

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

**«АВТОМАТИЗОВАНЕ КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМИ
ПРОЦЕСАМИ ГАЛУЗІ»
на прикладі виробництва кальцинованої
соди аміачним способом**

Текст лекцій

для студентів другого (магістерського) рівня вищої освіти спеціалізації
151.03 «Автоматизоване управління технологічними процесами»

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

**Харків
НТУ «ХП»
2021**

УДК 66-933. 6:661.333(075)

A22

Рецензенти:

О. Г. Руденко, д-р техн. наук, проф., зав. кафедри комп'ютерних інтелегуальних 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.

A22 «Автоматизоване управління технологічними процесами галузі» на прикладі виробництва кальцинованої соди аміачним способом: текст лекцій.

А. О. Бобух, М. О. Подустов, О. М. Дзевочко, О. В. Пугановський, С. Д. Деменкова, А. М. Переверзева. – Харків: НТУ «ХП», 2021. – 103с.

У тексті лекцій розглядаються теоретичні, методологічні та практичні методи вивчення, розробки і реалізації схем автоматизованого керування технологічними процесами основних відділень виробництва кальцинованої соди аміачним способом із застосуванням сучасних контрольно-вимірювальних приладів та засобів автоматизації, зокрема мікропроцесорних контролерів.

Призначено для студентів 5 курсу за спеціалізацією 151.03 «Автоматизоване управління технологічними процесами».

Іл. 10 . Табл. 3 . 20 Бібліогр. назв.

УДК 66-933. .6:661.333(075)

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

© НТУ «ХП», 2021

Умовні позначення

АБ – абсорбер.

АКТП – автоматизоване керування технологічними процесами.

ВКС – виробництво кальцинованої соди аміачним способом.

ВОП – вапняно-обпалювальна піч.

ВП-1 (ВП-2) – випарник першитй (другий) відділення дистиляції.

ВФЛ – вакуум-фільтр барабанний.

ГВ – гаситель вапна.

ДС – дистилер фільтрової рідини.

ДСР – дистилер слабкої 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 слабкої рідини.

ЗРС – збірник розсолу сирого.

ЗФР – збірник фільтрової рідини.

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, 2, 6] безперервний виробничий процес отримання кальцинованої соди аміачним способом та його апаратурне оформлення практично не зазнали істотних змін. Незважаючи на те, що за ці роки робилися численні спроби підвищення питомої продуктивності апаратури, модернізації технології та зменшення відходів цього виробництва, до початку ХХІ століття ці спроби практично не дали позитивних результатів.

Аміачний спосіб отримання кальцинованої соди залишається основним, незважаючи на те, що у світі виробництво соди базується ще на трьох способах її отримання: з природної соди (трони), з нефелінової сировини та карбонізацією гідроксиду натрію [6].

Текст розрахований на 16 лекцій, на кожній із яких розглядаються важливі питання розробки схем «Автоматизоване керування технологічними процесами» галузі на прикладі виробництва кальцинованої соди аміачним способом.

Лекції мають необхідні ілюстрації, які спрощують сприйняття інформації студентами.

Для зручності студентів при підготовці до модульного контролю наведені запитання для самопідготовки.

ТЕМА 1

ВИРОБНИЦТВО КАЛЬЦИНОВАНОЇ СОДИ АМІАЧНИМ СПОСОБОМ З МЕТОЮ РОЗРОБКИ СХЕМ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМИ ПРОЦЕСАМИ ГАЛУЗІ І ОПИСОМ СУЧАСНИХ КОНТРОЛЬНО-ВИМІРЮВАЛЬНИХ ПРИЛАДІВ ТА ЗАСОБІВ АВТОМАТИЗАЦІЇ

Лекція 1

Техніко-економічна оцінка технологічного процесу виробництва кальцированої соди аміачним способом

Виробництво кальцированої соди аміачним способом (ВКС) включає такі відділення (під «відділенням» мають на увазі групу апаратів, пов'язаних спільністю процесів, що в них відбуваються, та відповідних збірників для зберігання сировини):

- отримання карбонатної сировини: вибухові роботи, видобування, дроблення, транспортування;
- переробка карбонатної сировини: обпалювання, охолодження і очищення діоксиду вуглецю, гашення вапна з отриманням вапняної суспензії;
- очищення хлориду натрію (розсолу): взаємодія сирого розсолу з реагентами в реакторах та відстій його для отримання очищеного розсолу;
- абсорбція: відмивання в промивачах газів (що виділяються на інших відділеннях) від аміаку, насичення розчину хлориду натрію (очищеного розсолу) аміаком та частково діоксидом вуглецю, охолодження амонізованого розсолу;
- карбонізація: відмивка від аміаку газу, що залишає стадію карбонізації (супроводжується уловлюванням невеликих кількостей діоксиду

вуглецю), попередньої карбонізації, карбонізації з виділенням гідрокарбонату натрію (гідрокарбонатної суспензії) в карбонізаційних робочих колонах, компримування (перед подачею в карбонізаційні робочі колони) діоксиду вуглецю, що надходить з відділень обпалювання карбонатної сировини і кальцинації;

- компримування: стиснення газу, що містить діоксид вуглецю; створення вакууму, необхідного для роботи барабанних вакуум-фільтрів і апаратів абсорбції; подача повітря для технологічних потреб;

- фільтрування: розподіл гідрокарбонатної суспензії на вакуум-фільтрах із отриманням фільтрової рідини, вологого гідрокарбонату натрію та відсмоктування повітря вакуум-насосами;

- кальцинація: зневоднення і розкладання сирого гідрокарбонату натрію в содових печах або парових кальцинаторах, охолодження і очищення діоксиду вуглецю після них;

- дистиляція: попередній підігрів та дисоціація карбонатів і гідрокарбонатів амонію, що утримуються в фільтрованій рідині, змішування і взаємодія нагрітої рідини з вапняною суспензією та відгонка аміаку і діоксиду вуглецю.

Основні техніко-економічні показники виробництва кальцинованої соди аміачним способом характеризуються такими даними [6]:

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

- розсіл, m^3 : сирий 5,13;
очищений (310 г / л) 5,08;
у перерахунку на 100 % -NaCl, кг 1590;
- вапно (85 % -CaO), кг 734,4;
на очистку від солей магнію 4,4;
- кальцинована сода (Na_2CO_3) на очистку від солей Ca, кг 22;
- аміачна вода (25,5 % аміак (NH_3)), кг 10;
- гідросульфід натрію (NaHS), кг 3.

У виробництві кальцинованої соди на 1 т власне продукту приходиться 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 (питома витрата на 1 т соди):

- паливо (кокс), кг:
 - на кальцинацію гідрокарбонату натрію 129;
 - на отримання вапна (СаО) 94;
- пар, ГДж (Гкал) 5,35 (1,28);
- електроенергія, МДж (кВт / год) 220 (61);
- вода, м³ 150.

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

- абсорбція 10; компресори 3;
- карбонізації 6,5 кальцинація 18,9;
- дистиляція 50,3; затарювання 2;
- фільтрація 1,8; Σ 100.

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

- сировина і матеріали 39,2;
- енерговитрати 32,9;
- витрати на експлуатацію та утримання обладнання 17,8;
- інші витрати (заводські та цехові) 10,1

5. Основною сировиною у виробництві кальцинованої соди є:

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

• карбонат кальцію (CaCO₃), приблизний склад вапняку і 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; Fe₂ O₃+Al₂O₃ 0,3–0,6, 0,2–0,4 відповідно;

- аміачна вода: водний 25%-вий розчин аміаку (NH_3), в її складі не більше 80 (г/л) діоксиду вуглецю;

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

6. У виробництві кальцинованої соди 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. Окрім того, застосовуються поняття: прямий титр розчину, загальний і пов'язаний аміак. Прямий титр (загальна лужність) розчину визначається титруванням проби ВВВрідини, що містить карбонатні солі натрію і аміаку, а також аміак у вигляді NH_4OH , нормальним розчином соляної або сірчаної кислот у присутності індикатора (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 у розчині, куди входять усі аміачні сполуки, визначається формальдегідним методом, а пов'язаний аміак – за різницею між загальним вмістом аміаку і прямим титром, виражається також у н.д.

Лекція 2

Опис принципової схеми ВКС з метою розробки схем автоматизованого керування технологічними процесами галузі

Принципова схема виробництва кальцинованої соди аміачним способом (ВКС) [1, 2, 6] із деталізацією до основних відділень наведена на рис.1. Розчин хлориду натрію (розсіл сирий) (28.1) із свердловин подають у відділення очищення розсолу (1) на очистку (детально розглянуто в лекції 16), складається із 12 апаратів (1–12), сирий розсіл від домішок очищають вапняно-содовим способом. При очищенні сирого розсолу (28.1) вапняною суспензією (33.3) від апаратів гашення (7(11–21)) та содовим розчином (32.1) (з відділення кальцинації (5.26)) осідають його домішки – солі кальцію та магнію – у вигляді шламу (36) та виводяться для переробки. Очищений розсіл (28.2) направляється на відділення абсорбції (2).

Відділення абсорбції (2) детально розглянуто в лекціях (6–7), складається із 7 апаратів (1–7). Очищений розсіл (28.2) насичується: парогазовою сумішшю (2;10;11) із відділення дистиляції (6); парогазовою сумішшю (2; 10.5) із відділення карбонізації (3) та повітряногазовою сумішшю (3;11) із відділення фільтрування (4), а також при необхідності додають аміак (11). Приготований амонізований розсіл (28.3) після охолодження двома потоками води (1.3.1, 1.3.3 – входи, 1.3.2, 1.3.4 – виходи) поступає на відділення карбонізації (3).

Відділення карбонізації (3) детально розглянуто в лекціях (8–9), складається із серії апаратів, кожна – по 5 апаратів (1–5). Розсіл (28.3) взаємодіє із діоксидом вуглецю (10.8), що нагнітається компресорами із відділень: обпалювання карбонатної сировини ((7(1–10))), цей газ поділяється на три частини: перша із них (10.3) подається в колону попередньої карбонізації; друга – у вигляді газу другого введення (10.2) подається в середню частину карбонізаційної колони (КЛ) (5); третя – після змішування із діоксидом вуглецю (10.7) із відділення кальцинації (5.22)) – у вигляді газу першого вводу (10.1) подається в нижню частину КЛ (5).

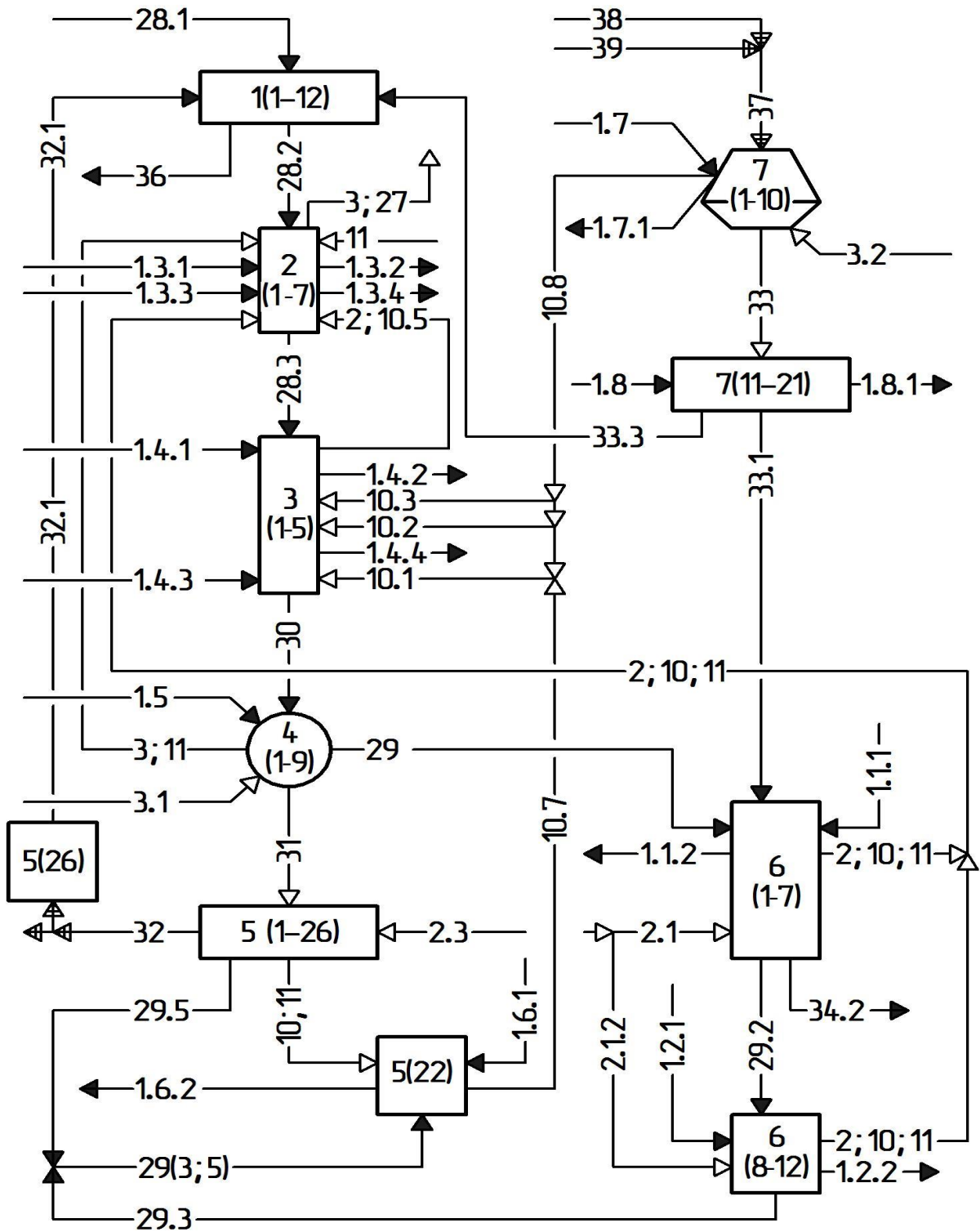


Рисунок 1 – Принципова схема виробництва кальцинованої соди аміачним способом з деталізацією по відділенням

У відділенні карбонізації (3) утворюється гідрокарбонат натрію, що випадає із розчину в осад (гідрокарбонатна суспензія (30)). Для забезпечення температурного режиму карбонізації (3) в апарати подають воду двома потоками (1.4.1, 1.4.3 – входи, 1.4.2, 1.4.4 – виходи). Із відділення карбонізації (3) гідрокарбонатна суспензія (30) самопливом подається на відділення фільтрування (4).

Відділення фільтрування (4) детально розглянуто в лекціях (10–11), складається з 9 апаратів (1–9). На барабанних вакуум-фільтрах (ВФЛ) відбувається виділення кристалів гідрокарбонату натрію за допомогою вакуум-насосів, промивка їх водою (1.5), сушка кристалів та продування тканини стислим повітрям (3.1). Фільтрова рідина (маточна рідина та промивна вода) (29) подається до відділення дистиляції ((6(1–7))), а вологий гідрокарбонат натрію (31) надходить до відділення кальцинації (5).

Відділення кальцинації (5) докладно розглянуто в лекціях (12–13) складається із 26 апаратів (1–26). У паровому кальцинаторі, що обертається (ПК) вологий гідрокарбонат натрію (31) розкладається парою (2.3) із отриманням кальцинованої соди (32) та діоксиду вуглецю (10.7), а конденсат (29.5) з ПК надходить у промивач газу кальцинації (ПГК) (5.22). Сода (32) направляється на склад; крім того, із неї готують содовий розчин (32.1) для відділення очищення розсолу (1). Діоксид вуглецю (10.7) після охолодження та промивки в ПГК (5.22) компримується та подається на відділення карбонізації (3).

Відділення дистиляції (6) детально розглянуто в лекціях (4–5), складається з 12 апаратів (1–12), причому умовно його поділяють на основну дистиляцію (апарати (1–7)) та – слабких рідин (апарати (8–12)). З фільтрової рідини (29) регенерують діоксид вуглецю, а потім аміак за допомогою гострої пари (2.1) для розкладання хлориду амонію, цю рідину змішують із вапняної суспензією (33.1). Парогазовий потік, що утворився (2; 10; 11), після охолодження водою (1.1.1– на вході та 1.1.2 – на виході), подається на відділення абсорбції (2), а суспензія дистиляції (34.2) поступає в спеціальні

відстійники. Потoki слабких рідин (29.2), що утворюються при охолодженні газів відділення дистиляції та інших відділень (на рис. 1 не показані) поступають, на дистиляцію слабких рідин (6), апарати (8–12). Тут парогазова суміш (2;10;11) десорбується парою (2.1.2), охолоджується водою (1.2.1– на вході та 1.2.2 – на виході) і з'єднується із загальним потоком (2; 10; 11), який направляється на відділення абсорбції (2). Рідини (29.3), з'єднуючись з конденсатом (29.5) після кальцинації (5), надходять у ПГК (5.22) для промивання та знову використовуються (на рис. 1 не показані).

Відділення обпалювання карбонату кальцію і гасіння вапна (7) детально розглянуто в лекціях 14–15. Воно складається з 21 апарата ((1–10) та (11–21). Вапняну суспензію (33.1), що подають на відділення дистиляції (6), отримують гасінням вапна (33) нагрітою водою (частина води 1.8 – на вході, 1.8.1– на виході). Вапно (33) надходить із апаратів (7) випалу шихти (37) (суміш вапняку (38) і коксу (39)) при безперервному подаванні повітря (3.2), а також води (1.7 – на вході, 1.7. 1 – на виході) для очищення і охолодження діоксиду вуглецю (10.8), який подається на відділення карбонізації (3).

Викладене дозволяє вважати виробництво кальцинованої соди аміачним способом складним виробництвом, що складається зі складних процесів і апаратів хімічної технології [7, 8], та розглядати його як об'єкт, для якого необхідно розробляти схеми автоматизованого керування технологічними процесами галузі (АКТПГ) основних відділень, що сприяють підвищенню ефективності експлуатації як зазначених відділень, так і виробництва кальцинованої соди аміачним способом у цілому.

Лекція 3

Опис вибору сучасних контрольно-вимірювальних приладів та засобів автоматизації, у тому числі мікропроцесорного контролера для розробки схем АКТПГ

Для автоматизованого керування технологічними процесами галузі (АКТПГ) основних відділень виробництва кальцинованої соди аміачним способом (ВКС) необхідно розглянути розробку схеми такого керування [9–12] за однаковою методикою, яка передбачає:

- короткий опис технологічного процесу відділення з обґрунтуванням доцільності виконання конкретних функцій;
- опис усіх функцій, необхідних для реалізації схем АКТПГ;
- обґрунтування вибору сучасних контрольно-вимірювальних приладів та засобів автоматизації (КВП та ЗА), у тому числі мікропроцесорного контролера (МПК) для реалізації описаних функцій;
- опис назви схем АКТПГ конкретного відділення;
- висновки про доцільність розробки АКТПГ.

Сучасною промисловістю серійно випускається велика кількість контрольно-вимірювальних приладів та засобів автоматизації (КВП та ЗА), у тому числі мікропроцесорних контролерів (МПК) [9–15], які відрізняються можливостями та експлуатаційними характеристиками, а також програмними засобами [16, 17]. Розглянемо коротко технічні характеристики одного з МПК, який доцільно застосовувати при розробці схем АКТПГ основних відділень виробництва кальцинованої слди.соди.

Це МПК типу ОВЕН ПЛК–160 [12]. Контролер призначений для (дані з сайту виробника owen.ua) таких дій:

- 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 по за сферою законодавчо регульованої метрології, може застосовуватися 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: спеціалізовани 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 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 контролера OVEN ПЛК–160

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

Програмування здійснюється за допомогою програмного 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. 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.

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 (рис. 2).

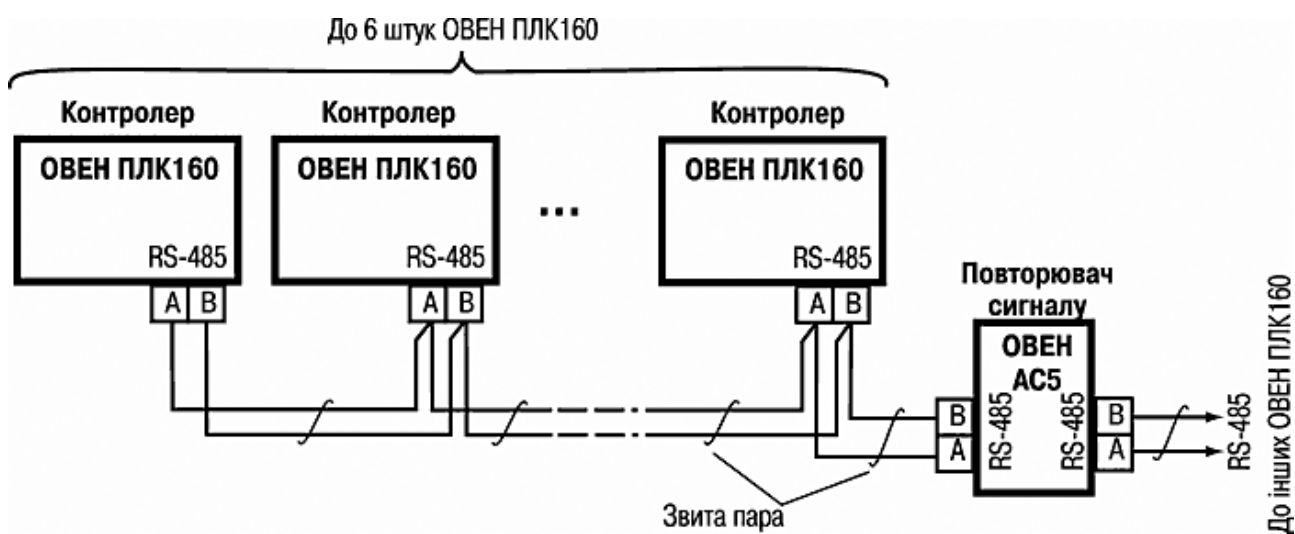


Рисунок 2 – Приклад схеми підмикань у мережу більше 6 контролерів.

Для використання ОВЕН ПЛК–160 у схемах АКТПГ можливі два варіанти. Перший – це безпосереднє підключення зовнішніх пристроїв до блока контролера. У цьому випадку кількість ліній входу / виходу обмежена кількістю контактів на корпусі. Також недоліком цього варіанта є небезпека пошкодження контролера через провідники, що під'єднують зовнішні пристрої. Такий варіант використовують у невеликих схемах АКТПГ із захищеними лініями зв'язку. Другий варіант – це використання додаткових функціональних модулів. Структуру керування для такого варіанта наведено на рис. 3. У такій системі задіяні лінії вводу / виводу контролера, а також додаткові такі ж модулі (рис. 3).

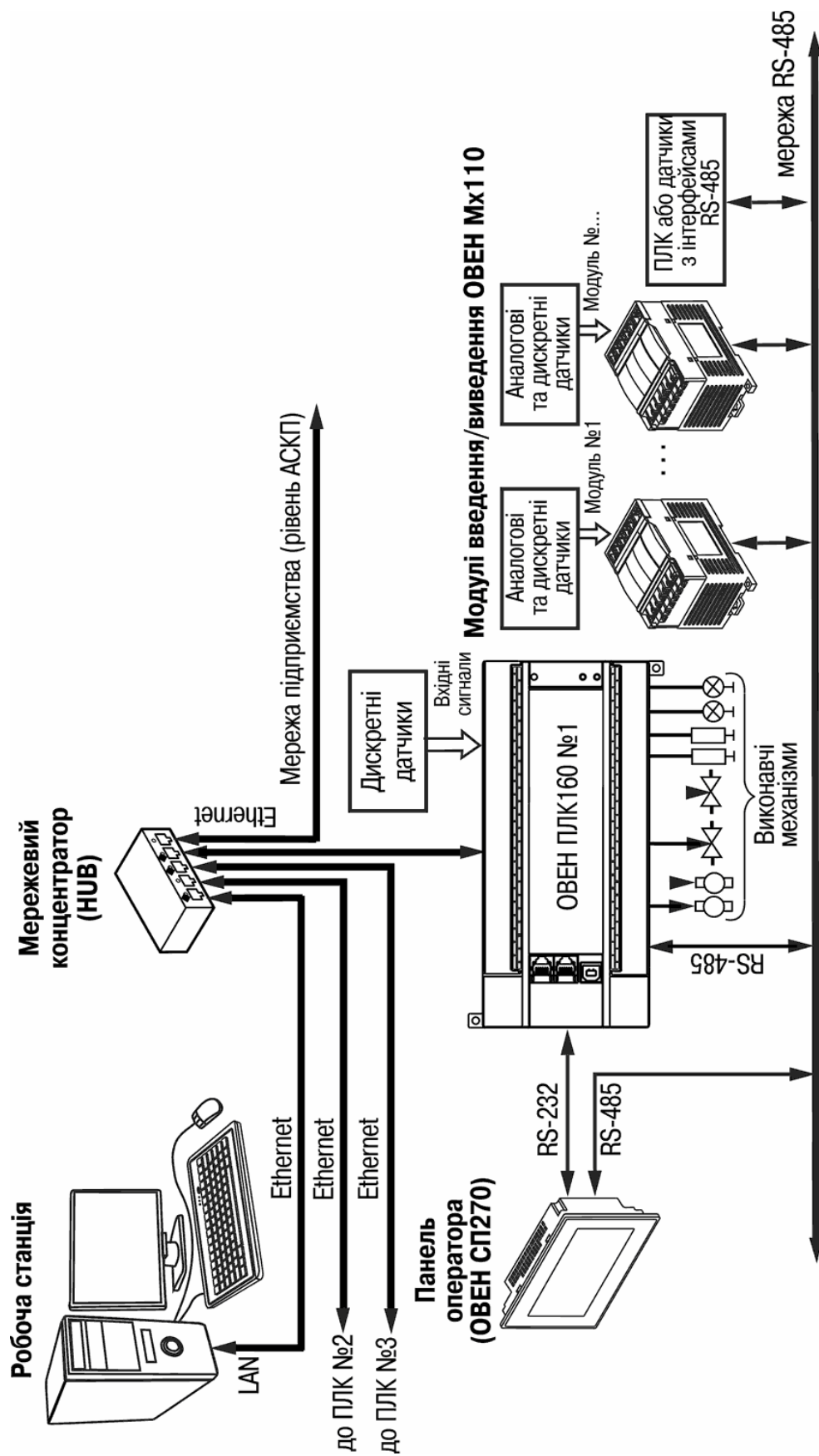


Рисунок 3 – Структура з'єднань ОВЕН ПЛК-160 у системі керування

Зв'язок між ПЛК і модулями відбувається через мережу RS-485. При цьому кількість контрольованих параметрів, якими керують, обмежена обчислювальними можливостями ПЛК, а асортимент модулів дозволяє підібрати оптимальну конфігурацію системи керування.

До ПЛК через мережу RS-485 може бути підключено один із 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 схемі АКТПГ планується використовувати 1 ПЛК, то є сенс застосовувати пряме Ethernet або USB з'єднання. У випадку застосування кількох ПЛК використовують HUB, до якого під'єднують окремі ПЛК. Для складних схем АКТПГ 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.

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

2,5кПа до 16 МПа, вакуумметричного – від 0,06 до 100 кПа, гідростатичного – від 2,5 кПа до 250 кПа, як первинний перетворювач (ПрП) доцільно використати вимірювальні тензорезисторні перетворювачі вище названих тисків з уніфікованими вихідними сигналами постійного струму 4–20 мА типу: «Сафір-М 21хх», «Сафір-М 24хх», «Сафір-М 20хх», «Сафір-М 22хх» та «Сафір-М 25хх» відповідно, сигнали від яких надходять на входи МПК.

Як первинний перетворювач (ПП) для автоматичного контролю витрати рідинних потоків, треба застосовувати: діафрагму камерну під фланцевий спосіб 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 перетворювачі перепаду тисків з уніфікованими вихідними сигналами постійного струму 4–20 мА типу: для витрати «Сафір-М 24хх» і для рівня «Сафір-М 25хх», 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 витратоміри 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 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 - нормуючі перетворювачі з уніфікованих вихідними

сигналами постійного струму 4–20 мА, пропорційних вимірюваній величині рН типу Ш-703, сигнали від них поступають на 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 входи МПК. (Виробник приладів ІКЦ КВП Комплект, Уфа).

Для здійснення пуску / зупинки електродвигунів та зміни числа їх оборотів як ВМ застосовуються твердотільні реле КІРРІВОР серії НТ, призначені для керування трифазним електричним навантаженням від 10 до 120 А. Реле серії НТ мають симісторний вихід (TRIAC). Для зміни витрати матеріальних потоків як ВМ застосовуються однооборотні електродвигуни типу МЕО1 з гальмом, механічно з'єднані з регулюючими органами [14, 15].

Умовні зображення на рисунках усіх функцій фрагментів схем АКТПГ, які реалізовані МПК, показані колами (діаметром 2 мм), а позначення параметрів автоматичних: контролю – буквою «К», технологічна сигналізація – буквою «С», розрахунку та видачі керуючих впливів на відповідні ВМ – буквою «У».

Тема 2

АКТІВ РЕГЕНЕРАЦІЇ АМІАКУ ТА ДІОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ ІЗ РОЗЧИНІВ ВКС (ВІДДІЛЕННЯ ДИСТИЛЯЦІЇ – ВД)

Лекція 4

Фізико-хімічні основи процесу регенерації аміаку та діоксиду вуглецю із розчинів ВКС та короткий опис відділення дистиляції

Процес регенерації аміаку (NH_3) і діоксиду вуглецю (CO_2), що містяться у фільтровій рідині (маточна рідина і промивна вода ВФЛ з відділення фільтрування) у вигляді розчинених солей хлориду (NaCl) і гідрокарбонату (NaHCO_3) натрію, а також – карбонату ($(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$) і гідрокарбонату (NH_4HCO_3) амонію, називають дистиляцією [1–4, 6]. Тому основним призначенням відділення дистиляції виробництва кальцинованої соди аміачним способом (ВКС) є практично повна відгонка аміаку і діоксиду вуглецю з фільтрової рідини та формування неперервного матеріального потоку парогазової суміші, що спрямовується на абсорбцію з такими показниками:

-вміст, % (мас): аміаку (NH_3)	51–53;
-діоксид вуглецю (CO_2)	26–28;
-температура, °С	58–60.

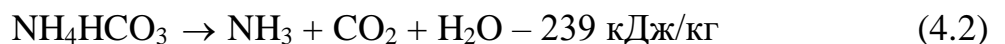
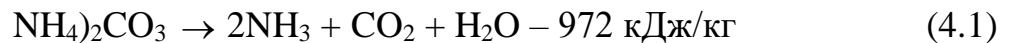
У відділенні дистиляції окрім фільтрової рідини (близько 80 % навантаження відділення) переробляються також усі рідини, що утворюються в результаті промивання газів і апаратів, які називають слабкими.

У відділенні дистиляції протікають реакції розкладання карбонатних солей амонію за рахунок нагрівання розчинів і реакції розкладання зв'язаного аміаку при взаємодії його з вапняною суспензією. Утворюється діоксид вуглецю і аміак, які виділяють відгонкою з розчинів при нагріванні. Процес дистиляції аміаку і діоксиду вуглецю з фільтрової рідини здійснюється в колоні, що складається з конденсатора-холодильника газу

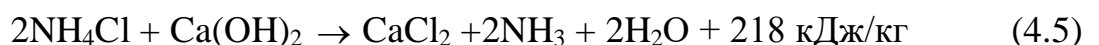
дистиляції (КХДС), теплообмінника дистиляції (ТДС) і дистилера (ДС) (див. рис. 4, лекція 5). Рідини дистиляції нагрівають парою.

Фільтрова рідина з відділення фільтрування при температурі 25–30 °С подається в КХДС, де нагрівається і при температурі 35–40 °С починається розкладання бікарбонату амонію і виділення діоксиду вуглецю. При нагріванні цієї рідини до 65–70 °С починає дисоціювати бікарбонат амонію. Рідина після КХДС при температурі 70–78 °С надходить в ТДС, де температура її підвищується до 90 °С, а розкладання гідрокарбонату амонію різко прискорюється. При підігріванні рідини до температури кипіння майже весь діоксид вуглецю десорбується.

У КХДС і ТДС протікають такі реакції [6]:



Рідина з ТДС направляється в змішувач (ЗМ – реактор з мішалкою), сюди ж при температурі 90 °С надходить вапняна суспензія (з відділення гашення вапна), що містить 200–220 н.д. СаО. Пара, що подається в нижню частину ДС, проходить протитоком зазначені вище апарати і рідини перед подачею в ДС, а парогазова суміш після ДС надходить в ЗМ (змішувач вапняної суспензії і рідини перед подачею в ДС). У результаті чого в ЗМ відбувається процес регенерації аміаку з хлориду амонію:

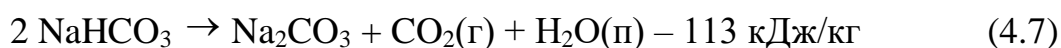


Утворений при цьому вільний аміак виділяється у парогазову суміш і надходить у ТДС та далі – у КХДС, а суспензія – у ДС.

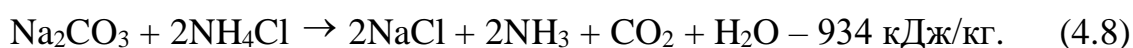
З усіх побічних реакцій, що протікають у ЗМ і ДС, небажаною є утворення гіпсу, який відкладається на внутрішній поверхні апаратів і трубопроводів:



Наявність інкрустацій (гіпсової кірки) у ДС залежить як від умов утворення сульфату кальцію (CaSO_4), так і від апаратурного оформлення процесу дистиляції. У діапазоні температур, які спостерігаються в ДС, сульфат кальцію утворює дві кристалічні модифікації: нижче 93°C – двоводний гіпс ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$), вище 93°C – напівводний ($\text{CaSO}_4 \cdot 0,5\text{H}_2\text{O}$) гіпс. Режим при температурі вище 93°C називають «гарячим», нижче 93°C – «холодним». Поширення отримав «гарячий» режим роботи ДС, при якому значно менша швидкість росту інкрустацій (гіпсової кірки). Окрім фільтрової рідини у відділення дистиляції надходить деяка кількість слабкої рідини, що містить у розчиненому вигляді гідрокарбонат (NaHCO_3) і карбонат (Na_2CO_3) натрію. При підігріві гідрокарбонат натрію (NaHCO_3) дисоціює з виділенням газоподібного CO_2 :



Карбонат натрія (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 єдиного технологічного процесу відділення дистиляції (див. рис. 4). Це відділення складається: з конденсатора-холодильника газу дистиляції (КХДС) (1), теплообмінника дистиляції (ТДС) (2), дистилера (ДС) (3), змішувача (реактора з мішалкою) (ЗМ) (4), першого випарника (ВП-1) (5), другого випарника (ВП-2) (6) і параструйного ежектора (7).

Фільтрова рідина (29) надходить у КХДС (1) – вертикальний апарат прямокутного перетину $2,9 \times 2,2$ м, висотою 15,7 м, що складається з конденсаторної і холодильної частин. Конденсаторна частина складається з чотирьох корпусів (царг), холодильна – з двох, у верхню подається вода (1.1.1) (на виході із нижньої – 1.1.2). У кожному корпусі встановлено по три секції. Перетікання рідини з верхніх секцій в нижні здійснюється за

допомогою зовнішніх штуцерів. Парогазова суміш надходить через штуцер і переходить з конденсаторної частини в холодильну через патрубки. Фільтрова рідина (29) надходить у конденсаторну верхню частину кожної царги, виходить з її нижньої частини і переходить у наступну царгу. Діоксид вуглецю (10), що виділяється з рідини, по спеціальним комунікаціям відводиться з верхньої частини кожної царги і по трубах направляється в загальний колектор парогазової суміші (2; 10; 11), що спрямовується на відділення абсорбції.

Рідина після КХДС (1), нагріта до 70–78 °С, надходить у верхню царгу ТДС (2) – вертикальний апарат висотою 15 м і діаметром 3,2 м, що складається з 14 чавунних царг, між якими встановлені контактні елементи. У ТДС (2) відбувається розкладання карбонатів амонію, що містяться в рідині, а утворений діоксид вуглецю (10) практично повністю відганяється. Із ТДС (2) потік рідини (29.1), нагрітий до 95–98 °С, направляється в ЗМ (4) – вертикальний сталевий резервуар (реактор), діаметром 3,2 м і висотою 10,7 м, забезпечений рамною мішалкою. Верхня (не заповнена рідиною) частина ЗМ (4) служить сепаратором бризок, що надходять з парогазовою сумішшю з ДС (3). Сюди ж при 90 °С надходить вапняна суспензія (33.1). Перебування суспензії (33.1) у ЗМ (4) протягом 40–60 хв забезпечує кристалізацію гіпсу і дозволяє збільшити пробіг ДС (3) між чистками.

З нижньої частини ЗМ (4) суспензія (33.2) надходить у верхню частину ДС (3) – вертикальний апарат, з внутрішнім діаметром 3,0 м і висотою 21,7 м, складається з 22 чавунних царг. Пара (2.1) у ДС (3) надходить через колокол, до якого кріпиться спеціальний відбійник для захисту отворів вивода суспензії (34) від прямого попадання пари. Парогазові суміші (2; 11.1 та 2; 11) в апаратах дистиляції рухаються протитечією за відношенням до рідини, при цьому парогазова суміш (2; 11.1), що містить аміак, з верхньої царги ДС (3) надходить у сепараційний простір ЗМ (4), з якого направляється в нижню царгу ТДС (2) та далі – в КХДС (1).

Суспензія (33.2) з ЗМ (4) надходить у ДС (3) і рухається зверху поступово втрачаючи аміак (11) у результаті контактування з парогазовою сумішшю, що піднімається вгору. Остаточна регенерація аміаку (11) здійснюється паром (2.1) в ДС (3), з якого суспензія дистиляції (34) при температурі 108–115 °С надходить у ВП-1 (5), а з нього суспензія (34.1) – поступає в ВП-2 (6). Після ВП-2 суспензія дистиляції (34.2) направляється на пісколовку, де її розбавляють холодною водою і перекачують у відстійник, так зване «біле море» (на рис. 4 не показані).

Пара після ВП-1 (2.2.1) і ВП-2 (2.2.2) (за рахунок самовипарювання рідини при зниженні тиску) як вторинна пара (2.2.3) надходить у пароструминний ежектор (7), на який подається пара (2.1.1) для створення тиску, а після нього пара (2.1.2) надходить в колону дистиляції слабкої рідини (8–12). Ця колона складається з: конденсатора-холодильника дистиляції слабких рідин (КХДСР) (8), дистилера слабкої рідини (ДСР) (9), збірника дегазованої рідини (ЗДР) (10), збірника слабкої рідини (ЗСР) (11), а також насоса (12) з електродвигуном для перекачування цієї рідини.

Слабка рідина (29.2), що виділяється в холодильній частині КХДС (1), збирається в ЗСР (11), із якого насосом з електродвигуном (12) вона подається в конденсаторну частину КХДСР (8) – вертикальний апарат прямокутного перетину $2,37 \times 3,03$ м і висотою 6,9 м, що складається з трьох царг. У холодильну частину КХДСР (8) подається вода (1.2.1) (на виході 1.2.2). За конструкцією і принципом дії КХДСР (8) аналогічний КХДС (1). Відрізняється він тим, що слабка рідина холодильної і конденсаторної частин апарату, змішуючись при температурі 73–77 °С, надходять у верхню царгу ДСР (9).

ДСР (9) – вертикальний апарат, з внутрішнім діаметром 2 м і висотою 15,7 м, складається з 15 царг, у ньому відбувається дистиляція аміаку (11) і діоксиду вуглецю (10) з слабкої рідини паром (2.1.2), що подається параструминним ежектором (7). Парагазова суміш (2; 10; 11), що пройшла ДСР (9), а потім КХДСР (8), при 58–60 °С направляється на абсорбцію

(з'єднуючись з такою ж сумішшю з КХДС (1)), дегазована рідина після ДСР (9) надходить в ЗДР (10), звідки її направляють в ПГК(промивач газу кальцинації на рис. 4 не показаний).

Лекція 5

Розробка схеми АКТПГ відділення дистиляції ВКС

Оскільки процес регенерації аміаку і діоксиду вуглецю здійснюється при регламентних значеннях температур рідини, пари та парогазових сумішей, а основною складовою собівартості (50,3 %) кальцинованої соди є витрата пари, тому в першу чергу розглядається розробка фрагмента схеми АКТПГ для відділення дистиляції (рис. 4).

З урахуванням вище викладеного, для забезпечення регламентних значень температури парогазової суміші (2; 10; 11), що надходить на абсорбцію, необхідно реалізувати автоматичний контроль температури зазначеної суміші після КХДС (1) і КХДСР (8) з розрахунком і видачею керувальних впливів на керування цією температурою зміною витрати води (1.1.1) в холодильну частину КХДС (1) з корекцією за температурами: газу з ТДС (2) в КХДС (1), рідини з КХДС (1) у ТДС (2), та витратою води (1.2.1) в холодильну частину КХДСР (8) з корекцією за температурою рідини з КХДСР (8) в ДСР (9).

Для забезпечення мінімізації витрати пари (2.1) в ДС (3) необхідно реалізувати автоматичний контроль витрати пари (2.1) в ДС з розрахунком і видачею керувальних впливів на керування витратою цієї пари з корекцією за: температурами – пари (2.1), парогазової суміші (2; 11.1) з ДС (3) у ЗМ (4); рідини – (29.1) з ТДС (2) у ЗМ (4), дистилерної суспензії (34) з ДС (3) у ВП-1 (5); тиском – у нижній царзі ДС (3); витратами – вапняної суспензії (33.1) у ЗМ (4) і фільтрової рідини (29) у КХДС (1).

Для забезпечення стабільної роботи насоса (12) подачі слабкої рідини (29.2) в КХДСР (8) необхідно реалізувати автоматичний контроль тиску в напірному патрубку цього насоса з розрахунком і видачею керувальних впливів на керування цим тиском зміною числа обертів електродвигуна зазначеного насоса з корекцією за тиском у напірному патрубку параструминного ежектора (7).

Для забезпечення регламентної витрати фільтрової рідини (29) в КХДС (1) необхідно реалізувати автоматичний контроль цієї витрати з розрахунком і видачею керувальних впливів на керування витратою цієї рідини з корекцією за: температурою – рідини з КХДС (1) в ТДС (2) і витратами – пари (2.1) в ДС (3) і вапняної суспензії (33.1) в ЗМ (4).

Для забезпечення заданого співвідношення витрат пари в ДСР (9) і слабкої рідини в КХДСР (8) необхідно реалізувати автоматичний контроль цих параметрів з розрахунком і видачею керувальних впливів на керування їх співвідношенням зміною витрати пари з корекцією за температурою парогазової суміші у верхній частині ДСР (9).

Реалізацію розробленої схеми АКТПГ як відділення дистиляції, так і інших основних відділень ВКС, доцільно виконувати при наявності відповідних математичних моделей [18–20].

Для фрагмента схеми АКТПГ відділення дистиляції ВКС необхідно виконати такі функції:

- автоматичний контроль температури парогазової суміші з КХДС (1), що надходить на абсорбцію, технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керувальних впливів на керування цією температурою зміною витрати води в холодильну частину КХДС (1) з корекцією за температурами: газу з ТДС (2) в КХДС (1) і рідини з КХДС (1) в ТДС (2);

- автоматичний контроль температури парогазової суміші з КХДСР (8), що надходить на абсорбцію, технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керувальних впливів на керування цією температурою зміною витрати води в холодильну частину КХДСР (8) з корекцією за температурою рідини з нього в ДСР (9);

- автоматичний контроль витрати пари в ДС (3), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керувальних впливів на керування витратою пари з корекцією за: температурами пари в ДС, парогазової суміші з ДС (3) в ЗМ (4), рідини з ТДС

(2) в ЗМ (4), суспензії дистиляції з ДС (3) в ВП-1 (5); тиском у нижній царзі ДС (3); витратами вапняної суспензії в ЗМ (4) і фільтрової рідини в КХДС (1);

- автоматичний контроль тиску в напірному патрубку насоса (12) подачі слабкої рідини в КХДСР (8), технологічна сигналізація в разі виходу його за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керувальних впливів на керування цим тиском зміною числа обертів електродвигуна цього насосу з корекцією за тиском в напірному патрубку параструминного ежектора (7);

- автоматичний контроль витрати фільтрової рідини, що надходить до КХДС (1), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керувальних впливів на керування цією витратою з корекцією за: температурою рідини з КХДС (1) в ТДС (2); витратами пари в ДС (3) і вапняної суспензії в ЗМ (4);

- автоматичний контроль витрат пари в ДСР (9) і слабкої рідини в КХДСР (8), технологічна сигналізація в разі виходу їх за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керувальних впливів на керування їх співвідношенням зміною витрати пари з корекцією за температурою парогазової суміші у верхній частині ДСР (9).

Для реалізації розроблених функцій доцільно застосовувати обрані сучасні КВП і ЗА, в тому числі МПК (дивись лекцію 3, тема 1).

Назви схем АКТП (тут і далі) включають основні елементи, їх позиції, типи КВП і ЗА та МПК у тому порядку, як зазначено функції.

1. АКТП регламентним значенням температури парогазової суміші з КХДС забезпечується зміною витрати води в холодильну частину КХДС з корекцією за температурами газу з ТДС у КХДС та 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 – МЕО-1.

2. АКТП регламентним значенням температури парогазової суміші з

КХДСР забезпечується зміною витрати води у холодильну частину КХДСР з корекцією за температурою рідини з нього у ДСР:

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

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 4-б – МЕО-1.

3. АКТП – мінімізацією витрати пари у ДС забезпечується зміною витрати цієї пари з корекцією за: температурами пари у ДС; парогазової суміші з ДС у ЗМ; рідини з ТДС у ЗМ; суспензії дистиляції з ДС в ВП-1; тиском у нижній царзі ДС; витратами пари у ДС; вапняної суспензії у ЗМ та фільтрової рідини в КХДС:

ПП/ПрП – поз. 6-а; 7-а; 8-а; 9-а – ОВЕН ДТС 045 100М;

ПрП – поз. 13-а – «САФІР 21ХХ»;

ПП – поз. 14-а; 15-а; 16-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 14-б; 15-б; 16-б – «САФІР 24ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 8-б – МЕО-1.

4. АКТП – стабільної роботи насоса подачі слабкої рідини у КХДСР забезпечується зміною числа обертів електродвигуна цього насоса з корекцією за тисками у напірних патрубках указанного насоса та пароструменевого ежектора:

ПрП – поз. 11-а; 12-а – «САФІР 21ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 11-б – НТ-4044.ZD3 у комплекті.

5. АКТП – регламентним значенням витрати фільтрової рідини у КХДСР забезпечується зміною цієї витрати з корекцією за температурою рідини з КХДС у ТДС, витратою пари у ДС та вапняної суспензії у ЗМ:

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

ПП – поз. 14-а; 15-а; 16-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 14-б; 15-б; 16-б – «САФІР 24ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз 3-б – МЕО-1.

6. АКТП – заданим співвідношенням витрат пари у ДСР та слабкої рідини у КХДСР забезпечується зміною витрати пари з корекцією за температурою парогазової суміші у верхній частині вказаного дистилера:

ПП/ПрП – поз. 10-а – ОВЕН ДТС 045 100М;

ПП – поз. 17-а; 18-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 17-б; 18-б – «САФІР 24ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 10-б – МЕО-1.

Висновки

Розроблений фрагмент схеми АКТПГ відділення дистиляції виробництва кальцинованої соди аміачним способом дозволяє зменшити витрати на 1т соди: пари на 0,009 Гкал, вапна на 0,08 кг, електроенергії на 0,04 кВт/г, а також сприяє поліпшенню екологічної обстановки у районі виробництва в результаті практично повної регенерації аміаку і діоксиду вуглецю із рідин цього виробництва.

Тема 3

АКТПГ НАСИЧЕННЯ ОЧИЩЕНОГО РОЗСОЛУ ГАЗАМИ ВКС (ВІДДІЛЕННЯ АБСОРБЦІЇ – ВА)

Лекція 6

Фізико-хімічні основи процесу насичення очищеного розсолу газами ВКС та короткий опис відділення абсорбції

Основне призначення відділення абсорбції полягає в отриманні регламентної кількості амонізованого розсолу (28.3) у вигляді неперервного матеріального потоку [1, 2, 6], що подається на відділення карбонізацію з такими показниками:

- вміст, н.д. : прямий титр аміаку 100–106,
хлорид-іонів не менше 89,
- температура, °С 28–32.

При цьому одночасно відділення абсорбції має забезпечити поглинання аміаку (11) з вихлопних газів ВКС із доведенням концентрації аміаку в них до санітарних норм.

Для насичення очищеного розсолу застосовують парогазову суміш (2; 10; 11), що надходить з відділення дистиляції та містить пару води, аміак і діоксид вуглецю. Зменшення кількості водяної пари дозволяє збільшити концентрацію аміаку та хлориду натрію в амонізованому розсолі, тому для відділення дистиляції (див. тему 2) передбачена схема АКТПГ – регламентним значенням температури парогазової суміші (2; 10; 11), що надходить на абсорбцію. Ця температура повинна бути не нижче 58 °С, оскільки її зниження викликає в трубопроводах та апаратах кристалізацію карбонатів амонію NH_4HCO_3 та $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$.

Парогазова суміш (2; 10; 11) з дистиляції містить 52 % (мас.) аміаку (NH_3) (11), 25 % (мас.) діоксиду вуглецю (CO_2) (10), пари води (2) і має температуру 60 °С. Аміак добре розчиняється у воді та розсолі. Діоксид

вуглецю, присутній в розчинах, пов'язує аміак у вуглеамонійні солі карбамату амонію за реакцією:



Отримання карбамату амонію створює сприятливі умови для поглинання аміаку і діоксиду вуглецю, оскільки при цьому знижується рівноваговий тиск NH_3 і CO_2 над розчином. У той же час поглинання NH_3 розсолем супроводжується виділенням тепла, що призводить до розігріву розчину і зростання рівновагового тиску NH_3 над розчином та зниження рушійної сили абсорбції, оскільки тиск NH_3 у парогазовій суміші, приблизно постійний. Звідси впливає необхідність охолодження розсолу при абсорбції.

Підвищення температури розсолу, з одного боку, збільшує рівноваговий тиск NH_3 над розчином та знижує швидкість і повноту поглинання NH_3 з іншого боку, збільшує швидкість хімічних реакцій, якими супроводжується поглинання CO_2 . Швидкість хімічних реакцій (при температурі потоку рідини менше $55\text{ }^\circ\text{C}$) визначає процес поглинання CO_2 амонізованим розсолем, тому верхню частину абсорбера не охолоджують та 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 відділення абсорбції повинна забезпечувати поглинання заданої кількості аміаку та максимально можливої кількості діоксиду вуглецю. А це окрім температурного режиму визначається наявністю аміаку в розсолі по всій висоті абсорбера.

Очищений розсіл (28.2) із відділення очищення розсолу (1) подають у напірний бак відділення абсорбції (на рис. 5 не показано), із якого він самопливом надходить в абсорбційну колону в складі: промивача повітря фільтрів (ППФЛ) (1), промивача газу абсорбції (ПГАБ) (2), другого промивача газу колон (ПГКЛ-2) (3), абсорбера (АБ) (4).

ППФЛ (1) – вертикальний ковпачковий апарат з барботажами контактними елементами і протитечією рідини та повітряної суміші, висотою

6,3 м, діаметром 2,8 м. До нього надходить 20% очищеного розсолу (28.2.2) та відбувається уловлювання аміаку з суміші повітря та аміаку (3; 11) відділення фільтрування, яка просмоктується вакуум-насосами, розташованими у відділенні компресії (на рис. 5 не показані), в атмосферу викидається практично чисте повітря (3). При необхідності в ППФЛ (1) подають аміак (11).

Рідина з ППФЛ (1) перетікає по сифонам, що утворюють гідравлічні затвори, в ПГАБ (2) – апарат висотою 6 м і діаметром 2,8 м. За конструкцією він однаковий з ППФЛ (1). Через ПГАБ (2) вакуум-насосами просмоктуються газові суміші, що надходять з АБ (4), при цьому аміак (11) абсорбується, а діоксид вуглецю (10.6) подається в ПГК (вакуум-насоси та ПГК на рис. 5 не показані). Рідина на виході із ПГАБ (2) має прямий титр ~ 8 н.д.

ПГКЛ-2 (3) – вертикальний ковпачковий апарат із барботажними контактними елементами та протитечією рідини та газу, висотою 7,1 м і діаметром 2,8 м. До нього надходить близько 80 % очищеного розсолу (28.2.1) та відбувається поглинання діоксиду вуглецю з парогазової суміші (2; 10.5), що надходить під тиском з відділення карбонізації, та через сепаратор (на рис. 5 не показаний) чисте повітря (3) викидається в атмосферу. Прямий титр рідини на виході ПГКЛ-2 (3) 15–21 н.д., а вміст хлорид-іонів 102–104 н.д.

Рідини з ПГАБ (2) та ПГКЛ-2 (3) надходять в АБ (4) – вертикальний протитечійний апарат, оснащений розподільним пристроєм, протитечійними решітчастими та трубно-решітчастими, а також перерозподільними тарілками, висотою 19,8 м і діаметром 2,8 м. Він складається з 20 царг, в яких встановлені протитечійні трубно-решітчасті та протитечійні решітчаті тарілки. Верхня частина АБ (4) забезпечена чотирма протитечійними тарілками і однією розподільною тарілкою, призначеною для рівномірного розподілу рідини, що надходить зверху по всьому перетину апарата. Слабо амонізований розсіл нагрівається до температури близької до 60 °С, що дозволяє в нижній частині АБ (4) відводити тепло більш ефективно. Тому

нижня частина АБ (4) обладнана 12 восьмиходовими протитечійними трубно-решітчастими тарілками, трьома перерозподільними решітчастими протитечійними тарілками, призначеними для перерозподілу потоку рідини, що стікає. Теплообмінні секції встановлені горизонтально в бічних фланцевих розніманнях царг перпендикулярно поздовжньої осі апарата.

Рідини, що надійшли в АБ (4), насичуються аміаком і діоксидом вуглецю з парогазової суміші (2; 10; 11) відділення дистиляції, тому нагріваються до температури понад 68 °С, а гази після нього подаються в нижню частину ПГАБ (2). У нижню частину АБ (4) по трубках надходить вода (1.3.1) для відведення тепла, що виділяється (на виході з нього 1.3.2), у результаті температура амонізованого розсолу (28.3.1) на виході АБ (4) знижується до 60–65°С. Подальше охолодження цього розсолу відбувається охолоджуючою водою (1.3.3) в пластинчастому холодильнику (6) (на виході 1.3.4), після якого амонізований розсіл (28.3) з температурою 28–32 °С, прямим титром 100 – 106 н.д. і вмістом хлорид-іонів не менше 89 н.д. направляється в збірник амонізованого розсолу (ЗАР) (7).

Слід зазначити, що розглянуті апарати, за винятком ПГКЛ-2 (3), працюють в умовах вакууму. При цьому виключаються проскоки аміаку (11) через щілини в апаратах і трубопроводах у робоче приміщення.

Лекція 7

Розробка схеми АКТПГ відділення абсорбції ВКС

Для відділення абсорбції ВКС розроблений фрагмент схеми АКТПГ (рис. 5). З урахуванням викладеного вище для забезпечення регламентних значень відповідних параметрів, зокрема, витрати очищеного розсолу (28.2.2) в ПГКЛ-2 (3), необхідно реалізувати автоматичний контроль витрати цього розсолу з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування цією витратою з корекцією за: температурами парогазової суміші (2; 10; 11) на вході в АБ (4) та такої ж суміші на виході з нього; тисками зазначених сумішей та витратою парогазової суміші (2; 10; 11).

Для забезпечення регламентного значення температури амонізованого розсолу (28.3) після пластинчастого холодильника (б), необхідно реалізувати автоматичний контроль її з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування цією температурою зміною витрати охолоджуючої води (1.3.3) на пластинчастий холодильник (б) з корекцією за температурою амонізованого розсолу (28.3.1) на виході з АБ (4).

Для забезпечення необхідного значення витрати очищеного розсолу (28.2.1) в ППФЛ (1), необхідно реалізувати автоматичний контроль цієї витрати з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування цією витратою з корекцією за температурою повітря (3.0) з ППФЛ (1).

Для забезпечення необхідного зниження температури амонізованого розсолу (28.3.1) на виході з АБ (4), необхідно передбачити автоматичний контроль витрати охолоджуючої води (1.3.1) в нижню частину АБ (4) з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування цією витратою з корекцією за температурами парогазової суміші з АБ (4) в ПГАБ (2) і амонізованого розсолу внизу АБ (4).

Для фрагмента схеми АКТПГ відділення абсорбції ВКС необхідно виконати такі функції:

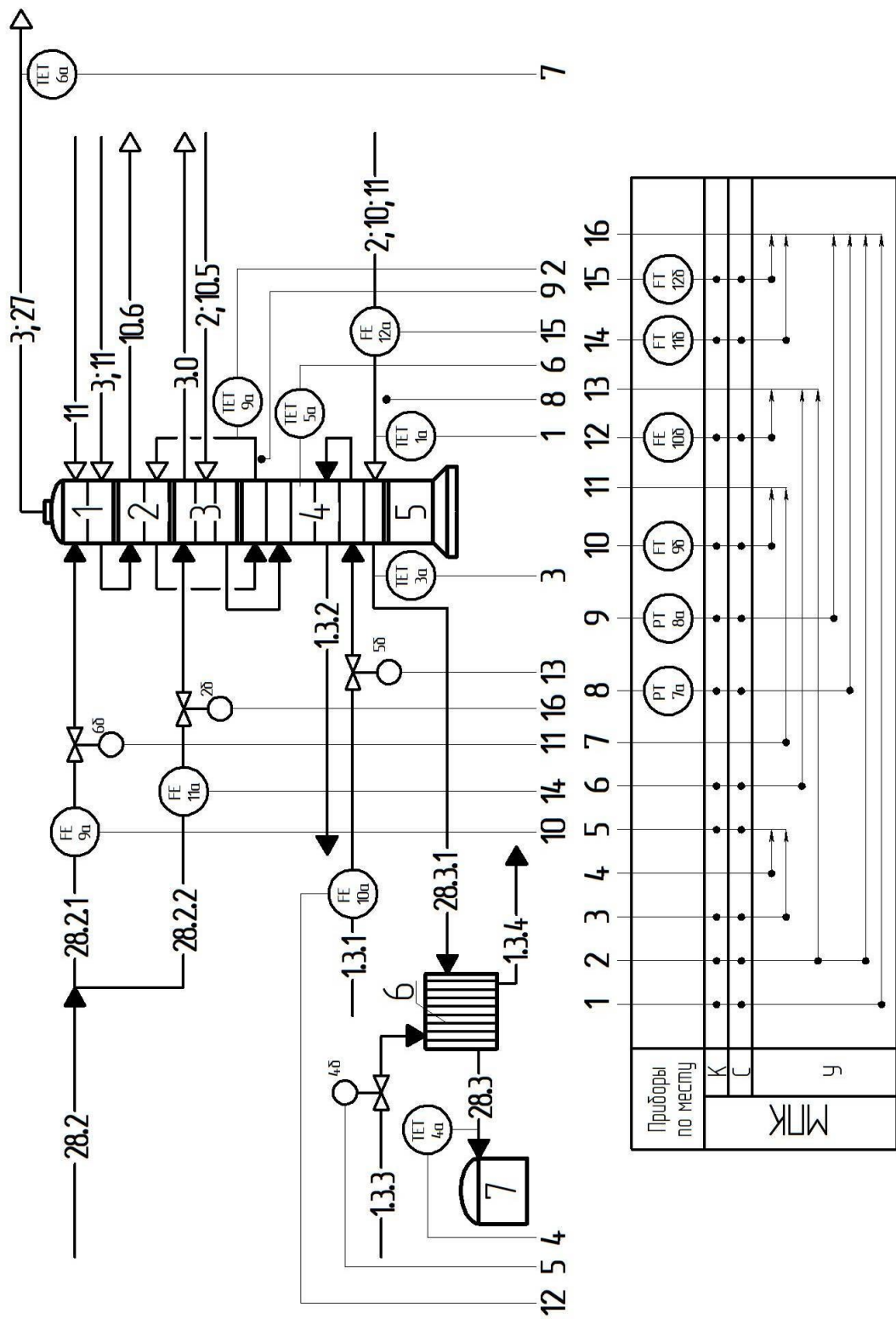


Рисунок 5 – Фрагмент схеми АКТПГ відділення абсорбції

- автоматичний контроль витрати очищеного розсолу в ПГКЛ-2, технологічна сигналізація в разі виходу його за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну цієї витрати з корекцією за: температурами парогазової суміші та тисками парогазової суміші на вході і виході АБ (4); витратою парогазової суміші на вході в АБ (4);

- автоматичний контроль температури амонізованого розсолу на вихід із пластинчастого холодильника, технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування цією температурою зміною витрати охолоджуючої води на цей холодильник з корекцією за температурою амонізованого розсолу на виході з АБ (4);

- автоматичний контроль витрати очищеного розсолу в ПВФЛ (1), технологічна сигналізація в разі виходу його за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну цієї витрати з корекцією за температурою повітря з ППФЛ (1);

- автоматичний контроль витрати охолоджуючої води в нижню частину АБ (4), технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну цієї витрати з корекцією за температурами парогазової суміші з АБ (4) в ПГАБ (2) і рідини вгорі АБ (4).

Для реалізації розроблених функцій доцільно застосовувати обрані сучасні КВП і ЗА, у тому числі МПК (дивись лекцію 3, тема 1).

Назви схем АКТПГ включають основні елементи, їх позиції, типи КВП і ЗА та МПК в тому порядку, як зазначено функції.

1. АКТП – регламентним значенням витрати очищеного розсолу в ПГКЛ-2 забезпечується зміною цієї витрати з корекцією за: температурами парогазової суміші та тисками парогазової суміші на вході і виході АБ, та витратою парогазової суміші на вході в АБ:

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

ПрП – поз. 7-а; 8-а – «САФІР 21ХХ»;

ПП – поз. 11-а; 12-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 11-б; 12-б – «САФІР 24ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 2-б – МЕО-1.

2. АКТП – регламентним значенням температури амонізованого розсолу на виході пластинчастого холодильника забезпечується зміною витрати охолоджуючої води з корекцією за температурою амонізованого розсолу на виході з АБ:

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

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 4-б – МЕО-1.

3. АКТП – необхідним значенням витрати очищеного розсолу у ПВФЛ забезпечується зміною витрати цього розсолу з корекцією за температурою повітря з ПВФЛ:

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

ПП – поз. 9-а – ДК-0,6;

ПрП поз. 9-б – «САФІР 24ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 6-б – МЕО-1.

4. АКТП – необхідним зниженням температури амонізованого розсолу на виході з АБ забезпечується зміною витрати охолоджуючої води у нижню його частину з корекцією за температурами парогазової суміші з АБ у ПГАБ та амонізованого розсолу внизу з АБ:

ПП/ПрП – поз. 2-а; 5-а – ОВЕН ДТС 045 100М;

ПП – поз. 10-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 10-б – «САФІР 24ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 5-б – МЕО-1.

Висновки

Розроблений фрагмент схеми АКТПГ відділення абсорбції виробництва кальцинованої соди аміачним способом сприяє зменшенню витрат на 1 т соди: амонізованого розсолу на 0,03 м³, а також забезпечує передачу в відділення карбонізації амонізованого розсолу з температурою 28–32 °С та вмістом прямого титру аміаку 100–106 н.д, а хлорид-іонів не менше 95 н.д.

Тема 4

АКТІВ НАСИЧЕННЯ АМОНІЗОВАНОГО РОЗСОЛУ ДІОКСИДОМ ВУГЛЕЦЮ ВКС (ВІДДІЛЕННЯ КАРБОНІЗАЦІЇ – ВК)

Лекція 8

Фізико-хімічні основи процесу насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю ВКС та короткий опис відділення карбонізації

Процес карбонізації (насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю), в результаті якого утворюється гідрокарбонат натрію, є основним процесом виробництва кальцинованої соди аміачним способом [1, 2, 6]. При карбонізації отримують суспензію, що містить задану кількість гідрокарбонату натрію, у вигляді неперервного матеріального потоку, що подається у відділення фільтрування з такими показниками для освітленої частини суспензії:

- вміст, н.д. : загального аміаку 92–97;
хлорид-іонів не менше 95;
прямий титр суспензії 23–27;
- температура, °С 26–32.

Процес, що протікає в карбонізаційній колоні, дуже складний. Отримавши на виході з апарата суспензію, відповідну наведеним вище даним, не можна однозначно визначити її якість. Більш того, не можна однозначно сказати, яка з колон працює краще. Якість суспензії визначається якістю гідрокарбонату натрію, що міститься в ній. Оцінку роботи карбонізаційної колони дають за безрозмірним технічним критерієм оптимальності, що враховує витрату гідрокарбонатної суспензії з колони, концентрацію пов'язаного аміаку в освітленій частині суспензії та вміст

залишкової вологи в гідрокарбонаті натрію. Чим вище продуктивність за гідрокарбонатом натрію та менша залишкова волога в продукті, тим краще працює карбонізаційна колона, тобто необхідно прагнути збільшити абсолютне значення критерію оптимальності.

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



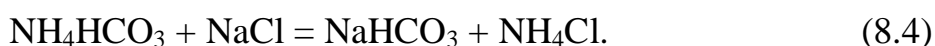
Ця реакція характеризує кінцевий результат взаємодії хлориду натрію і гідрокарбонату амонію. Насправді, процес карбонізації протікає набагато складніше, його механізм остаточно не з'ясований, а тому його ведуть поступово. На першому ступені карбонізації більша частина діоксиду вуглецю зв'язується в карбамат 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 та залежить, перш за все, від температури, пересичення 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 діоксидом вуглецю є екзотермічним (виділяється близько 1260 МДж на 1 т соди). Тепло реакції, що виділяється на кінцевому ступені процесу, необхідно відводити, щоб забезпечити необхідні ступені карбонізації розчину і утилізації (використання) натрію.

Швидкість кристалізації гідрокарбонату натрію при постійній температурі залежить від складу пов'язаного аміаку в рівноважному і метастабільному розчинах з урахуванням константи швидкості кристалізації. Різниця в складі пов'язаного аміаку в рівноважному і метастабільному розчинах до-рівнює пересиченому розчину за гідрокарбонатом натрію в цей момент.

Ступінь карбонізації розчину залежить від вмісту діоксиду вуглецю в газі карбонізації. Чим вище середній вміст діоксиду вуглецю, тим вища продуктивність карбонізаційної колони і, отже, тим менше об'єм газу, що проходить через цей апарат, що, в свою чергу, знижує видування аміаку і зменшує витрату енергії на транспортування газу.

Показником, який характеризує перехід натрію з хлориду натрію до гідрокарбонату натрію, що осаджений, служить ступінь утилізації натрію, який є відношенням кількості натрію, що міститься в гідрокарбонаті натрію, що осаджений, до кількості натрію в хлориді натрію, що надходить з амонізованим розсолем в карбонізаційну колону.

Згідно з реакцією (8.1) при випадінні кристалів гідрокарбонату натрію утворюється еквівалентна кількість хлориду амонію (пов'язаного аміаку). Тому кількість натрію, що осаджений, визначають за вмістом хлориду амонію в освітленій частині гідрокарбонатної суспензії, що виходить з колони. Загальну кількість натрію, що надходить на карбонізацію з хлоридом натрію, визначають за концентрацією хлору в освітленій частині суспензії, оскільки ця концентрація еквівалентна концентрації натрію.

Таким чином, ступінь утилізації натрію залежить від умов проведення процесу карбонізації (концентрації пов'язаного аміаку та іонів хлору в освітленій частині суспензії і вмістом вихідних речовин в амонізованому розсолі) та зазвичай не перевищує 75 %.

Температурний режим карбонізаційної колони значно впливає на процес утворення кристалів гідрокарбонату натрію. Для отримання великих кристалів гідрокарбонату натрію правильної форми, які не забивають

фільтруючу поверхню вакуум-фільтрів та малорозчинні в процесі фільтрування, необхідно підтримувати порівняно високу температуру до 60–72 °С) в зоні створення і в початковий період росту кристалів. Частина карбонізаційної колони, де ступінь карбонізації досягає величини 110–120 %, при якій в розчині починають утворюватися кристали гідрокарбонату натрію, у виробництві кальцинованої соди аміачним способом називають зоною «зав'язки» кристалів. В процесі подальшого росту кристалів температура вже не робить істотного впливу на їх розмір. Тому з метою підвищення ступеня утилізації натрію, суспензію в процесі подальшої карбонізації рівномірно охолоджують до 26–32 °С. Для цього в нижній частині колони розташовують холодильні царги.

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

Відділення карбонізації комплектується серіями з восьми апаратів, причому продуктивність кожної серії дорівнює продуктивності абсорбційної колони. Найбільшого поширення набули серії, які складаються з п'яти карбонізаційних колон (КЛ), першого промивача газу колон (ПГКЛ-1), холодильника рідини і насоса перекачування рідини з ПГКЛ-1 у зазначений холодильник. Із п'яти КЛ: три виконують функції робочих колон по 48 год (робочі КЛ), одна – колона попередньої карбонізації по 16 год (КЛПК), а одна – в резерві або ремонті. На рис. 6 показані: КЛПК (1); холодильник рідини (2), діаметром 3 м і висотою 5,3 м; ПГКЛ-1 (3), діаметром 2,8 м і

висотою 20,55 м; насос подачі рідини (4) з електродвигуном; робоча КЛ (5), що включає дві зони: абсорбційну з 19 царг і діаметром 3 м і холодильну з 8 царг і діаметром 2,78 м; загальна висота КЛ 28 м. Періодично кожен з робочих КЛ (5) ставлять на промивку, тоді вона виконує функції КЛПК (1).

Амонізований розсіл (28.2) (частково насичений у відділенні абсорбції діоксидом вуглецю) з ЗАР насосами (на рис. 6 не показані) подається у верхню частину КЛПК (1). У нижню царгу КЛПК (1) надходить діоксид вуглецю (10.3), що містить 38–40 % (об.) CO_2 (частина газу ВОП (10.8)) під тиском 0,25–0,3 МПа. У КЛПК (1) одночасно здійснюють промивку від гідрокарбонату натрію, який відкладається на внутрішніх поверхнях апарата, та попередньо карбонізує амонізований розсіл. Із КЛПК (1) попередньо карбонізовану рідину, що містить 56–60 н.д. діоксиду вуглецю, при температурі 42–46 °С направляють у верхню частину ПГКЛ-1 (3), в нижню частину якого надходять гази карбонізації (10.4) з КЛПК (1) і трьох робочих КЛ (5) для уловлювання аміаку з цих газів.

Основне призначення ПГКЛ-1 (3) – витягнення діоксиду вуглецю з газу карбонізації (10.4), що, крім підвищення загального ступеня використання CO_2 в процесі, сприяє зниженню видудання NH_3 з робочих КЛ (5). Парогазова суміш (2; 10.5) після ПГКЛ-1 (3) надходить у ПГКЛ-2 (абсорбція). За час проходження рідини через ПГКЛ-1 (3) її температура підвищується на 5–8 °С. Для охолодження рідини після ПГКЛ-1 (3) її насосом (4) з електричним двигуном подають в холодильник (2), на який надходить охолоджуюча вода (1.4.1) (на виході 1.4.2).

Рідина із ПГКЛ-1 (3) (через холодильник (2)), з вмістом CO_2 60–76 н.д. і температурою 42–46 °С, надходить у верхні абсорбційні частини трьох робочих КЛ (5) (на рис. 6 показана одна). У нижні холодильні царги робочих КЛ (5) подається газ першого введення (10.1) (на виробництвах соди його називають змішаним), це газ, отриманий змішуванням газу кальцинації (10.7) з іншою частиною газу ВОП (10.8)), що містить 70–80 % CO_2 (заг.) під тиском 0,3–0,32 МПа. В середню частину робочих КЛ (5) подається газ

другого введення (10.2) (третя частина газу ВОП (10.8)), що містить 31–40 % (заг.) CO_2 під тиском 0,18–0,22 МПа. Така подача зазначених газів необхідна для поглинання CO_2 , щоб тиск його в газі карбонізації (10.4) був більше рівновагового тиску CO_2 над розчином. У міру поглинання CO_2 його тиск над розчином збільшується. Тому для збереження перепаду тисків униз трьох робочих колон (5), де рідина найбільш насичена CO_2 , подають газ першого введення (10.1), а газ другого введення (10.2) надходить в ті зони робочих колон (5), де вміст CO_2 у газі, що йде знизу, наближається до вмісту CO_2 в газі другого введення.

У процесі карбонізації суспензія нагрівається до 60–72 °С за рахунок виділення тепла при протіканні хімічних реакцій. Для зниження розчинності гідрокарбонату і досягнення більш високого ступеня утилізації натрію суспензію охолоджують в нижній частині робочих КЛ (5). Для цієї мети використовують охолоджуючу воду (1.4.3) (на виході 1.4.4) в холодильні царги, що утворюють холодильну зону КЛ (5). Продуктивність робочих КЛ (5) залежить від числа холодильних царг, тобто величини теплопередавальної поверхні, що утворюється трубками, по яких рухається вода. Витрати охолоджуючої води залежать від температури, а прийнятною температурою цієї води є 15 °С. Гідрокарбонатна суспензія (30) після робочих КЛ (5) направляється у відділення фільтрування.

Лекція 9

Розробка схеми АКТПГ відділення карбонізації ВКС

Для відділення карбонізації ВКС розроблений фрагмент схеми АКТПГ (рис. 6). З урахуванням викладеного вище для забезпечення регламентного значення температури рідини ПГКЛ-1 (3) (після холодильника (2)), що надходить в три робочі КЛ (5), доцільно реалізувати автоматичний контроль цієї температури з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування зазначеною температурою зміною витрати охолоджуючої води (1.4.1) в холодильник з корекцією за витратою цієї води.

Для забезпечення необхідного значення температури гідрокарбонатної суспензії (30) з робочих КЛ (5) 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 робочих КЛ (5), що утворюють холодильні зони, з корекцією за витратами охолоджуючої води (на прикладі однієї робочої КЛ (5)).

Для забезпечення регламентного значення витрати гідрокарбонатної суспензії (30) з робочих КЛ (5), що надходить на вакуум-фільтри (ВФЛ), необхідно реалізувати автоматичний контроль температури газорідного середовища у верхній частині і тиску газорідного середовища у нижній частині холодильної зони робочих КЛ (5), витрат діоксиду вуглецю першого і другого введів, що подаються в робочі КЛ (5), з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну витрат гідрокарбонатної суспензії (на прикладі однієї робочої КЛ (5)).

Для забезпечення регламентного значення перепаду тиску газу всередині робочої КЛ (5) необхідно реалізувати автоматичний контроль тиску газів у загальних колекторах першого і другого введів з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну їх витрат у робочі КЛ (5) з корекцією за тисками цих газів (на прикладі однієї робочої КЛ (5)).

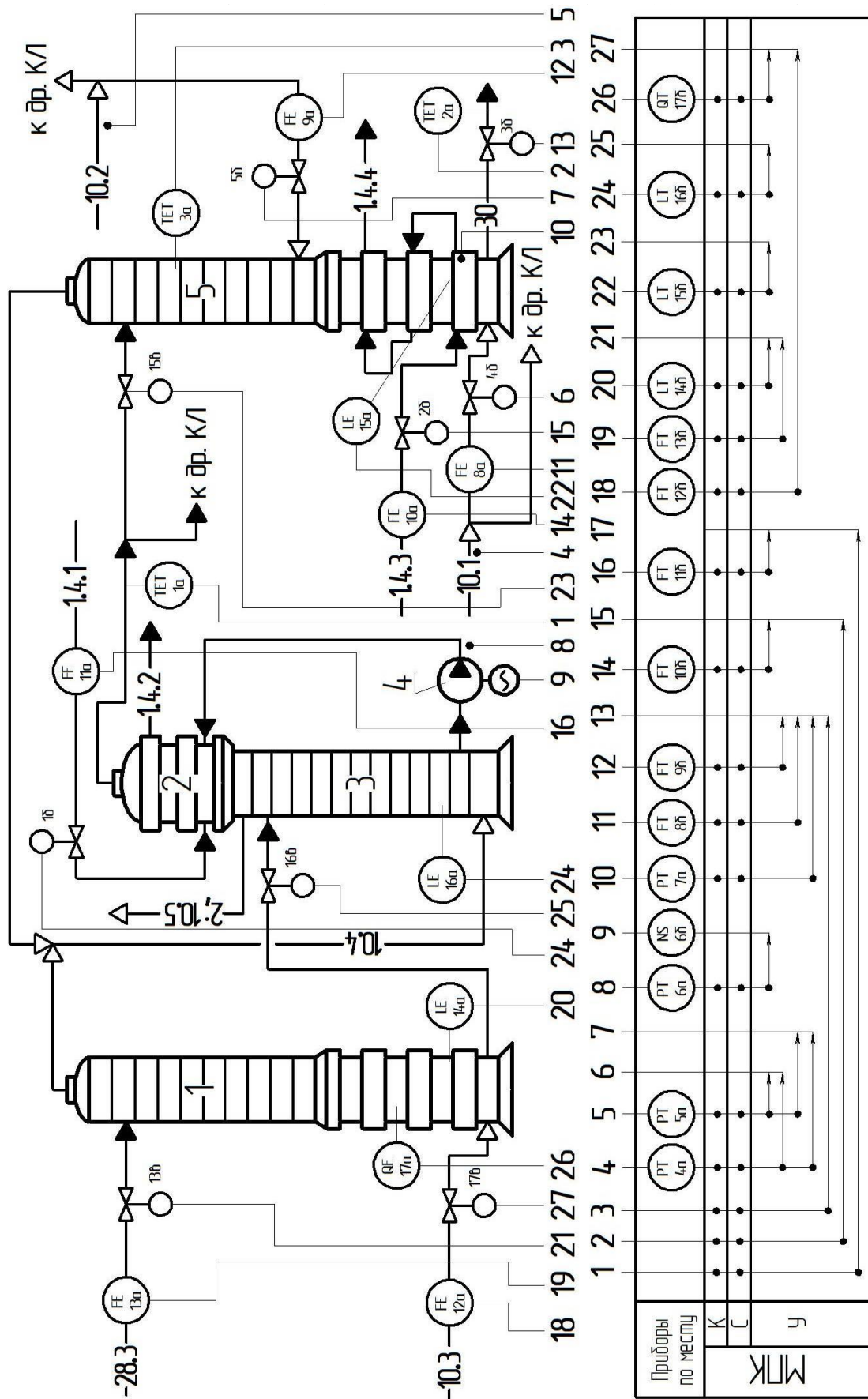


Рисунок 6 – Фрагмент схеми АКТПГ відділення карбонізації

Для забезпечення нормальної роботи насоса (4) подачі рідини з ПГКЛ-1 (3) через холодильник (2) в робочі КЛ (5) доцільно реалізувати автоматичний контроль тиску в напірному патрубку цього насоса з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування цим тиском зміною числа обертів електродвигуна насоса.

Для забезпечення заданих значень рівнів рідин у КЛПК (1), ПГКЛ-1 (3) і робочих КЛ (5) доцільно реалізувати автоматичний контроль зазначених рівнів з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну витрат рідин, що надходять в ці апарати (наприкладі однієї робочої КЛ (5), а для КЛПК (1) і з корекцією за витратою амонізованого розсолу до неї.

Для підтримки заданого ступеня попередньої карбонізації рідини доцільно реалізувати автоматичний контроль величини рН цієї рідини внизу КЛПК (1) з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування цією величиною зміною витрати діоксиду вуглецю в КЛПК (1) з корекцією за витратою цього газу.

Для фрагмента схеми АКТП відділення карбонізації необхідно виконати такі функції:

- автоматичний контроль температури рідини, що надходить у робочі КЛ, технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування зазначеною температурою зміною витрати охолоджуючої води в холодильник з корекцією за витратою цієї води;

- автоматичний контроль температури гідрокарбонатної суспензії з робочих КЛ, технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування зазначеною температурою зміною витрати охолоджуючої води в холодильні царги робочих КЛ з корекцією за витратою цієї води;

- автоматичний контроль температури газорідного середовища у верхній частині та тиску газорідного середовища в нижній частині холодильної зони робочих КЛ, витрат газу першого і другого вводів,

технологічна сигналізація в разі виходу їх за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування регламентним значенням витрати гідрокарбонатної суспензії з робочих КЛ на ВФЛ;

- автоматичний контроль тисків у колекторах газів першого та другого вводів для забезпечення заданого перепаду тиску газу всередині робочих КЛ, технологічна сигналізація в разі виходу цих параметрів за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування витратами зазначених газів в кожну робочу КЛ;

- автоматичний контроль тиску в напірному патрубку насоса подачі рідини з ПГКЛ-1 через холодильник в робочі КЛ, технологічна сигналізація в разі виходу його за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування цим тиском зміною числа обертів електродвигуна насоса;

- автоматичний контроль рівнів рідин у КЛПК, ПГКЛ-1 і робочих КЛ, технологічна сигналізація в разі виходу їх за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну витрат рідин, що надходять в ці апарати, а для КЛПК ще й з корекцією за витратою амонізованого розсолу;

- автоматичний контроль величини рН рідини внизу КЛПК для підтримки заданого ступеня попередньої карбонізації, технологічна сигналізація в разі виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування зазначеною величиною зміною витрати діоксиду вуглецю в КЛПК з корекцією за витратою цього газу.

Для реалізації розроблених функцій доцільно застосовувати обрані сучасні КВП і ЗА, в тому числі МПК (дивись лекцію 3, тема 1).

Назви схем АКТП включають основні елементи, їх позиції, типи КВП і ЗА та МПК у тому порядку, як зазначено функції.

1. АКТП – регламентним значенням температури рідини ПГКЛ-1, що надходить через холодильник в робочу КЛ, забезпечується зміною витрати

охолоджуючої води в холодильник цієї рідини з корекцією за витратою зазначеної води:

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

ПП – поз. 11-а – ДК – 0,6;

ПрП – поз. 11-б – «САФІР 24ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 1-б – МЕО-1.

2. АКТП – регламентним значенням температури гідрокарбонатної суспензії з робочої КЛ забезпечується зміною витрати охолоджуючої води в холодильні царги робочої КЛ, що утворюють холодильні зони, з корекцією за витратою цієї води:

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

ПП – поз. 10-а – ДК – 0,6;

ПрП – поз. 10-б – «САФІР 24ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 2-б – МЕО-1.

3. АКТП – регламентним значенням витрати гідрокарбонатної суспензії з робочої КЛ забезпечується зміною витрати цієї суспензії з корекцією за температурою газорідного середовища у верхній частині і тиску в нижній частині холодильної зони робочої КЛ, витратою діоксиду вуглецю першого і другого введів до робочих КЛ:

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

ПрП – поз. 7-а – «САФІР 21ХХ»;

ПП – поз. 8-а, 9-а – ДК – 0,6;

ПрП – поз. 8-б, 9-б – «САФІР 24ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 3-б – МЕО-1.

4. АКТП – регламентним значенням перепаду тиску газу всередині робочих КЛ забезпечується зміною витрати газів першого і другого введів до цих КЛ з корекцією за тиском у загальних колекторах цих газів:

ПрП – поз. 4-а, 5-а – «САФІР 21ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 4-б, 5-а – МЕО-1.

5. АКТП – роботою насоса подачі рідини з ПГКЛ-1 через холодильник до робочих КЛ забезпечується зміною числа обертів електродвигуна цього насоса з корекцією за тиском в його напірному патрубку:

ПрП – поз. 6-а – «САФІР 21ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 6-б – НТ-4044.ZD3 у комплекті.

6.1 АКТП – заданим значенням рівня рідини в КЛПК забезпечується зміною витрати амонізованого розсолу в КЛПК з корекцією за цією витратою:

ПП – поз. 13-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 13-б – «САФІР 24ХХ»;

ПП – поз. 14-а – РМФЗ-Р;

ПрП – поз. 14-б – «САФІР 25ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 13-в – МЕО-1.

6.2. АКТП – заданим значенням рівня рідини в робочій КЛ забезпечується зміною витрати рідини з ПГКЛ-1 у робочу КЛ:

ПП – поз. 15-а – РМФЗ-Р;

ПрП – поз. 15-б – «САФІР 25ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ИМ – поз. 15-в – МЕО-1.

6.3. АКТП – заданим значенням рівня рідини в ПГКЛ-1 забезпечується зміною витрати передкарбонізованої рідини до неї:

ПП – поз. 16-а – РМФЗ-Р;

ПрП – поз. 16-б – «САФІР 25ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 16-в – МЕО-1.

7. АКТП – заданим ступіненом попередньої карбонізації рідини за величиною рН внизу КЛПК забезпечується зміною витрати діоксиду вуглецю в КЛПК з корекцією за витратою цього газу:

ПП – поз. 12-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 12-б – «САФІР 24ХХ»;

ПП – поз. 17-а – рН-261;

ПрП – поз 17-б – Ш-703;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 17-в – МЕО-1.

Висновки

Розроблений фрагмент схеми АКТПГ відділення карбонізації виробництва кальцинованої соди аміачним способом забезпечує: подачу гідрокарбонатної суспензії до відділення фільтрування з температурою не вище 32 °С та вмістом: загального аміаку 92–97 н.д., хлорид-іонів не менше 95 н.д., залишкової вологи в гідрокарбонаті натрію не вище 18 % та прямим титром цієї суспензії 23–27 н.д.

Запитання для модульного контролю 1

1. Наведіть кількість та призначення основних відділень ВКС.
2. Які енергетичні витрати (питомі витрати на 1 т кальцинованої соди): палива (кокс), пари, електроенергії, води?
3. Яка загальна сума затрат на 1 т кальцинованої соди по відділенням виробництва (в %): дистиляції, абсорбції, карбонізації, кальцинації?
4. Наведіть основну методику розробки схем автоматизованого керування технологічними процесами галузі (АКТП) адресним методом.
5. Які сучасні контрольні-вимірні прилади та засоби автоматизації (КВП та 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 відділення дистиляції та коротко фізико-хімічні основи процесу цього відділення.
9. Які апарати входять в колони дистиляції та дистиляції слабких рідин?
10. Наведіть режими роботи дистилера (ДС) та при якій температурі ці режими поширені.
11. Наведіть технічні характеристики дистилера (ДС), конденсатора-холодильника дистиляції (КХДС) та теплообмінника дистиляції (ТДС).
12. Напишіть повну назву АКТП регламентним значенням температури парогазової суміші із КХДС у відділення абсорбції з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі АКТП.

13. Напишіть повну назву АКТП мінімізацією витрати пари ДС з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі АКТП.

14. Напишіть повну назву АКТП регламентним значенням витратою фільтрової рідини в КХДС з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі АКТП.

15. Напишіть повну назву АКТП заданим співвідношенням витрат пари в дистилер слабкої рідини (ДСР) і слабкої рідини в конденсатор-холодильник дистиляції слабкої рідини (КХДСР) з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі АКТП.

16. Наведіть основне призначення відділення абсорбції та коротко фізико-хімічні основи процесу цього відділення.

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

18. Які апарати входять в абсорбційну колону?

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

20. Що знаходиться у верхній та нижній частинах АБ?

21. Які апарати відділення абсорбції працюють під розрідженням і чому це потрібно?

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

23. Напишіть повну назву АКТП потрібним значенням витрати очищеного розсолу в ПВФЛ з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі АКТП.

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

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

26. Чому процес насичення амонізованого розсолу діоксидом вуглецю (відділення карбонізації) є основним процесом виробництва кальцинованої соди аміачним способом та коротко фізико-хімічні основи процесу цього відділення?

27. Який склад неперервного матеріального потоку суспензії з гідрокарбонатом натрію, що поступає на відділення фільтрування (в н. д.) та її температура?

28. Скільки та які апарати відділення карбонізації входять в серію, продуктивність якої дорівнює продуктивності абсорбційної колони?

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

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

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

32. В яку частину робочої КЛ подається діоксид вуглецю другого вводу та навіщо необхідна наведена вище подача діоксиду вуглецю?

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

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

35. Напишіть повну назву АКТП регламентним значенням перепаду тиску всередині робочих КЛ з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі АКТП.

36. Напишіть повну назву АКТП регламентним значенням відбору (витрати) гідрокарбонатної суспензії із робочих КЛ з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі АКТП.

Тема 5

АКТІВ ВИДІЛЕННЯ КРИСТАЛІВ ГІДРОКАРБОНАТУ НАТРІЮ ІЗ СУСПЕНЗІЇ ВКС (ВІДДІЛЕННЯ ФІЛЬТУВАННЯ – ВФ)

Лекція 10

Фізико-хімічні основи процесу виділення кристалів гідрокарбонату натрію із суспензії ВКС та короткий опис відділення фільтрування

У виробництві кальцинованої соди аміачним способом процес фільтрування використовується для виділення кристалів гідрокарбонату натрію з гідрокарбонатної суспензії карбонізаційних колон (КЛ) [1, 2, 6]. Отримані кристали направляють до кальцинації, а фільтрова (маточна) рідина (суміш рідини з гідрокарбонатною суспензією та промивною водою) надходить на відділення дистиляції. Основним призначенням відділення фільтрування є формування неперервного матеріального потоку гідрокарбонату натрію з такими показниками:

- вологість сирого гідрокарбонату натрію, % 13–18;
- зміст,%, не більше:
 - хлориду натрію 0,4;
 - загального аміаку 0,81

У процесі фільтрування потік рідкої фази повинен подолати гідравлічний опір фільтрувальної перегородки із спеціальної тканини. Розміри пір фільтрувальної перегородки суттєві тільки в початковій стадії процесу. В подальшому на фільтрувальній перегородці утворюється кулястий шар гідрокарбонату натрію, який служить додатковою фільтрувальною перегородкою для маточної рідини. При проведенні процесу фільтрування неминучі втрати гідрокарбонату натрію через часткового розчинення у промивній воді і проходження у вигляді дрібних кристалів через фільтрувальну тканину перегородки, а також у результаті часткового

протікання зворотної реакції:



Втрати при фільтруванні зростають при збільшенні температури промивної води вище 45 °С та її кількості, а також при порушенні цілісності фільтрувальної тканини перегородки.

Гідрокарбонатна суспензія (30) з відділення карбонізації (рис. 7) самопливом від кожної КЛ надходить на фільтрування в загальну ємність (1), яка являє собою закритий трубопровід великого діаметра. Далі суспензія (30) по загальному трубопроводу надходить в корита барабанних вакуум-фільтрів (ВФЛ) (2), кількість яких, як правило, відповідає кількості робочих КЛ. На кожному ВФЛ (2) за допомогою фільтрувальної перегородки відбувається розподілення гідрокарбонатної суспензії.

Осадок вологого гідрокарбонату натрію (31) зрізається спеціальним ножом з барабана ВФЛ (2) та по жолобу надходить на стрічковий транспортер (3), що подає зазначений осадок (31) на відділення кальцинації. Суміш повітря, рідини і аміаку (3; 1; 11), що пройшла через фільтрувальну перегородку, надходить в сепаратор (4), де повністю розділяється. Фільтрова рідина (29) з сепаратора (4) надходить через загальний колектор до збірника фільтрової рідини (ЗФР) (5), з якого вона (29) насосами подається на відділення дистиляції (на рис. 7 не показано). Повітря і аміак (3; 11) з сепаратора (4) надходять до загального колектора, після якого ця суміш вакуум-насосами (6) з електродвигунами відсмоктується через ППФЛ (відділення абсорбції) для уловлювання аміаку.

Для промивання осадку гідрокарбонату натрію на ВФЛ (2) використовується промивна вода (1.5) необхідної температури, яка надходить зі збірника (7) промивної води, який постійно наповнюють цією водою.

Для регенерації фільтруючої тканини перегородки ВФЛ (2) за допомогою повітродувки подається стиснене повітря (3.1). З метою підтримки необхідної продуктивності ВФЛ (2) необхідно керувати рівнем

гідрокарбонатної суспензії (30) в кориті ВФЛ, щоб він був практично постійним, змінюючи витрату цієї суспензії. Надлишок суспензії (30.1) з кожного корита перетікає через перелив по трубопроводу в буферний збірник (8) з мішалкою, з якого насосом (9) з електродвигуном суспензію (30.1) перекачують в загальну ємність (1) при необхідності. Особливу увагу в процесі фільтрування необхідно звертати на зниження вологи в отриманому вологому гідрокарбонаті натрію (31).

Залежності виходу альцинованої соди від кількості вологи, що видаляється, та витрати тепла у відділенні кальцинації від вмісту вологи у вологому гідрокарбонаті натрію (31) наведені в табл. 1.

Таблиця 1.

Вміст вологи у вологому гідрокарбонаті натрію, %	Кількість вологи, що видаляється, кг на 100 кг готової соди	Відносні витрати тепла для випаровування води на стадії кальцинації, %	Вихід соди * – на 100 кг вологого гідрокарбонату 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 відділення фільтрування є барабанний ВФЛ неперервної дії, наприклад, типу БС–5,6–1,8 / 1, який отримав широке застосування у виробництві кальцинованої соди аміачним способом, де поверхня фільтрування – 5,6 м², діаметр барабана 1,8 м; ширина барабана 1 м.

Барабан ВФЛ розділений на 18 чарунок та забезпечений розподільним пристрієм, кут занурення ВФЛ у суспензію 130° . На поверхні барабана ВФЛ одночасно протікає ряд процесів. Залежно від процесу, що протікає, барабан можна умовно розділити на вісім зон:

- зона власне фільтрування: в умовах необхідного вакууму маточна рідина з гідрокарбонатної суспензії (30) відсмоктується вакуум-насосами (6) в барабан ВФЛ, а кристали гідрокарбонату натрію затримуються на поверхні фільтруючої тканини, у вигляді сирого осаду;

- зона попередньої сушки: в цей час поверхня барабана знаходиться над суспензією та з сирого осаду гідрокарбонату натрію всередину барабана відсмоктується вакуум-насосами (6) маточна рідина;

- зона промивання осаду: на поверхню барабана подається промивна вода (1.5), вона проходить крізь осадок гідрокарбонату натрію в барабан, витісняючи маточну рідину з міжкристалічного осаду;

- зона основної сушки: вакуум-насосами (6) відсмоктується повітря, яке проходить через осадок гідрокарбонату натрію та витісняє промивну воду (1.5) з міжкристалічного осаду, знижуючи в ньому вологу;

- закрыта зона: осадок гідрокарбонату натрію (31) віддаляється за допомогою зняття ножем з поверхні барабана, так запобігають підсосу повітря всередину барабана в проміжку між ножем та зоною підсосу маточної рідини (підсоси приводять до втрати вакууму в системі);

- зона підсосу маточної рідини: так зване «мокре» продування тканини, яка здійснюється перед продувкою стисненим повітрям (3.1), що необхідно для збільшення терміну використання фільтрувальної тканини;

- зона продувки: повітродувкою подається стиснене повітря (3.1) для регенерації фільтрувальної тканини в напрямку, протилежному руху газорідинної суміші, що поступає в барабан внаслідок вакууму. Стиснене повітря (3.1) витісняє із 18 чарунок через фільтрувальну тканину маточну рідину, яка надійшла в зоні підсосу цієї рідини. Проходячи крізь фільтрувальну тканину, маточна рідина не тільки витісняє з її пір дрібні

Лекція 11

Розробка схеми АКТПГ відділення фільтрування ВКС

Для відділення фільтрування ВКС розроблений фрагмент схеми АКТПГ (рис. 7). З урахуванням викладеного вище для забезпечення регламентного значення співвідношення витрат гідрокарбонатної суспензії (30) і промивної води (1.5) на ВФЛ (2) з метою реалізації повного циклу фільтрування і зниження вологості в отриманому вологому гідрокарбонаті натрію (31), необхідно реалізувати автоматичний контроль витрат гідрокарбонатної суспензії (30) і промивної води (1.5) на ВФЛ (2) з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування співвідношенням зазначених витрат зміною витрати промивної води з корекцією за температурою цієї води і рівнем суспензії (30) в загальній ємності (1).

Для забезпечення регламентного значення тиску стисненого повітря (3.1) і повного виконання процесів зони продувки на барабані ВФЛ (2), необхідно реалізувати автоматичний контроль тиску цього повітря у загальному колекторі з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну витрати стисненого повітря (3.1) на ВФЛ з корекцією за його витратою.

Для забезпечення регламентного значення вакууму на ВФЛ (2) і повного виконання процесів зон: власне фільтрування, попереднього сушіння і основної сушки на барабані ВФЛ, необхідно реалізувати автоматичний контроль вакууму в загальному колекторі перед вакуум-насосами (6) з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування цим вакуумом зміною числа обертів електродвигунів вакуум-насосів (6).

Для забезпечення регламентної продуктивності ВФЛ (2), необхідно реалізувати автоматичний контроль рівня гідрокарбонатної суспензії в кориті ВФЛ з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування цим рівнем зміною витрати гідрокарбонатної суспензії (30) з корекцією за її витратою.

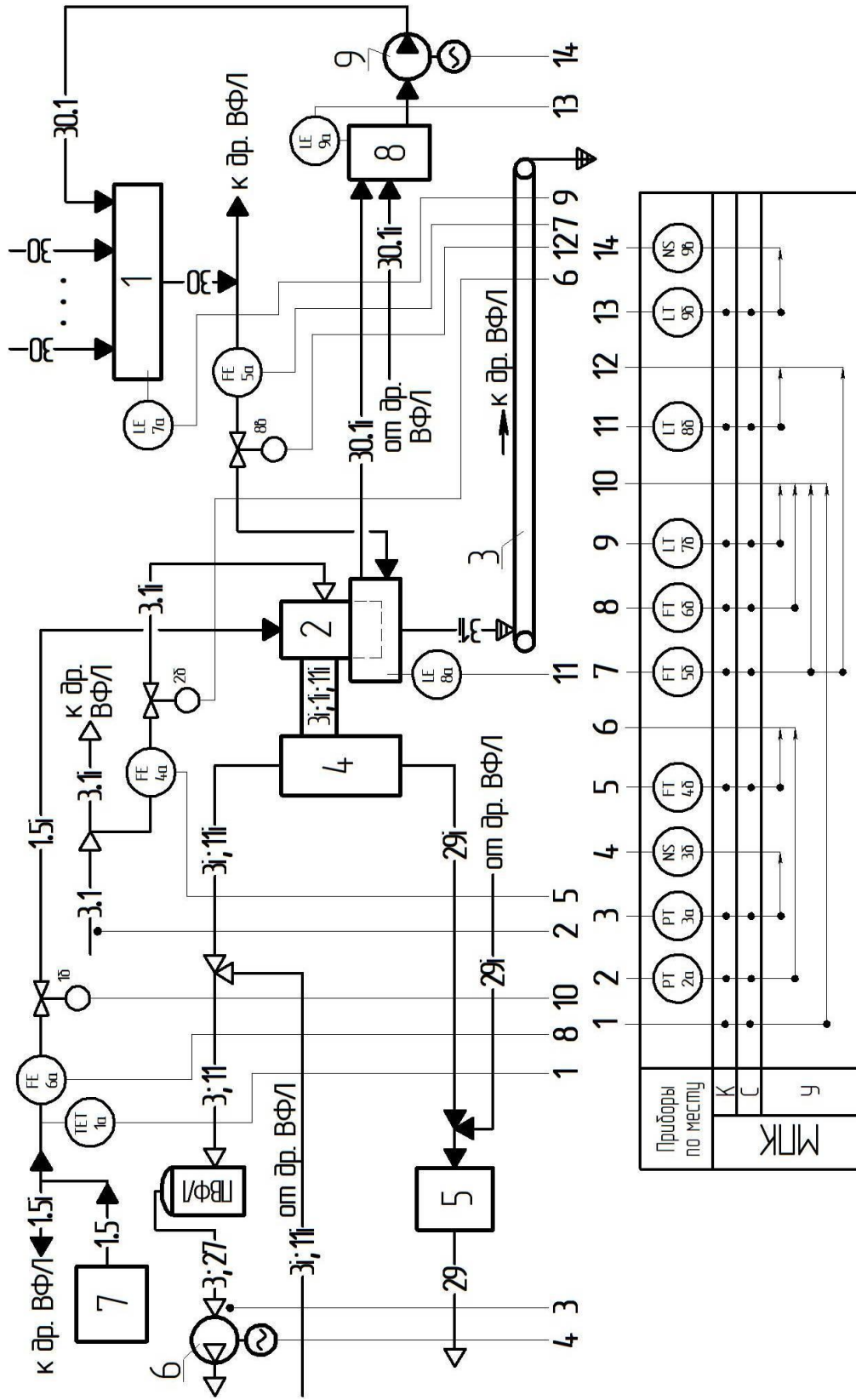


Рисунок 7 – Фрагмент схеми АКТПГ відділення фільтрування

Для забезпечення своєчасного перекачування гідрокарбонатної суспензії (30.1) з буферного збірника (8), необхідно реалізувати автоматичний контроль рівня цієї суспензії в цьому збірнику (8), з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна насоса (9) перекачування суспензії в загальну ємність (1) або пуск/зупинка електродвигуна насоса (9) при необхідності.

Для фрагмента схеми АКТПГ відділення фільтрування ВКС необхідно виконати такі функції:

- автоматичний контроль витрат гідрокарбонатної суспензії і промивної води на ВФЛ, технологічна сигналізація в разі виходу їх за норми регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування співвідношенням зазначених витрат зміною витрати промивної води з корекцією за температурою цієї води і рівнем зазначеної суспензії в загальній ємності;

- автоматичний контроль тиску стисненого повітря в загальному колекторі цього повітря, технологічна сигналізація в разі виходу його за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну витрати стисненого повітря на ВФЛ з корекцією за його витратою;

- автоматичний контроль вакууму в загальному колекторі перед вакуум-насосом, технологічна сигналізація в разі виходу його за норми техно-логічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування вакуумом зміною числа обертів електродвигуна вакуум-насоса;

- автоматичний контроль рівня гідрокарбонатної суспензії в кориті ВФЛ, технологічна сигналізація в разі виходу його за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування цим рівнем зміною витрати суспензії на ВФЛ з корекцією за її витратою;

- автоматичний контроль рівня гідрокарбонатної суспензії в буферному збірнику, технологічна сигналізація в разі виходу його за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна насоса перекачування цієї суспензії в загальну

емність або пуск/зупинка електродвигуна насоса за потреби.

Для реалізації розроблених функцій доцільно застосовувати обрані сучасні КВП і ЗА, в тому числі МПК (дивись лекцію 3, тема 1).

Назви схем АКТПГ відділення фільтрування включають основні елементи, їх позиції, типи КВП і ЗА та МПК в тому порядку, як зазначено функції.

1. АКТП – регламентним значенням співвідношення витрат гідрокарбонатної суспензії і промивної води на ВФЛ з метою реалізації повного циклу фільтрування і зниження вологості в отриманому вологому гідрокарбонаті натрію забезпечується зміною витрати промивної води з корекцією за температурою цієї води і рівнем зазначеної суспензії в загальній ємності:

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

ПП – поз. 5-а, 6-а – ДК – 0,6;

ПрП – поз. 5-б, 6-б – «САФІР 24ХХ»;

ПП – поз. 7-а – РМФЗ-Р;

ПрП – поз. 7-б – «САФІР 25ХХ»

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 1-б – МЕО-1.

2. АКТП – регламентним значенням тиску повітря у загальному колекторі цього повітря і повного виконання процесів продувки на барабані ВФЛ забезпечується зміною витрати стисненого повітря на кожен ВФЛ та корекцією за його витратою:

ПрП – поз. 2-а – «САФІР 21ХХ»;

ПП – поз. 4-а – ДК – 0,6;

ПрП – поз. 4-б – «САФІР 24ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 2-б – МЕО-1.

3. АКТП – регламентним значенням вакууму на кожному ВФЛ і повного виконання процесів зон: власне фільтрування, попередньої і

основної сушки на барабані ВФЛ забезпечується зміною числа обертів електродвигуна вакуум-насоса з корекцією за вакуумом у загальному колекторі перед вакуум-насосом:

ПрП – поз. 3-а – «САФІР 24ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 3-б – НТ-4044.ZD3 у комплекті.

4. АКТП – регламентною продуктивністю ВФЛ забезпечується зміною витрати гідрокарбонатної суспензії на кожен ВФЛ з корекцією за її витратою та рівнем гідрокарбонатної суспензії у кориті ВФЛ:

ПП – поз. 5-а – ДК – 0,6;

ПрП – поз. 5-б – «САФІР 24ХХ»;

ПП – поз. 8-а – РМФЗ-Р;

ПрП – поз. 8-б – «САФІР 25ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 8-в – МЕО-1.

5. АКТП – своєчасним перекачуванням гідрокарбонатної суспензії з буферного збірника, забезпечується зміною числа обертів електродвигуна насоса перекачування цієї суспензії у загальну ємність чи пуску/зупинки електродвигуна за необхідності:

ПП – поз. 9-а – РМФЗ-Р;

ПрП – поз. 9-б – «САФІР 25ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 9-в – НТ-4044.ZD3 у комплекті.

Висновки

Розроблений фрагмент схеми АКТПГ відділення фільтрування ВКС забезпечує надходження на відділення кальцинації вологого гідрокарбонату натрію, що містить: хлориду натрію не більше 0,4 %, загального аміаку не більше 0,8 %, та вологістю 13–18 %.

ТЕМА 6

АКТІВ ТЕРМІЧНОГО РОЗКЛАДУ ГІДРОКАРБОНАТУ НАТРІЮ ТА ОТРИМАННЯ КАЛЬЦИНОВАНОЇ СОДИ ВКС (ВІДДІЛЕННЯ КАЛЬЦИНАЦІЇ – ВТР)

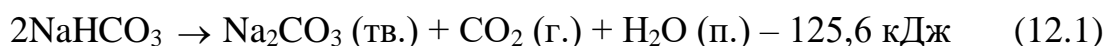
Лекція 12

Фізико-хімічні основи процесу термічного розкладу гідрокарбонату натрію та отримання соди ВКС та короткий опис відділення кальцинації

Основним призначенням відділення кальцинації як заключної стадії виробництва кальцинованої соди аміачним способом [1, 2, 6] є термічний розклад вологого гідрокарбонату натрію та отримання певної кількості соди у вигляді неперервного матеріального потоку з такими показниками:

- вміст, %:
 - карбонату натрію (Na_2CO_3) не менше 99,24;
 - хлоридів в перерахунку на NaCl не більше 0,54;
- насипна щільність, т/м^3 0,5–0,55;
- температура соди на виході, $^\circ\text{C}$ 160–200.

Вологий гідрокарбонат натрію надходить на відділення кальцинації, де у процесі його термічного розкладання утворюється сода кальцинована, діоксид вуглецю та пара води. Сухий гідрокарбонат натрію (NaHCO_3) при нагріванні розкладається за реакцією:

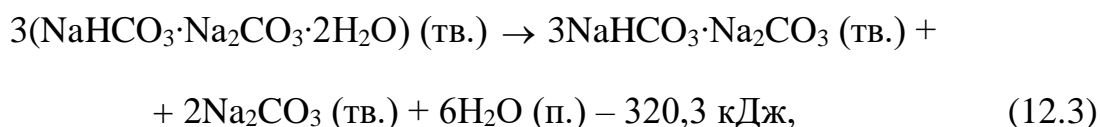


Це розкладання при тиску ($\text{CO}_2 (\text{г.}) + \text{H}_2\text{O} (\text{п.})$), що в сумі дорівнює 100 кПа, протікає при температурі 120 $^\circ\text{C}$. За правилом фаз ця система має один степінь вільності, тому рівноваговий тиск фази пари залежить від температури. Із підвищенням температури рівновага зсуюється праворуч, а швидкість реакції зростає. У практичних умовах процес розкладання гідрокарбонату натрію ускладнюється наявністю домішок і більшої кількості

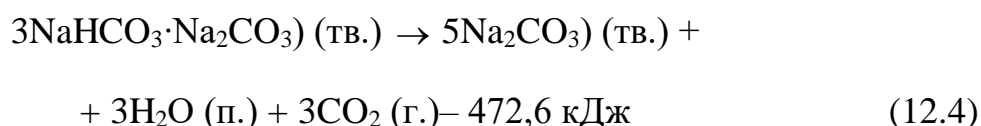
вологи. Наявність її у гідрокарбонаті натрію ускладнює апаратурне оформлення, оскільки вологий гідрокарбонат натрію мало сипучий та налипає на внутрішні стінки апарату. Це пояснюється тим, що волога, яка являє собою насичений розчин NaHCO_3 , при контакті з гарячою поверхнею, інтенсивно випаровується. Тверда фаза, що виділяється, кристалізується та утворює кірку, яка щільно прилипає до поверхні апарату. Твердий шар соди має низьку теплопровідність та погіршує теплопередачу. Для боротьби з цим явищем вологий гідрокарбонат натрію змішують з гарячою содою (ретуром), у 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:



У відділеннях кальцинації ВКС все більше застосовують парові обертові кальцинатори (ПК) (1) (рис. 8). Вологий гідрокарбонат натрію (31) з стрічкового транспортера (10) плужковим скидачем (7) подається в течку-бункер (6) вібраційного живильника (5), звідки цим же живильником і стрічковим транспортером (4) через чарунковий живильник (3) подається в живильний змішувач (2).

У цей змішувач надходить також ретурна сода (32.3) і сода (32.4), відокремлена від парогазової суміші (2;10;11.2) кальцинації в циклоні (11). Підготовлену в живильному змішувачі (2) суміш (трону) (31; 32) подають в міжтрубний простір барабана ПК (1). Завдяки обертанню і нахилу барабана,

маса, що кальцинується, переміщається уздовж оребрених трубок в бік вивантаження, контактуючи з теплом цих трубок. Тепло витрачається на випаровування вологи гідрокарбонату натрію, хімічні реакції розкладення та нагрів продуктів реакції. У результаті теплової обробки трони (31; 32) отримують кальциновану соду (32) і парогазову суміш кальцинації (2; 10; 11.2). Сода (32) через чарунковий живильник (15) виводиться з ПК (1) і надходить на систему транспортерів (16; 8; 9). З транспортера (8) через чарунковий живильник (3) виконується відбір ретурної соди (32.3) в живильний змішувач (2). Решта соди (32) транспортерами (9; 14) подається на склад (на рис. 8 немає) і установку (26) приготування содового розчину. Суміш (2; 10; 11.2) видаляється з ПК (1) через живильний змішувач (2). У ньому за допомогою компресора (24) з електродвигуном створюється вакуум. По дорозі до компресора (24) суміш (2; 10; 11.2) проходить сухе очищення в циклонах (11). Потім проходить мокру очистку в колекторі (12) газу кальцинації, після нього в сепараторі (13) пари (2) відділяється, конденсується в слабку рідину (29.4.1), яка надходить до збірника слабкої рідини (19), а газова суміш (10; 11) надходить в холодильник газу кальцинації (ХГК) (20) для охолодження і далі в промивач газу кальцинації (ПГК) (22) для мокрого очищення. На зрошення в колектор (12) газу кальцинації подають насосом (18) з електродвигуном слабку рідину (29.4), що утворюється при конденсації водяної пари в ХГК (20). Рідина (29.4), стикаючись з газовою сумішшю (2; 10; 11.2), поглинає частково аміак (11), стікаючи після цього у вигляді слабкої рідини (29.4.1) до збірника (19). У ХГК (20) газова суміш (10; 11) проходить зверху вниз, а в трубах противотечією рухається охолоджуюча вода (на рис. 8 не показана). Для попередження закристалізації трубок ХГК (20) і кращого промивання газу міжтрубний простір зрошується слабкою рідиною (29.4) (на рис. 8 немає). У ПГК (22) газова суміш (10; 11) зрошується водою (1.6.1) зі збірника (23) промивної води (на виході 1.6.2), при цьому вона додатково охолоджується і повністю відмивається від соди і аміаку, а діоксид вуглецю (10.7) надходить

на відділення карбонізації (в складі газу першого введення). Слабка рідина (24) насосом (25) з електродвигуном подається до відділення дистиляції.

Для кальцинації подають водяну пару (2.3) високого тиску, перед подачею вона проходить редуційну охолоджувальну установку (РОУ) (21), де її температура знижується до 270 °С, а тиск до 3 МПа; тому для обігріву ПК (1) надходить пара (2.3.1). В трубках ПК (1) пара конденсується та віддає тепло троні (31; 32). Конденсат (29.5) з ПК (1) виводиться в збірник (17) конденсату і далі в розширювачі (на рис. 8 не показані), де перетворюється в пару низького тиску.

Основне обладнання відділення кальцинації: ПК (1), ХГК (20) і ПГК (22). Продуктивність ПК (1) по соді: 300 т за добу; діаметр барабана ПК 2,6 м; довжина барабана 20 м; поверхня нагріву 1280 м²; витрата пари 1,7 т / т соди; частота обертання барабана 7 об / хв; температура соди на виході 160–200 °С, вміст діоксиду вуглецю в газі кальцинації (10.7) 98 % (об). Усередині сталевому барабану ПК (1) концентрично розташовані три ряди оребрених гріючих труб, розвальцьованих на кінцях в трубних решітках. Барабан і гріючі труби мають ухил в бік вивантаження. Пару (2.3.1) подають у кільцеву камеру з боку вивантаження соди (32). Конденсат (29.5) з труб стікає в камеру пари, а з неї в кільцеву камеру конденсату, розділену перегородками на три секції. Потрапивши в секцію при нижньому її положенні, конденсат (29.5) виводиться з неї в процесі обертання барабана. Герметизація обертового барабана здійснюється за допомогою торцевих ущільнень.

ХГК (20) всередині має ряд з'єднаних між собою холодильних бочок, аналогічних застосовуваним в робочих КЛ.

ПГК (22) являє собою насадний масообмінний апарат, заповнений дерев'яною хордовою насадкою або керамічними кільцями Рашинга, які зрошуються водою (висота шару насадки 7 м).

Лекція 13

Розробка схеми АКТПГ відділення кальцинації ВКС

З урахуванням викладеного вище для отримання соди (32) високої якості при мінімальних витратах пари та максимальної продуктивності ПК (1), необхідно реалізувати автоматичний контроль витрат гідрокарбоната натрію (31) та ретурної соди (32.3) в живильний змішувач (2) з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування співвідношенням цих витрат зміною витрати гідрокарбонату натрію (31) з корекцією за температурами: трони (31; 32) в живильному змішувачі (2); соди (32) на виході з ПК (1); пари (2.3.1), що подається в ПК (1), та пари (2.3) на вході в РОУ (21).

Для забезпечення регламентного значення вакууму для видалення парогазової суміші (2; 10; 11.2) із живильного змішувача (2) через циклон (11) за допомогою компресора (24) з електродвигуном, необхідно реалізувати автоматичний контроль зазначеного вакууму перед циклоном (11) з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна компресора (24) з корекцією за тиском у напірному патрубку компресора.

Для забезпечення регламентного значення різниці тисків слабкої рідини (29.4), яка подається насосом (18) з електродвигуном в колектор (12) газу для мокрого очищення газової суміші (10; 11) після циклона (11) та в напірному патрубку цього насоса, необхідно реалізувати автоматичний контроль тисків в зазначеному патрубку та на вході зазначеної рідини в колектор (12) газу з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування різницею зазначених тисків зміною числа обертів електродвигуна насоса (18) з корекцією за концентрацією діоксиду вуглецю (10.7) після ПГК (22).

Для фрагмента схеми АКТПГ відділення кальцинації ВКС необхідно виконати такі функції:

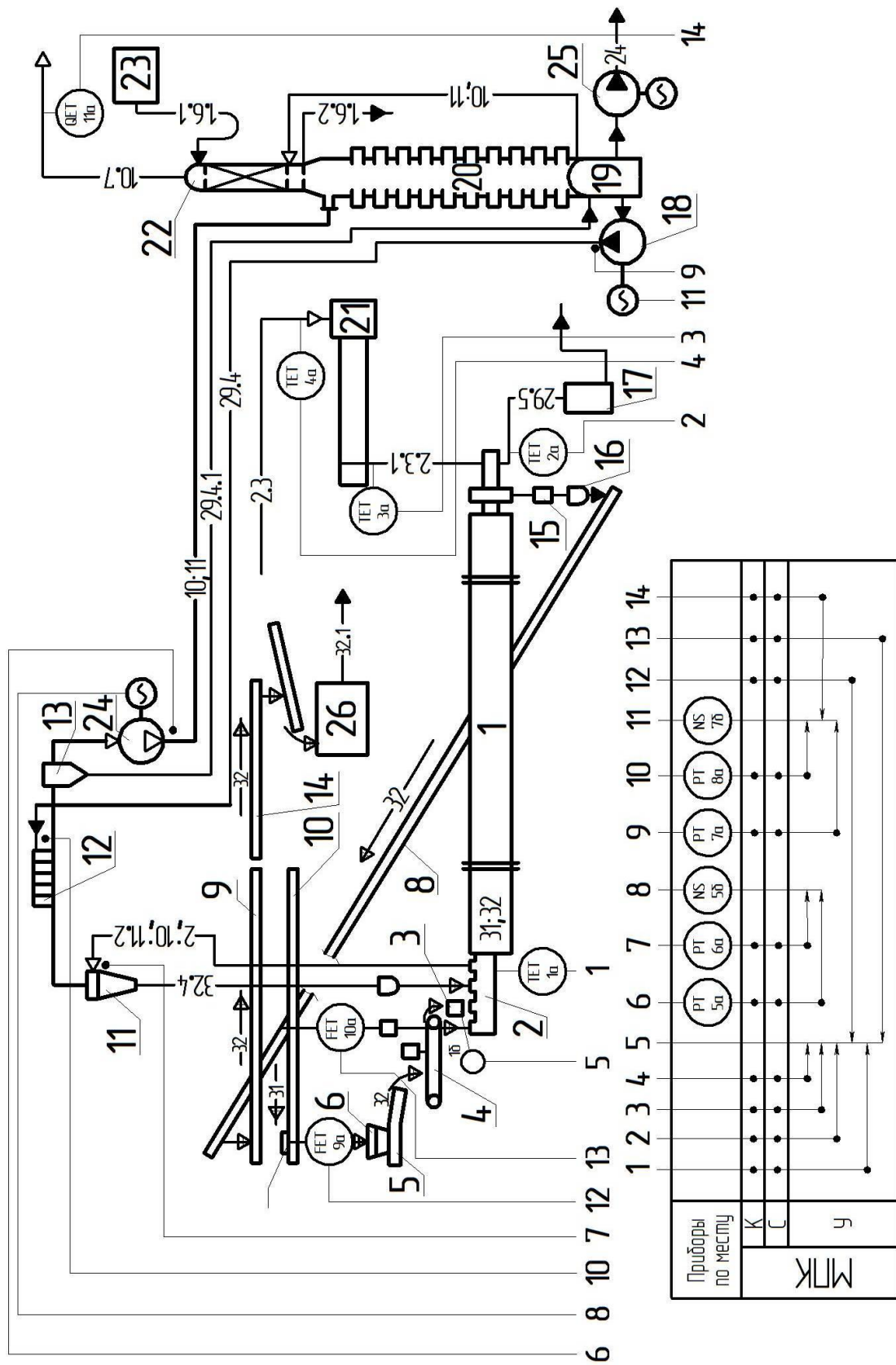


Рисунок 8 – Фрагмент схеми АКТПГ відділення кальцинації

- автоматичний контроль витрат гідрокарбонату натрію і ретурної соди у живильному змішувачі, технологічна сигналізація в разі виходу їх за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування співвідношенням зазначених витрат зміною витрати гідрокарбонату натрію з корекцією за температурами: трони в живильному змішувачі, соди на виході з ПК, пари, що подається в ПК, і пари на вході в РОУ;

- автоматичний контроль вакууму перед циклоном, створюваного компресором видалення парогазової суміші з живильного змішувача, технологічна сигналізація в разі виходу його за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна компресора з корекцією за тиском в напірному патрубку компресора;

- автоматичний контроль тисків у напірному патрубку насоса подачі слабкої рідини для мокрого очищення газової суміші в колекторі газу після циклону і на вході зазначеної рідини в колекторі газу, технологічна сигналізація у разі виходу їх за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування різницею зазначених тисків зміною числа обертів електродвигуна насоса з корекцією за концентрацією діоксиду вуглецю після ПГК.

Для реалізації розроблених функцій доцільно застосовувати обрані сучасні КВП і ЗА, у тому числі МПК (дивись лекцію 3, тема 1).

Назви схем АКТПГ відділення кальцинації включають основні елементи, їх позиції, типи КВП і ЗА та МПК у тому порядку, як зазначено функції.

1.АКТП отриманням соди високої якості при мінімальних витратах пари і максимальній продуктивності ПК забезпечується регламентними значеннями співвідношення витрат гідрокарбонату натрію і ретурної соди в живильний змішувач зміною витрати гідрокарбонату натрію з корекцією 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 – ТСПУ – 0288;

ПП/ПрП – поз. 9-а – MaxxFlow;

ПП/ПрП – поз. 10-а – SolidFlow;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 1-б МЕО-1.

2. АКТП – регламентним значенням вакууму перед циклоном, що створюється компресором для видалення парогазової суміші з живильного змішувача, забезпечується зміною числа обертів електродвигуна вказаного компресора з корекцією за тиском у напірному патрубку компресора:

ПрП – поз. 5-а – «САФІР 21ХХ»;

ПрП – поз. 6-а – «САФІР 22ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 5-б – НТ-4044.ZD3 у комплекті.

3. АКТП – регламентним значенням різниці тисків у напірному патрубку насоса подачі слабкої рідини для мокрого очищення газової суміші у колекторі газу після циклону і на вході вказаної рідини у колектор газу, забезпечується зміною числа обертів електродвигуна вказанного насоса з корекцією за концентрацією діоксиду вуглецю після ПГК:

ПрП – поз. 7-а, 8-а – «САФІР 21ХХ»;

ПП/ПрП – поз. 11-а – ОКА;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 7-б – НТ-4044.ZD3 у комплекті.

Висновки

Розроблений фрагмент схеми АКТП відділення кальцинації забезпечує продуктивність обертового ПК по соді: 300 т/добу; вмістом карбонату натрію в ній не менше 99,2 %; вмістом діоксиду вуглецю 98 %

(заг.) у газі після ПГК.

Тема 7

АКТПГ ОБПАЛЮВАННЯ КАРБОНАТУ КАЛЬЦІЮ ТА ОТРИМАННЯ ДІОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ, ВАПНА І ВАПНЯНОЇ СУСПЕНЗІЇ ВКС (ВІДДІЛЕННЯ ОБПАЛЮВАННЯ КАРБОНАТУ КАЛЬЦІЮ – ВОКК)

Лекція 14

Фізико-хімічні основи процесу обпалювання карбонату кальцію та короткий опис відділення обпалювання карбонату кальцію

Діоксид вуглецю (CO_2) і вапно (CaO) отримують шляхом обпалювання карбонату кальцію (вапняку або крейди) (CaCO_3) у вапняно-випалювальних пічах шахтного типу (ВОП), а тепло для обпалювання виділяється в процесі згорання коксу при подачі повітря під тиском.

Вапно, в свою чергу, є вихідним продуктом для отримання вапняної суспензії (гідроксиду кальцію) ($\text{Ca}(\text{OH})_2$). Вапняну суспензію отримують у результаті гашення вапна водою в обертовому гасителі [1, 2, 5, 6].

Основна функція відділення обпалювання карбонату кальцію в ВОП полягає в отриманні необхідної кількості діоксиду вуглецю для відділення карбонізації та вапна для гашення з такими показниками:

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

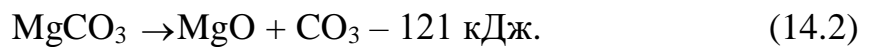
при випалюванні вапняку	40–42;
при випалюванні крейди	31–34;
- вміст оксиду кальцію (CaO) у вапні, % (мас.) 80–85;
- ступінь розкладу карбонату кальцію (CaCO_3), % 91–96.

Основною функцією гашення вапна є отримання необхідної кількості вапняної суспензії у вигляді неперервних матеріальних потоків, які направляються до відділення дистиляції з вмістом оксиду кальцію 190–220 н.д. та до відділення очистки розсолу з вмістом оксиду кальцію 110 н.д.

Карбонат кальцію розкладається за ендотермічною реакцією:



Для зміщення реакції праворуч слід забезпечити підведення тепла протягом усього процесу розкладання CaCO_3 . Для отримання інтенсивного процесу та високого ступеня дисоціації температуру обпалювання вапна у ВОП підтримують в інтервалі 1100–1200 °С. Залежно від ступеня дисперсності CaO та CaCO_3 великі кристали CaO прагнуть до зростання за рахунок менших. У процесі обпалювання карбонату кальцію розкладається також карбонат магнію, при температурі 402–480 °С, який міститься у ньому в кількості 0,5–3%:

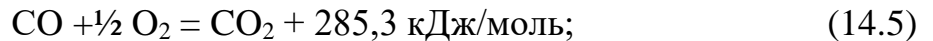
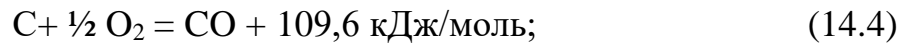


При цюльму обпалюванні поряд з реакціями розкладання карбонатів кальцію і магнію протікають побічні шкідливі реакції, які не можуть бути використані для отримання вапняної суспензії, що знижує ефективність обпалювання. Крім того, сульфат кальцію (CaSO_4) основний вплив дає на процес обпалювання вапна,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

Водяні пари впливають 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.

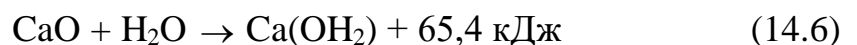
Оксид кальцію (CaO), який входить до складу вапна, може бути у вигляді вільного (активного чи неактивного) або пов'язаного, тобто який вступив у взаємодію з домішками і утворює нові сполуки. Активний CaO – це частина вільного оксиду кальцію, яка реагує з водою в звичайних умовах гашення. Неактивний CaO – це частина вільного оксиду кальцію, яка не реагує з водою в звичайних умовах гашення, він утворюється внаслідок структурних змін під впливом високих температур. При підвищенні температури вище допустимої відбувається утворення значних мас вапна, що порушує режим роботи печі.

Основними реакціями горіння палива є:



Відповідно до характеру термічних процесів у ВОП, її умовно поділяють на три послідовні теплові зони. У верхній частині ВОП – зоні підігріву (перша зона) – виконується підсушка шихти (суміш карбонату кальцію та пального), нагрівання шихти до температури початку розкладання карбонату кальцію (850 °С) за рахунок тепла гарячих газів, що поступають знизу до верху із зони обпалювання (друга зона). На межі цих зон температура газів досягає 900–1000 °С. При подальшому переміщенні шихти донизу відбувається горіння палива та розкладання CaCO_3 . У кінці зони обпалювання температура кускових матеріалів та газів досягає максимуму (1100–1200 °С), а розкладання карбонату кальцію припиняється, тобто зоною обпалювання називають зону, в якій виконується розкладання CaCO_3 та перехід діоксиду вуглецю в газову фазу. В нижній частині зони обпалювання горіння палива ще продовжується, а тепло, що виділяється, витрачається на нагрівання повітря, яке поступає із зони охолодження. Відповідно до цього зоною горіння (третя зона) є зона, в якій відбуваються витрати кисню на спалювання палива, а зона обпалювання є складовою частиною зони горіння.

Процес гасіння вапна відбувається при взаємодії оксиду кальцію з водою:



Реакція (14.6) супроводжується великим екзотермічним ефектом, збільшенням обсягу твердої фази при використанні звичайного вапна. Гідроксид кальцію утворює структуру, яка кристалізується у формі пластин або призм (портландіт). Кристали схильні до утворення агломератів, що включають частки негашеного вапна і дисперговані інертні домішки. Розчинність оксиду і гідроксид кальцію обернено пропорційні температурі

від 0 до 100 °С. Процеси гасіння вапна класифікують залежності від мольної відносини взаємодіючих реагентів $H_2O: CaO$ (так зване водовапняне відношення).

У ВКС поширеним є процес мокрого гасіння, при якому водовапняне відношення забезпечує отримання тістоподібної вапняної суспензії, придатної для її транспортування в трубопроводах за допомогою відповідних насосів. Залежність швидкості гасіння від ступеня подрібнення початкового вапна позначається значно, так для частинок розміром 10–20 мм гасіння протікає в 1,5 рази швидше, ніж гасіння вапна розміром 60–80 мм.

Для відділення обпалювання карбонату кальцію і гасіння вапна розроблений фрагмент схеми АКТПГ (рис. 9).

Основним апаратом відділення обпалювання карбонату кальцію є ВОП (3), яка являє собою апарат з діаметром внутрішньої частини 6,2 м; висотою футерованої частини 22,5 м; завантажена шихтою частина висотою 18,5 м. Продуктивність ВОП (3) за вапном (85 % CaO) 300 т/добу; вміст CO_2 у відпрацьованих газах 40,4 % (заг.), температура вихідних газів 93°C; вміст CaO (віл.) у вапні 77,8 %, ступінь обпалювання карбонату кальцію (вапняку) 90 %.

Паливом для обпалювання карбонату кальцію у ВОП (3) найчастіше використовують кокс, який має розміри 30–40 мм, теплота згоряння якого 25000–29300 кДж/кг, зольність не більше 12 %, вміст сірки не вище 2 %. Тому для опису технологічного процесу як паливо будемо розглядати кокс, а карбонатної сировини – вапняк, розміри шматків якого, як правило, 40–120 мм.

У відділення обпалювання вапняк (38) і кокс (39) системою стрічкових конвеєрів транспортуються у відповідні бункера, з яких вивантажуються через електровібраційні живильники в бункерні електричні ваги, які дозують їх за заданою масою і подають стрічковим конвеєром для попереднього перемішування і отримання шихти (37) (суміш вапняку і коксу), яка подається в ковші скіпового підйомника (на рис. 9 не показані) і далі в

приймальну лійку завантажувально-розподільного пристрою (4) ВОП (3). Описані операції дозування компонентів шихти (37) і завантаження ВОП (3) автоматизовані, а для підвищення надійності роботи зазначеного устаткування його дублюють (одне працює, інше знаходиться в «гарячому» резерві) на кожній ВОП (3). Ковші скіпового підйомника по черзі подають шихту (37) в зазначену воронку завантажувально-розподільного пристрою (4), з якого певними порціями шихта періодично подається у ВОП (3), де відповідно з характером термічних процесів вона умовно проходить три послідовні теплові зони, описані вище.

Рівномірний розподіл шихти по перетину ВОП (3) забезпечується за допомогою обертового конуса з відбійником, а для вивантаження готового вапна слугує обертовий под у вигляді завитка. Внаслідок обертання завитка (33) опускається і потрапляє на обертовий кільцевий транспортер, з якого спрямовується на два розвантажувальні пристрої (7), розташовані один за іншим (на рис. 9 не показані). Після них вапно (33) потрапляє на ковшовий (2) транспортер і далі в бункер (1), після нього вапно (33) подається в завантажувальний бункер (11).

Повітря (3.2) подається в ВОП (3) дуттєвими вентиляторами (10) з електродвигунами (на рис. 9 показаний один). Газ (діоксид вуглецю), який виходить з ВОП, очищається і охолоджується (перший ступінь) в турбулентному промивачу газу (трубі Вентурі) (5), потім (другий ступінь) в циклоні-краплеуловлювачі (6) (інша назва – пінний апарат). В електрофільтрі (8) (третя ступінь) газ звільняється від зважених часток і чистий діоксид вуглецю (10.8) надходить до відділення карбонізації.

Завантажувально-розподільний пристрій (4) має два клапани, поворотно-приймальну воронку і розподільний лоток з відбійником. Поворот лотка на кут $\sim 42^\circ$ проводиться після завантаження порції шихти (~ 3 т).

Розвантажувальний пристрій (улитка) (7) являє собою валковий вигружувач, в якому рівномірно розподіляється повітря (3.2) за поперечним

перерізом шихти, при цьому підтримується задане положення зони обпалювання. Димові гази витягуються з ВОП (3) витяжною трубою (13).

Турбулентний промивач газу (труба Вентурі) (5) являє собою поєднання звужуючого конфузора і розширюючого дифузора. Вода (1.7) насосом (9) з електродвигуном подається в горловину цього промивача для зрошення. Запилені гази, проходячи звужену горловину труби Вентурі (5) зі швидкістю ~ 100 м/с, стикаються з завісою рідини і розбивають її на краплі. За рахунок інтенсивного руху частинок відбувається укрупнення крапель, які легко виділяються з газу в циклоні-краплеуловлювачі (6) (вода (1.7.1) на його виході). Електрофільтр (8) із загальною висотою 14,2 м і діаметром 5 м; числом коронуючих електродів 158, загальна активна довжина яких 560 погонних метрів, а діаметр електрода 3 мм.

У ВКС використовують обертовий гаситель (17) неперервної дії, який являє собою порожнистий циліндр з горизонтальною віссю обертання; зовнішнім діаметром корпусу 2,5 м і довжиною 15 м. Зовні цей корпус оснащений привареними ребрами, для кріплення двох бандажів (15) для установки їх на дві пари опорних роликів (22), і зубчатого вінця (16) для забезпечення обертання гасителя (17) з частотою 3,48 об/хв за допомогою електродвигуна. Для захисту корпусу гасителя від абразивного зносу його всередині облицьовують знімним корпусом.

Барабанный живильник (14) слугує для подачі вапна (33) із завантажувального бункера (11) в гаситель (17), а привід обертання його барабана забезпечує багатоступеневу зміну частоти обертання, яка при постійному рівні вапна в завантажувальному бункері (11) пропорційна необхідній продуктивності гасителя (17). Для забезпечення рівномірного процесу переміщення матеріалу до сортувального барабана (20) і поліпшення цього процесу, всередині гасителя (17) є спіралеподібне намотування, яке складається з приварених до кожуха ділянок, які знімаються. Крім того, гаситель (17) трохи нахилений в бік вивантаження, зазвичай під кутом $0,5^\circ$.

Сортувальний барабан (20) з'єднаний з корпусом гасителя (17) за допомогою фланця і обертається всередині нерухомого розвантажувального корпусу (19). Барабан (20) являє собою циліндр, діаметром 1,9 м і довжиною 2,6 м. На поверхні барабана (20) є отвори, призначені для виведення концентрованої вапняної суспензії (33.1) (перша секція), дрібних відходів гасіння і промивної води (1.8.1) (друга секція), вапняної суспензії (33.3) (третя секція). Для рівномірного переміщення вивантажуваного матеріалу всередині барабана (20) є намотування. На верхній частині розвантажувального корпусу (19) встановлені ежекційний підігрівач-конденсатор (12) і витяжна труба (13). У цей конденсатор (12) насосом (21) з електродвигуном подається вода (1.8), частина якої у вигляді промивної води (1.8.1) надходить у другу секцію сортувального барабана (20), а основна частина нагрівається в ежекційній- ному підігрівачі-конденсаторі (12) і нагріта вода (1.8.2) надходить в гаситель (17). Вивантаження усіх відходів гасіння з гасителя (17) в сортувальний барабан (20) здійснюється розвантажувальним корпусом (18).

Основними технологічними вимогами до процесу приготування вапняної суспензії (33.1) для відділення дистиляції та очистки сирого розсолу є регламентні значення концентрації і температури, при цьому температура не повинна перевищувати 90 °С, а водовапняне співвідношення (у %) 2,85 до 1. Виконання зазначених вимог, особливо для вапняної суспензії (33.1), сприяє не тільки підвищенню продуктивності відділення дистиляції, а й скороченню витрати пари, аміаку, вапна за рахунок зменшення обсягу відходів із дистилера через пісколовку в відстійник суспензії дистиляції (34.2).

Лекція 15

Розробка схеми АКТП відділення обпалювання карбонату кальцію ВКС

З урахуванням викладеного вище для забезпечення регламентного термічного процесу в ВОП (3), з огляду на автоматизовані операції з підготовки і подачі вапняку (38) і коксу (39) в ВОП, необхідно передбачити автоматичний контроль температури в кінці зони обпалювання шихти з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна дугтевого вентилятора (10) подачі повітря (3.2) у ВОП з корекцією за тиском в напірному патрубку цього вентилятора.

Для забезпечення регламентної очистки та охолодження діоксиду вуглецю (10.8), що видаляється з ВОП (3), необхідно передбачити автоматичний контроль тиску в напірному патрубку насоса (9) подачі охолодженої води (1.7) в турбулентний промивач газу (трубу Вентурі) (5) з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна зазначеного насоса з корекцією за витратою води (1.7) і концентрацією діоксиду вуглецю (10.8), що надходить до відділення карбонізації.

Для забезпечення отримання регламентної якості вапняної суспензії (33.1), що надходить у відділення дистиляції, необхідно передбачити автоматичний контроль температури зазначеної суспензії з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна насоса (21) подачі води (1.8) в ежекційний підігрівач-конденсатор (12) з корекцією за тиском в напірному патрубку цього насоса і витратою нагрітої води (1.8.2) в гаситель (17).

Для фрагмента схеми АКТПГ відділення обпалювання карбонату кальцію необхідно виконати такі функції:

- автоматичний контроль температури в кінці зони обпалювання шихти в ВОП з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна дуттєвого вентилятора (10) подачі повітря (3.2) у ВОП

з корекцією за тиском в напірному патрубку цього вентилятора.

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

- автоматичний контроль температури вапняної суспензії, що поступає у відділення дистиляції, технологічна сигналізація у випадку виходу її за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна насоса подачі води в ежекційний підігрівач-конденсатор з корекцією за тиском у напірному патрубку зазначеного насоса та витратою нагрітої води в гаситель.

Для реалізації розроблених функцій доцільно застосовувати сучасні КВП і ЗА, у тому числі МПК (див. лекцію 3, тема 1).

Назви схем АКТП відділення обпалювання карбонату кальцію ВКС включають основні елементи, їх позиції, типи КВП і ЗА та МПК у тому порядку, як зазначено функції.

1. АКТП – регламентним термічним процесом у ВОП, враховуючи автоматизовані операції з підготовки та подачі вапняку і коксу (шихти) у цю піч, забезпечується зміною числа обертів електродвигуна дуттєвого вентилятора подачі повітря в ВОП з корекцією за температурою в кінці зони обпалювання шихти в ВОП та тиском у напірному патрубку цього вентилятора:

ПП/ПрП – поз. 1-а – ТППУ-0288;

ПрП – поз. 3-а – «САФІР 21XX»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 1-б – НТ-4044.ZD3 у комплекті.

2. АКТП – регламентним очищенням і охолодженням діоксиду вуглецю, що видаляється з ВОП, забезпечується зміною числа обертів електродвигуна насоса подачі охолодженої води у турбулентний промивач газу (трубу Вентурі) з корекцією: за тиском у напірному патрубку цього насоса та витратою охолодженої води і концентрацією діоксиду вуглецю:

ПрП – поз. 4-а – «САФІР 21XX»;

ПП – поз. 7-а – ДК-0,6;

ПрП – поз.-7-б – «САФІР 24XX»;

ПП/ПрП – 8-а – ОКА;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 4-б – НТ-4044.ZD3 у комплекті.

3. АКТП – отриманням вапняної суспензії регламентної якості, що поступає на відділення дистиляції, забезпечується зміною числа обертів електродвигуна насоса подачі води у ежекційний підігрівач-конденсатор з корекцією за: температурою вапняної суспензії, тиском у напірному патрубку вказаного насоса та витратою нагрітої води у гаситель:

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

ПрП – поз. 5-а – «САФІР 21XX»;

ПП – поз. 6-а – ДК-0,6;

ПрП – поз.-6-б – «САФІР 24XX»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 2-б – НТ-4044.ZD3 у комплекті.

Висновки

Розроблений фрагмент схеми АКТПГ відділення обпалювання карбонату кальцію забезпечує необхідну його продуктивність з подачею до відділення дистиляції вапняної суспензії з вмістом оксиду кальцію (віл.) 190–220 н.д. і температурою не вище 90 °С, та подачею до відділення карбонізації 40–42 % (заг.) діоксиду вуглецю.

ТЕМА 8

АКТПГ ОЧИЩЕННЯ РОЗЧИНУ ХЛОРИДУ НАТРІЮ ДЛЯ ВКС (ВІДДІЛЕННЯ ОЧИЩЕННЯ РОЗСОЛУ СИРОГО – ВОРС)

Лекція 16

Фізико-хімічні основи процесу очищення розсолу сирого, короткий опис цього процесу та розробка схеми АКТПГ відділення очищення розсолу сирого

Розчин хлориду натрію (сирий розсіл) (NaCl) отримують шляхом: підземного видобування кам'яної солі у свердловинах методом гідроврубу; розчиненням кам'яної солі, видобутої в шахтах; а також шляхом осідання солі в спеціальних басейнах або в природних озерах з отриманням розсолу сирого необхідної концентрації. У будь-якому випадку не вдається отримати чистий розсіл сирий для безпосереднього використання. Тому для виробництва кальцинованої соди аміачним способом (ВКС) розсіл сирий необхідно очистити від солей кальцію і магнію [1, 2, 6]. Якщо їх попередньо не видалити, то на наступній стадії (відділення абсорбції) при абсорбції аміаку та діоксиду вуглецю з розсолу будуть випадати в осад погано розчинні сполуки $\text{NaCl} \cdot \text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$; CaCO_3 ; $\text{Mg}(\text{OH})_2$; $(\text{NH}_4)\text{CO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$, що призведе до засмічення апаратури, трубопроводів і надалі до забруднення готової продукції ВКС.

При ВКС розсіл сирий очищають від домішок вапняно-содовим способом. Для осідання солей кальцію використовують содовий розчин, для осідання 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, слугує величина рН, що важливо враховувати при створенні АКТПГ очищення розсолу сирого. При розрахунку кількості соди, необхідної для очищення сирого розсолу, враховують, що в розсолі крім гідрокарбонату натрію присутній сульфат кальцію (CaSO_4), що вступає в реакцію:



Новоутворена при цьому добр розчинна сіль Na_2SO_4 (сульфат натрію) ускладнює надалі процес дистиляції, оскільки при взаємодії її з вапняною суспензією утворюються відкладення гіпсу та відбувається інкрустація стінок дистилера.

Сам же процес очищення розсолу сирого слід проводити таким чином, щоб порівняно швидко отримати прозорий розсіл з малою кількістю шламу. На кінетику процесу очищення розсолу сирого великий вплив мають інтенсивність та довгота перемішування в момент осадження іонів кальцію та магнію з розсолу, які забезпечують рівномірний розподіл реагентів в об'ємі розсолу, що очіщується. Цілком достатнім є перемішування за рахунок кінетичної енергії, яка поступає в реактор суміші розсолу сирого з реактивами. При очищенні розсолу з високим вмістом іонів магнію необхідна швидкість та повнота його осаду досягаються при послідовному введенні в розсіл сирий спочатку вапняної суспензії, а потім – содового розчину. Необхідно відзначити, що з підвищенням температури розсолу збільшується швидкість осаду та ущільнення шламу. З іншого боку, підвищення температури небажано для наступного процесу у відділенні абсорбції. Тому на стадії очищення розсолу сирого температуру розсолу підтримують не вище 22°C .

Для відділення очищення розсолу сирого вапняно-содовим способом ВКС розроблений фрагмент схеми АКТПГ (рис. 10).

Розсіл сирий (28.1) надходить з промислу розсолу в збірники (8) розсолу сирого (ЗРС) (на рис. 10 показаний один), діаметром 10,1 м, висотою 0,62 м та об'ємом 3000 м³. Очищення розсолу сирого вапняно-содовим способом виконується таким чином. У напірний бак (1), діаметром 4 м, висотою 2,52 м та об'ємом 25 м³ з мішалкою подають содовий розчин (32.1) та очищений розсіл (28.2). У напірний бак (2), діаметром 2,73 м, висотою 4 м та об'ємом 16 м³ з мішалкою подають вапняну суспензію (33.3) та очищений розсіл (28.2). У зазначених баках з мішалками відбуваються приготування необхідних реагентів (32.2) і (33.4), які надходять у змішувач (3) реагентів з мішалкою для отримання каустифікованого розчину (35), величину рН якого необхідно контролювати. Приготований розчин (35) із змішувача (3) надходить в реактор (5), діаметром 5 м, висотою 10,57 м та об'ємом 140 м³. У цей же реактор (5) з ЗРС (8) насосом (9) з електродвигуном через розширювач (4) подається розсіл сирий (28.1). Пароповітряні суміші (2; 3) з розширювача (4) та реактора (5) викидаються в атмосферу.

Реактор (5) не має мішалки, але труби, що підводять каустифікований розчин (35) та розсіл сирий (28.1) у цей реактор, мають U-подібні форми. Тому необхідне перемішування досягається за рахунок великої швидкості надходження рідини із U-подібних труб реактора. Для здійснення регламентного перебігу процесу в реакторі (5) температуру пульпи необхідно підтримувати в межах 17±3 °С.

Реактор (5) з'єднаний з відстійником Дорра (6), діаметром 18 м і висотою 8,2 м, спеціальним трубопроводом (7), по якому надходить пульпа зверху у відстійник (6) та по центральній трубі, що не доходить до дна, опускається вниз. Потім розсіл піднімається вгору відстійника Дорра (6), відділяючись від твердої фази. Очищений розсіл (28.2) виводиться з відстійника Дорра (6) через переливний жолоб, розміщений по периферії, та подається в збірник (10) цього розсолу (28.2) (розміри такі як ЗРС (8)), з

якого насосом (11) з електродвигуном подається в напірній бак відділення абсорбції (на рис. 10 не показано). Шлам (36) із нижньої частини відстійника Дорра (6) через спеціальні труби періодично надходить до збірника шламу (12) з мішалкою, сюди ж надходить шлам (36) зі змішувача (3) та реактора (5). У збірнику (12) шлам (36) розбавляється водою та перекачується на переробку (на рис. 10 не показано). Для отримання очищеного розсолу (28.2) високої якості при мінімальних витратах реагентів та максимальній продуктивності цього відділення, необхідно дотримуватись таких норм технологічного режиму:

содовий розчин (32.1):	вміст соди, н.д	22–25;
	хлорид-іонів, н.д	92–94;
вапняна суспензія (33.3):	вміст активного CaO , н.д	60–75;
розсіл сирий(28.1):	вміст, Ca ²⁺ н.д.	0,02;
	Mg ²⁺	0,07;
	SO ²⁻ ₄	0,17;
	Cl ⁻	104–106;
очищений розсіл (28.2):	вміст, н.д. Ca ²⁺	не більше 0,02;
	Mg ²⁺	не більше 0,007;
	Na ₂ CO ₃	0,2–0,3;
	NaOH	0,05–0,06;
	Cl ⁻	не менше 103,6;
температура, °C		19±3.

Із урахуванням наведеного вище для забезпечення дотримання зазначених регламентних норм технологічного режиму одержання очищеного розсолу (28.2) необхідно реалізувати автоматичний контроль витрат розсолу сирого (28.1) і каустифікованого розчину (35) в реактор (5) з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування співвідношенням указаних витрат зміною витрати розсолу сирого з корекцією за: температурами очищеного розсолу (28.2) до відділення абсорбції та пульпи в реакторі (5) і величиною рН каустифікованого розчину (35).

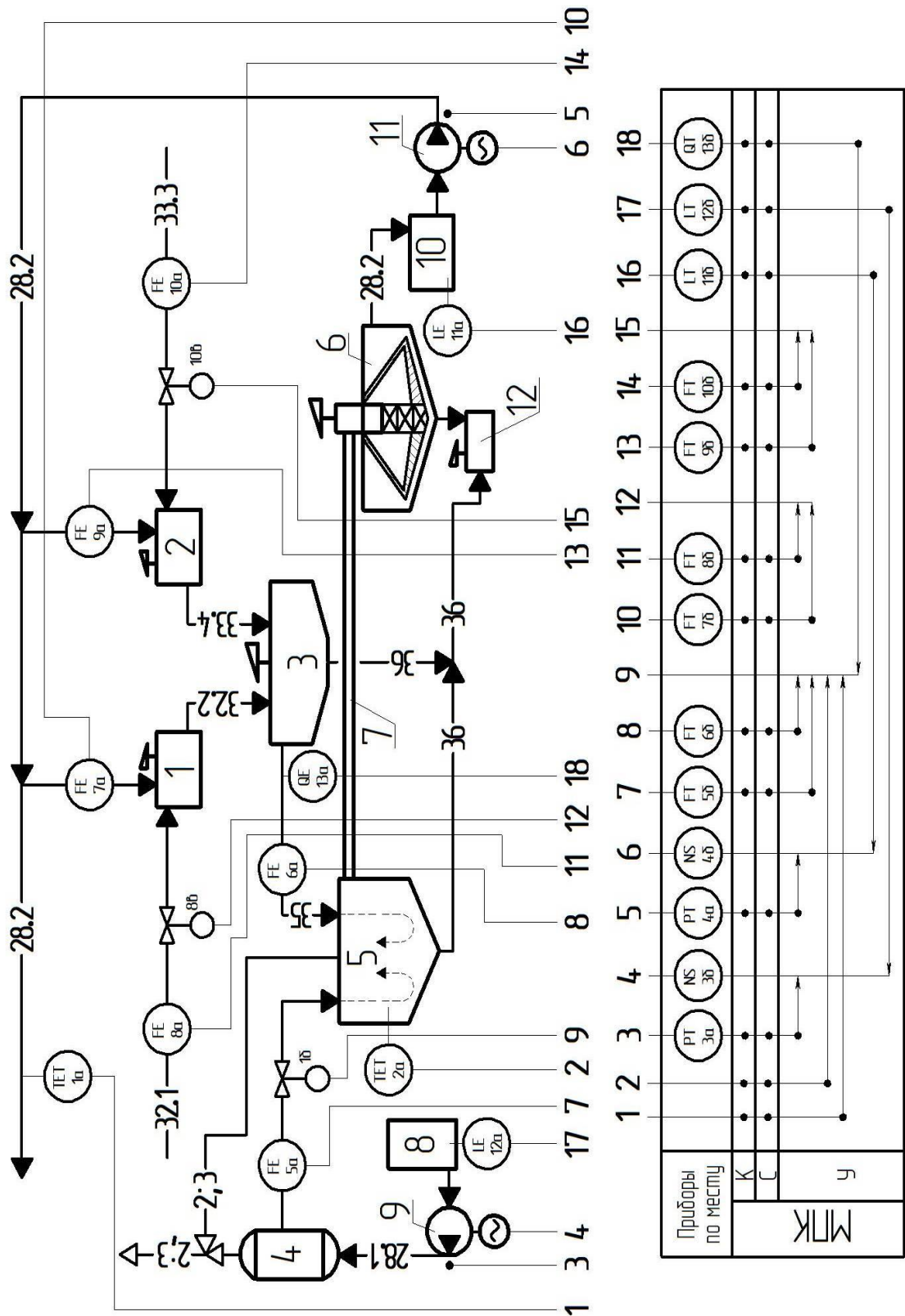


Рисунок 10 – Фрагмент схемы АКТПГ очистки сырого розсолу

Для забезпечення нормальної роботи насоса (9) подачі розсолу сирого (28.1) через розширювач (4) у реактор (5), необхідно реалізувати автоматичний контроль тиску в напірному патрубку цього насоса з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна насоса з корекцією за рівнем розсолу сирого в ЗРС (8).

Для забезпечення нормальної роботи насосу (11) подачі очищеного розсолу (28.2) до відділення абсорбції, необхідно реалізувати автоматичний контроль тиску в напірному патрубку цього насоса з розрахунком і видачею керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна насоса з корекцією за рівнем очищеного розсолу в ЗОР (10).

Для забезпечення регламентного співвідношення витрат содового розчину (32.1) і очищеного розсолу (28.2) в напірний бак (1), необхідно реалізувати автоматичний контроль зазначених витрат з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування зазначеним співвідношенням зміною витрати содового розчину.

Для забезпечення регламентного співвідношення витрат вапняної суспензії (33.3) і очищеного розсолу (28.2) в напірний бак (2), необхідно реалізувати автоматичний контроль зазначених витрат з розрахунком і видачею керуючих впливів на керування зазначеним співвідношенням зміною витрати вапняної суспензії.

Для фрагмента схеми АКТПГ описаного технологічного процесу відділення очистки розсолу сирого необхідно виконати такі функції:

- автоматичний контроль витрат розсолу сирого і каустифікованого розчину в реактор, технологічна сигналізація в разі виходу їх за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на витрату розсолу сирого з корекцією за: температурами очищеного розсолу до відділення абсорбції і пульпи в реакторі та величиною рН каустифікованого розчину в реакторі;

- автоматичний контроль тиску в напірному патрубку насоса подачі розсолу сирого в реактор, технологічна сигналізація в разі виходу його за

норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна цього насоса з корекцією за рівнем розсолу сирого в ЗРС;

- автоматичний контроль тиску в напірному патрубку насоса подачі очищеного розсолу до відділення абсорбції, технологічна сигналізація в разі виходу його за норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на зміну числа обертів електродвигуна цього насоса з корекцією за рівнем очищеного розсолу в ЗОР;

- автоматичний контроль витрат содового розчину і очищеного розсолу в напірний бак, технологічна сигналізація в разі виходу їх на норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування співвідношенням зазначених витрат зміною витрати содового розчину;

- автоматичний контроль витрат вапняної суспензії і очищеного розсолу в напірний бак, технологічна сигналізація в разі виходу їх на норми технологічного регламенту, розрахунок і видача керуючих впливів на керування співвідношенням зазначених витрат зміною витрати вапняної суспензії.

Для реалізації розроблених функцій доцільно застосовувати сучасні КВП і ЗА, у тому числі МПК (див. лекцію 3, тема 1).

Назви схем АКТП відділення очищення розсолу сирого ВКС включають основні елементи, їх позиції, типи КВП і ЗА та МПК у тому порядку, як зазначено функції.

1. АКТП регламентними нормами технологічного режиму отримання очищеного розсолу високої якості при мінімальних витратах реагентів і максимальній продуктивності відділення забезпечується регламентним значенням співвідношення витрат розсолу сирого та каустифікованого розчину в реактор зміною витрати розсолу сирого з корекцією за: температурами очищеного розсолу до відділення абсорбції і пульпи в

реакторі та величиною рН каустифікованого розчину в реакторі:

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. АКТП – нормальним тиском у напірному патрубку насоса подачі розсолу сирого у реактор забезпечується зміною числа обертів електродвигуна цього насоса з корекцією за рівнем розсолу сирого в ЗРС:

ПрП – поз. 3-а – «САФІР 21ХХ»;

ПП – поз. 12-а – РМФЗ-Р;

ПрП – поз. 12-б – «САФІР 25ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 3-б – НТ-4044.ZD3 у комплекті.

3. АКТП – нормальним тиском у напірному патрубку насоса подачі очищеного розсолу до відділення абсорбції забезпечується зміною числа обертів електродвигуна цього насоса з корекцією за рівнем очищеного розсолу в ЗОР:

ПрП – поз. 4-а – «САФІР 21ХХ»;

ПП – поз. 11-а – РМФЗ-Р;

ПрП – поз. 11-б – «САФІР 25ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ – поз. 4-б – НТ-4044.ZD3 у комплекті.

4. АКТП – регламентним значенням співвідношення витрат содового розчину і очищеного розсолу у напірний бак забезпечується зміною витрати содового розчину:

ПП – поз. 7-а, 8-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 7-б, 8-б – «САФІР 24ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ- поз. 8-в – МЕО-1.

5. АКТП – регламентним значенням співвідношення витрат вапняної суспензії і очищеного розсолу в напірний бак забезпечується зміною витрати вапняної суспензії:

ПП – поз. 9-а, 10-а – ДК-0,6;

ПрП – поз. 9-б, 10-б – «САФІР 24ХХ»;

МПК – ОВЕН ПЛК-160;

ВМ _ поз. 10-в – МЕО-1.

Висновки

Розроблений фрагмент схеми АКТПГ відділення очищення розсолу сирого забезпечує надходження до відділення абсорбції очищеного розсолу з вмістом: хлорид-іонів 104–106 н.д; кальцій-іонов не більше 0,02 н.д; магній-іонів не більше 0,007 н.д і температурою 12–22 °С.

Запитання для модульного контролю № 2

1. Наведіть основне призначення відділення фільтрування гідрокарбонатної суспензії ВКС та коротко фізико-хімічні основи процесу цього відділення?
2. Наведіть технічну характеристику основного апарата відділення фільтрування – барабанного вакуум-фільтра неперервної дії (ВФЛ).
3. Які процеси відбуваються на поверхні ВФЛ у зонах: власно фільтрування, попередньої сушки, промивки осаду, основної сушки, закритій?
4. Які процеси відбуваються на поверхні ВФЛ у зонах: підсоса маточної рідини, продувки та перехідній? Яка частота обертання барабана ВФЛ?
5. За рахунок чого відбуваються втрати гідрокарбонату натрію при фільтруванні гідрокарбонатної суспензії, яка температура промивної води повинна бути та чому?
6. Які процеси відбуваються в сепараторі та за рахунок чого?
7. Напишіть повну назву АКТП регламентним значенням співвідношення витрат гідрокарбонатної суспензії та промивної води на ВФЛ з метою реалізації повного циклу фільтрування з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі АКТП.
8. Напишіть повну назву АКТП регламентним значенням тиску стисненого повітря в загальному колекторі цього повітря та повного виконання процесу продувки на барабані ВФЛ з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі АКТП.
9. Напишіть повну назву АКТП регламентною продуктивністю ВФЛ з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на АКТП

10. Напишіть повну назву АКТП своєчасним перекачуванням гідрокарбонатної суспензії із буферного збірника в корито ВФЛ з визначенням приладів.

11. Яке основне призначення технологічних процесів термічного розкладання вологого гідрокарбонату натрію (відділення кальцинації) та коротко фізико-хімічні основи процесу цього відділення?

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

13. Назвіть технічні характеристики основного апарату відділення кальцинації – парового кальцинатора (ПК).

14. Завдяки чому кальцинована маса з подачі в барабан ПК переміщується на вивантаження кальцинованої соди з нього? Яка температура соди повинна при цьому бути?

15. Напишіть повну назву АКТП отримання кальцинованої соди високої якості при мінімальних витратах пари максимальної продуктивності ПК з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій схемі АКТП.

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

17. Наведіть основне призначення відділення обпалювання карбонату кальцію та гашення вапняку ВКС та коротко фізико-хімічні основи процесу цього відділення?

18. На які три зони ділять процес у ВОП і дайте визначення кожної із них?

19. Наведіть технічну характеристику обертового гасителя вапняку.
20. Напишіть повну назву АКТП регламентним термічним процесом у ВОП, з урахуванням автоматизованих операцій підготовки та подачі вапна та шихти до неї, з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі АКТП.
21. Напишіть повну назву АКТП регламентними очисткою і охолодженням діоксиду вуглецю із ВОП з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі АКТП.
22. Напишіть повну назву АКТП отриманням регламентної якості вапняної суспензії, яка подається на відділення дистиляції з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі АКТП.
23. 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 у ВКС та коротко фізико-хімічні основи процесу цього відділення?
24. Які апарати входять у відділення очистки сирого розсолу для ВКС?
25. Які матеріальні потоки поступають у змішувач реагентів з мішалкою для отримання каустифікованого розчину?
26. Назвіть технічну характеристику реактора очистки сирого розсолу та які матеріальні потоки подаються в цей реактор?
27. Чому реактор очистки сирого розсолу не має мішалки, а перемішування матеріальних потоків, які поступають, відбувається?
28. Назвіть технічну характеристику та основне призначення відстійника Дорра. Які процеси очистки пульпи очищеного розсолу відбуваються в відстійнику Дорра та в які апарати поступають очищений розсіл і шлам?
29. Напишіть повну назву АКТП 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 АКТП.

30. Напишіть повну назву АКТП нормальним тиском в нагнітальному патрубку насоса подачі сирого розсолу в реактор очистки цього розсолу з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі АКТП.

31 Напишіть повну назву АКТП нормальним тиском у напірному патрубку насоса подачі очищеного розсолу до відділення абсорбції з визначенням приладів контролю та керування з номерами їх позицій на схемі АКТП.

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. Пособ. 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.: Химии, 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. – Харьков .: 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. – Харьков. : НТУ «ХПИ», 2005. – 523с.
9. Основи вимірювань і автоматизації технологічних процесів : підручник / А. К. Бабіченко, В. І. Тошинський, Ю. А. Бабіченко та ін. – Харків : Вид-во «С. А. М.», 2009. – 618 с.
10. Бобух А. О. Автоматизація інженерних систем: навч. посібник / А. О. Бобух. – Харків : ХНАМГ. 2005. – 212 с.
11. Бобух А. О. Автоматизовані системи керування технологічними процесами: навч. посіб. / А. О. Бобух. – Харків : ХНАМГ. 2006. – 185 с.
12. Бобух А. А. Компьютерно-интегрированная система автоматизации технологических объектов управления централизованным теплоснабжением:

монографія / А. А. Бобух, Д. А. Ковалев; под общ. ред. А. А. Бобуха. – Харьков: ХНУГХ им. А. Н. Бекетова. 2013. – 226 с.

13. Промислові засоби автоматизації : навч. посіб. у 2 ч. Ч. 1. Вимірювальні пристрої / А. К. Бабіченко, В. І. Тошинський, В. С. Михайлов та ін.; за заг. ред. А. К. Бабіченко. – Харків : НТУ «ХП», 2001. – 470 с.

14. Промислові засоби автоматизації : навч. посіб. у 2 ч. Ч. 2. Регулювальні і виконавчі пристрої / А. К. Бабіченко, В. І. Тошинський, В. С. Михайлов та ін.; за заг. ред. А. К. Бабіченко. – Харків : НТУ «ХП», 2003. – 658 с.

15. Проектування систем автоматизації технологічних процесів : навч. посіб. / В. І. Тошинський, М. О. Подустов, І. І. Литвиненко та ін. – Харків : НТУ «ХП», 2006. – 412 с.

16. TRACE MODE 6. Интегрированная SCADA/HMI-SOFTLOGIC-EAM-HRM-система д 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. Лисаченко І. Г. Програмне забезпечення комп'ютерно-інтегрованих систем управління хіміко-технологічними процесами: навч-метод.посіб. / І. Г. Лисаченко. – Харків : НТУ «ХП», 2012. – 112 с.

18. 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.

19. Бобух А. А. Идентификация непрерывных химико-технологических процессов производства кальцинированной соды / А. А. Бобух. Химическая технология – Киев: Наук. думка., № 3. 1984. – С. 6–9.

20 .Бобух А. А. Алгоритм управления процессом регенерации аммиака в отделении дистилляции производства соды / А. А. Бобух, И. И. Литвиненко, К. И. Беспалов // Інтегровані технології та енергозбереження. – НТУ «ХП». – 2014.– № 1. – С. 35–39.

Зміст

Умовні позначення.....	2
Вступ.....	3
ТЕМА 1 Виробництво кальцинованої соди аміачним способом з метою розробки схем автоматизованого керування технологічними процесами галузі із описом сучасних контрольно-вимірювальних приладів та засобів автоматизації.....	4
Лекція 1 Техніко-економічна оцінка технологічного процесу виробництва кальцинованої соди аміачним способом.....	4
Лекція 2 Опис принципової схеми ВКС з метою розробки схем автоматичного управління технологічними процесами газузі.....	8
Лекція 3 Опис вибору сучасних контрольно-вимірювальних приладів та засобів автоматизації для розробки схеми АУТПГ.....	12
ТЕМА 2 АКТПГ регенерації аміаку та діоксиду вуглецю із розчинів ВКС (відділення дистиляції ВД).....	20
Лекція 4 Фізико-хімічні основи процесу регенерації аміаку та діоксиду вуглецю із розчинів ВКС та короткий опис відділення дистиляції.....	20
Лекція 5 Розробка схеми АУТПГ відділення дистиляції ВКС.....	25
ТЕМА 3 АУТПГ насичення очищеного розсолу газами ВКС (відділення абсорбції – ВА).....	31
Лекція 6 Фізико-хімічні основи процесу насичення очищеного розсолу газами ВКС та короткий опис відділення абсорбції.....	31

Лекція 7 Розробка схеми АУТПГ відділення абсорбції ВКС.....	35
ТЕМА 4 АУТПП насичення амонізованого розсолу діоксином вуглецю ВКС (відділенні карбонізації – ВК).....	40
Лекція 8 Фізико-хімічні основи процесу насичення амонізованого розсолу діоксином вуглецю ВКС та короткий опис відділення карбонізації.....	40
Лекція 9 Розробка схеми АУТПГ. відділення карбонізації ВКС.....	46
Запитання для модульного контролю	53
ТЕМА 5 АУТПГ виділення кристалів гідрокарбонату натрію із суспензії ВКС (відділення фільтрування – ВФ).....	57
Лекція 10 Фізико-хімічні основи процесу виділення кристалів гідрокарбонату натрію із суспензії ВКС та короткий опис відділення фільтрування....	57
Лекція 11 Розробка схеми АУТПГ відділення фільтрування ВКС.....	62
ТЕМА 6 АУТПГ термічного розкладу гідрокарбонату натрію та отримання Кальцинованої соди ВКС (відділення кальцинації – ВТР).....	67
Лекція 12 Фізико-хімічні основи процесу термічного розкладу гідрокарбонату натрію та отримання соди ВКС та короткий опис відділення кальцинації.....	67
Лекція 13 Розробка схеми АУТПГ відділення кальцинації ВКС.....	71
ТЕМА 7 АУТПГ обпалювання карбонату кальцію та отримання діоксиду вуглецю, вапна і вапняної суспензії ВКС (відділення обпалювання карбонату кальцію ВОКК).....	75
Лекція 14 Фізико-хімічні основи процесу обпалювання карбонату кальцію та короткий опис відділення обпалювання карбонату кальцію.....	75
Лекція 15 Розробка схеми АУТПГ відділення обпалювання карбонату кальцію ВКС.....	82
ТЕМА 8 АУТПГ очищення розчину хлориду натрію для ВКС (відділення очищеного розсолу сирого – ВОРС).....	86
Лекція 16 Фізико-хімічні основи процесу очищення розсолу сирого ,	

короткий опис цього процесу та розробка схеми АУТП відділення очищеннячого	
розсолу сирого... ..	86
Запитання для модульного контролю 2.....	95
Список літератури.....	99

Навчальне видання

**«АВТОМАТИЗОВАНЕ КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМИ
ПРОЦЕСАМИ ГАЛУЗІ»**

**на прикладі виробництва кальцинованої соди
за аміачним способом**

Текст лекцій

для студентів другого (магістерського) рівня вищої освіти спеціалізації

151.03 «Автоматизоване управління технологічними процесами»

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

Відповідальний за випуск професор Красніков І. Л.

Роботу до видання рекомендував доцент Дудник О.В.

Редактор Н.В. Верстюк

План 2020 р., поз.80

Підп. до друку 23.04.21. Формат 60x84 1/16. Папір офсетний. Гарнітура Times.

Ум. друк. арк.103 . Наклад 40 прим. Зам. №__ . Ціна договірна.

Видавець НТУ "ХПІ", 61002, Харків вул. Кипичова, 2
Свідоцтво про державну реєстрацію ДК № 5478 от 21.08.2017 г.

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