

**тема: Комп'ютерно-інтегрована система контролю та управління
низькотемпературним конвертором оксиду вуглецю у виробництві
аміаку**

студент групи АТП-16дм Кривонос Олена Василівна

ВСТУП

Загальне економічне завдання кожного хімічного підприємства є отримання хімічних речовин високої якості і в достатній кількості, щоб їх реалізація приносила прибуток. З цим пов'язана вимога, щоб всі ресурси використовувалися як можна більш ефективно. Проте цього можна досягти лише у тому випадку, якщо максимально ефективний сам хімічний процес. Щоб який-небудь процес був економічно виправданий, необхідно досягти оптимального виходу цільового продукту з сировинних матеріалів. Оптимальний вихід не обов'язково збігається з теоретичним виходом або навіть з максимально можливим виходом. Отримання максимально досяжного виходу може, наприклад, вимагати занадто великої витрати якогось дорогого вихідного матеріалу, або ж занадто тривалого проведення процесу, або ж створюються екстремальні умови (дуже високі температури або тиску), чреваті небезпечними аварійними ситуаціями тощо, — все це може зробити максимально досяжний вихід економічно не вигідним.

Актуальність обраної теми, магістерської науково-дослідної роботи, обумовлюється тим, що фактичний вихід кожного конкретного хімічного процесу може залежати від цілого ряду факторів, головні з них — температура, тиск, присутність каталізатора, чистота вихідних матеріалів, ефективність вилучення кінцевого продукту. Промислове виробництво речовин передбачає відмінне знання теоретичних закономірностей протікання хімічних реакцій.

Всі вище перераховані фактори важливі, в особливості, якщо мова йде про такі великотоннажні виробництва як, наприклад, виробництво аміаку.

Проектувальники хімічних підприємств створюють надпотужні установки з виробництва аміаку. Так, наприклад, створені установки, що виробляють 1000-1200 тонн аміаку на добу. В даний час у всьому світі щорічно виробляється близько 5 млн. тонн аміаку.

Метою даної магістерської науково-дослідної роботи є розробка комп'ютерно-інтегрованої системи контролю та управління низькотемпературним конвертором оксиду вуглецю у виробництві аміаку та виконання досліджень математичних моделей і комбінованої САР температури конвертованого газу на виході конвертора. Основними завданнями роботи є:

- Аналіз технологічного процесу як об'єкта керування;
- Обґрунтування розробки АСУ ТП;
- Розробка технічного завдання на проектування АСУ ТП;
- Розробка комп'ютерно-інтегрованої системи контролю та управління низькотемпературним конвертором оксиду вуглецю у виробництві аміаку;
- Дослідження математичних моделей конвертора у виробництві аміаку і комбінованої САР температури конвертованого газу на виході конвертора;
- Синтез комбінованої САР температури.

РОЗДІЛ 1. АНАЛІЗ СУЧАСНОГО СТАНУ АВТОМАТИЗАЦІЇ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА АМІАКУ

1.1. Аналітичні дослідження загальних тенденцій виробництва аміаку

Найважливішим продуктом хімічної промисловості є синтетичний аміак, що широко використовується у різних галузях промисловості і особливо у виробництвах мінеральних добрив — переважно азотних (аміачна вода, карбамід, нітрит і сульфат амонію) і фосфатних (амофос, діамфос). Технологічний процес аміачного виробництва як ніякий інший знаходиться у постійному розвитку і удосконаленні, еволюція якого пов'язана з трьома основними періодами: становленням самостійної азотної промисловості синтетичного аміаку, розробки методів отримання синтез-газу і водню з різної сировини та створення енерготехнологічних агрегатів з ефективною організацією теплових потоків у системі виробництва і максимально можливою утилізацією теплоти. В межах цієї еволюції відбувалось і розширення географії розвитку виробництва аміаку, що дало значний поштовх у розробці великого різноманіття апаратурно-технологічного оформлення схем агрегатів синтезу, що експлуатуються у різних країнах світу.

Дослідження проводились шляхом аналізу великої чисельності наявних публікацій. У підсумку цього аналізу і були встановлені загальні тенденції сучасного розвитку аміачного виробництва, в межах яких як раз і постають проблеми та окремі задачі, необхідні для їх подолання.

Збільшення обсягу виробництва. За обсягом виробництва аміак займає одне із перших місць у хімічній промисловості. Це обумовлено тим, що зв'язаний азот став потужним важелем у піднятті врожайності сільськогосподарських культур. За рахунок внесення зв'язаного азоту у ґрунт до 150 кг/га врожайність зернових культур в Європі у 70-х роках минулого сторіччя зросла до 70 ц/га . Доза цих внесень у земельні угіддя може бути достатньо високою і в Голландії вона доходить до 400 кг/га, а в Японії,

Англиї і Німеччині перевищує 200 кг/га. Необхідність підвищення продуктивності сільського господарства обумовила збільшення виробництва та споживання азотних добрив і в Україні, темпи приросту обсягу яких наведені за останні роки на рис. 1. Аналіз представлених даних свідчить про суттєве зростання обсягу виробництва азотних добрив в Україні і зменшення споживання імпортової продукції майже до 2008 р., після якого у зв'язку з кризою спостерігається, починаючи з 2009 р., різке падіння виробництва і збільшення імпорту. Лише з 2010 р. позначилась тенденція росту вітчизняного виробництва. Такі умови зростання і падіння пов'язані безумовно з обсягами виробництва аміаку, дані по яких за 2003–2010 р.р. зведені до рис. 1.1.

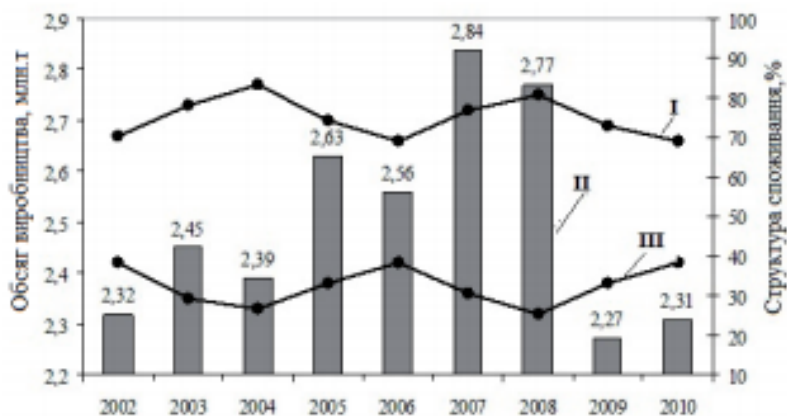


Рисунок 1.1 - Структура виробництва та споживання азотних добрив (100 % N₂) в Україні у 2002–2010 роках: I — обсяг виробництва; II — споживання продукції вітчизняного виробництва; III — споживання продукції імпортного виробництва

Суттєвий приріст виробництва аміаку в Україні спостерігався і в 2011 р. за рахунок запуску в експлуатацію потужностей на Горлівському концерні «Стирол», які в попередньому році простоювали, та збільшення потужностей на 88 % на Северодонецькому об'єднанні «Азот» і Одеському припортовому заводі.

Використання у якості сировини природного газу. Для більшості підприємств з виробництва аміаку основною сировиною є природний газ.

Біля двох третин світових потужностей використовують саме цю сировину. На другій позиції — вугілля, доля якого в аміачному виробництві складає 27 %. Доведені світові запаси природного газу (у середньому по різних оцінках) складають біля 150 трлн. м³ (без урахування сланцевого газу), що достатньо для забезпечення потреб світового розвитку за існуючого рівня видобутку на 50 років.

В останні 2–3 роки світове видобування газу суттєво зросло за рахунок США, які збільшили виробництво завдяки застосуванню нових технологій у видобутку сланцевого газу.

Таким чином, природний газ в найближчі роки буде основною сировиною в аміачному виробництві, а для України видобуток сланцевого газу може суттєво знизити залежність її промисловості від дорогого газу.

Збільшення одиничної потужності агрегатів. Розвиток азотної промисловості пов'язаний з безперервним зростанням одиничної потужності агрегатів синтезу аміаку, що обумовило можливість зниження собівартості виробництва в основному за рахунок зменшення однієї з її основних складових — капітальних вкладень у виробництво.

Підвищення енергоефективності. Енергоспоживання є одним з найважливіших показників, що визначає рентабельність виробництва, а отже і конкурентоспроможність продукції на ринку аміаку та азотних добрив. Темпи та абсолютні розміри зниження енерговитрат у виробництвах аміаку за різних способів одержання зв'язаного азоту представлені у вигляді діаграми на рис. 1.2.

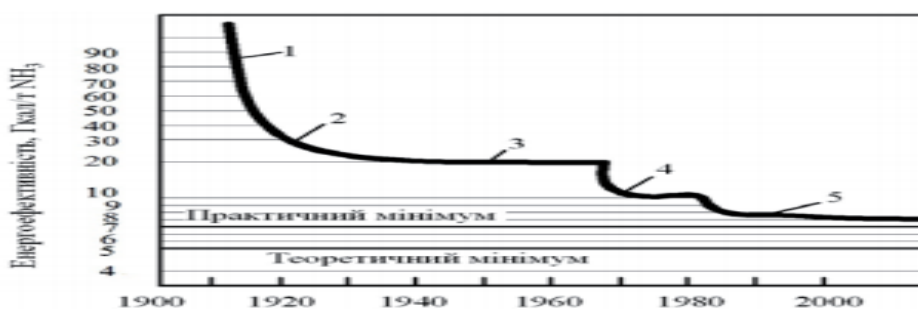


Рисунок 1.2 - Динаміка енергоспоживання при виробництві аміаку у 1920 ÷ 2006 р.р. за різних способів фіксації зв'язаного азоту: 1 — електродуговий процес; 2 — процес через ціанамід кальцію; 3 — процес синтезу аміаку 2-го покоління з використанням метану; 4 — процес синтезу аміаку 3-го покоління з використанням метану; 5 — процес синтезу аміаку 4-го покоління з використанням метану

1.2. Схема отримання синтетичного аміаку з природного газу

Виробництво більшої частини аміаку в Україні здійснюється на відносно нестарих агрегатах серії АМ-1360, побудованих за традиційно прийнятою майже в усіх сучасних виробництвах схемою, яка представлена на рис. 1.3.

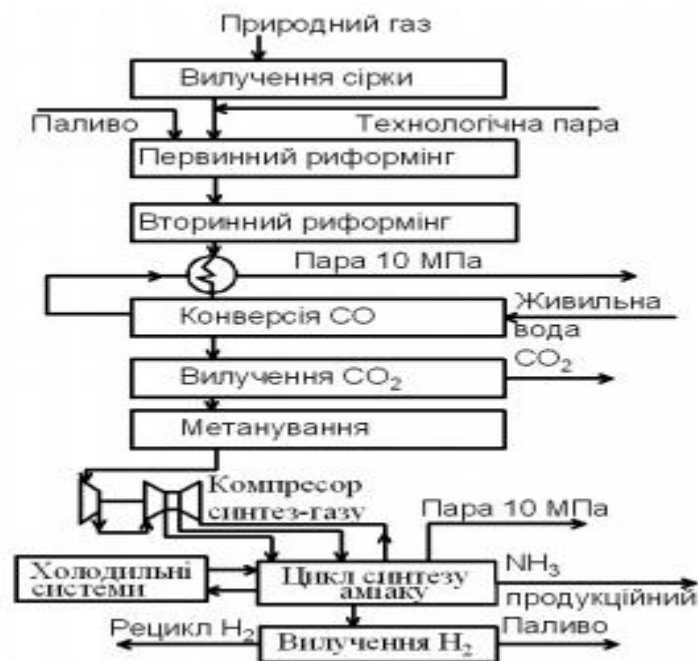


Рисунок 1.3 - Традиційна схема отримання синтетичного аміаку з природного газу

Згідно цієї схеми на першому етапі відбувається вилучення сірки з природного газу методом каталітичного гідрирування з наступним поглинанням сірководню оксидом цинку. Далі природний газ надходить у реактори риформінгу. На наступних етапах проходить конверсія оксиду

вуглецю і очистка від диоксиду вуглецю. Найважливішою стадією схеми є синтез аміаку, що відбувається у присутності каталізатора за рівнянням:



Тиск синтезу не більше 32 МПа визначається в основному застосованим каталізатором, у якості якого найчастіше використовується магнетит і рутеній. Для стиску синтез-газу, що надходить у циркуляційну схему синтезу, застосовується 4-х ступеневий компресор з номінальною потужністю до 32 МВт. Його турбіна споживає водяну пару з тиском 10 МПа і температурою 482 °С у кількості до 350 т/год. Для вилучення продукційного аміаку з циклу синтезу застосовуються холодильні системи. Продувні гази, що виходять з циклу синтезу, попередньо охолоджуються з метою додаткового вилучення аміаку з них, а потім використовуються частково як паливо для риформінгу. У табл. 4 наведені основні техніко-економічні показники агрегату синтезу АМ-1360 за проектом «ГИАП» у порівнянні з найбільш енергоефективними агрегатами на цей час, побудованими за проектами деяких провідних світових фірм.

Необхідність підвищення врожайності сільськогосподарських культур обумовлює постійне збільшення виробництва та споживання азотних мінеральних добрив як у світі, так і в Україні, що забезпечується відповідним зростанням обсягу виробництва аміаку. Враховуючі останнє і наявність великої кількості орних земель аміак та добрива для України завжди будуть стратегічним товаром, що визначає економічну безпеку держави. Природний газ у найближчі десятиріччя буде основною сировиною в технології аміачного виробництва, що у порівнянні з використанням важкої нафти та вугілля у якості сировини сприяє підвищенню енергоефективності сучасних агрегатів відповідно в 1,3 та 1,7 рази. Особливо актуальною для базових агрегатів серії АМ-1360, що експлуатуються в Україні, залишається тенденція підвищення енергоефективності за рахунок модернізації апаратурно-технологічного оформлення найбільш енергоємних стадій, і зокрема конденсації аміаку з метою зниження споживання електроенергії

природного газу, спостерігаємо останнім часом збільшення вартості яких суттєво знижує конкурентоспроможність вітчизняної продукції. Вилучення продукційного аміаку з циклу синтезу шляхом конденсації за рахунок охолодження циркуляційного газу залишається найбільш розповсюдженим методом, поширенню якого сприяють тепловикористуючі (абсорбційні та пароежекторні) холодильні системи завдяки можливості утилізації низькопотенційної теплоти матеріальних потоків, особливо з рівнем температури менше 100 °С, а їх застосування забезпечує зниження споживання електроенергії у порівнянні з турбокомпресорними з електроприводом холодильними агрегатами.

РОЗДІЛ 2. АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ НИЗЬКОТЕМПЕРАТУРНОГО КОНВЕРТОРА ОКСИДУ ВУГЛИЦЮ У ВИРОБНИЦТВІ АМІАКУ

2.1. Характеристика технологічного процесу

Перед надходженням в низькотемпературні конвертори «СО» 104-DB і 1104-DB газ проходить котел-утилізатор 103-3, охолоджуючись до температури не більше 360 °С. За рахунок утилізації тепла конвертованого газу в котлі виходить пар з тиском 10,35 МПа (105,5 кгс/см²).

Температура газу на вході в низькотемпературні конвертори 104-DB і 1104-DB підтримується регулятором температури TC800 (TRC-800) шляхом байпасування частини потоку конвертованого газу повз холодильник 1112-С. Мінімальна (185 °С) і максимальна (250 °С) температура газу після холодильника 1112-3 сигналізується в ЦПУ по TC800L,H (TRCA-800L,H).

При роботі на свіжому каталізаторі температура на вході в конвертори підтримується на рівні 190 ÷ 230 °С, а в міру зниження активності каталізатора поступово підвищується до 240 °С.

У низькотемпературні конвертори 104-DB і 1104-DB завантажений цинкхроммедний каталізатор об'ємом 70,1 м³ і 36,5 м³ відповідно.

В конверторах відбувається остаточна конверсія оксиду вуглецю (II) з водяною парою (співвідношення пар : газ близько 0,45).

Об'ємна частка СО після конверторів зменшується до значення не більше 0,8 %, а підвищення температури газу допускається не більше 260 °С.

Температура (до 260 °С) в зоні каталізатора конвертора 104-DB контролюється за T3_37 ÷ 46 (TI-3-37 ÷ 46), в зоні каталізатора конвертора 1104-DB – за T820_11 ÷ 15 (TI-820-11 ÷ 15).

Перепади тиску конверторів 104-DA і 104-DB контролюються перепадамерами PD23A/B (PdI-23-A/B), а в конверторі 1104-DB - перепадамером PD812 (PdI-812).

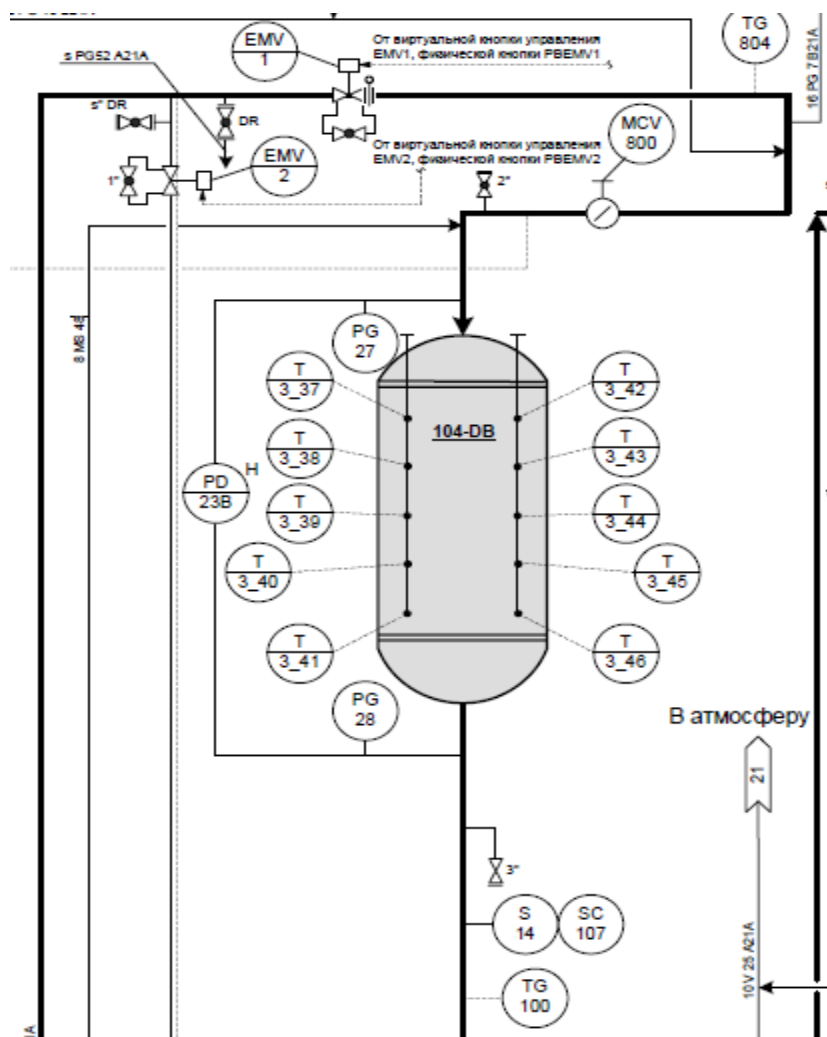


Рисунок 2.1. – Функціональна схема низькотемпературного конвертора CO 104 – DB

На вході газу в низькотемпературний конвертор 104-DB встановлена електрозасувка EMV1 (EmV-1), керована з ЦПУ. Стан положення «закриття, відкриття» EMV1 (EmV-1) передається в ЦП. Під час пуску НТК розігрів вхідних колекторів в 104-DB і 1104-DB ведеться за байпасам засувки з електроприводом EMV1 (EmV-1) і вхідний засувки 1104-DB зі скиданням через воздушки перед кожним конвертором. При цьому повинен бути відкритий дренаж перед TV800 (TCV-800). Після цієї операції засувки на вході в 104-DB, 1104-DB відкриваються повністю.

Схемою передбачена можливість подачі газу повз конверторів через байпасні лінії. На байпасній лінії встановлена засувка з електроприводом EMV2 (EmV-2) з дистанційним управлінням з ЦПУ. Стан положення «відкриття, закриття» EMV2 (EmV-2) передається в ЦП.

Максимальний перепад тиску конверторів сигналізується в ЦПУ:

- 104DA за PD23AH при значенні 0,09 МПа (0,9 кгс/ см²);
- 104DB за PD23BH при значенні 0,06 МПа (0,6 кгс/ см²);
- 1104DB за PD812H при значенні 0,04 МПа (0,4 кгс/ см²).

Для регулювання потоків газу на конвертори 104-DB і 1104-DB перед конвертором 104-DB встановлена ручна заслінка MCV-800. Для відключення конверторів від технологічної нитки по виходу передбачені засувки після конверторів 104-DB і 1104-DB.

Потік газу після низькотемпературної конверсії направляється в систему очищення газу від CO₂.

Контроль складу газу після низькотемпературних конверторів 104-DB і 1104-DB здійснюється ручним аналізом відповідно з точок S-14 S-804. Контроль складу газу в колекторі після низькотемпературних конверторів 104-DB і 1104-DB здійснюється ручним аналізом відповідно з аналізної точки S-14A.

Склад конвертованого газу після низькотемпературної конверсії (в перерахунку на сухий газ), в об'ємних частках (%):

CO₂ – не більше 19 %

CO – не більше 0,8 %

H₂ – не менше 55 %

В конверторах 104-DB і 1104-DB можливо також утворення в незначних кількостях метанолу, формальдегіду і мурашиної кислоти.

Для пасивації каталізатора передбачена подача пара середнього тиску в конвертор 104-DB.

Для виключення підвищення тиску вище допустимого на вході в конвертори 104-DA і 104-DB встановлені запобіжні клапани відповідно SV-11 і SV-9.

2.3 Аналіз вхідних і вихідних сигналів для розробки комп'ютерно-інтегрованої системи управління технологічним процесом

Конвертор призначений для перетворення окислів вуглецю CO у вуглекислий газ. Конвертований газ подається в конвертор витратою F_1 , температурою T_1 , тиском P_1 і концентрацією оксиду вуглецю Q_1 . Для конверсії використовується пара з витратою F_2 , температурою T_2 і тиском P_2 . У змішувачі конвертований газ змішується з парою. Реакція екзотермічна і протікає на каталізаторі при температурі T_3 . Концентрація оксиду вуглецю на виході конвертора дорівнює Q_3 .

Вхідні параметри поділяються на регулюючі та збурюючі. Змінні, за допомогою котрих можна впливати на об'єкт із метою керування, становлять вектор регулюючих величин. До них відносяться витрати матеріальних потоків. Змінні, відхилення яких не пов'язані з дією системи регулювання, називають збурюючими впливами. Вони визначають вплив на об'єкт керування зовнішніх умов.

Вихідний параметр – температура нагрітого продукту на виході. Як правило, теплоносієм є перегріта водяна пара. Іноді використовується гаряча вода, високотемпературні органічні теплоносії або топкові гази. У таких теплообмінниках теплота передається у дві стадії: від теплоносія до трубок, по яких протікає продукт, що нагрівається, та від трубок до продукту.

Технологічний об'єкт керування - це сукупність технологічного устаткування й реалізованого на ньому по відповідному регламенту технологічного процесу. У загальному випадку аналіз технологічного процесу як об'єкта керування передбачає наступне:

- визначення параметрів, які впливають на технологічний процес і за допомогою яких він проводиться, а також до визначення їхніх номінальних значень;

- визначення параметрів, які підлягають обов'язковому автоматичному контролю.

Для забезпечення нормального протікання технологічного процесу необхідне дотримання норм технологічного регламенту. Для забезпечення нормального режиму протікання процесу необхідно контролювати наступні параметри:

- температуру нагрітого розчину на виході кип'ятильника.

Розглядаючи кип'ятильник, як об'єкт управління, його вихідними параметрами будуть наступні:

- температуру нагрітого розчину на виході кип'ятильника.

Вхідними параметрами є:

- витрата паро-газової суміші;

Збурюючи параметри: температура стінки T_c , температура розчину на вході T_p , та на виході кип'ятильника T_p' , а також витрати паро-газової суміші F_p .

**РОЗДІЛ 3. РОЗРОБКА ТА ДОСЛЕДЖЕННЯ
МАТЕМАТИЧНИХ МОДЕЛЕЙ
НИЗЬКОТЕМПЕРАТУРНОГО КОНВЕРТОРА ОКСИДУ
ВУГЛЕЦЮ У ВИРОБНИЦТВІ АМІАКУ**

3.1. Розробка математичної моделі низькотемпературного конвертора оксиду вуглецю на основі теорії реологічних перетворень і методу нульового градієнта

Процес перетворення оксиду вуглецю з концентрацією Q_1 у вуглекислий газ з концентрацією Q_{BG} може бути описаний наступним рівнянням:

$$V \frac{dQ_{BG}}{dt} + \left[F_{BG} + VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_P}\right) \right] Q_{BG} = F_{AK} Q_{AK} + F_A Q_A, \quad (3.1)$$

де V - об'єм реакційної маси в склянці; F_{BG} - об'ємна витрата вуглекислого газу; K_0 - стала швидкості реакції; E - енергія активації; R - універсальна газова стала; T_P - температура реакції; F_{BG} - об'ємна витрата оксиду вуглецю; Q_{BG} - поточна концентрація вуглекислого газу; F_A - масова концентрація аміаку; Q_A - концентрація аміаку

Нехай $Q_{AK} = k_P Q_{AC}$, де k_P - коефіцієнт перетворення. Прийmemo, що $k_P \approx 1$. Враховуючи, що $Q_{BG} = M_{BG}/V$, і позначивши $F_{ХП} = VK_0 \exp(-E/RT)$, з (3.1) маємо:

$$\tau_{12} \frac{dM_{B\Gamma}}{dt} + M_{B\Gamma} = k_1 M_{B\Gamma O}, \quad (3.2)$$

де $\tau_{12} = V / F_{AC}$ - стала часу стоку;

$k_1 = V(F_{X\Pi} / F_{B\Gamma})$ - коефіцієнт передачі,

$M_{K\Gamma}, M_{K\Gamma O}$ - поточна та максимально можлива маса вуглекислого газу.

Продиференціювавши рівняння (3.17) за часом t , знаходимо швидкість стоку вуглекислого газу в такому вигляді:

$$\gamma_C(t) = \tau_{12} \frac{d^2 M_{B\Gamma}}{dt^2} + \frac{dM_{B\Gamma}}{dt}. \quad (3.3)$$

Підставивши (3.18) у рівняння (3.15), з врахуванням того, що за лінійними координатами реакційної склянки маса (концентрація) вуглекислого газу збільшується, отримуємо:

$$\frac{\partial m_i}{\partial \theta} + D_i \nabla^2 m_i + v_i \nabla m_i = \tau_{12} \frac{d^2 M_{B\Gamma}}{dt^2} + \frac{dM_{B\Gamma}}{dt}. \quad (3.4)$$

Нехай процес хімічного перетворення в реакційній склянці від барботера по її висоті проходить за принципом поршневої моделі, у напрямку x . Тоді диференціальне рівняння, яке описує процес масоперенесення кількості реакційної маси матиме вигляд:

$$\frac{\partial m_i(x, \theta)}{\partial \theta} + D_i \frac{\partial^2 m_i(x, \theta)}{\partial x^2} + v_i \frac{\partial m_i(x, \theta)}{\partial x} = \tau_{12} \frac{d^2 M_{B\Gamma}}{dt^2} + \frac{dM_{B\Gamma}}{dt}. \quad (3.5)$$

Конструктивно реакційна склянка виконана таким чином, що процес хімічного перетворення реакційних компонентів проходить при

рівномірному русі цієї маси вгору за рахунок створеної пари і закінчується на висоті склянки. Одночасно рух реакційної маси вгору за висотою визначає час її перебування в апараті. Приймаючи до уваги, що рух реакційної маси по висоті склянки є рівномірним і виконується зі швидкістю $v_i = \partial x / \partial \theta$ або $\partial x = v_i \partial \theta$, то рівняння (3.5) приводиться до такої форми:

$$\frac{D_i}{v_i^2} \frac{\partial^2 m_i(\theta)}{\partial \theta^2} + 2 \frac{\partial m_i(\theta)}{\partial \theta} = \tau_{12} \frac{d^2 M_{B\Gamma}}{dt^2} + \frac{dM_{B\Gamma}}{dt} \quad (3.6)$$

Диференціальне рівняння (3.5) є нелінійним і може мати аналітичний розв'язок, використовуючи метод нульового градієнта. Рівняння (3.5) запишемо в такій формі:

$$\frac{\partial}{\partial \theta} \left[\frac{D_i}{v_i^2} \frac{\partial m_i(\theta)}{\partial \theta} + 2m_i(\theta) \right] = \frac{d}{dt} \left[\tau_{12} \frac{dM_{B\Gamma}(t)}{dt} + M_{B\Gamma}(t) \right] \quad (3.7)$$

У рівнянні (3.7) позначимо:

$$\frac{D_i}{v_i^2} \frac{\partial m_i(\theta)}{\partial \theta} + 2m_i(\theta) = \varphi(\theta) \quad ; \quad \tau_{12} \frac{dM_{B\Gamma}(t)}{dt} + M_{B\Gamma}(t) = \varphi(t)$$

де $\varphi(\theta)$ і $\varphi(t)$ - деякі довільні функції, котрі описують одночасний процес створення та стоку маси вуглекислого газу. Підставивши ці функції в (3.7) і враховуючи, що $\frac{\partial}{\partial \theta}[\varphi(\theta)]$ і $\frac{d}{dt}[\varphi(t)]$ є інтегральними імпульсними дельта функціями Дірака з ядром $\varphi(x, \theta)$ і $\varphi(t)$ відповідно, з врахуванням методу нульового градієнта отримуємо наступну систему лінійних диференціальних рівнянь:

$$\frac{D_i}{2v_i^2} \frac{\partial m_i(\theta)}{\partial \theta} + m_i(\theta) = 0 \quad ; \quad (3.8)$$

$$\tau_{12} \frac{dM_{B\Gamma}(t)}{dt} + M_{B\Gamma}(t) = 0 \quad (3.9)$$

Враховуючи, що в процесі хімічного перетворення побічних продуктів не створюється, то кількість маси реагуючих компонентів буде пропорційною кількості маси створюваного вуглекислого газу. Тобто можемо записати наступну рівність: $m_i(\theta) = k_m M_{B\Gamma}(t)$. Припускаючи, що часткова похідна при таких умовах дорівнює повній похідній, рівняння (3.8) набуде такої форми:

$$\tau_{22} \frac{dM_{B\Gamma}(\theta)}{d\theta} + M_{B\Gamma}(\theta) = 0 \quad (3.10)$$

де $\tau_{22} = D_i / 2v_i^2$ - стала часу процесу хімічного перетворення.

Початковими умовами для розв'язку рівняння (3.9) будуть: при $t=0$ $M_{B\Gamma}(0) = 0$, а при $t = \infty$ $M_{B\Gamma}(\infty) = M_{AC0}$ і $\frac{dM_{B\Gamma}(\infty)}{dt} = 0$, де $M_{B\Gamma 0}$ - максимальна за регламентом маса стоку розчину аміачної селітри. Тоді отримуємо таке аналітичне рішення:

$$M_{AC}(t) = M_{AC0} [1 - \exp(-t/\tau_{12})] \quad (3.11)$$

Початковими умовами для рівняння (3.8) будуть: при $\theta = 0$ $M_{B\Gamma}(0) = 0$, а при $\theta = \infty$ $M_{B\Gamma}(\infty) = M_{B\Gamma}(t)$, $\frac{dM_{B\Gamma}(\infty)}{d\theta} = 0$. Тоді рішенням цього рівняння буде:

$$M_{B\Gamma}(\theta) = M_{B\Gamma}(t) [1 - \exp(-\theta/\tau_{22})] \quad (3.12)$$

Підставивши (3.11) у рівняння (3.12), отримуємо математичну модель процесу хімічного перетворення оксиду вуглецю у вуглекислий газ в такій формі:

$$M_{B\Gamma}(\theta) = M_{B\Gamma 0} [1 - \exp(-t/\tau_{12})] [1 - \exp(-\theta/\tau_{22})]. \quad (3.13)$$

Прийmemo до уваги, що процес хімічного перетворення та стоку протікають практично одночасно. Тоді, приймаючи, що $\theta \approx t$, після відповідних перетворень отримуємо:

$$M_{B\Gamma}(t) = M_{B\Gamma 0} \left\{ 1 - \exp\left(-\frac{t}{\tau_{12}}\right) \left[1 + \exp\left[\frac{t}{\tau_{22}}(1 - k_{\tau M})\right] \right] + \exp\left[-\frac{t}{\tau_{22}}(1 + k_{\tau M})\right] \right\} \quad (3.14)$$

де $k_{\tau M} = \frac{\tau_{22}}{\tau_{12}} = \frac{D_i}{2F_{OB}} L \left(\frac{S_H}{L} \right) \left[\frac{1}{1 + k_A + k_B} \right]^2 (1 + k_{B\Gamma})$ $\tau_{22} \tau_{12}$ - коефіцієнт

відношення сталих часу процесу масоперенесення хімічного перетворення та стоку;

$k_A = F_A / F_{OB}$ - коефіцієнт співвідношення витрат оксиду вуглецю;

$k_{B\Gamma} = F_{B\Gamma} / F_{OB}$ - коефіцієнт співвідношення витрат вуглекислого газу.

Приймаючи до уваги, що $\tau_{12} = \tau_{22} / k_{\tau M}$, а $\tau_{22} = D_i / 2v_i^2$, рівняння (3.14) приймає наступну форму

$$M_{B\Gamma}(t) = M_{B\Gamma 0} \left\{ \begin{aligned} & \left[1 - \exp\left(-2t \frac{v_i}{D_i} k_{\tau M}\right) \left[1 + \exp\left[2t \frac{v_i}{D_i} (1 - k_{\tau M})\right] \right] + \right. \\ & \left. + \exp\left[-2t \frac{v_i}{D_i} (1 + k_{\tau M})\right] \right\}. \quad (3.15) \end{aligned}$$

З рівняння (3.15) випливає, що забезпечення загального матеріального балансу процесу переходу оксиду вуглецю у вуглекислий газ можна

виконувати не тільки за стабілізацією співвідношення витрати оксиду вуглецю, а також за співвідношенням сталих часу $k_{\tau M} = \tau_{22} / \tau_{12}$, які характеризують власне процес хімічного перетворення. Окрім того з метою керування процесом конверсії оксиду вуглецю у вуглекислий газ можна використовувати лінійну швидкість v_i .

У даній магістерській науково-дослідній роботі розроблена комп'ютерно-інтегрована система контролю та управління основної вихідної координати стадії низькотемпературної конверсії оксиду вуглецю у виробництві аміаку та виконані теоретичні дослідження математичних моделей і двоконтурної каскадної САР стабілізації температури.

В процесі роботи розроблені математичні моделі двоконтурної каскадної САР стабілізації температури двома способами:

- на основі теорії реологічних перетворень;
- методом нульового градієнта;

та отримані результати теоретичних досліджень математичних моделей, а також зроблений аналіз цих результатів.

Аналізуючи отримані графіки, можна зробити висновок, що зміна діаметру апарату D , температури T_1 , витрати F та об'єму апарату V_p не суттєво впливають на зміну температури, а зміна тиску паро-газової суміші P , лінійної швидкості v та коефіцієнту K_1 суттєво впливають на зміну температури.

Аналізуючи отримані графіки регуляторів, можна зробити висновок, що зміна коефіцієнту підсилення K_1 та K_2 суттєво впливають на зміну температури та не суттєво на зміну часу інтегрування.