолу (28.2), необхідно реалізувати автоматичні контроль витрат розсолу сирого (28.1) через розширювач (1.2.4) і каустифікованного розчину (35) в реактор (1.2.5) з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування співвідношенням зазначених витрат зміною витрати розсолу сирого з корекцією за: температурами очищеного розсолу (28.2) на об'єкт абсорбції (2) і пульпи в реакторі (1.2.5), а також величиною рН каустифікованного розчину (35).

Для забезпечення нормальної роботи насосу (1.1.1) подачі розсолу сирого (28.1) через розширювач (1.2.4) в реактор (1.2.5), необхідно реалізувати автоматичні контроль тиску в напірному патрубку цього насоса (1.1.1) з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна цього насоса з корекцією за рівнем розсолу сирого в ЗСР (1.1).

Для забезпечення нормальної роботи насосу (1.3.1) подачі очищеного розсолу (28.2) на об'єкт абсорбції (2), необхідно реалізувати автоматичні контроль тиску в напірному патрубку цього насоса (1.3.1) з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна цього насоса з корекцією за: витратою розсолу сирого (28.1) через розширювач (1.2.4) в реактор (1.2.5) як провідного потоку УО (1) і рівнем очищеного розсолу в ЗОР (1.3).

Для забезпечення регламентного співвідношення витрат содового розчину (32.1) і очищеного розсолу (28.2) в напірний бак (1.2.1), необхідно реалізувати автоматичні контроль зазначених витрат з розрахунком і

видачею керуючих впливів на керування зазначеним співвідношенням зміною витрати содового розчину (32.1) з корекцією за витратою розсолу сирого (28.1) в реактор (1.2.5) як провідного потоку УО (1).

Для забезпечення регламентного співвідношення витрат вапняної суспензії (33.3) і очищеного розсолу (28.2) в напірний бак (1.2.2), необхідно реалізувати автоматичний контроль зазначених витрат з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування зазначеним співвідношенням зміною витрати вапняної суспензії (33.3) з корекцією за витратою розсолу сирого (28.1) в реактор (1.2.5) як провідного потоку УО (1).

Для зміни величини ведучого потоку – витрати розсолу сирого (28.1) через розширювач (1.2.4) в реактор (1.2.5) УО підготовки розчину хлориду натрію (розсолу сирого) для ВКС вапняно-содовим способом (1) при необхідності доцільно реалізувати автоматичний контроль рівнів відповідного розсолу в ЗСР (1.1) і ЗОР (1.3) з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну витрати розсолу сирого (28.1) через розширювач в реактор (1.2.5) при досягненні граничних значень рівнів відповідних розсолів в ЗСР (1.1) або в ЗОР (1.3).

Для фрагменту схеми КІСК умовного об'єкта підготовки розчину хлориду натрію (розсолу сирого) для ВКС вапняно-содовим способом (1) необхідно виконати наступні функції:

- автоматичний контроль витрат розсолу сирого (28.1) через розширювач (1.2.4) і каустифікованого розчину (35) в реактор (1.2.5), технологічна сигналізація в разі виходу їх за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування співвідношенням зазначених витрат зміною витрати розсолу сирого (28.1) з корекцією за: температурами очищеного розсолу (28.2) на абсорбцію (2) і пульпи в реакторі (1.2.5), а також величиною рН каустифікованого розчину (35);

- автоматичний контроль іску в напірному патрубку насоса (1.1.1) подачі розсолу сирого (28.1) через розширювач (1.2.4) в реактор (1.2.5), технологічна сигналізація в разі виходу його за норми технологічного

регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна цього насосу з корекцією за рівнем розсолу сирого (28.1) в ЗРС (1.1);

- автоматичний контроль тиску в напірному патрубку насоса (1.3.1) подачі очищеного розсолу (28.2) на об'єкт абсорбції (2), технологічна сигналізація в разі виходу його на норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна цього насосу з корекцією за: витратою розсолу сирого (28.1) в реактор (1.2.5) як провідного потоку УО (1) і рівнем очищеного розсолу (28.2) в ЗОР (1.3);

- автоматичний контроль витрат содового розчину (32.1) і очищеного розсолу (28.2) в напірний бак (1.2.1), технологічна сигналізація в разі виходу їх на норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування співвідношенням зазначених витрат зміною витрати содового розчину (32.1) з корекцією по витраті сирого розсолу (28.1) в реактор (1.2.5) як провідного потоку УО (1);

- автоматичний контроль витрат вапняної суспензії (33.3) і очищеного розсолу (28.2) в напірний бак (1.2.2), технологічна сигналізація в разі виходу їх на норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування співвідношенням зазначених витрат зміною витрати вапняної суспензії (33.3) з корекцією за витратою розсолу сирого (28.1) в реактор (1.2.5) як провідного потоку УО (1);

- автоматичний контроль рівнів відповідних розсолів в ЗРС (1.1) і ЗОР (1.3) для зміни величини ведучого потоку УО підготовки розчину хлориду натрію (розсолу сирого) для ВКС вапняно-содовим способом (1) при необхідності, технологічна сигналізація в разі виходу їх на норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну витрати розсолу сирого (28.1) через розширювач (1.2.4) в реактор (1.2.5) при досягненні граничних значень рівнів відповідного розсолу в ЗРС (1.1) або в ЗОР (1.3).

Для реалізації розроблених функцій доцільно застосовувати вибрані

сучасні КВП і СА, в тому числі МПК (див. лекцію 1)

Опис назв комп'ютерно-інтегрованих систем керування (КІСК) умовним об'єктом підготовки розчину хлориду натрію для ВКС вапняно-содовим способом

1. КІСК отриманням очищеного розсолу високої якості при мінімальних витратах реагентів і максимальній продуктивності УО (1) за співвідношенням витрат розсолу сирого через розширювач і каустифікованого розчину в реактор зміною витрати розсолу сирого, як провідного потоку УО (1), з корекцією за: температурами очищеного розсолу на об'єкт абсорбції і пульпи в реакторі, а також величиною рН каустифікованого розчину:

ПП/ПрП – поз. 1-а, 2-а – ОВЕН ДТС 045 100М;

ПП – поз. – 5-а, 6-а – ДК- 0,6;

ПрП – поз. – 5-б, 6-б – САФІР 24ХХ;

ПП – поз. 13-а – рН-261;

ПрП – поз. 13-б – Ш-703;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 1-б – МЕО-1.

2. КІСК нормальним тиском в напірному патрубку насосу подачі розсолу сирого через розширювач в реактор зміною числа обертів електродвигуна цього насосу з корекцією за рівнем розсолу сирого в ЗРС:

ПрП – поз. 3-а – САФІР 22ХХ;

ПП – поз. 12-а – УД-1;

ПрП – поз. 12-б – САФІР 54ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 3-б – у комплекті з реле НТ-хх44.ZD3.

3. КІСК нормальним тиском в напірному патрубку насосу подачі очищеного розсолу на об'єкт абсорбції зміною числа обертів електродвигуна цього насосе з корекцією за витратою розсолу сирого через розширювач в реактор, як провідного потоку УО (1), і рівнем очищеного розсолу в ЗОР:

ПрП – поз. 4-а – САФІР 22ХХ;

ПП – поз. – 5-а – ДК- 0,6;

ПрП – поз. – 5-б – САФІР 24ХХ;

ПП – поз. 11-а – УД-1;

ПрП – поз. 11-б – САФІР 54ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 4-б – у комплекті з реле НТ-хх44.ZD3.

4. КІСК регламентним значенням співвідношення витрат содового розчину і очищеного розсолу в напірний бак зміною витрати содового розчину з корекцією по витраті розсолу сирого через розширювач в реактор, як провідного потоку УО (1):

ПП – поз. 5-а, 7-а, 8-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 5-б, 7-б, 8-б – САФІР 24ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ- поз. 8-в – МЕО-1.

5. КІСК регламентним значенням співвідношення витрат вапняної суспензії і очищеного розсолу в напірний бак зміною витрати вапняної суспензії з корекцією за витратою розсолу сирого через розширювач в реактор, як провідного потоку цього УО (1):

ПП – поз. 5-а, 9-а, 10-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 5-б, 9-б, 10-б – САФІР 24ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ _ поз. 10-в – МЕО-1.

6. КІСК величиною ведучого потоку – витрати розсолу сирого через розширювач в реактор УО підготовки розчину хлориду натрію для ВКС вапняно-содовим способом (1) при необхідності зміною витрати розсолу сирого в реактор для досягнення граничних значень рівнів відповідних розсолів в ЗРС або в ЗОР:

ПП – поз. 11-а, 12-а – УД-1;

ПрП – поз. 11-б, 12-б – САФІР 54ХХ;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 1-б – МЕО-1.

Висновки

Розроблений фрагмент схеми КІСК умовним об'єктом підготовки розчину хлориду натрію (розсолу сирого) для ВКС вапняно-содовим способом (1) забезпечує необхідну продуктивність зазначеного УО (1) з подачею в УО (2–3) (об'єкт абсорбції (2)) очищеного розсолу з вмістом: хлорид-іонів 104-106 н.д., кальцій-іонів не більше 0,02 н.д., магній-іонів не більше 0.007 н.д.; і температурою 12–22 °С, а також зміну величини ведучого потоку – витрати розсолу сирого через розширювач в реактор при необхідності для досягнення граничних значень рівнів відповідних розсолів в ЗРС або в ЗОР.

Питання для модульного контролю № 2 КІСК УО

1. Наведіть основне призначення технологічних процесів термічного розкладання вологого гідрокарбонату натрію (об'єкта кальцинації), як заключної стадії ВКС та коротко фізико-хімічні основи процесу цього умовного об'єкта.

2. Чому вологий гідрокарбонат натрію необхідно змішувати з гарячою содою, як ретуром, для отримання нової твердої фази та в якому апараті це відбувається?

3. Назвіть технічні характеристики основного апарату об'єкта кальцинації – парового кальцинатора (ПК).

4. Завдяки чого кальцинована маса при подачі в барабан ПК переміщується на вивантаження кальцинованої соди із нього? Яка температура соди повинна при цьому бути?

5. Наведіть короткі характеристики холодильника газу кальцинації (ХГК) та промивача газу кальцинації (ПГК).

6. Напишіть повну назву КІСК співвідношення витрат гідрокарбонату натрію як ведучого потоку та ретурної соди в ПК для отримання кальцинованої соди високої якості при мінімальних витратах пари та максимальній продуктивності ПК із визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

7. Напишіть повну назву КІСК регламентним значенням вакууму перед циклоном, який створюється компресором для виділення парагазової суміші з живильного змішувача, з визначенням приладів контролю та керування із номерами їх позицій на схемі КІСК.

8. Наведіть основні функції об'єктів отримання діоксиду вуглецю, негашеного вапняку та отримання вапняної суспензії ВКС.

9. Яку температуру треба підтримувати в вапняно-обпалювальній печі (ВОП) для розкладання карбонату кальцію та отримання інтенсивного процесу?

10. На які три зони ділять процес в ВОП та дайте визначення кожної із них?

11. Наведіть технічну характеристику обертового гасителя вапняку.

12. Напишіть повну назву КІСК регламентним термічним процесом в ВОП, із урахуванням автоматизованих операцій підготовки та подачі вапна та шихти до неї, з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

13. Напишіть повну назву КІСК регламентними очисткою і охолодженням діоксиду вуглецю з ВОП із визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

14. Напишіть повну назву КІСК отриманням регламентної якості вапняної суспензії, що подається в об'єкт дистиляції ВКС, із визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

15. Напишіть повну назву КІСК забезпеченням середньої продуктивності ВКС за рівнем вапняної суспензії в збірниках цієї суспензії, з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

16. Яким чином отримують розчин хлориду натрію (сирого розсолу) для ВКС та чому цей розчин треба спочатку очистити від солей кальцію, магнію та ін., а потім застосовувати його в ВКС?

17. Які матеріальні потоки поступають в змішувач реагентів із мішалкою для отримання каустифікованого розчину?

18. Назвіть технічну характеристику реактора очистки сирого розсолу та які матеріальні потоки подаються в цей реактор?

19. Чому реактор очистки сирого розсолу не має мішалки, а перемішування матеріальних потоків, які поступають, відбувається?

20. Назвіть технічну характеристику та основне призначення відстійника Дорра. Які процеси очистки пульпи очищеного розсолу відбуваються в відстійнику Дорра та в які апарати надходять очищений розсіл і шлам?

21. Напишіть повну назву КІСК регламентними нормами технологічного режиму отримання очищеного розсолу високої якості при мінімальних витратах реагентів і максимальній продуктивності з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі КІСК.

Список літератури

Основна

1. Rant Z. Die Erzeugung von Soda nach dem Solvay Verfahren / Z. Rant. – Sarajevo: Forschungsinstitut für Bergbau und Chemische Technologie Tuzla, 1968. – 543 s.
2. Шокин И. Н. Технология соды : Учеб. пособие для вузов] / И. Н. Шокин, С. А. Крашенинников. – М. : Химия. 1975. – 287 с.
3. Микулин Г. И. Дистилляция в производстве соды / Г. И. Микулин, И. К. Поляков. – Л. : Госхимиздат, 1956. – 348 с.
4. Ткач Г. А. Моделирование десорбционных процессов содового производства / Г. А. Ткач, В. Д. Смоляк. – Л. : Химия. 1973. – 207 с.
5. Табунщиков Н. П. Производство извести / Н. П. Табунщиков. – М. : Химия. 1974. – 240 с.
6. Зайцев И. Д. Производство соды / И. Д. Зайцев, Г. А. Ткач, Н. Д. Стоев. – М. : Химия. 1984. – 312 с.
7. Процессы и аппараты химической технологии : учебник для вузов в 2 ч. Ч. 1 / Л. Л. Товажнянский, А. П. Готлинская, В. А. Лещенко и др.; под общей ред. Л. Л. Товажнянского. – Х. : НТУ «ХПИ». 2004. – 632с.
8. Процессы и аппараты химической технологии : учебник для вузов в 2 ч. Ч. 2 / Л. Л. Товажнянский, А. П. Готлинская, В. А. Лещенко и др.; под общей ред. Л. Л. Товажнянского. – Х. : НТУ «ХПИ». 2005. – 523с.
9. Основи вимірювань і автоматизації технологічних процесів : підручник / А. К. Бабіченко, В. І. Тошинський, Ю. А. Бабіченко та ін. – Х. : Вид-во «С. А. М.». 2009. – 618с.
10. Зайцев И. Д. Об одной задаче идентификации, возникающей при автоматизированном проектировании АСУ ТП содового производства / И. Д. Зайцев, А. А. Бобух. – К. : Ин-т Кибернетики АН УССР (Препринт :77 – 63). 1977. – С. 38-45.
11. Зайцев И. Д. Теория и методы автоматизированного проектирования химических производств. Структурные основы] / И. Д. Зайцев. – К. : Наук. думка. 1981. – 309 с.
12. Цейтлин М. А. Снижение вредного воздействия содового производства на окружающую среду. - Материалы VIII Международной конференции 23-24 февраля 2011. «Сотрудничество для решения проблемы

отходов»т] / М. А. Цейтлин, В. Ф. Райко, В. В. Шмельков. – Х. : Независимое агенство экологической информации (ЭКОИнформ). 2011. – С. 36-39.

13. Згуровский М. З. Интегрированные системы рационального управления и проектирования / М. З. Згуровский. – К. : Вища школа. 1990. – 351 с.

14. Трегуб В. П. Основы комп'ютерно-інтегрованого керування / В. Г. Трегуб. – К. : НУХТ. 2005. – 191 с.

15. Бобух А. О. Автоматизовані системи керування технологічними процесами : Навч. посіб. / А. О. Бобух. – Х. : ХНАМГ. 2006. – 185 с.

16. TRACE MODE 6. Интегрированная SCADA/HMI-SOFTLOGIC-EAM-HRM-система для АСУ ТП, АСКУЭ и систем управления производством : в 2 т. – М. : Adastra Research Group. 2008. – Т. 1 : Руководство пользователя. – 517 с. – Т. 2 : Руководство пользователя. – 508 с.

17. Бобух А. А. Компьютерно-интегрированная система автоматизации технологических объектов управления централизованным теплоснабжением : монография / А. А. Бобух, Д. А. Ковалев; под общ. ред. А. А. Бобуха. – Х. : ХНУГХ. 2013. – 226 с.

18. Лисаченко І. Г. Програмне забезпечення комп'ютерно-інтегрованих систем керування хіміко-технологічними процесами : навч.-метод. посіб. / І. Г. Лисаченко. – Х. : НТУ «ХП». 2012. – 112с.

19. Апаратно-програмні засоби комп'ютерно-інтегрованих систем керування : навч.-метод. посіб. . [Текст] / В. І Тошинський, І. І. Литвиненко, О. Г. Шутинський та ін. – Х. : НТУ «ХП». 2009. – 102с.

20. Трегуб В. П. Проектування систем автоматизації : навч. посіб. / В. П. Трегуб. – К. : Вид-во Ліра-К. 2014. – 344с.

Зміст

Умовні позначення.....	2
Вступ.....	4
ТЕМА 1 ВИРОБНИЦТВО КАЛЬЦИНОВАНОЇ СОДИ АМІАЧНИМ СПОСОБОМ ЯК ОБ'ЄКТ КОМП'ЮТЕРНО–ІНТЕГРОВАНОГО КЕРУВАННЯ УМОВНИМИ ОБ'ЄКТАМИ ГАЛУЗІ.....	5
ЛЕКЦІЯ 1 Техніко-економічна оцінка умовних об'єктів виробництва кальцированої соди аміачним способом (ВКС).....	5
ЛЕКЦІЯ 2 Опис принципової схеми ВКС як об'єкта комп'ютерно–інтегрованого керування умовними об'єктами галузі.....	10
ТЕМА 2 КОМПЛЕКСНИЙ ПІДХІД ДО СТВОРЕННЯ КОМП'ЮТЕРНО–ІНТЕГРОВАНИХ СИСТЕМ КЕРУВАННЯ УМОВНИМИ ОБ'ЄКТАМИ ГАЛУЗІ.....	17
ЛЕКЦІЯ 3 Основи розробки схем комп'ютерно–інтегрованих систем керування (КІСК) умовними об'єктами галузі.....	17
ЛЕКЦІЯ 4 Опис вибору сучасних контрольно-вимірювальних приладів та засобів автоматизації, в тому числі мікропроцесорних контролерів для розробки схем КІСК.....	21
ТЕМА 3 КІСК УМОВНИМ ОБ'ЄКТОМ (УО) РЕГЕНЕРАЦІЇ АМІАКУ ТА ДІОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ ІЗ РОЗЧИНІВ ВКС (ОБ'ЄКТ ДИСТИЛЯЦІЇ–ОД) ТА НАСИЧЕННЯ ОЧИЩЕНОГО РОЗСОЛУ ГАЗАМИ (ОБ'ЄКТ АБСОРБЦІЇ–ОА)	29
ЛЕКЦІЯ 5 Фізико-хімічні основи процесів УО регенерації аміаку та діоксиду вуглецю із розчинів ВКС (об'єкт дистиляції–ОД) та абсорбції газів (об'єкт абсорбції–ОА) з коротким описом технологічних процесів.....	29
ЛЕКЦІЯ 6 Розробка схеми КІСК об'єктом регенерації аміаку та діоксиду вуглецю із розчинів ВКС (об'єкт дистиляції–ОД).....	35
ЛЕКЦІЯ 7 Розробка схеми КІСК об'єктом насичення очищеного розсолу газами ВКС (об'єкт абсорбції–ОА).....	43
ТЕМА 4 КІСК УО НАСИЧЕННЯ АМОНІЗОВАНОГО РОЗСОЛУ ДІОКСИДОМ ВУГЛЕЦЮ ВКС (ОБ'ЄКТ КАРБОНІЗАЦІЇ–ОК) ТА ВИДІЛЕННЯ ВОЛОГОГО ГІДРОКАРБОНАТУ НАТРІЮ (ОБ'ЄКТ ФІЛЬТРУВАННЯ ОФ).....	49
ЛЕКЦІЯ 8 Фізико-хімічні основи процесів УО насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю ВКС (об'єкт карбонізації–ОК) та виділення вологого гідрокарбонату натрію (об'єкт фільтрування–ОФ) з коротким описом технологічних процесів.....	49
ЛЕКЦІЯ 9 Розробка схеми КІСК насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю ВКС (об'єкт карбонізації–ОК)	54

ЛЕКЦІЯ 10 Розробка схеми КІСК об'єктом виділення вологого гідрокарбонату натрію ВКС (об'єкт фільтрування–ОФ).....	61
Питання для модульного контролю № 1 КІСК УО.....	68
ТЕМА 5 КІСК УО ВИДІЛЕННЯ ВОЛОГОГО ГІДРОКАРБОНАТУ НАТРІЮ (ОБ'ЄКТ ФІЛЬТРУВАННЯ–ОФ) ТА ЙОГО ТЕРМІЧНОГО РОЗКЛАДАННЯ (ОБ'ЄКТ ТЕРМІЧНОГО РОЗКЛАДАННЯ–ОТР).....	73
ЛЕКЦІЯ 11 Фізико-хімічні основи процесів керування УО виділення вологого гідрокарбонату натрію (об'єкт фільтрування–ОФ) та його термічного розкладання (об'єкт–ОТР)	73
ЛЕКЦІЯ 12 Розробка схеми КІСК об'єктом термічного розкладання (ОТР) гідрокарбонату натрію ВКС.....	76
ТЕМА 6 КІСК УО ОТРИМАННЯ ДІОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ, НЕГАШЕНОГО ВАПНА ТА ВАПНЯНОЇ СУСПЕНЗІЇ ВИРОБНИЦТВА КАЛЬЦИНОВАНОЇ СОДИ.....	81
ЛЕКЦІЯ 13 Фізико-хімічні основи процесів керування УО отримання діоксиду вуглецю, негашеного вапна та вапняної суспензії з коротким описом технологічних процесів.....	81
ЛЕКЦІЯ 14 Розробка схеми КІСК УО отримання діоксиду вуглецю, негашеного вапняку та вапняної суспензії виробництва кальцированої соди.....	90
ТЕМА 7 КТІСК УО ПІДГОТОВКИ РОЗЧИНУ ХЛОРИДУ НАТРІЮ (РОЗСОЛУ СИРОГО) ВАПНЯНО-СОДОВИМ СПОСОБОМ ДЛЯ ВКС.....	95
ЛЕКЦІЯ 15 Фізико-хімічні основи процесів керування УО підготовки розчину хлориду натрію (розсолу сирого) вапняно-содовим способом для ВКС з коротким описом технологічних процесів.....	95
ЛЕКЦІЯ 16 Розробка схеми КІСК УО підготовки розчину хлориду натрію для ВКС вапняно-содовим способом	100
Питання для модульного контролю № 2 КІСК УО.....	106
Список літератури.....	109

Навчальне видання

БОБУХ Анатолій Олексійович
ПОДУСТОВ Михайло Олексійович
ДЗЕВОЧКО Олександр Михайлович
ПУГАНОВСЬКИЙ Олег Валентинович
ДЕМЕНКОВА Світлана Дмитрівна
ПЕРЕВЕРЗЄВА Алевтина Миколаївна

КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНІ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ОБ'ЄКТАМИ
ГАЛУЗІ
на прикладі виробництва кальцинованої соди за аміачним способом

Текст лекцій

для студентів другого (магістерського) рівня вищої освіти спеціалізації
151.02 «Комп'ютерно–інтегровані виробництва та прикладне
програмування»

Відповідальний за випуск Подустов М.О.
Роботу до видання рекомендував Дудник О.В.

В авторській редакції

План2020р., поз. 81

Підп. до друку 23.04.21 Формат 60×84 1/16. Папір офсетний.
Riso-друк. Гарнітура Times New Roman. Ум. друк. арк. _____.
Наклад 50 прим. Зам. № _____. Ціна договірна.

Видавець Видавничий центр НТУ «ХП».

Свідоцтво про державну реєстрацію ДК № 5478 від 21.08.2017 р.
61002, Харків, вул. Кирпичова, 2

Надруковано з готового оригінал-макету у друкарні ФОП В.В. Петров
Єдиний державний реєстр юридичних осіб та фізичних осіб – підприємців.
Запис №2480000000106167 від 08.01.2009 р.
61144, м. Харків, вул. Гв. Широнінців, 79в, к. 137, тел. (057)78-17-137.
e-mail: bookfabrik@mail.ua