

**тема: Комп'ютерно-інтегрована система контролю та управління сепаратором конвертованого газу стадії конверсії оксиду вуглецю у виробництві аміаку**

**студент групи АТШ-16дм Перемей Михайло Сергійович**

## ВСТУП

У наш час стався величезний стрибок у розвитку техніки, який ознаменувався значним поширенням і впровадженням великих і малих автоматизованих систем управління технологічними процесами. Ці системи призначені для управління технологічними процесами великих і особливо небезпечних промислових об'єктів типу атомних електростанцій, хімічних і металургійних підприємств, підприємств по переробці нафти і газу і їм подібних. Саме тому проблема забезпечення якості, надійності та пожежної безпеки таких об'єктів є однією з найважливіших задач теперішнього часу і набуває великого значення.

Актуальність обраної теми, магістерської науково-дослідної роботи, обумовлюється тим, що загальним економічним завданням кожного хімічного підприємства є отримання хімічних речовин високої якості та достатньої кількості, щоб їх реалізація приносила прибуток. З цим пов'язано вимога, щоб усі ресурси їх використовувались як можна ефективніше. Однак це можливо лише у разі, максимальної ефективності самого хімічного процесу. Щоб будь-якої процес був економічно виправданий, необхідно досягти оптимального виходу цільового продукту з сировинних матеріалів.

За сьогоdnішнім станом, світове виробництво аміаку - близько 90 млн тон щорічно. Його використовують при отриманні азотної кислоти, азотовмісних солей, соди, сечовини, синильної кислоти, добрив, ді-азотіпних світлокопіювальних матеріалів. Рідкий аміак широко застосовується в якості робочої речовини (хладогенту) у холодильних машинах і установках.

В Україні аміак виробляється в основному на п'яти великих хімічних комбінатах на установках великої одиничної потужності агрегатів 600 та 1360 тон аміаку на добу. Виробники аміаку на Україні:

- Концерн «Стирол»;
- Одеський припортовий завод;
- Сєвєродонецьке об'єднання Азот;

- «Азот» (Черкаси);
- «Дніпроазот»;
- «Рівнеазот».

Більшість з них побудовані у 80-х роках минулого сторіччя і на сьогоднішній час хоч і відповідають світовому рівню, але потребують негайної реконструкції та модернізації [1].

Метою даної роботи є розробка комп'ютерно-інтегрованої системи контролю та управління сепаратором конвертованого газу, стадії конверсії оксиду вуглецю, у виробництві аміаку, а також дослідження математичної моделі сепаратора і комбінованої САР рівня рідини в сепараторі.

При виконанні роботи будуть вирішені наступні задачі:

1. Опис роботи технологічної стадії, та її аналіз;
2. Удосконалення функціональної схеми автоматизації технологічної стадії, та опис її роботи;
3. Моделювання технологічного процесу та отримання аналітичної моделі об'єкта управління;
4. Розрахунок динамічних та статичних характеристик об'єкта управління;
5. Синтез системи автоматичного регулювання;
6. Розробка комп'ютерно-інтегрованої системи контролю та управління технологічним процесом.

# РОЗДІЛ 1. АНАЛІЗ СУЧАСНОГО СТАНУ АВТОМАТИЗАЦІЇ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА АМІАКУ

## 1.1 Історія та тенденції розвитку виробництва аміаку

Аміак – це безбарвний газ з задушливим різким запахом, він був відомий алхімікам ще за часів Ф. Габера (німецький фізик, розробив фізико-хімічні основи методу отримання аміаку), проте широкого застосування він не знаходив. Тільки в 1-ій половині XIX ст. починають використовувати аміак, отриманий в якості побічного продукту на газових заводах, а в 2-ій половині XIX ст. - в деяких коксохімічних виробництвах.

Відразу ж після встановлення К. Берголле складу аміаку (1784 р.) були зроблені перші спроби синтезу його з елементів. Однак тільки в 1901 р. Ле-Шательє вперше застосував високий тиск, підвищену температуру і каталізатор. В. І. Іпатов в 1904 році запропонував апарат для проведення каталітичних реакцій під високим тиском - прототип колони синтезу. У вересні 1913 року в Німеччині був запущений перший завод синтетичного аміаку. Виробництво його в період першої світової війни було значно розширено. У двадцяті роки воно починає швидко розвиватися і в інших країнах.

Промисловий спосіб отримання аміаку заснований на прямій взаємодії водню і азоту з використанням спеціального каталізатора. Це так званий процес Габера. Системи синтезу аміаку в залежності від застосовуваного тиску азотно-водневої суміші поділяються на такі групи:

1. Системи, що працюють при низькому тиску (100-200 ат).
2. Системи, що працюють при середніх тисках (280-350 ат).
3. Системи, що працюють при високому тиску (450-1000 ат).

Реакція відбувається з виділенням тепла і зниженням об'єму:



Оскільки дана реакція поправна, виникає запитання: при яких температурах і тиску найвигідніше домогтися максимального виходу

продукту? Оскільки реакція екзотермічна, тоді виходячи з принципу Ле-Шательє, реакцію слід проводити при можливо низьких температурах і при високому тиску, тоді рівновагу буде зміщено вправо. Однак швидкість реакції при низьких температурах дуже мала, а при високих збільшується швидкість зворотної реакції. Проведення реакції при дуже високому тиску вимагає створення спеціального, що витримує високий тиск, обладнання, а значить і великих капіталовкладень. Крім того, рівновага реакції навіть при 700 °С встановлюється занадто повільно для практичного її використання.

Але навіть за такою високою температурою за для досягнення достатньої швидкості реакції потрібна присутність спеціального каталізатора. Застосування каталізатора (пористе залізо з домішками  $Al_2O_3$  і  $K_2O$ ) дозволить прискорити досягнення рівноважного стану. Цікаво, що при пошуку каталізатора на цю роль пробували більше 20 тисяч різних речовин.

З рівняння реакції видно, що спільне число молей зменшується від 4 до 2. Тому, відповідно до принципу Ле-Шательє у цьому разі процес вигідно проводити, підвищуючи тиск. Але це висновок лише якісний, на практиці треба достеменно знати, наскільки збільшити на виході  $NH_3$  (на 10%, або на 0,1%) при збільшенні тиску. У таблиці 1.1 кількісно показаний вплив температури та тиску виходу аміаку (відсотковий вміст аміаку у рівноважній суміші) за реакцією.

Таблиця 1.1 – Вплив температури та тиску виходу аміаку.

Температура, °С	Вміст аміаку в об'ємних %, при різних тисках			
	1атм	100атм	300атм	800атм
400	0,41	400	0,41	400
450	0,21	450	0,21	450
500	0,12	500	0,12	500
550	0,07	550	0,07	550

600	0,05	600	0,05	600
-----	------	-----	------	-----

З цієї таблиці видно, що при підвищеннях температури, незалежно від тиску, помітно зменшується вміст аміаку у газовій суміші, однак за температур нижче 500 °С, швидкість реакції дуже мала, тоді на практиці процес, зазвичай, проводять за нормальної температури 450 °С.

Що ж до тиску, то тут використовується тиск порядку 300 – 100 атм, але найчастіше «середнє» значення тиску 250 атм. Хоча за цих умов лише 20% вихідних речовин перетворюється на аміак, однак у результаті використання циркуляційної технологічної схеми (запровадження непрореагованих  $H_2$  і  $N_2$  на реакцію) сумарна ступінь перетворення вихідних речовин, у аміак, є дуже високою. З огляду на усі вищенаведені фактори, процес отримання аміаку проводять при наступних умовах: температура – близько 500 °С, тиск 250 атмосфер, каталізатор. Вихід аміаку при таких умовах становить близько 30%. У промислових умовах використаний принцип циркуляції – аміак видаляють охолодженням, а азот і водень, що не прореагували, повертають в колону синтезу. Це виявляється більш економічним, ніж досягнення більш високого виходу реакції за рахунок підвищення тиску.

## **1.2. Сучасний процес одержання аміаку**

Виробництво сучасних аміачних заводів дуже складне. Це твердження дивне, якщо орієнтуватися лише на досить просто виглядаючи рівняння реакції, яка є основою синтезу аміаку. Однак, твердження про складність промислового синтезу аміаку буде надмірним вжи після першого ознайомлення зі схемою дії аміачного заводу, працюючого на природному газі.

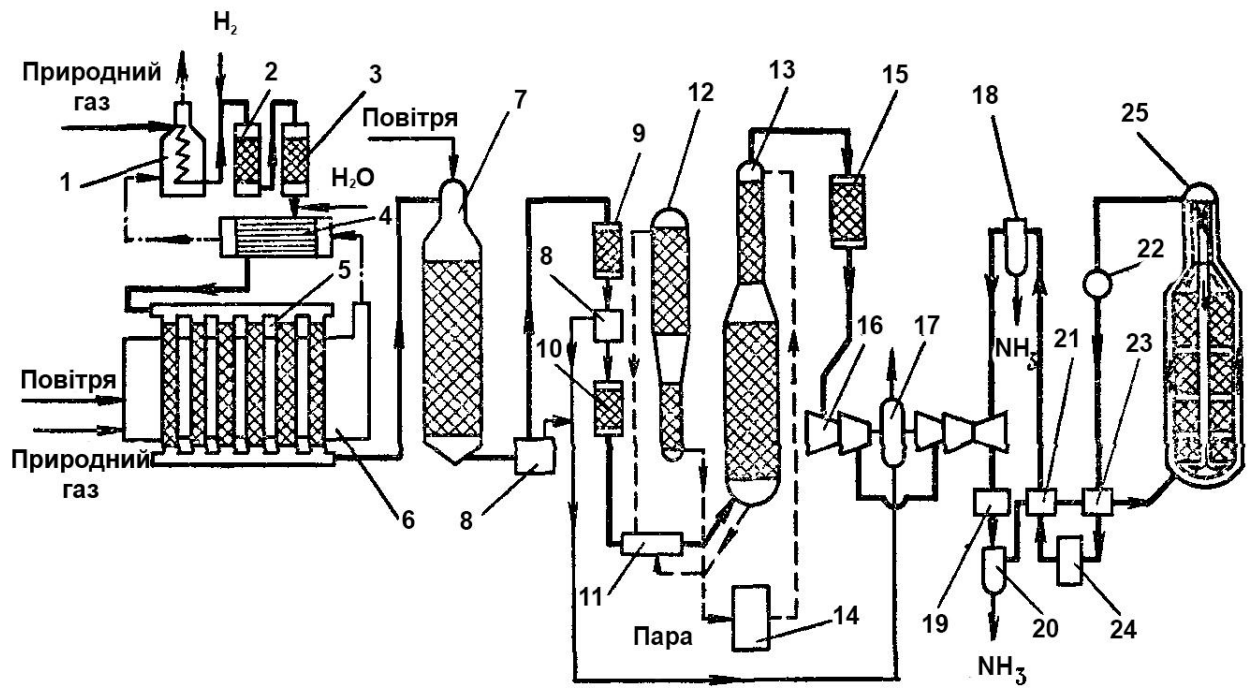


Рисунок 1.1 - Схема виробництва аміаку.

Де: 1 - підігрівач природного газу; 2 – реактор гідрування органічної сірки; 3 - адсорбер сірководню; 4 - теплообмінник; 5 – трубчаста піч - конвертор метану; 6 - топка; 7 – шахтний конвертор метану; 8 – паровий котел; 9 конвертор CO I ступеня; 10 - конвертор CO II ступеня; 11 - теплообмінник; 12 - регенератор CO<sub>2</sub>; 13 - абсорбер CO<sub>2</sub>; 14 – повітряний холодильник; 15 - метанатор; 16 - турбокомпресор з газовою турбіною; 17 – парова турбіна; 18 - аміачний холодильник; 19 – первинний сепаратор, 20 - вторинний сепаратор; 21 – холодний теплообмінник; 22 – водопідігрівач парових котлів; 23 – «гарячій» теплообмінник; 24 – повітряний холодильник; 25 –полична колона синтезу.

Перша стадія у процесі синтезу аміаку включає десульфуратор. Десульфуратор — це технічний механізм з видалення сірководню з газу. Це конче необхідна стадія, оскільки сірка є каталітичною отрутою і «отрує» нікелевий каталізатор на наступній стадії отримання водню.

Друга стадія промислового синтезу аміаку передбачає конверсію метану (промислове отримання водню). Конверсія метану — це поправна

реакція, що протікає при 700 – 800 °С та тиском 30 – 40 атм за допомогою нікелевого каталізатора при змішуванні метану з парами води:



Виниклий з цієї реакції водень, начебто, вже можна використовувати для синтезу аміаку за реакцією (1.1). Для цього необхідно запустити реактор повітря у якому міститься азот, проте, попри стадії відбуваються інші процеси.

Відбувається часткове згоряння водню в кисні повітря:



У результаті стадії виходить суміш водяної пари, оксиду вуглецю (II) та азоту. Водяна пара, у свою чергу, відновлюється знову із заснуванням водню, результатом після перших трьох стадій є суміш водню, азоту NO та «небажаного» оксиду вуглецю (II).

Наступна стадія позначається як стадія «зсуву», але проходити вона може при двох температурних режимах та різноманітних каталізаторах. Окислення, що утворюється двома попередніми стадіями, до CO<sub>2</sub> проводять саме з цієї реакції. Процес «зсуву» проводять послідовно, у двох «реакторах зсуву». У першому з них використовується каталізатор Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> та інформаційний процес проходить за досить високих температур порядку 400 °С. У другому процесі використовується, менш ефективний, мідний каталізатор, та інформаційний процес вдається провести за більш низької температури.

На п'ятому ступені оксид вуглецю (IV) «вимивають» з газової суміші за допомогою поглинання лужним розчином:



Реакція «зсуву» (3) поправна і після 4-й стадії у газовій суміші насправді залишається ще 0,5% 3I. Цієї кількості 3I пре достатньо, щоб пошкодити залізний каталізатор на головній стадії синтезу аміаку.



На шостій стадії оксид вуглецю (II) видаляють реакцією конверсії воднем в метан, на спеціальному каталізаторі, при високих температурах 300 – 400 °С:



Газову суміш, що тепер містить 75% водню та 25% азоту, піддають тиску. Тиск її, натомість, зростає від 25 – 30 до 200 – 250 атм. Відповідно до рівняння Клайперона-Менделєєва таке різке стиснення призводить до дуже різкого підвищення температури суміші. Відразу після стискування її охолоджують до 350 – 450 °С. Саме цей процес і описується точністю реакцією.

## **РОЗДІЛ 2. АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ СЕПАРАТОРА КОНВЕРТОВАНОГО ГАЗУ ЯК ОБ'ЄКТА КОНТРОЛЮ ТА УПРАВЛІННЯ**

### **2.1 Коротка характеристика технологічного процесу**

Почнемо з визначення. Сепарація, в техніці - це різні процеси поділу змішаних обсягів різнорідних частинок, сумішей, рідин різної щільності, емульсій, твердих матеріалів, суспензій, твердих частинок або крапельок в газі.

Процес сепарації. При сепарації не відбувається зміни хімічного складу речовин, що розділяються. Сепарація можлива якщо присутні відмінності в характеристиках компонентів в суміші: в розмірах твердих частинок, в їх масах, в формі, щільності, коефіцієнтах тертя, міцності, пружності, магнітної сприйнятливості, електропровідності, радіоактивності і інших.

Властивості, що відрізняють продукти сепарації, не обов'язково повинні збігатися з ознаками, за якими розділяють суміш компонентів у виробництві. Наприклад, при сепарації побічної породи і вугілля продукти при однаковій щільності можуть містити різну кількість золи, що відрізняє якісне вугілля. У самому процесі сепарації бере участь дуже велика кількість окремих дрібних частинок, серед яких зустрічаються частинки з проміжними властивостями по відношенню до необхідних ознаками. З вихідної суміші після промислових сепарацій не можуть вийти абсолютно чисті фракції поділюваних компонентів, а лише продукти з переважним їх змістом.

Способи сепарації. Вибір способу сепарації залежить від процентного складу і властивостей суміші, і складових її компонентів, ступеня відповідності бажаних властивостей одержуваних продуктів від наслідків поділу і властивостей компонентів. Сепарація, як правило, відбувається не тільки за головною ознакою, яка відрізняє компоненти в суміші, а за цілою низкою властивостей. Процеси сепарації відрізняються від зовнішніх умов і

апарату, в якому відбувається поділ. У сучасному виробництві для різних цілей і сумішей застосовується різноманітні способи сепарації:

- сепарація по масі (інерційна);
- розміром;
- пружності;
- тертя;
- повітряна сепарація;
- електрична;
- магнітна;
- пінна;
- радіометричну.

Гравітаційна сепарація здійснюється внаслідок різниці щільності рідини і газу, тобто під дією їх сили тяжіння. Газосепаратори, що працюють на цьому принципі, називаються гравітаційними.

Інерційна сепарація відбувається при різких поворотах газорідного потоку. В результаті цього рідина, як більш інерційна, продовжує рухатися по прямій, а газ змінює свій напрямок. В результаті відбувається їх поділ. На цьому принципі побудована робота роторного газосепаратора, здійснювана подачею газонафтової суміші в циклон головку, в якій рідина відкидається до внутрішньої поверхні і потім стікає вниз в нафтове простір газосепаратора, а газ рухається по центру циклону.

Сітчаста сепарація заснована на явищі селективного змочування рідини на металевій поверхні. При проходженні потоку газу з деяким вмістом рідини через жалюзійні насадки (краплевловлювачі) краплі рідини, стикаючись з металевою поверхнею, змочують її і утворюють на ній суцільну рідинну плівку. Рідина на цій плівці тримається досить добре і при досягненні певної товщини починає безперервно стікати вниз. Це явище називається ефектом сітчастої сепарації.

Апарати для проведення сепарації називають, відповідно, сепараторами. Як правило, сепаратори використовують відразу або

послідовно кілька способів сепарації для поліпшення поділу змішаних продуктів. Сепаратори розрізняють по використовуваних способах сепарації, за принципом роботи і по сфері використання.

Газовий сепаратор являє собою вертикальний, циліндричний посуд, об'єм якого підбирається в залежності від кількості газу, що проходить крізь нього. Газ входить в середню частину сепаратора, де проходячи, спочатку, коагулятор, а потім сітчасту насадку, звільнюється від крапельок рідини, що він містить, та виводиться з верхньої частини сепаратора. Крапельки конденсату стікають в нижню частину сепаратора, звідки, по мірі накопичування, скидаються в дренажну ємність. Рівень конденсату в сепараторі, контролюється за допомогою магнітного рівнеміра. Окрім цього, сепаратор обладнується сигналізаторами верхнього та нижнього граничного рівня конденсату, манометром, запобіжним клапаном, та запірною арматурою. Схематичне зображення сепаратора надано на рисунку 2.1.

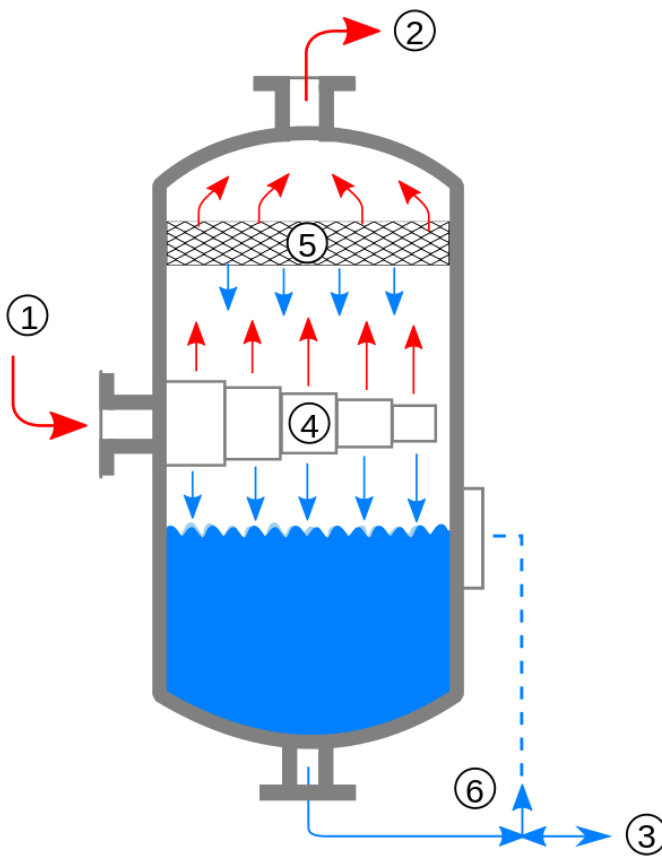


Рисунок 2.1 - Схематичне зображення сепаратора газу.

Де: 1 – вхід для подачі газу; 2 – випуск пари; 3 – вихід для рідини; 4 - вхідний дифузор (дистриб'ютор); 5 – сітчаста насадка; 6 – контроль рівня рідини.

## **2.2 Опис технологічної схеми системи контролю та управління стадією конверсії оксиду вуглецю**

Конверсія оксиду вуглецю виконується за двоступінчастою схемою:

- перша ступінь – на середньо температурному каталізаторі;
- друга ступінь – на низькотемпературному каталізаторі.

### **2.2.1 Конверсія оксиду вуглецю (CO) на середньо температурному каталізаторі.**

Процес конверсії оксиду вуглецю водяною парою протікає за реакцією  $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2 - \Delta\text{H}_0$ , ця реакція частково виконується на стадії парової конверсії метану, однак ступінь перетворення оксиду вуглецю при цьому дуже мала та в вихідному газі є до 11% CO та вище. Для отримання додаткової кількості водню та зниженню до мінімуму концентрації оксиду вуглецю, в конвертованому газі здійснюють самостійну стадію каталітичної конверсії CO парою.

Після котлів-утилізаторів, які використовуються для утилізації тепла, конвертований газ з температурою 390 °C (не вищою) поступає у високотемпературний конвертор CO 104-DA, який заповнений залізо хромовим каталізатором. Процес конверсії протікає з водяною парою (відношення пара - газ складає біля 0,58) є зворотним. У результаті конверсії об'ємна доля CO у газі знижується до значення не більше 4,0% у перерахунку на сухий газ, а підвищення температури газу в результаті реакції допускається не більшим 435 °C.

Аналітичний контроль газу на виході високотемпературного конвертора CO 104-DA здійснюється ручним способом з точки аналізу S-13. Для проведення процесу десульфуризації заново завантаженого каталізатора в конвертор 104-DA передбачена схема автономного проведення цього процесу парою й газом, що містить водень, з підігріванням їх у підігрівачі природного газу 103-B. Перед надходженням на низькотемпературну конверсію газ проходить котел-утилізатор 103-C, охолоджуючись при цьому до температури 360 °C (не вище). За рахунок утилізації тепла конвертованого газу у котлі отримується водяна пара під тиском 10,35 МПа. З котла-утилізатора 103-C конвертований газ проходить газовий теплообмінник метанатора M104-C, де охолоджується за рахунок нагрівання газу, який направляється в метанатор, до температури 256 °C (не вище). Потім газ додатково охолоджується в охолоджувачі газу 1112-C вироблюваною парою під тиском 1,1 МПа.

### **2.2.2 Конверсія CO на низькотемпературному каталізаторі.**

Після охолоджувача газу 1112-C конвертований газ подається в низькотемпературні конвертори 104-DB і 1104-DB, у котрі завантажено цинк-хром-мідний каталізатор. У конверторах проходить кінцева конверсія CO з водяною парою (співвідношення пара - газ складає біля 0,45). Об'ємна доля CO після конверторів 104-DB, 1104-DB зменшується до 0,8% (не більше), а підвищення температури газу допускається до 260 °C (не вище). Робоча температура газу на вході низькотемпературних конверторів 104-DB і 1104-DB підтримується регулятором температури TC800, шляхом байпасування частини потоку конвертованого газу поза охолоджувачем 1112-C.

Мінімальна 185 °C і максимальна – 250 °C температури газу за показаннями термометра TC800 сигналізуються в ЦПУ. Максимальний рівень конденсату за показаннями рівнеміра L823H у газовій частині

охолоджувача 1112-С сигналізується в ЦПУ. Використовується додаткова регулююча засувка TV11 для регулятора температури TC12 на вході газу в метанатор M106-D.

Максимальна температура газу (320 °С) на вході в M106-D за показаннями термометра TC12H сигналізується в ЦПУ. Максимальна температура газу (250 °С) на виході підігрівача M104-С за термометром TC11H сигналізується в ЦПУ. Робоча температура газу на вході до низькотемпературних конверторів CO 104-DB і 1104-DB залежить від активності каталізатора.

При роботі на новому (свіжому) каталізаторі температура на вході в конвертори 104-DB, 1104-DB підтримується на рівні 190 – 217 °С, а по мірі зниження його активності температура постійно збільшується до 240 °С. На байпасі котла-утилізатора 103-С є «свіча» з електронною засувкою EMV7 для скидання газу на факельну установку 102-U у пусковий період і при аварійній ситуації. Електронна засувка EMV7 управляється з ЦПУ. Положення електронної засувки EMV7 «Відкрито та Закрито» сигналізується в ЦПУ. Газ після низькотемпературної конверсії направляєється в систему очищення від двооксиду вуглецю (CO<sub>2</sub>).

Контроль складу газу після низькотемпературного конвертора 104-DB здійснюється ручним аналізом з точки S-14, після конвертора 1104-DB з точки S-804 та з колектора після змішування газу, який виходить з 104-DB і 1104-DB, з точки S-14A.

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

Таблиця 2.1 – Склад конвертованого газу після конверсії

CO <sub>2</sub>	не більше 19%
CO	не більше 0,8%
H <sub>2</sub>	не менше 55%

У конверторах 104-DB та 1104-DB можливе також утворення в незначних кількостях метанолу, формальдегіду та мурашиної кислоти. На вході газу до високотемпературного конвертора 104-DA є засувка MCV-1. Для запобігання перевищення тиску в системі є запобіжний клапан SV-11. Температура зони каталізатора вимірюється термометром ТЗ. Передбачена подача пари середнього тиску в лінію входу та виходу газу у високотемпературний конвертор 104-DA для його розігрівання в пусковий період. На лінії входу газу в котел-утилізатор 103-С є засувка MCV-2.

Під час запуску низькотемпературних конверторів 104-DB і 1104-DB, розігрівання вхідних колекторів ведеться за байпасами засувки з електроприводом EMV1 та вихідної засувки 1104-DB, зі скидом газу перед кожним конвертором. На байпасній лінії встановлена засувка з електроприводом EMV2 та дистанційним управлінням з ЦПУ. Положення «Закрито-Відкрито» EMV1 і «Відкрито-Закрито» EMV2 сигналізується в ЦПУ. Перепад тиску конверторів вимірюється перепадамірами:

- 104-DA – PD23A, сигналізація максимального перепаду при значенні тиску 0,09МПа за показаннями приладу PD23AH;

- 104-DB – PD23B, сигналізація максимального перепаду при значенні тиску 0,06 МПа за показаннями приладу PD23BH;

- 1104-DB – PD812, сигналізація максимального перепаду при значенні тиску 0,04 МПа за показаннями приладу PD812H.

Температура в конверторі 104-DB вимірюється термометром ТЗ; конверторі 1104-DB - термометром Т820. Для регулювання витрати газу в конвертори 104-DB і 1104-DB на лінії перед конвертором 104-DB є ручна засувка MCV-800. Потік конвертованого газу на виході низькотемпературної конверсії спочатку охолоджується в кип'ятильнику для конденсату регенератора 1113-С до температури 170 °С (не вище) за рахунок виробітку пари, яка використовується для ежекторів випарника розчину 1117-FA/FB системи «Карсол», а потім на виході підігрівача 1118-С живильної води для котлів високого тиску до температури 160 °С (не вище). В якості живильної



води для кип'ятильника 113-С використовується технологічний конденсат з крапле віддільника 113-Ф. Виділений при охолодженні газу конденсат відділяється в сепараторі 1102-Ф і направляється до відпарної колони 103-Е. Рівень у сепараторі 1102-Ф підтримується регулятором рівня LIC-804. Мінімальний (150 мм) і максимальний (250 мм) рівень у сепараторі 1102-Ф сигналізується в ЦПУ за показаннями рівнеміра L804LN. Кінцеве охолодження конвертованого газу перед подачею в систему очищення газу від CO<sub>2</sub> виконується в газових кип'ятильниках розчину 105-СА, 105-СВ і в підігрівачі демінералізованої води 106-С. Тепло парогазової суміші передається в кип'ятильники 105-СА/СВ розчину «Карсол», при цьому газ охолоджується до температури 127 °С (не вище). Регулювання температури виконується шляхом байпасування частини газу, який надходить у 105-СА/СВ, через засувки з дистанційним управлінням HV45 (105-СА) і HV46 (105-СВ).

У підігрівачі демінералізованої води котлів 106-С газ охолоджується до температури 82 °С (не вище). Температура вимірюється термометром ТЗ-10. Максимальна температура газу на виході підігрівача 106-С сигналізується в ЦПУ за показаннями термометра ТЗ-10Н. Охолоджений газ відділяється від конденсату в сепараторі 102-Ф. Рівень конденсату у сепараторі 102-Ф підтримується регулятором LIC-17 шляхом видачі технологічного конденсату у відпарну колону 103-Е. Граничний рівень конденсату в сепараторі 102-Ф сигналізують в ЦПУ рівнеміри L17L, Н, L21L.