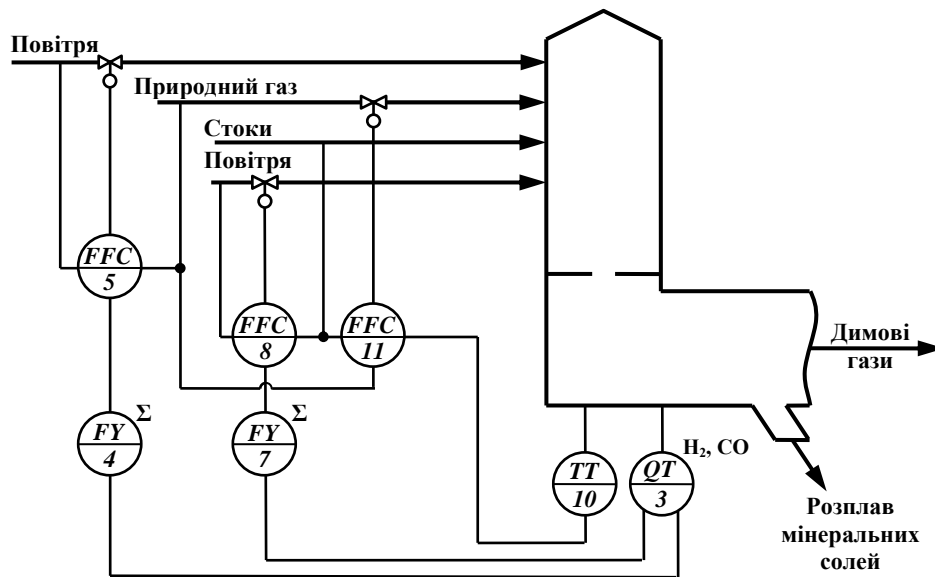


М. В. ЛУКІНЮК

**АВТОМАТИЗАЦІЯ
ТИПОВИХ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ:
ТЕХНОЛОГІЧНІ ОБ'ЄКТИ КЕРУВАННЯ
ТА СХЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ**



Київ
НТУУ «КПІ»
2008

Міністерство освіти і науки України
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

ЛУКІНЮК М. В.

**АВТОМАТИЗАЦІЯ
ТИПОВИХ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ:
ТЕХНОЛОГІЧНІ ОБ'ЄКТИ КЕРУВАННЯ
ТА СХЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ**

Рекомендовано Міністерством освіти і науки України
як навчальний посібник для студентів вищих навчальних закладів,
які навчаються за напрямом «Автоматизація і комп'ютерно-інтегровані технології»

Київ
НТУУ «КПІ»
2008

УДК 66.012-52
ББК 35.11-5-05я73
Л84

*Гриф надано Міністерством освіти і науки України
(Лист № 1.4/18-Г-499 від 22.02.2008 р.)*

Рецензенти:

В. М. Казак, д-р техн. наук, проф.,
Національний авіаційний університет
А. П. Ладанюк, д-р техн. наук, проф.,
Національний університет харчових технологій;
Ю. О. Скрипник, д-р техн. наук, проф.,
Національний університет технологій та дизайну

Відповідальний редактор
А. І. Жученко, д-р техн. наук, проф.,
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

Лукінюк М. В.

Л84 Автоматизація типових технологічних процесів: технологічні об'єкти керування та схеми автоматизації [Текст] : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом «Автоматизація і комп'ютер.-інтегр. технології / М. В. Лукінюк. – К.: НТУУ «КПІ», 2008. – 236 с. : іл. – Бібліогр.: с. 230-231. – 200. ISBN 978-966-622-287-2.

Наведено опис технологічних схем процесів перероблення нафти та газу, виробництва неорганічних речовин, полімерів та пластмас, процесів очищення стічних вод; розглянуто особливості розроблення схем автоматизації на основі оновленої регламентної бази (українські та міждержавні стандарти) і доповнено численними прикладами схем автоматичного контролю, сигналізації та регулювання технологічних параметрів з різними варіантами їх технічної реалізації за допомогою сучасних аналогових і цифрових засобів автоматизації, а також мікропроцесорної техніки. Подано приклади розроблення та опису схем автоматизації різних хіміко-технологічних процесів.

Для студентів вищих навчальних закладів, які навчаються за напрямом «Автоматизація і комп'ютерно-інтегровані технології».

**УДК 66.012-52
ББК 35.11-5-05я73**

ISBN 978-966-622-287-2

© М. В. Лукінюк, 2008

Передмова

У царині керуванні технологічними процесами під об'єктом керування розуміють технологічний процес (або його стадію) та устаткування, в якому він відбувається, тому його часто називають технологічним об'єктом керування (ТОК). Технологічний об'єкт керування є незамінною частиною будь-якої системи керування, фактично – її основою.

Наведені в перших чотирьох розділах посібника принципові схеми різних хіміко-технологічних процесів можуть бути використані студентами вищих навчальних закладів, які навчаються за спеціальністю «Автоматизоване управління технологічними процесами» та суміжними спеціальностями, як об'єкти автоматизації у процесі виконання курсових проектів з профільних дисциплін і дипломних проектів. Посібник дозволяє виконавцям проектів глибше усвідомити основи технологічних процесів, краще обґрунтувати обрані схеми та їх апаратурне оформлення, а в кінцевому підсумку – краще сформулювати завдання автоматизації та розробити ефективну систему керування для її реалізації.

У п'ятому розділі розглянуто правила розроблення схем автоматизації в оперті на оновлену регламентну базу (українські та міждержавні стандарти). Попри детальне висвітлення особливостей розроблення згаданих схем, розділ доповнено численними прикладами (дод. 1 і 2) схем автоматичного контролю, сигналізації та регулювання технологічних параметрів з різними варіантами їх технічної реалізації. У шостому розділі наведено приклади розроблення та опису схем автоматизації деяких хіміко-технологічних процесів.

Засвоєння матеріалу посібника буде сприяти підвищенню професійної підготовки майбутніх фахівців з автоматизації. Він буде корисним студентам хіміко-технологічних та інженерно-механічних спеціальностей вищих навчальних закладів, зокрема у процесі виконання розрахунково-графічних робіт з навчальних дисциплін «Контроль і керування хіміко-технологічними процесами», «Автоматизація хімічних виробництв» та інших, а також розділу автоматизації в дипломних роботах бакалаврів і спеціалістів та в магістерських атестаційних роботах.

У графічних зображеннях технологічних установок значну увагу приділено компактному розташуванню апаратів. На схемах не показано резервних насосів, обвідних ліній, клапанів тощо, щоб уникнути надмірно складної технологічної обв'язки. У процесі виконання принципівих схем на кресленні студентам слід дотримуватися вимог, наведених у методичних вказівках з виконання графічної частини курсових і дипломних проектів.

Навчальний посібник написано на основі курсів «Контроль і керування хіміко-технологічними процесами», «Автоматизація хімічних виробництв», «Технологічні вимірювання та прилади», які автор багато років викладає на кафедрі автоматизації хімічних виробництв Національного технічного університету України «Київський політехнічний інститут», а також курсового та дипломного проектування студентами інженерно-хімічного та хіміко-технологічного факультетів університету.

Автор висловлює щирю вдячність кандидату технічних наук доценту В. М. Ковалевському за поради та цінні зауваження щодо рукопису посібника.

1. ТЕХНОЛОГІЧНІ СХЕМИ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕРОБЛЕННЯ НАФТИ ТА ГАЗУ

1.1. УСТАНОВКА ЗНЕСОЛЕННЯ ТА ЗНЕВОДНЕННЯ НАФТИ НА НАФТОПЕРЕРОБНИХ ЗАВОДАХ

Уміст солей у нафтах, що надходять на нафтопереробні заводи (НПЗ), зазвичай становить 500 мг/л, а води – масову частку до 1 %. Для перероблення ж допускаються нафти, у яких уміст солей не перевищує 20 мг/л, а масова частка води – 0,1 %. Вимоги до обмеження вмісту солей і води в нафтах постійно підвищуються, позаяк тільки зниження вмісту солей з 20 до 5 мг/л дає значну економію: приблизно вдвічі збільшується міжремонтний інтервал атмосферно-вакуумних установок, скорочується витрата палива, зменшується корозія апаратури, знижуються витрати каталізаторів, підвищується якість газотурбінних і котельних палив, коксів і бітумів.

Велика частина води, що надходить на НПЗ у нафтах, перебуває у вигляді емульсії, утвореної крапельками води з переважним діаметром 2– 5 мкм. На поверхні крапельок з нафтового середовища адсорбуються смолисті речовини, асфальтени, органічні кислоти та їхні солі, розчинні в нафті, а також високодисперсні частинки тугоплавких парафінів, мулу та глини, добре змочувані нафтою. Із часом товщина адсорбційної плівки збільшується, зростає її механічна міцність і відбувається старіння емульсії. Для запобігання цьому явищу на багатьох промислах у нафту вводять деемульгатори. Останні використовують як для термохімічного, так і для електрохімічного зневоднення нафт. Витрату деемульгаторів для кожної нафти визначають експериментально (зазвичай їх масова частка коливається в межах 0,002–0,005 %).

Руйнуючи поверхневу адсорбційну плівку, деемульгатори сприяють злиттю (коалесценції) крапельок води в більш великі краплі, які під час відстоювання емульсії відокремлюються швидше. Цей процес прискорюється за підвищених температур (зазвичай 80–120 °С), оскільки при цьому розм'якшується адсорбційна плівка й підвищується її розчинність у нафті, збільшується швидкість руху крапельок і знижується в'язкість нафти, тобто поліпшуються умови для злиття й осідання крапель. Слід зазначити, що за температур понад 120 °С в'язкість нафти змінюється мало, тому ефект дії деемульгаторів збільшується незначно.

Найбільш стійкі дрібнодисперсні нафтові емульсії руйнуються за допомогою електричного струму. Під дією електричного поля краплі води, що перебувають у неполярній рідині, поляризуються, витягуються в еліпси з протилежно зарядженими кінцями і притягуються одна до одної. Зі зближенням крапель сили притягання збільшуються до значень, які дозволяють здавити і

розірвати розділювальну плівку. На практиці використовують змінний електричний струм частотою 50 Гц і напругою 25–35 кВ. Процесові електрозневоднення сприяють деемульгатори і підвищена температура. Щоб уникнути випаровування води, а також знизити газоутворення, електродегідратори – апарати, в яких проводять електричне зневоднювання та знесолення нафти, – працюють з підвищеним тиском. На НПЗ експлуатуються електродегідратори трьох типів ([1, с. 13–16]:

- циліндричні вертикальні з круглими горизонтальними електродами і подачею нафти в міжелектродний простір; такі апарати встановлено на електрознесолювальних установках ЕЛОУ-10/2;

- кульові з кільцевими електродами і подаванням нафти між ними; вони набули застосування на установках ЕЛОУ-10/6 (продуктивністю 2 млн т нафти за рік);

- горизонтальні з прямокутними електродами і подаванням нафти у спідню частину апарата під шар відстояної води.

Електрознесолювальні установки проектують двоступеневими: в електродегідраторах першого ступеня видаляється 75–80 % соленої води і 95–98 % солей, а в електродегідраторах другого ступеня – 60–65 % емульсійної води, що залишилася, і приблизно 92 % залишених солей. Кількість установлюваних електродегідраторів за двоступеневого знесолення залежить від об'єму та якості (тобто вмісту води, солей та стійкості емульсії) оброблюваної нафти, від типу і продуктивності апарата. Для сучасних електрознесолювальних установок проектують тільки горизонтальні електродегідратори, що входять до складу комбінованих установок ЕЛОУ-АТ і ЕЛОУ-АВТ. Переваги горизонтальних апаратів: велика площа електродів, а отже, й висока питома продуктивність (об'єм нафти на одиницю площі перетину апарата); менша вертикальна швидкість переміщення нафти, і як наслідок – кращий відстій води; можливість проведення процесу за більш високих температур і тисків. Подавання сирової нафти у спідню частину апарата забезпечує її додаткове промивання і проходження через два електричні поля: слабке – між дзеркалом води та нижнім електродом і сильне – між електродами. Підвищення напруги між електродами понад граничнодопустиме значення (22–44 кВ) небажане, позаяк викликає зворотний ефект – диспергування крапельок води і збільшення стійкості емульсії.

Апарати і технологічні потоки на двоступеневій знесолювальній установці з горизонтальними електродегідраторами показано на рис. 1.1.

Сира нафта насосом 1 прокачується через теплообмінники 2, парові підігрівники 3 і з температурою 110–120 °С надходить в електродегідратор першого ступеня 4. Перед насосом 1 у нафту вводиться деемульгатор, а після підігрівників 3 – розчин луґу, що подається насосом 7. Крім того, у нафту додається відстояна вода, що відводиться з електродегідратора другого ступеня і накачується в інжекторний змішувач 5 насосом 13. Передбачено також подавання свіжої води насосом 8.

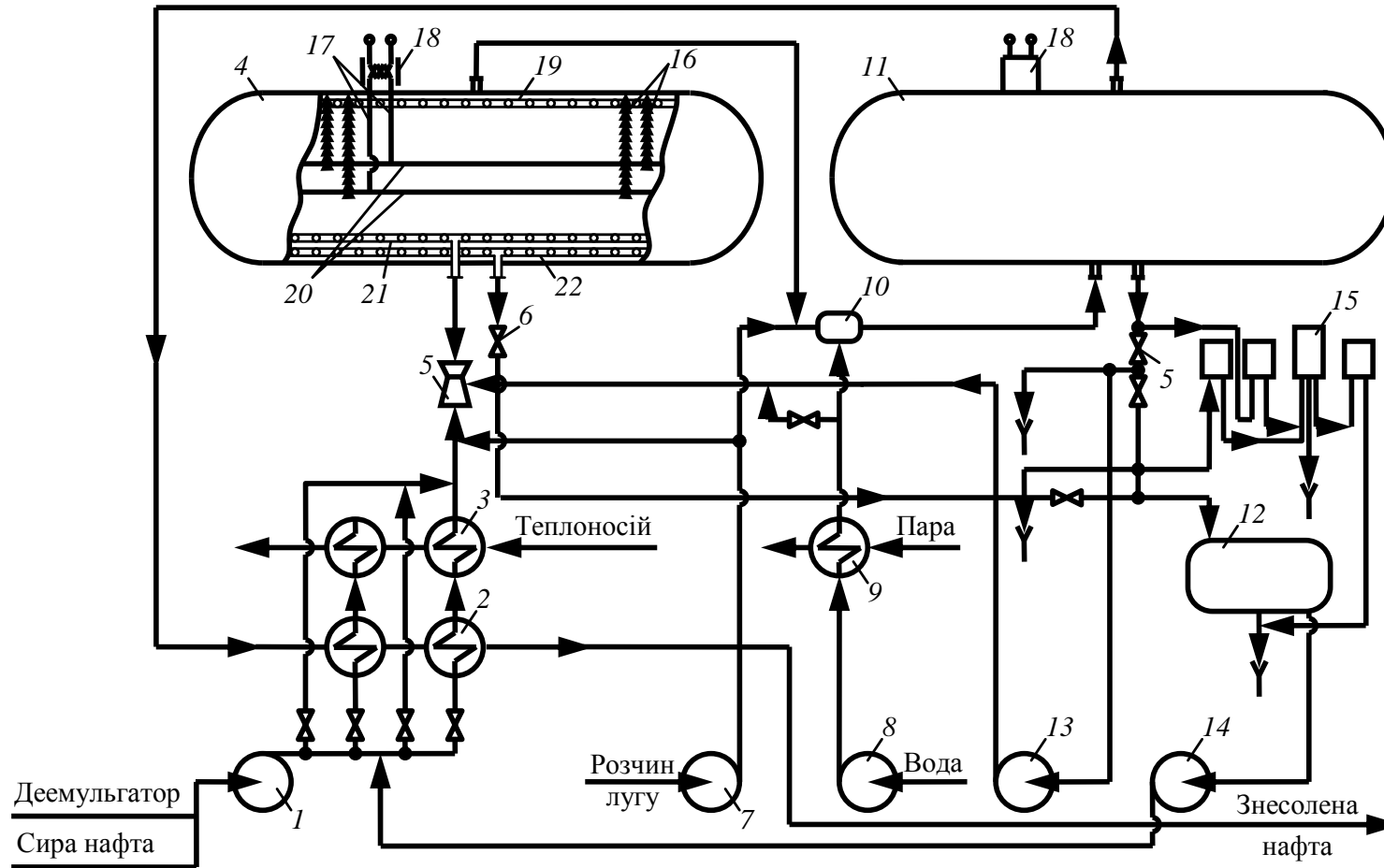


Рис. 1.1. Апаратурно-технологічна схема електрознесоловальної установки (ЕЛОУ):

1, 7, 8, 13, 14 – насоси; 2 – теплообмінники; 3, 9 – підігрівники; 4, 11 – електродегідратори; 5 – інжекторний змішувач; 6 – клапани автоматичного скидання соленої води; 10 – діафрагмовий змішувач; 12 – відстійник; 15 – оглядовий ліхтар; 16 – підвісні ізолятори; 17 – струмопідводи; 18 – трансформатор; 19 – колектор знесоленої нафти; 20 – електроди; 21 – розподільник уведення сировини; 22 – колектор соленої води

В інжекторному змішувачі 5 нафта рівномірно перемішується з лугом і водою. Розчин лугу вводять для запобігання сірководневій корозії та нейтралізації кислот, що потрапляють у нафту в процесі кислотного оброблення свердловин, а вода – для вимивання кристалів солей.

Нафта надходить у нижню частину електродегідратора 4 через трубчастий розподільник 21 з перфорованими горизонтальними відводами. Знесолена нафта виводиться з електродегідратора зверху через колектор 19, конструкція якого аналогічна конструкції розподільника.

Завдяки такому розміщенню пристроїв уведення і виведення нафти забезпечується рівномірність потоку по всьому перетину апарата.

Відстояна вода виводиться через дренажні колектори 22 в каналізацію чи додатковий відстійник 12 (у разі порушення в електродегідраторі процесу відстоювання). З відстійника насосом 14 рідка суміш повертається в процес. З електродегідратора першого ступеня зверху не цілком зневоднена нафта надходить під тиском в електродегідратор другого ступеня. У діафрагмовому змішувачі 10 потік нафти промивається свіжою хімічно очищеною водою, що подається насосом 8.

Вода для промивання заздалегідь нагрівається в паровому підігрівнику 9 до 80–90 °С; масова частка витрати води становить 5–10 % на нафту. Знесолена і зневоднена нафта зверху електродегідратора другого ступеня виводиться з установки в резервуари знесоленої нафти, а на комбінованих установках вона нагрівається і подається в ректифікаційну колону атмосферної установки. Рівень води в електродегідраторах підтримується автоматично. Частина води, що надходить у каналізацію з електродегідраторів першого та другого ступенів, перетікає через оглядові ліхтарі 15 для контролю якості відстою.

1.2. УСТАНОВКА ВАКУУМНОЇ ПЕРЕГОНКИ МАЗУТА ДЛЯ РОЗДІЛЕННЯ ОЛИВНИХ ФРАКЦІЙ

На атмосферно-вакуумній установці із секцією вторинної перегонки бензину переганяють нафту і мазут на фракції й одержують вузькі бензинові фракції, які далі використовують як сировину для виробництва ароматичних вуглеводнів. Сировиною для установки служить знесолена та зневоднена нафта. Установка складається з таких секцій: блока часткового відбензинення нафти; блока атмосферної перегонки нафти; блока стабілізації бензину; блока вторинної перегонки бензину на вузькі фракції; вакуумної перегонки мазуту для отримання широкої оливної фракції – вакуумного дистиляту. Вторинну перегонку виконують для приведення у відповідність з вимогами стандарту показників якості вироблюваного продукту або для більш успішного проведення подальших процесів перероблення.

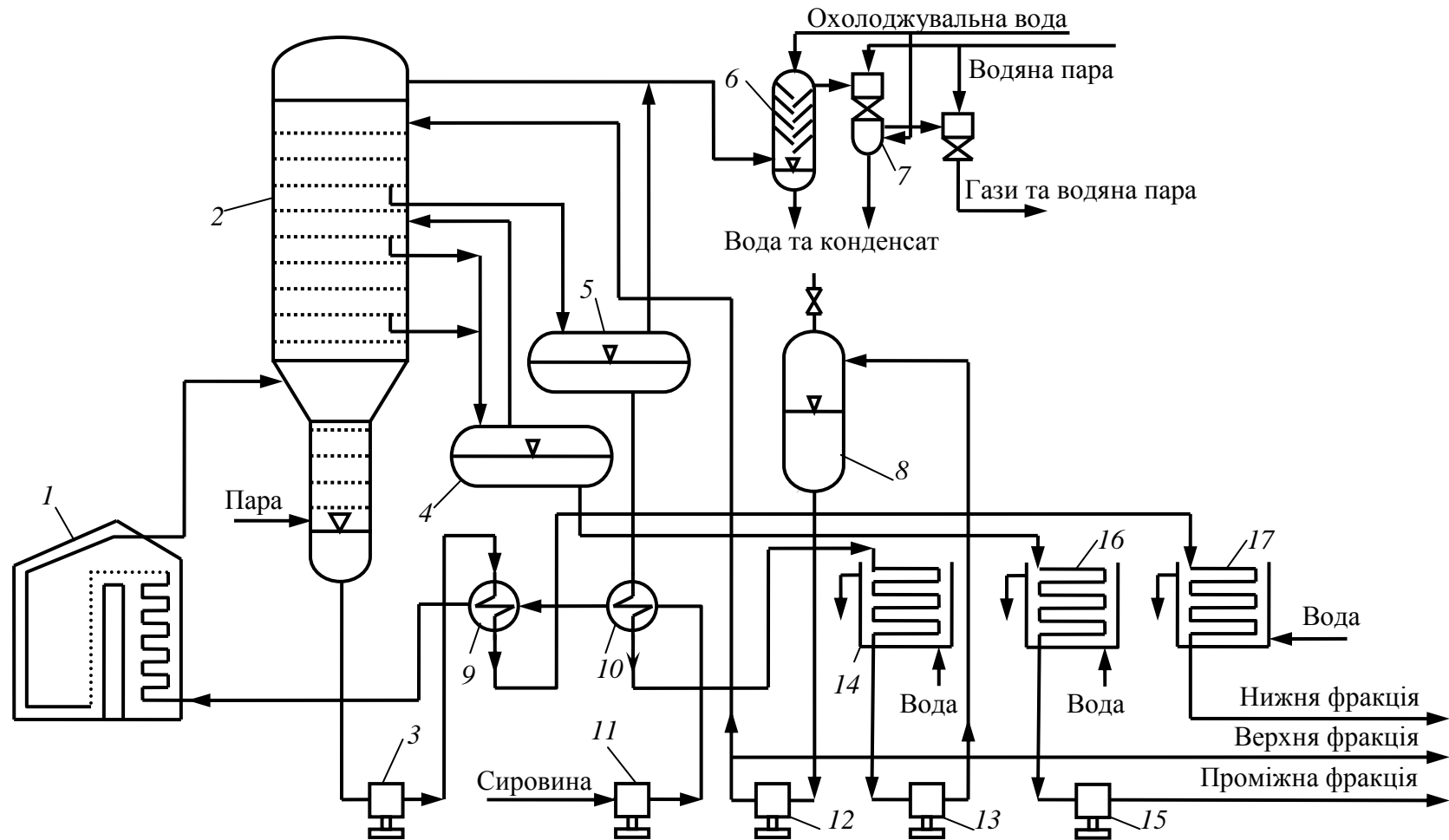


Рис. 1.2. Технологічна схема вакуумної установки вторинної перегонки:
 1 – трубчаста піч; 2 – вакуумна колона; 3, 11, 12, 13, 15 – насоси; 4, 5 – вакуумні приймачі; 6 – барометричний конденсатор;
 7 – двоступенева вакуумна пароежекторна система; 8 – збирач; 9, 10 – теплообмінники; 14, 16, 17 – холодильники

Цю установку в цехах виробництва нафтових олив і твердих вуглеводнів призначено для таких операцій:

– виділення із залишкового депарафінованого рафінату головних фракцій для підвищення в'язкості та температури спалаху одержуваної залишкової нафтової оливи;

– розділення олив дистиляту широкого фракційного складу на два чи три компоненти різної в'язкості;

– концентрації петролатумів за рахунок видалення з них головної фракції.

Технологічну схему установки показано на рис. 1.2 [1, с. 35–36]. Сировина, що нагнітається насосом 11, перед входом у вакуумну колону 2 нагрівається в теплообмінниках 10 і 9 та у змійовику печі 1. Одержувані в колоні 2 верхня та проміжна фракції збираються відповідно у вакуумних приймачах 5 і 4.

Верхня фракція охолоджується в апаратах 10, 14 і насосом 13 спрямовується у збирач зрошення 8. Звідси насосом 12 частина цієї фракції подається на верхню тарілку колони (зрошення), а решта відкачується з резервуару. Проміжна фракція з приймача 4 охолоджується в холодильнику 16 і насосом 15 виводиться з установки.

Нижня (залишкова) фракція забирається зі споду колони 2 насосом 3, охолоджується в апаратах 9 та 17 і також виводиться з установки. Вакуум на установці створюється двоступеневим пароструминним ежектором 7. До двоступеневого ежектора підведено робочу водяну пару з абсолютним тиском 0,8–1,0 МПа.

Режим роботи на ділянці підігріву депарафінованої оливи на одній з установок:

Температура оливи, °С:

температура на вході в колону 2	350
температура після теплообмінника 9	200
температура після теплообмінника 10	125
Залишковий тиск у колоні (верх), кПа	8–10
Тиск оливи перед змійовиком печі, МПа	0,8

1.3. УСТАНОВКА ДЕСТРУКТИВНОЇ ПЕРЕГОНКИ МАЗУТІВ І ГУДРОНІВ

Процес деструктивної перегонки мазутів розроблено для збільшення ресурсів газойлевих фракцій – сировини для установок каталітичного крекінгу (вихід дистилатів збільшується майже на 35 % порівняно зі звичайною перегонкою). Особливість процесу – поєднання перегонки сировини з термічним розкладанням її смолистого залишку у випарнику. Якщо бензинові й газові фракції утворюються переважно у змійовику печі, то газойлеві фракції – у випарнику, що працює за порівняно помірної (420–425 °С) температури та невисокого надлишкового тиску. Тривалість перебування крекінгової рідини у випарнику становить приблизно 1,5 год. Температура сировини на виході з печі дорівнює 460–475 °С.

Схему установки неперервної дії з одноразовим пропусканням сировини, яка складається з високотемпературної секції (нагрівальної печі та випарника) та секцій фракціонування й охолодження, показано на рис. 1.3 [1, с. 41–43].

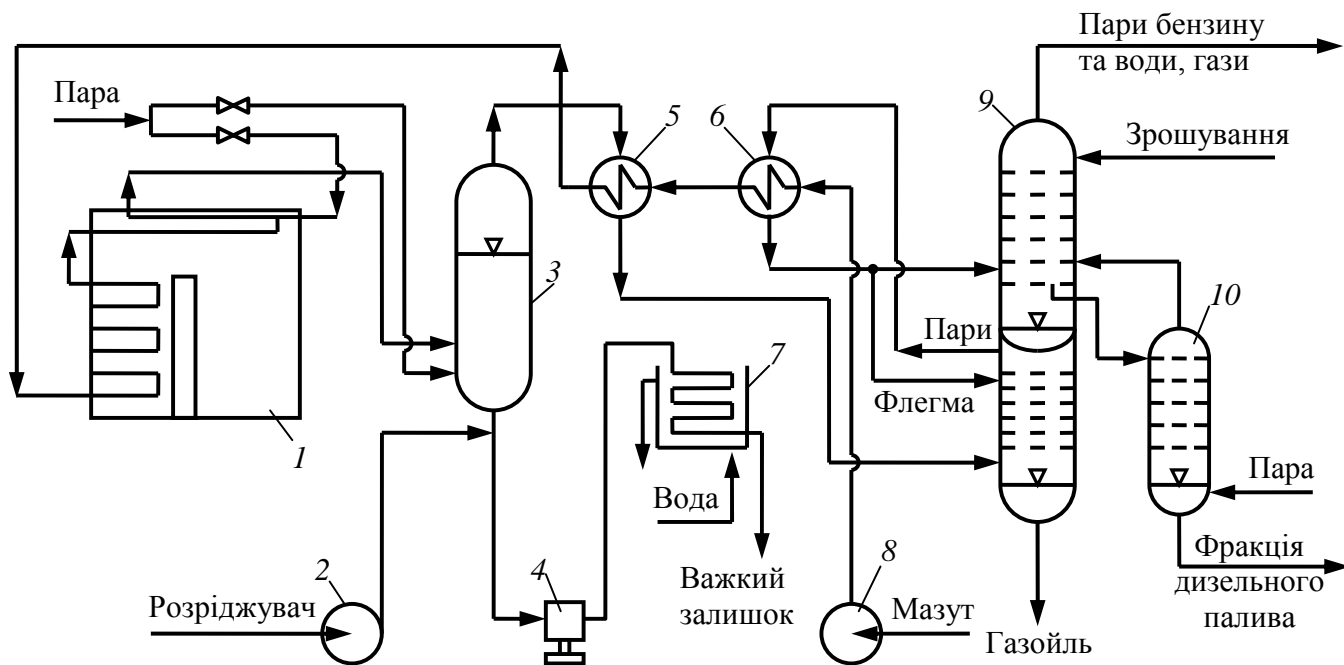


Рис. 1.3. Технологічна схема установки деструктивної перегонки мазуту:
 1 – трубчаста піч; 2, 8 – насоси; 3 – випарник; 4 – поршневий насос; 5, 6 – теплообмінники;
 7 – холодильник; 9 – ректифікаційна колона; 10 – відпарна колона

Мазут, що надходить з нафтоперегінної установки, насосом 8 через теплообмінники 6 і 5 подається в змішувач печі 2. Через конвекційні труби змішувача мазут надходить у радіантні труби (дворядний екран). У другий ряд радіантних труб вводиться перегріта водяна пара. Після виходу з радіантного змішувача суміш подається в нижню частину випарника 3; туди ж, але нижче введення сировини, подається й перегріта водяна пара.

У випарнику 3 суміш розділяється на парову та рідку фази. Місткість випарника достатня для тривалого перебування в ньому рідини, яка продувається перегрітою водяною парою. Для зменшення в'язкості важкого залишку, який відводиться з випарника поршневим насосом 4, передбачено можливість додавання розріджувача до сировини насосом 2. Як розріджувач використовують частину одержаної на установці й охолодженої дизельної фракції.

Виведена зверху випарника суміш пари з невеликою кількістю крекінг-газів слугує теплоносієм у теплообміннику 5; звідси вуглеводний конденсат, гази і пари надходять під нижню тарілку ректифікаційної колони 9. Між шостою та сьомою тарілками цієї колони розміщено внутрішнє днище. Досягши його, висхідний потік пари спрямовується в теплообмінник 6. Рідка флегма, що утворюється тут, стікає на п'яту тарілку колони, а пара вводиться під сьому тарілку. Загальна кількість тарілок у колоні – 15. Нижній продукт колони являє собою газойль з початком кипіння близько 340 °С. Фракція дизельного палива до виходу її з відпарної колони 10 продувається на шести тарілках водяною парою.

Режим роботи установки деструктивної перегонки сірчистого мазуту (густина за температури 20 °С – 942 кг/м³; масові частки коксівності – 9,5, сірки – 2 та фракцій до 350 °С – 4,7 % відповідно) характеризується такими показниками:

Температура сировини на виході з печі, °С	460–475
Витрата водяної пари, масова частка на мазут, %:	
у радіантні труби.....	1,5–2,0
на низ випарника.....	5,5–7,0
Тривалість перебування залишку у випарнику, хв	40–120
Надлишковий тиск у випарнику, МПа	0,2–0,3
Швидкість пари у випарнику, м/с	близько 0,26

1.4. УСТАНОВКА ТЕРМІЧНОГО КРЕКІНГУ ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА ТЕРМОГАЗОЙЛЮ

Основне призначення процесу термічного крекінгу – виробництво сировини для технічного вуглецю, коли за сировину використовують суміш важких каталітичних газойлів і дистильованих екстрактів, вироблюваних селективним очищенням олив. Крім цільового продукту – термогазойлю (фракція

200–480 °С) – одержують також газ, бензинову фракцію та крекінг-залишок. Серійний термогазойль отримують за схемою, що не передбачає фракціонування у вакуумі.

Основними показниками якості термогазойлю є індекс кореляції, вміст сірки, коксівність, фракційний склад, в'язкість і температура застигання. Установка складається з таких секцій [1, с. 43–46]:

- реакторного відділення – печі крекінгу легкої та важкої сировини і виносна реакційна камера;

- відділення розділювання продуктів реакції – випарники високого та низького тисків для відділювання крекінг-залишку, вакуумна колона додаткового відпарювання крекінг-залишку для збільшення виходу термогазойлю, комбінована колона для завантаження печей важкої та легкої сировини і газосепаратора для відділювання газу від нестабільного бензину;

- відділення теплообмінної апаратури – сировинні теплообмінники типу «труба в трубі», заглибні конденсатори-холодильники, водяні холодильники термогазойлю та крекінг-залишку.

Технологічну схему установки показано на рис. 1.4.

Сировина з резервуарного парку насосом 1 прокачується через теплообмінники 20 (на схемі показано один), де підігрівається за рахунок тепла крекінг-залишку. Нагріта в теплообмінниках сировина двома потоками подається в нижню секцію ректифікаційної колони 11.

Колона 11 розділена напівглухою тарілкою на дві частини: пари з нижньої частини переходять у верхню, а рідина з верхньої частини накопичується в акумуляторі (кишені) усередині колони. Звідси рідина (легка частина сировини) забирається насосом 9 і подається в змішувачі печі 3. А з низу колони 11 важка частина сировини забирається насосом 10 і подається в змішувачі печі 2.

Продукти крекінгу після виходу зі змішувачів печей 2 і 3 надходять у виносну реакційну камеру 4, звідки переходять у випарник високого тиску 7. Тут від суміші відокремлюється рідкий крекінг-залишок, який потім через редукційний клапан надходить у випарну колону низького тиску 12 (випарник).

Гази і пари після виходу з верхньої частини випарника 7 спрямовуються до низу колони 11, з верху якої відходять бензинова фракція і газ. Пари конденсуються, і суміш охолоджується в холодильнику-конденсаторі 6. Далі газорідинна суміш розділяється в газосепараторі 5 на газ і бензинову фракцію. Газ надходить на газофракційну установку (ГФУ), а балансова кількість бензину – на стабілізацію. Насосом 8 бензин-зрошувач подається на верхню тарілку колони 11. У колоні 12 у результаті зниження тиску з крекінг-залишку виділяються газойлеві фракції; несконденсовані пари з колони 12 спрямовуються в холодильник-конденсатор 13, а конденсат збирається в приймачі 14. Звідси частина конденсату насосом 15 повертається в колону 12 як зрошення, а балансова його кількість виводиться з установки. Крекінг-залишок подається насосом 16 у вакуумну колону 17. Цільовий продукт – термогазойль – виводиться як проміжний продукт із 17-ї тарілки вакуумної колони 17.

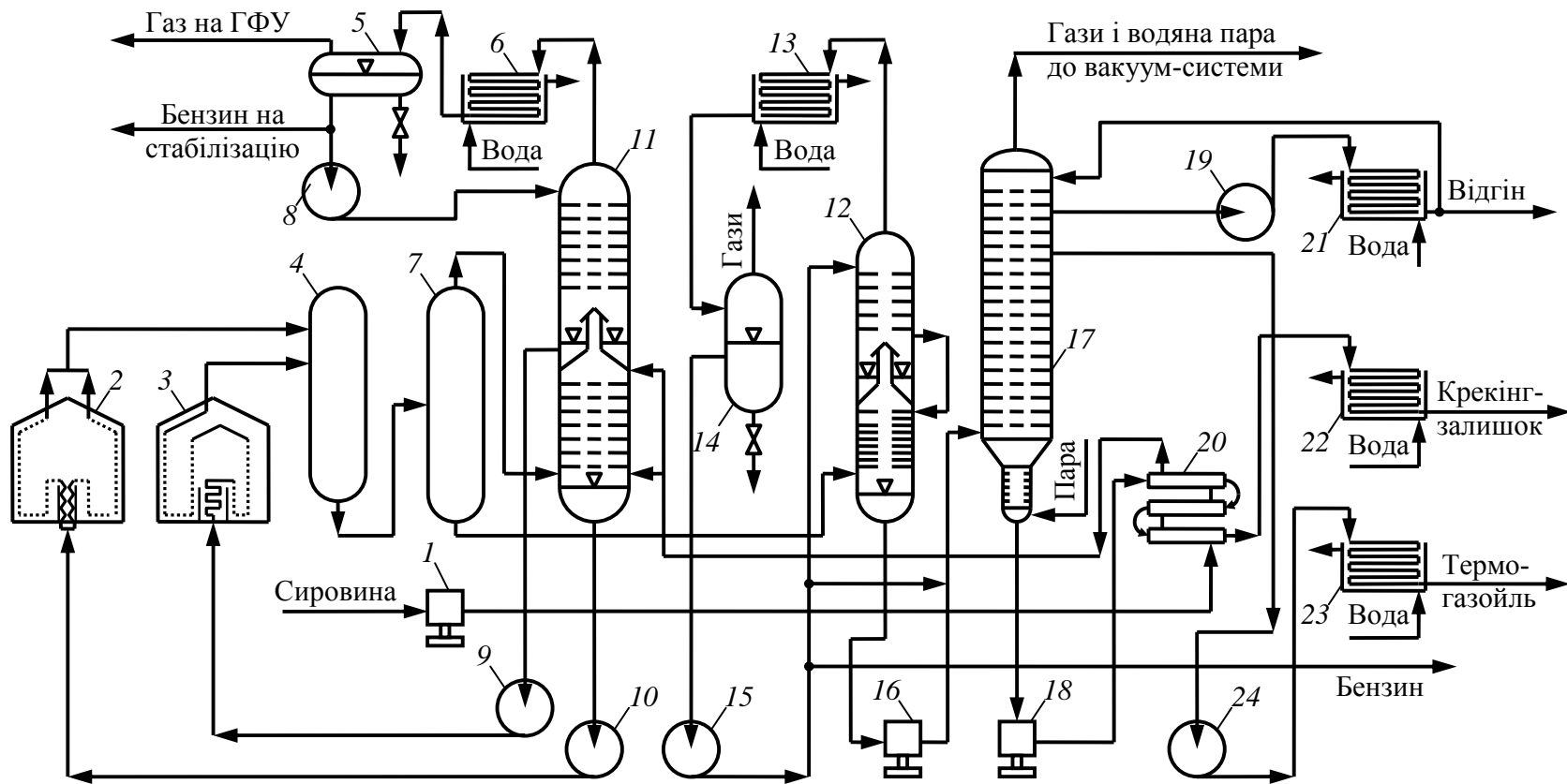


Рис. 1.4. Технологічна схема установки термічного крекінгу для виробництва вакуумного термічного газойлю:

- 1, 16, 18 – поршневі насоси; 2, 3 – трубчасті печі; 4 – реакційна камера; 5, 14 – газосепаратори;
 6, 13 – холодильники-конденсатори; 7 – випарник високого тиску; 8–10, 15, 19, 24 – насоси відцентрові;
 11, 17 – ректифікаційні колони; 12 – випарник низького тиску; 20 – теплообмінник; 21–23 – холодильники

Щоб уникнути коксування крекінг-залишку, а також для поліпшення транспортування його розріджують менш в'язким продуктом. Крекінг-залишок можна використовувати у виробництві бітумів, а також як зв'язувальну речовину для брикетування вугілля. Масова частка виходу термогазойлю з вакуумної колони становить близько 72 % від сировини.

Режим роботи основних апаратів показано в табл. 1.1.

Таблиця 1.1. Режим роботи апаратів

Апарат	Температура, °C	Тиск, МПа
Піч 2:		
вхід	390–410	5,0–5,6
вихід	490–500	2,2–2,8
Піч 3:		
вхід	290–320	5,0–6,6
вихід	530–550	2,3–2,9
Реакційна камера 4:		
верх	495–500	2,0–2,6
низ	460–470	–
Випарник високого тиску 7:		
верх	450–460	1,0–1,3
низ	430–440	–
Ректифікаційна колона 11:		
верх	180–220	–
акумулятор	300–330	0,9–1,3
низ	390–410	–
Випарник низького тиску 12:		
верх	170–200	–
низ	400–415	0,25–0,40
Вакуумна колона 17		
вхід	305–345	0,007–0,013
верх	70–90	–
низ	300–320	–

1.5. УСТАНОВКА КАТАЛІТИЧНОГО КРЕКІНГУ З ПРЯМОТЕЧІЙНИМ РЕАКТОРОМ

Технологічну схему установки каталітичного крекінгу з прямотечійним реактором показано на рис. 1.5. Установка містить такі блоки [1, с. 61–62]: гідроочищення сировини: вакуумного дистиляту, каталітичного крекінгу, ректифікації, газофракціонування та стабілізації бензину. Сировина – гідрогенізат, що надходить із секції гідроочищення, – насосом 1 подається в змішувач печі 2, потім – перед входом у реактор 11 – змішується з рециркулятом і водяною парою, подаваною на розпилування.

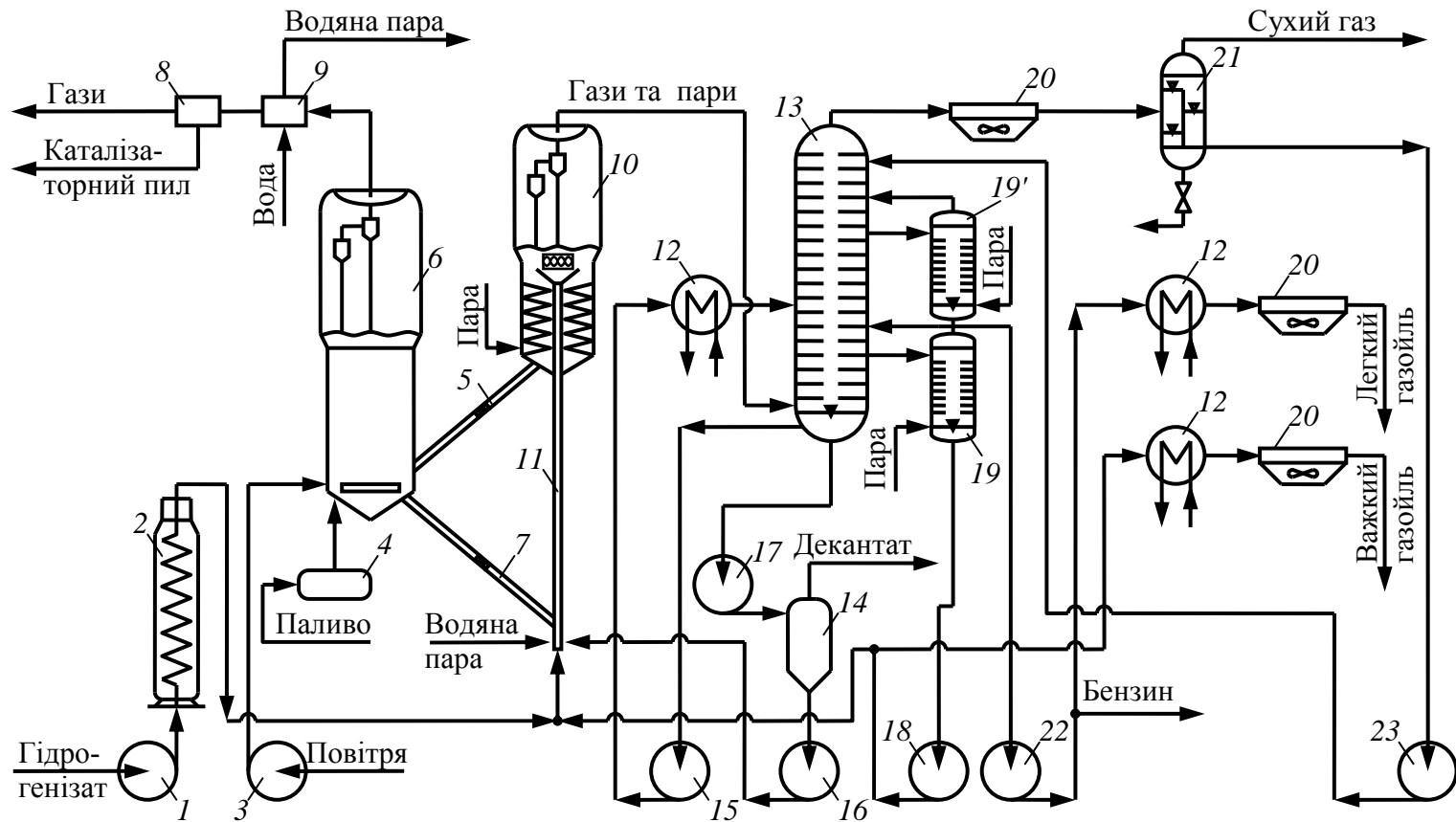


Рис. 1.5. Технологічна схема установки каталітичного крекінгу з прямотечійним реактором:

- 1, 15–18, 22, 23 – насоси; 2 – трубчаста піч; 3 – повітрорудка; 4 – топка; 5 – лінія транспортування закоксованого каталізатора; 6 – регенератор; 7 – лінія транспортування регенованого каталізатора; 8 – електрофільтр; 9 – котел-утилізатор; 10 – реактор-сепаратор; 11 – прямотечійний реактор; 12 – теплообмінники; 13 – ректифікаційна колона; 14 – шламівідділювач; 19, 19' – відпарні колони; 20 – апарати повітряного охолодження; 21 – газоводівідділювач

У нижній зоні прямиотечійного реактора 11 сировина, контактуючи з гарячим регенованим каталізатором, випаровується і піддається крекінгу. Основна маса каталізатора відокремлюється від продуктів реакції в реакторі-сепараторі 10. Каталізатор через зону відпарювання водяною парою по транспортній лінії 5 надходить у регенератор 6 із псевдозрідженим шаром каталізатора, куди одночасно повітродувкою 3 через горизонтальний розподільник подається повітря, потрібне для регенерації каталізатора. Регенований каталізатор трубопроводом 7 опускається у вузол змішування із сировиною.

Пари продуктів крекінгу і гази регенерації відокремлюються від каталізаторного пилу у відповідних двоступеневих циклонах і поєднуються в збірних камерах, розташованих у верхній частині апаратів 6 і 10. Гази регенерації переходять через паровий котел-утилізатор 9, де їх тепло використовується для вироблення водяної пари. Потім вони очищаються від залишків пилу в електрофільтрі 8 і виводяться в атмосферу через димар (на схемі не показано). Пароподібні продукти крекінгу спрямовуються в нижню відмивально-сепараційну секцію ректифікаційної колони 13. Тут продукти крекінгу розділяються. У нижній частині колони від пари відокремлюється захоплений каталізаторний пил; окрім того, відбувається конденсація важкої частини пари (за рахунок подачі нижнього зрошення насосом 15).

Легкий і важкий газойлі виводяться з відповідних рівнів колони 13 у відпарні колони 19 і 19', потім насосами 18 і 22 прокачуються через теплообмінники 12 і апарати повітряного охолодження 20, після чого виводяться з установки. Частина важкого газойлю подається у вузол змішування з каталізатором (на рециркуляцію).

Зі споду колони 13 насосом 17 суміш важких вуглеводнів з каталізаторним пилом відкачується в шламівідділювач 14. Шлам забирається зі споду апарата 14 насосом 16 і повертається в реактор, а з верху шламівідділювача виводиться ароматизований важкий газойль (декантат).

З верху колони 13 відводяться пари бензину, вуглеводневі гази та водяна пара; вони надходять в апарат повітряного охолодження 20, газоводовідділювач 21, де газ відокремлюється від конденсату бензину і води. Бензин насосом 23 частково повертається в колону 13 як гостре зрошення, а балансова його кількість спрямовується на стабілізацію (для відділення розчинених газів).

У період пуску установки повітря в регенератор подається через топку 4, в якій для його нагрівання під тиском спалюється паливо. У теплообмінниках 12 тепло вихідних потоків використовується для нагрівання первинної сировини, що надходить у секцію гідроочищення.

Режим роботи реакторного блока наведено в табл. 1.2.

Таблиця 1.2. Режим роботи реакторного блока

Показник	Прямотечійний реактор	Реактор-сепаратор	Регенератор
Температура, °С	515–545	490–500	650–700
Тиск, МПа	0,15–0,20	0,15–0,20	0,20–0,30
Швидкість пари, м/с	–	0,4–0,7	0,9–1,0
Масова швидкість подавання сировини, год ⁻¹	18–20	–	–
Витрата пари на сировину, %	0–1,0	–	–
Швидкість суспензії, м/с	6–8	–	–
Густина суспензії, кг/м ³	40–60	400–450	450–500
Швидкість випалювання коксу, кг/(т · год)	–	–	30–50
Витрата повітря на випалювання 1 кг коксу, м ³	–	–	10–12

1.6. УСТАНОВКА РИФОРМІНГУ З РУХОМИМ ШАРОМ ПЛАТИНОВОГО КАТАЛІЗАТОРА

Для проходження процесу платформінгу з рухомим каталізатором, який циркулює між реактором і регенератором, три реактори, виконані у вигляді одного колонного апарата різного діаметра по висоті, розташовують один над одним. Каталізатор з першого (верхнього) реактора переміщується в другий, а з другого в третій. З нижнього реактора каталізатор транспортується в регенератор.

Технологічну схему установки показано на рис. 1.6 [1, с. 67–69]. Сировина насосом 5 подається в продуктивний теплообмінник 6, заздалегідь змішуючись із циркуляційним водневмісним газом, а відтак надходить у змішувач першої секції багатосекційної печі 7. Нагріта до 520 °С газосировинна суміш вводиться в реактор 2.

Проміжне підігрівання реакційної суміші відбувається в змішувачах наступних секцій печі 7. Продукти реакції після виходу з реактора 4 переходять через систему регенерації тепла (теплообмінник 6 і водяний холодильник 8).

На відміну від звичайних схем розділення рідкої та газової фаз відбувається в газосепараторі 9 низького тиску (1 МПа). Газ з апарата 9 компримується компресором 15 до тиску 1,5 МПа, змішується з рідкою фазою, подаваною насосом 11, після чого суміш охолоджується в холодильнику 13 і розділяється в газосепараторі високого тиску 12. Така, обумовлена низьким тиском у реакційній зоні, послідовність сепарації зменшує винесення бензину з водневмісним газом і підвищує вміст водню у газі.

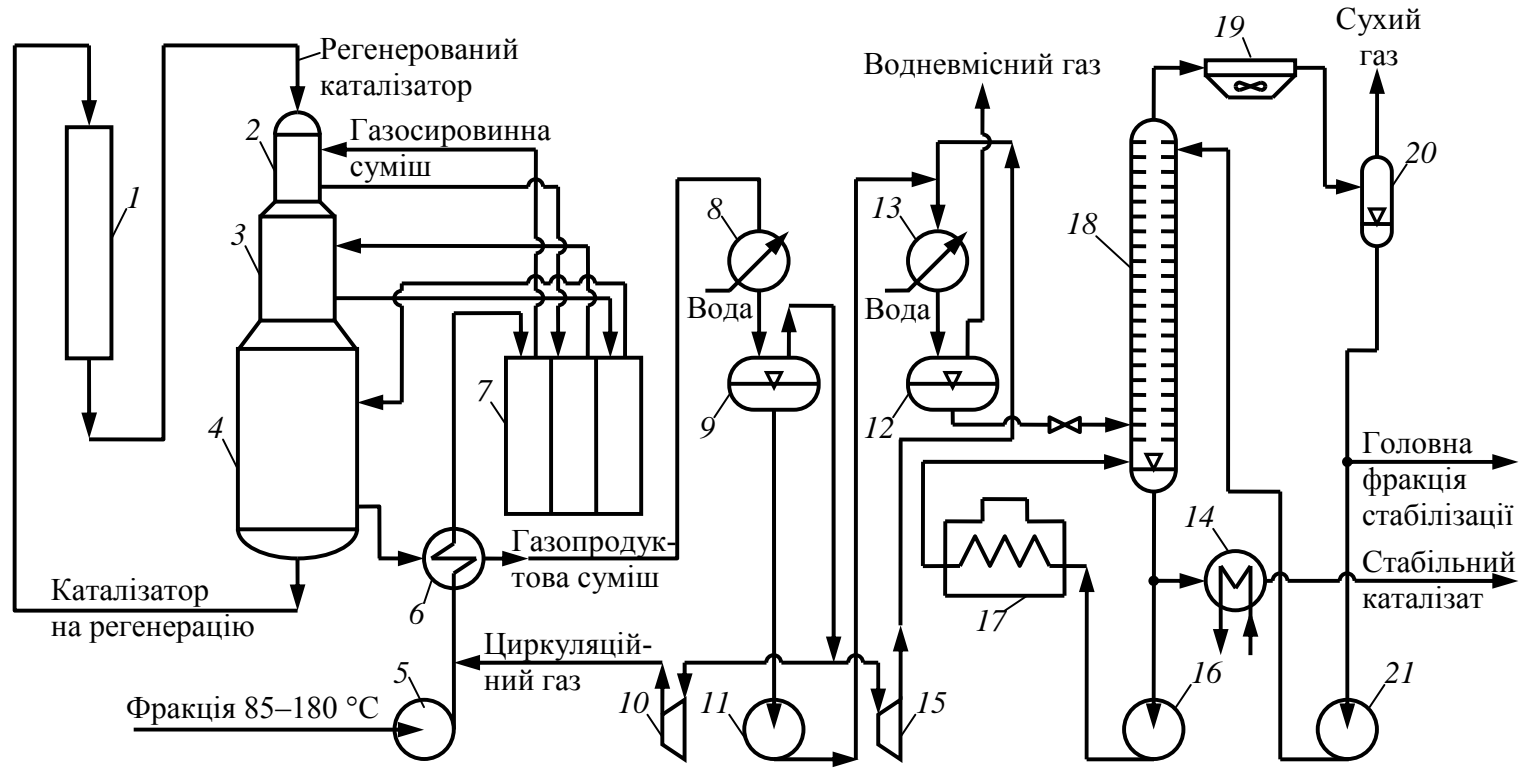


Рис. 1.6. Технологічна схема установки риформінгу з рухомим шаром каталізатора:

1 – секція регенерації; 2-4 – реактори платформінгу; 5, 11, 16, 21 – насоси; 6, 14 – теплообмінники; 7 – багатосекційна піч; 8, 13 – холодильники; 9, 12 – газосепаратори низького та високого тиску; 10, 15 – компресори; 18 – стабілізаційна колона; 17 – трубчаста піч; 19 – апарат повітряного охолодження; 20 – газосепаратор

Водневмісний газ компресором 10 подається в блок гідроочищення сировини (на схемі не показано) і на циркуляцію у вузол змішування із сировиною платформінгу перед теплообмінником 6. Балансова кількість водневмісного газу виводиться з установки.

У колоні 18 відбувається стабілізація каталізатору. Головна фракція стабілізації після охолодження та конденсації в апараті 19 відокремлюється в газосепараторі 20 від сухого газу і подається насосом 21 на зрошення стабілізатора 18, а балансова кількість виводиться з установки. Для підведення тепла в нижню частину стабілізаційної колони 18 служить трубчаста піч 17. Нижній продукт колони 18 – стабільний каталізатор – виводиться з установки через апарат 14.

Зі споду реактора 4 вся маса відпрацьованого каталізатора транспортується в секцію регенерації 1, де й відбувається послідовне випалювання коксу, оксихлорування (для розукрупнення кристалітів платини) і додавання хлоридів (промоторів). Регенований каталізатор після охолодження подається у верхню частину реактора 2.

Використовуваний як транспортувальний газ водень відновлює каталізатор після перебування його в окисному середовищі регенератора. Систему регенерації у разі потреби можна відключити від реактора без порушення режиму роботи установки.

Режим роботи реакторів:

Температура, °С	490–520
Тиск, МПа	1,2–1,3
Об’ємна швидкість подачі сировини, год ⁻¹	1,5–2,0
Кратність циркуляції водневмісного газу, м ³ /м ³ сировини	1500–1800
Розподіл каталізатора по реакторах	1 : 2 : 4

1.7. УСТАНОВКА ГІДРОКРЕКІНГУ З ПСЕВДОЗРІДЖЕНИМ ШАРОМ КАТАЛІЗАТОРА

Процес гідрокрекінгу з трифазним псевдозрідженим шаром каталізатора призначено для перероблення нафтових залишків з високим умістом смол, сірчистих і металоорганічних сполук для отримання малосірчистих нафтопродуктів: бензину, реактивного, дизельного і котельного палив. Як сировину можна використовувати мазут, гудрон, важкі вакуумні газойлі, газойлі коксування, крекінг-залишки, високов’язкі нафти з бітумінозних порід та ін.

Виходи продуктів гідрокрекінгу змінюються в широких межах залежно від якості перероблюваної сировини та глибини процесу. Одна й та ж кількість каталізатора під час роботи в режимі псевдозрідження забезпечує глибину розкладання в середньому на 20–30 % більшу, ніж у стаціонарному режимі, з близькою якістю отримуваних продуктів. За однакової глибини розкладання сировини продуктивність псевдозрідженого шару в три рази вища від продуктивності стаціонарного. Гідрокрекінг дистильотної сировини дозволяє отримувати якісніші продукти, ніж аналогічне перероблення залишкової сировини.

Практика нафтопереробки показує економічну доцільність попереднього облагороджування сировини, що надходить на гідрокрекінг: деасфальтизації, термомоноконтактного крекінгу, деструктивно-вакуумної перегонки і т. ін.

Промислова установка гідрокрекінгу, схему якої показано на рис. 1.7 [1, с. 77–79], містить нагрівально-реакційну секцію (печі, реактори), системи очищення та циркуляції водневмісного газу (газосепаратор високого тиску, колони осушування й очищення, водневий компресор) і блок газо- та погоно-розділювання (сепаратор низького тиску, колони ректифікації гідрогенізату).

Сировина установки змішується з циркуляційним і свіжим водневмісним газом, відтак газосировинна суміш нагрівається послідовно в теплообміннику 6 і змішувачах нагрівальної печі 5. Нагріта суміш надходить у нижню частину реакторів 2 і 3 через розподільні ґрати, що забезпечують рівномірний розподіл рідини і газу в поперечному перерізі реактора. Для створення псевдозрідженого шару в нижню частину реакторів вводять рециркулянт.

Парорідинна суміш після II ступеня реактора 3 охолоджується в теплообміннику 6 та конденсаторі-холодильнику 7 і подається в сепаратор високого тиску 8. Відокремлений від рідкої фази водневмісний газ очищується від сірководню в абсорбері 11, осушується і змішується із сировиною. Для поповнення водню, витраченого на реакції гідрування, у систему постійно вводиться свіжий водневмісний газ.

Тиск рідкого гідрогенізату, що надходить через редуційний клапан 10 у сепаратор низького тиску 13, знижується до атмосферного. Після відділення в сепараторі 13 газоподібних вуглеводнів (і частково сірководню) каталізатор, підігрітий у змішувачах нагрівальної печі 15, спрямовується на ректифікацію у фракціонувальну колону 17.

Паливний газ виводиться із сепаратора 19 зверху. Зі споду відпарювальних колон 20 і 21 відбираються відповідно важкий бензин і середні дистилятні фракції. Вакуумна колона 22 дозволяє одержати важкий газойль і смолистий залишок.

Використовують два типи каталізаторів – мікросферичний та у вигляді гранул розміром близько 0,8 мм. Для перероблення залишкової сировини це алюмокобальтмолібденовий каталізатор, а в разі перероблення дистилятної – алюмонікельвольфрамний.

Технологічний режим процесу:

Тиск у реакційній зоні, МПа	15–20
Температура, °С.....	400–450
Об’ємна швидкість подачі сировини, год ⁻¹	1–3
Кратність циркуляції водневмісного газу, м ³ /м ³ сировини	1000–1200
Витрата каталізатора, кг/м ³ сировини.....	0,08–0,57

Процес гідрокрекінгу в псевдозрідженому шарі набув поширення для отримання «синтетичної» нафти з високов’язких нафт, виділених з бітумінозних пісків.

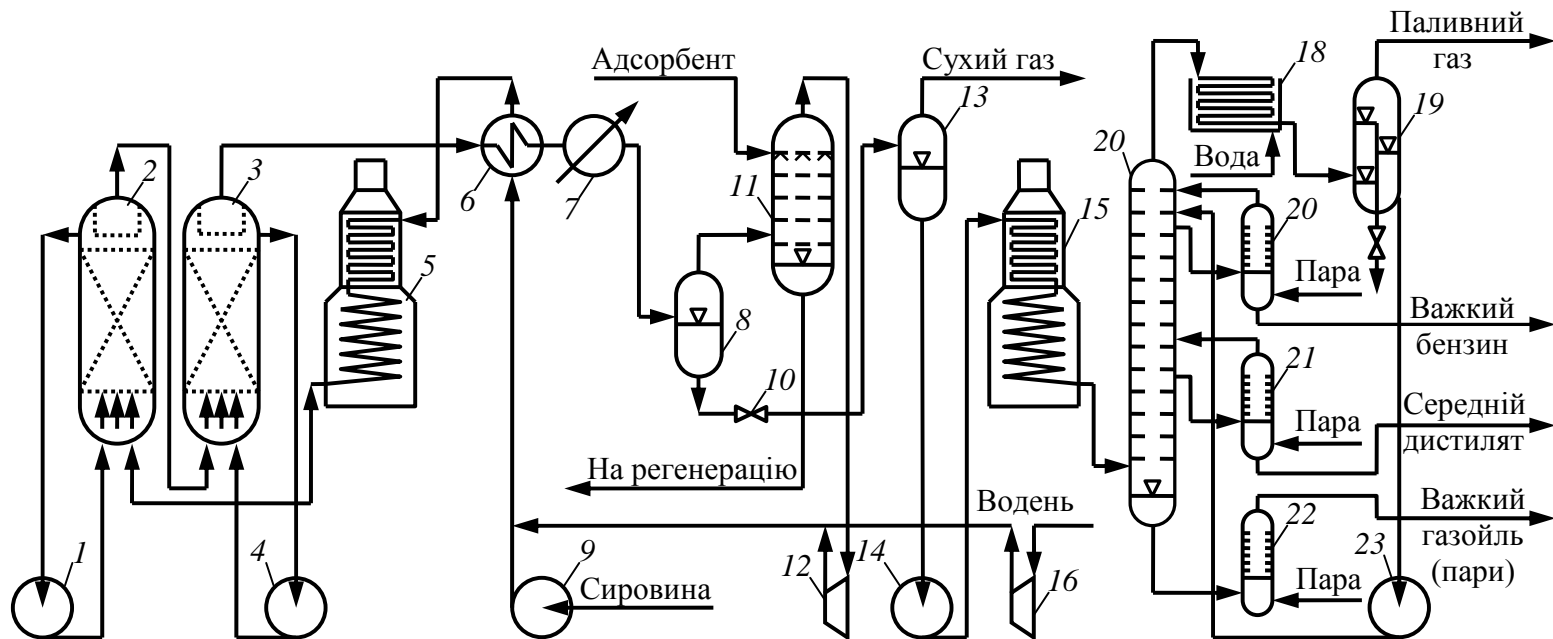


Рис. 1.7. Технологічна схема установки гідрокрекінгу із псевдозрідженим шаром каталізатора:
 1, 4, 9, 14, 23 – насоси; 2, 3 – реактори; 5, 15 – печі; 6 – теплообмінник; 7, 18 – холодильники;
 8, 13, 19 – сепаратори; 10 – редукційний клапан; 11 – абсорбер; 12, 16 – компресори;
 17 – фракціонувальна колона; 20, 21 – відпарні колони; 22 – вакуумна колона

Гідрокрекінг у псевдозрідженому шарі дозволяє переробляти важкі газойлі з установок каталітичного крекінгу, які працюють у режимі псевдозрідження. До особливостей експлуатації установок гідрокрекінгу слід віднести схильність до осмолення та полімеризації сировини, що зберігається в резервуарах, і потребу дотримання заходів безпеки у зв'язку з можливим утворенням токсичних карбонілів металів під час роботи з каталізаторами, що містять нікель, кобальт чи молібден.

Щоб усунути небезпеку каналутворення в реакторах із псевдозрідженим шаром каталізатора, а також поліпшити барботаж та досягти більш ефективного контакту газосировинної суміші з каталізатором, застосовують секціонування. Для регулювання теплового режиму в них використовують також посекційне введення холодного водню.

1.8. УСТАНОВКА ГІДРОКРЕКІНГУ В СТАЦІОНАРНОМУ ШАРІ КАТАЛІЗАТОРА

Процес гідрокрекінгу призначено здебільшого для одержання малосірчистих паливних дистилатів з різної сировини. Зазвичай гідрокрекінгові піддають вакуумні та атмосферні газойлі, газойлі термічного та каталітичного крекінгу, деасфальтизат, рідше – мазути та гудрони для виробництва автомобільних бензинів, реактивних і дизельних палив, сировини для нафтохімічного синтезу, а іноді й зріджених вуглеводневих газів (з бензинових фракцій). Водню в процесі гідрокрекінгу витрачається значно більше, ніж під час гідроочищення тих же видів сировини.

Гідрокрекінг може реалізовуватися за одно- чи двоступеневою схемами на нерухомому (стаціонарному) шарі каталізатора під високим парціальним тиском водню. За технологічним оформленням модифікації процесу різняться переважно застосовуваними каталізаторами. Для виробництва паливних дистилатів із прямогонної сировини зазвичай використовують одноступеневий варіант із рециркуляцією залишку, поєднуючи в реакційній системі гідроочищення, гідрування та гідрокрекінг. Якщо процес двоступеневий, гідроочищення та гідрування сировини проводять на першому ступені, а гідрокрекінг – на другому. В такому разі досягається більш висока глибина перетворення важкої сировини.

Для гідрокрекінгу найбільшого поширення набули алюмокобальтмолібденові каталізатори, а також (на першому ступені) оксиди чи сульфідні нікелю, кобальту, вольфраму, а на другому – цеолітовмісні каталізатори з платиною. Процес гідрокрекінгу – екзотермічний, тож для вирівнювання температури сировинної суміші по висоті реактора передбачено введення холодного водневмісного газу в зони між шарами каталізатора.

Технологічні установки гідрокрекінгу зазвичай складаються з двох основних блоків: реакційного, який включає один або два реактори, та блока фракціонування з різною кількістю дистиляційних колон (стабілізації, фракціону-

вання рідких продуктів, вакуумну колону, фракціонувальний абсорбер тощо). До складу установки часто входить і блок очищення газів від сірководню.

Технологічну схему одноступеневого гідрокрекінгу з отриманням переважно дизельного палива з вакуумного газойлю у стаціонарному шарі каталізатора показано на рис. 1.8 [1, с. 73–77]. Подавана насосом 1 сировина змішується зі свіжим водневмісним і циркуляційним газами, які нагнітаються компресором 8. Газо-сировинна суміш, пройшовши теплообмінник 4 і змішувачі печі 2, нагрівається до температури реакції (420–430 °С) і вводиться в реактор 3 зверху. З огляду на значне тепловиділення в процесі гідрокрекінгу в реактор – у зони між шарами каталізатора – вводять холодний водневмісний (циркуляційний) газ для вирівнювання температур по висоті реактора.

Після виходу з реактора суміш продуктів реакції та циркуляційного газу охолоджується в теплообміннику 4 та холодильнику 5, а відтак надходить у сепаратор високого тиску 6. Тут водневмісний газ відокремлюється від рідини, що з низу сепаратора через редуційний клапан 9 надходить далі в сепаратор низького тиску 10, у якому частина вуглеводневих газів виділяється, а рідкий потік спрямовується в теплообмінник 11, розташований перед проміжною ректифікаційною колоною 15. У колоні під невеликим надлишковим тиском виділяються вуглеводневі гази та легкий бензин, які після охолодження повітрям (апарат 13) проходять через сепаратор 17. Легкий бензин частково повертається в колону 15 у вигляді гострого зрошення, а балансова його кількість через систему «залужнювання» відкачується з установки. Залишок колони 15 розділяється в атмосферній колоні 20 на важкий бензин, дизельне паливо і фракцію понад 360 °С.

Бензин атмосферної колони 20 змішується з бензином проміжної колони 15 і виводиться з установки. Дизельне паливо після відпарної колони 24 охолоджується, «залужнюється» і відкачується з установки. Фракція понад 360 °С у вигляді гарячого потоку, нагрітого у печі 18 до температури 450–480 °С, використовується на споді колони 20, а залишок виводиться з установки. У випадку виробництва оливних фракцій до складу блока фракціонування вводиться також вакуумна колона. Водневмісний газ піддається очищенню водняним розчином моноетаноламіну (C_2H_5O) NH_2 і повертається в систему. Потрібна концентрація водню в циркуляційному газі забезпечується подачею свіжого водню (наприклад, з установки каталітичного риформінгу).

Режим процесу гідрокрекінгу:

Температура, °С:	
першого ступеня	420–430
другого ступеня.....	450–480
Тиск, МПа	15–20
Об'ємна швидкість подавання сировини, год ⁻¹	до 1,5
Кратність циркуляції водневмісного газу, м ³ /м ³ сировини	до 2000
Витрата водню, масова частка (%) на сировину	1,2–4,0

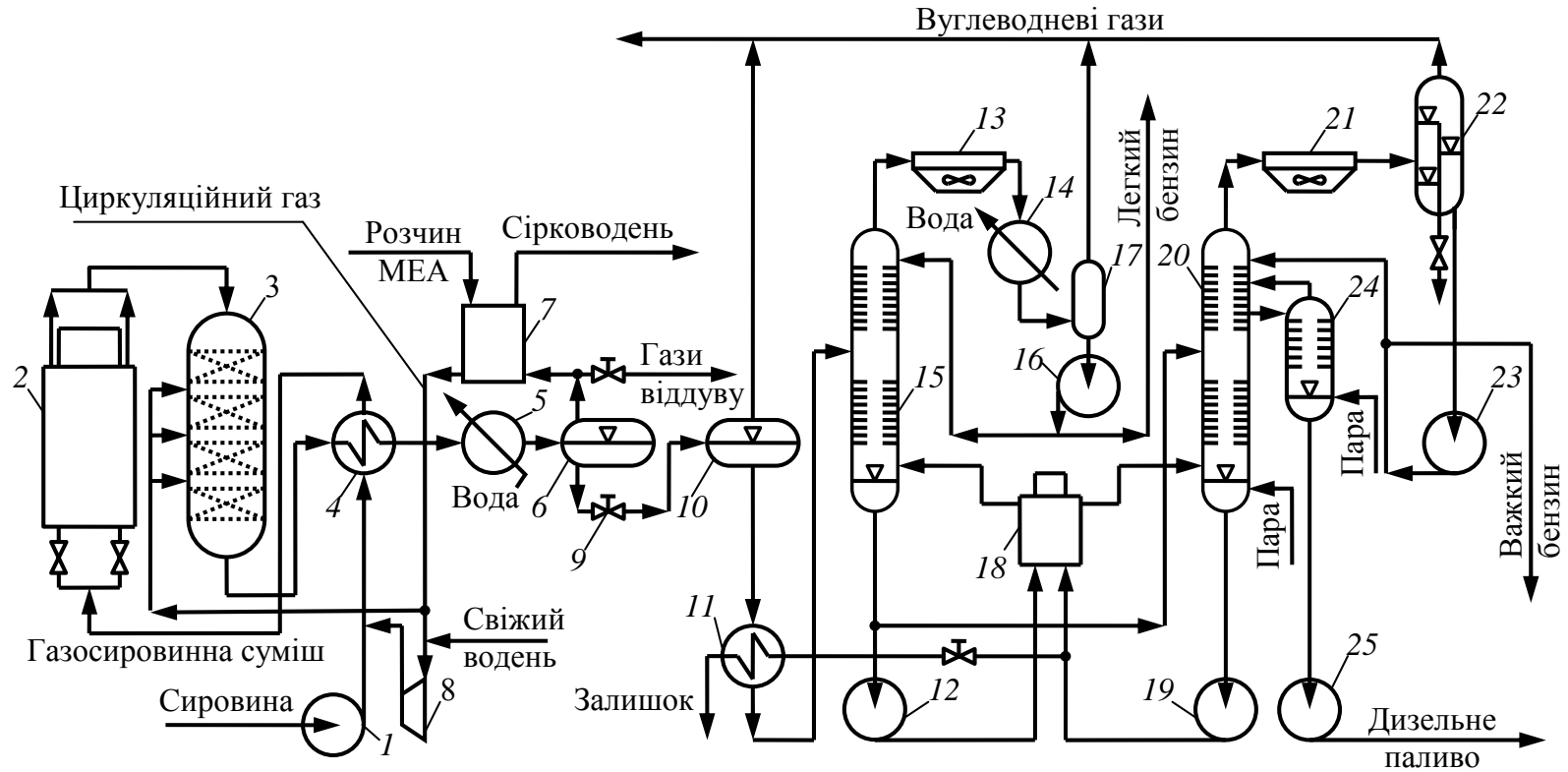


Рис. 1.8. Технологічна схема установки одноступеневого гідрокрекінгу вакуумного газойлю:
 1, 12, 16, 19, 23, 25 – насоси; 2, 18 – трубчасті печі; 3 – реактор; 4, 11 – теплообмінники;
 5, 14 – водяні конденсатори-холодильники; 6, 10, 17, 22 – сепаратори; 7 – блок очищення від сірководню;
 8 – компресор; 9 – редукційний клапан; 13, 21 – апарати повітряного охолодження;
 15, 20 – ректифікаційні колони; 24 – відпарна колона; МЕА – моноетаноламін

Каталізатор регенерують сумішшю повітря й інертного газу; термін експлуатації каталізатора – 4–7 місяців.

Рідкі фракції вуглеводнів C_4 – C_6 містять багато ізопарафінів. Бензини можна використовувати здебільшого як компоненти автомобільних палив або спрямовувати на каталітичний риформінг. Середні дистилятні продукти вирізняються малим вмістом сірки та ароматичних вуглеводнів і мають високі характеристики горіння. Важкий газойль гідрокрекінгу є доброю піролізною сировиною для отримання етилену, а фракції C_5 – $85\text{ }^\circ\text{C}$ та 85 – $193\text{ }^\circ\text{C}$, багаті нафтовими вуглеводами, – як чудова сировина для каталітичного риформінгу, спрямованого на виробництво ароматичних вуглеводів. Легкий газойль зазвичай використовують як компонент дизельного палива.

1.9. УСТАНОВКА ГІДРООЧИЩЕННЯ НАФТОВИХ ОЛИВ

Каталітичне гідродоочищення застосовують здебільшого для зменшення інтенсивності фарбування депарафінованих рафінатів, а також для поліпшення їх стабільності проти окиснення. Одночасно в результаті гідродоочищення знижуються коксівність і кислотність оливи, вміст сірки; температура застигання оливи може підвищуватися на 1 – $2\text{ }^\circ\text{C}$, індекс в'язкості – незначно (на 1 – 2 одиниці), а в'язкість оливи, якщо і зменшується, то мало.

Масова частка виходу гідродоочищеної оливи досягає 97 – 99% від сировини. У відносно невеликих кількостях утворюються побічні продукти – відгін, гази віддуву та технічний сірководень. Масова частка водню, що безпосередньо бере участь у реакції, а також розчиненого в очищеному продукті та відгоні разом з газами віддуву становить $0,2$ – $0,4\%$ від сировини. Витрата технічного водню (свіжого газу), що надходить з установки каталітичного риформінгу, вища: масова частка становить від $0,6$ до $1,4\%$ від сировини, оскільки в цьому газі наявні баластові гази.

Установка гідродоочищення складається з кількох секцій: нагрівальної та реакторної, сепараційно-стабілізаційної, а також секції очищення водневмісного газу від сірководню. Для установок гідродоочищення депарафінованих рафінатів характерне одноразове пропускання сировини через реактор. Водневмісний газ після очищення від сірководню знову приєднується до вихідної сировини і свіжого водневмісного газу, що неперервно вводиться в систему.

Щоб уникнути зниження в'язкості оливи та її температури спалаху, з масляного гідрогенізату прагнуть ретельно видалити розчинені гази та відгін (легкі порівняно з оливою рідкі фракції).

У промисловості набули поширення установки гідродоочищення оливи з високотемпературною (210 – $240\text{ }^\circ\text{C}$) сепарацією основної маси газів від масляного гідрогенізату, яка дозволяє виключити повторне нагрівання гідрогенізату перед видаленням відгону. Технологічну схему однієї з таких установок показано на рис. 1.9 [1, с. 79–82].

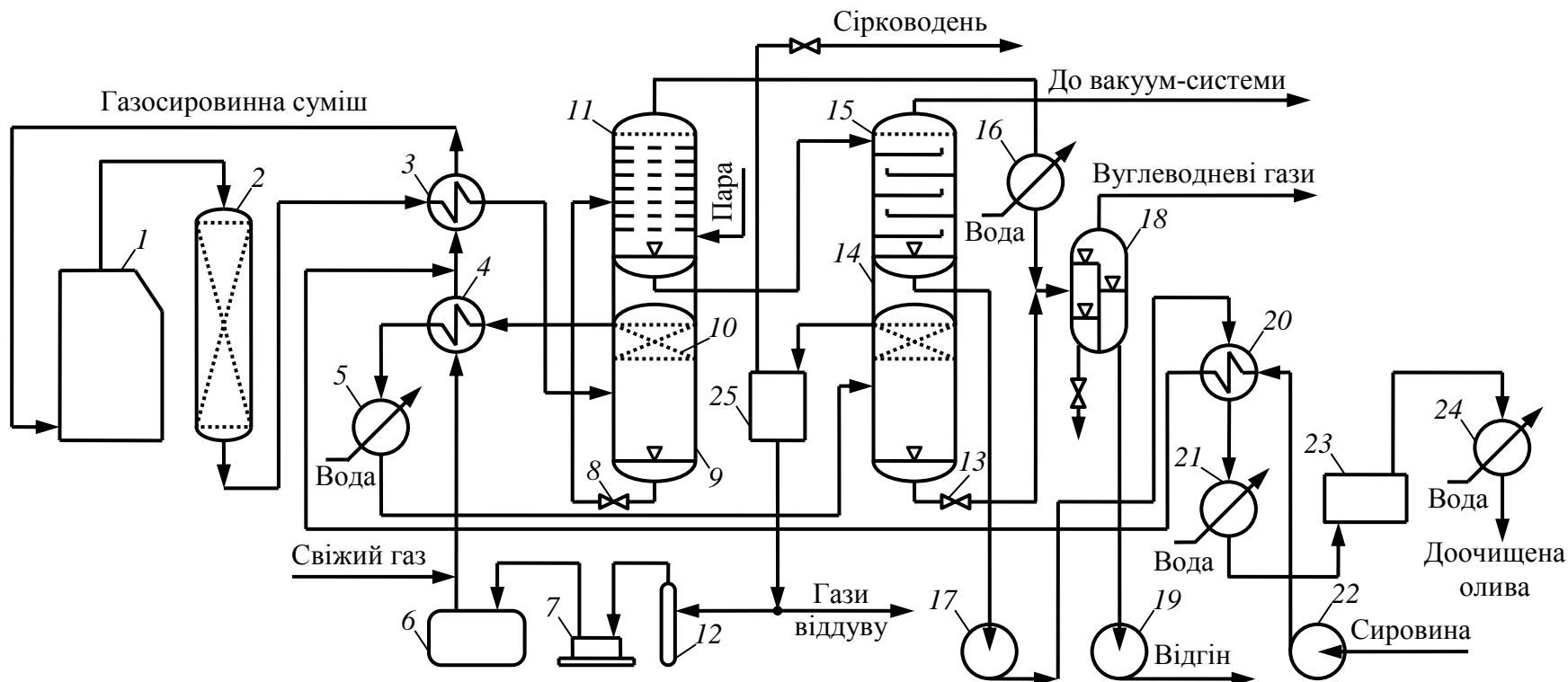


Рис. 1.9. Технологічна схема установки гідродочищення нафтових олів:

1 – трубчаста піч; 2 – реактор; 3, 4, 20 – теплообмінники; 5, 21, 24 – водяні холодильники; 6 – приймач; 7 – компресор;
 8 – редукційний клапан; 9, 14 – високо- та низькотемпературні сепаратори високого тиску; 10 – краплеловлювач насадкового типу; 11 – відпарна колона; 12 – краплевідбійник; 13 – дросельний клапан; 15 – осушувальна колона;
 16 – конденсатор-холодильник; 17, 19, 22 – насоси; 18 – сепаратор; 23 – фільтр; 25 – секція очищення газу

Сировина, що подається насосом 22, проходить через теплообмінник 20 і перед теплообмінником 3 змішується зі заздалегідь нагрітими в теплообміннику 4 газами: свіжим технічним воднем і водневмісним циркуляційним газом, який подається компресором 7. Газосировинна суміш надходить у змішувальну печі 1, а звідти – далі, у заповнений каталізатором реактор 2, у якому і відбувається процес гідродочищення. Рух суміші в реакторі є спадним, шар каталізатора – нерухомим, а оскільки сумарний тепловий ефект реакцій невеликий, то охолоджувальний газ (квенчінг-газ) у середню зону реактора не подається. На цій установці застосовують реактор з одним шаром каталізатора. Основна маса сировини надходить до реактора у рідкому стані, незважаючи на випаровувальну дію супровідного газу.

У високотемпературному сепараторі високого тиску 9, куди спрямовується газосировинна суміш, заздалегідь охолоджена в теплообміннику 3, відбувається розділення суміші. Гарячі гази, остудившись у теплообміннику 4 і водяному холодильнику 5, надходять у низькотемпературний сепаратор високого тиску 14, а нестабільна гідродочищена олива (містить розчинені гази та відгін) через дросельний клапан 8 спрямовується до відпарної колони 11. Тут за рахунок зниження тиску і продування водяною парою очищеного продукту видаляються гази та відгін.

З верху тарільчастої колони 11 суміш газів і пари надходить у водяний конденсатор-холодильник 16. Отримана трифазна суміш (дві рідини і гази) розділяється в сепараторі 18: водяний конденсат, що збирається ліворуч від вертикальної перегородки, виводиться із нижньої частини сепаратора; відгін із правого відсіку сепаратора забирається насосом 19 і видаляється з установки.

Колона 11 працює під невеликим надлишковим тиском. Після виходу з колони 11 оливу для осушення подають у колону вакуумного осушення 15, звідки вона насосом 17 через сировинний теплообмінник 20, водяний холодильник 21, фільтр 23 і доохолоджувач 24 виводиться з установки в резервуар гідродочищеної оливи. У фільтрі 23 олива очищується від каталізаторного пилу та твердих частинок – продуктів корозії. Конденсат, що збирається в невеликих кількостях у низькотемпературному сепараторі високого тиску 14, лінією з дросельним клапаном 13 надходить у сепаратор 18. Водневмісний газ високого тиску, що надходить із сепаратора 14 через краплеловлювач насадкового типу 10, очищується майже за того ж тиску від сірководню регенованим поглиначем у секції очищення газу 25.

Частина очищеного газу (віддув) у разі потреби відводиться у паливну мережу. Основна ж маса газу після краплевідбійника 12 стискається компресором 7 і, пройшовши через приймач 6 і теплообмінник 4, знову змішується із сировиною.

Тривалість роботи каталізатора від 10 до 60 місяців, витрата його 0,01–0,03 кг на 1 т очищеної сировини. Каталізатор регенерують близько 1,5

добу, приблизно такий же час потрібен і для виконання допоміжних операцій. На деяких установках відпрацьований каталізатор не регенерують, а замінюють свіжим.

Режими роботи установки:

Залишковий тиск у колоні вакуумного осушення, кПа 13,3
 Перепад тиску в реакторі, МПа близько 0,1
 Об'ємна швидкість подачі сировини, год⁻¹ 1–3
 Витрата циркуляційного газу на рідку сировину, м³/м³ 300–500
 Об'ємна частка Н₂ у циркуляційному газі, % не менше 75

Температурні режими та тиски в основних апаратах наведено в табл. 1.3.

Таблиця 1.3. Температура і тиск потоків в основних апаратах

Продукт	Температура, °С	Надлишковий тиск, МПа
Газосировинна суміш на вході: у змійовик печі	Понад 160	–
у реактор	280–330	Менше за 4,0
Газопродуктова суміш у сепараторах: високотемпературному	200–230	3,5–3,8
низькотемпературному	Близько 40	3,5–3,8
Гідроочищена олива перед фільтром	Менше за 130	–
у відпарній колоні	190–225	Близько 0,3

1.10. УСТАНОВКА ГІДРООЧИЩЕННЯ ГАСУ З ВИКОРИСТАННЯМ ВИСОКОТЕМПЕРАТУРНОЇ СЕПАРАЦІЇ

Установка гідроочищення, технологічну схему якої показано на рис. 1.10 [1, с. 82–84], забезпечує зниження масової частки сірки в сировині – гасі – з 0,166 до менш ніж 0,001 %. Пропускна здатність установки за сировиною складає 3975 м³/добу; обсяг каталізатора в реакторі – 156 м³, внутрішній діаметр реактора – 3,81 м.

Сировина насосом 4 подається через теплообмінники 8 і 6 у лінію змішування її зі задалегідь нагрітим у теплообмінниках 12 і 5 водневмісним газом. Отримана газосировинна суміш проходить змійовики печі 3 і з тиском 4,2–4,4 МПа та температурою близько 380 °С надходить у реактор 1 з нерухо- мим шаром каталізатора 2. Вийшовши зі споду реактора, газопродуктова су- міш охолоджується послідовно в кип'ятильнику 18, теплообмінниках 5 та 6 і подається в сепаратор 9.

Тут, у високотемпературному (гарячому) сепараторі 9, суміш розділяється за тиску близько 3,8 МПа на рідку і газопарову фази. Рідка фаза, що являє собою гідроочищений гас з розчиненими в ньому газами і фракціями бензину (відгін), після сепаратора 9 піддається фізичній стабілізації в колоні 17.

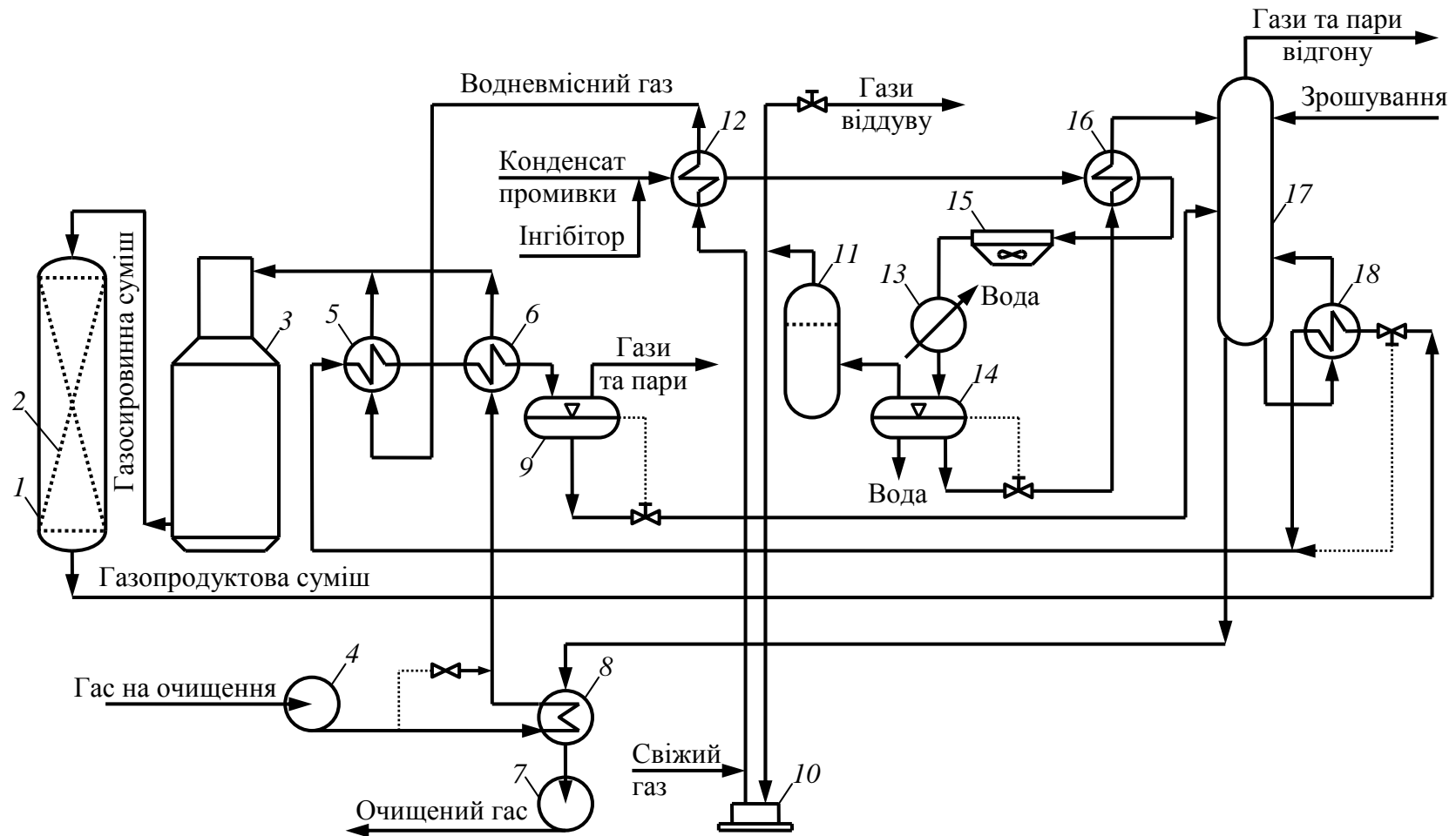


Рис. 1.10. Технологічна схема установки для гідроочищення гасу із застосуванням високотемпературної сепарації:
 1 – реактор; 2 – каталізатор; 3 – трубчаста піч; 4, 7 – насоси; 5, 6, 8, 12, 16 – теплообмінники; 9, 14 – сепаратори;
 10 – компресор; 11 – приймач; 13 – конденсатор-холодильник; 15 – апарат повітряного охолодження;
 17 – стабілізаційна колона; 18 – кип’ятильник

Суміш газів і пари після виходу із сепаратора 9 (за високого тиску) охолоджується в з'єднаних послідовно теплообмінниках 12 і 16. Перед входом у теплообмінник 12 у суміш упорскуються конденсаційна вода та розчин інгібітора корозії, оскільки ділянка від теплообмінника 12 і до конденсатора-холодильника 15 включно найбільш схильна до окиснення (корозії) кислим сульфідом амонію. Бажано, щоб на цій ділянці за температури охолоджувального потоку нижчою за 177 °С швидкість руху суміші не перевищувала 9 м/с.

Підведена з водяного конденсатора-холодильника 13 трифазна суміш розділяється за тиску 3,7 МПа і температури близько 43 °С у низькотемпературному (холодному) сепараторі 14. Відстояний від води вуглеводневий конденсат, що складається переважно з бензинових і легких газових фракцій, після виходу із сепаратора 14 нагрівається в теплообміннику 16 і надходить у стабілізаційну колону 17. Відхідний водневмісний газ із сепаратора 14, пройшовши приймач 11 з краплевідбійником, стискується компресором 10 приблизно до 4,9 МПа і змішується зі свіжим газом – технічним воднем. Після нагрівання в теплообмінниках 12 і 5 суміш газів приєднується до нагрітої сировини. Зі стабілізаційної колони 17 зверху виходять пари відгону та газу, а зі споду – очищений гас. Режим роботи колони витримується таким, щоб одержати продукт з потрібною температурою спалаху. Температура низу цієї колони становить 267 °С, тиск – 0,44 МПа. Перед теплообмінником 12 у потік гарячої газопарової суміші впорскуються вода і розчин інгібітору, при цьому температура суміші знижується до 205 °С. Далі суміш надходить у теплообмінник 12. У гарячому сепараторі 9 газопродуктова суміш розділяється за дещо вищої температури.

Режим роботи установки показано в табл. 1.4.

Таблиця 1.4. Температура і тиск потоків в основних апаратах

Робочі умови	Температура, °С	Надлишковий тиск, МПа
Сировина на вході в теплообмінник 8	70	5,27
Сировина на виході з теплообмінника 5	251	5,03
Водневмісний газ перед змішуванням із сировиною	264	4,77
Газосировинна суміш		
на вході в змійовики печі 3	218	4,64
на вході в реактор 1	374	4,22
на виході з реактора 1	–	4,15
Гаряча газопарова суміш на вході в теплообмінник 12	205	3,83
Суміш – газу, вуглеводневий конденсат, вода – на вході в сепаратор 14	43	3,73
Гідроочищений гас на виході з колони 17	267	0,44
Суміш циркуляційного та свіжого газів у нагнітальній лінії після компресора 10	71	4,92

1.11. УСТАНОВКА КОНТАКТНОГО ДООЧИЩЕННЯ ОЛИВ ВІДБІЛЮВАЛЬНИМИ ГЛИНАМИ

Процес контактного доочищення – завершальна стадія виробництва олив і призначений для поліпшення їхнього кольору та зниження коксівності. В основу процесу покладено здатність природних глин адсорбувати на своїй поверхні різні речовини. За контактного доочищення застосовують тонкодисперсний адсорбент – частки розміром близько 0,1 мм. Цільовий продукт процесу – доочищена базова олива, побічний – відгін (суміш легких оливних фракцій, продуктів розкладання і под.). Відходом є відпрацьована глина, просочена доочищеною оливою, масова частка якої коливається залежно від її в'язкості в межах 15–50 % від адсорбенту; масова частка виходу доочищеної оливи становить 96–98 % від сировини.

Установка доочищення містить секції контактування (основні апарати: холодний змішувач, трубчаста піч, відпарна колона), фільтрування (основні апарати: гарячий змішувач, дискові та рамні фільтри). Технологічну схему установки показано на рис. 1.11 [1, с. 142–144].

Сировина – депарафінована олива – насосом 1 подається через паровий підігрівник 2 у холодний змішувач 3. У змішувачі, обладнаному турбомішалкою, вона змішується з розмеленою глиною, яка транспортується шнековим дозатором. Зі змішувача суспензія насосом 4 через теплообмінник 5 надходить у змійовик печі 6 і далі у випарну колону 7. Для перемішування та видалення легких компонентів у низ колони подається гостра водяна пара.

Виведена зверху колони суміш парів спочатку надходить у конденсатор 9, а потім – у приймач 10. Конденсат із приймача 10 насосом 11 повертається на зрошення в колону 7. Водяна пара конденсується в конденсаторі змішування 12. З колони 7 суспензія оливи з глиною подається насосом 8 через теплообмінник 5 у гарячий змішувач 13, у якому передбачено рециркуляцію частини суспензії.

Секція фільтрування, що обслуговується насосами 14 і 18, має два типи фільтрів: дискові фільтри грубого очищення 15 і рамні фільтри тонкого очищення 19. Зі змішувача 13 насосом 14 суспензія подається спочатку на дискові фільтри 15. Очищена від глини олива через холодильник 16 надходить у приймач 17, звідки насосом 18 подається в рамні фільтри 19. Очищена олива надходить у приймач 20, а звідти – у резервуари зберігання.

Технологічний режим установки:

Температура, °С:

суспензії в холодному змішувачі	70–80
суспензії на виході зі змійовика печі	130–220
у дискових фільтрах	130–170
у рамних фільтрах	70–110

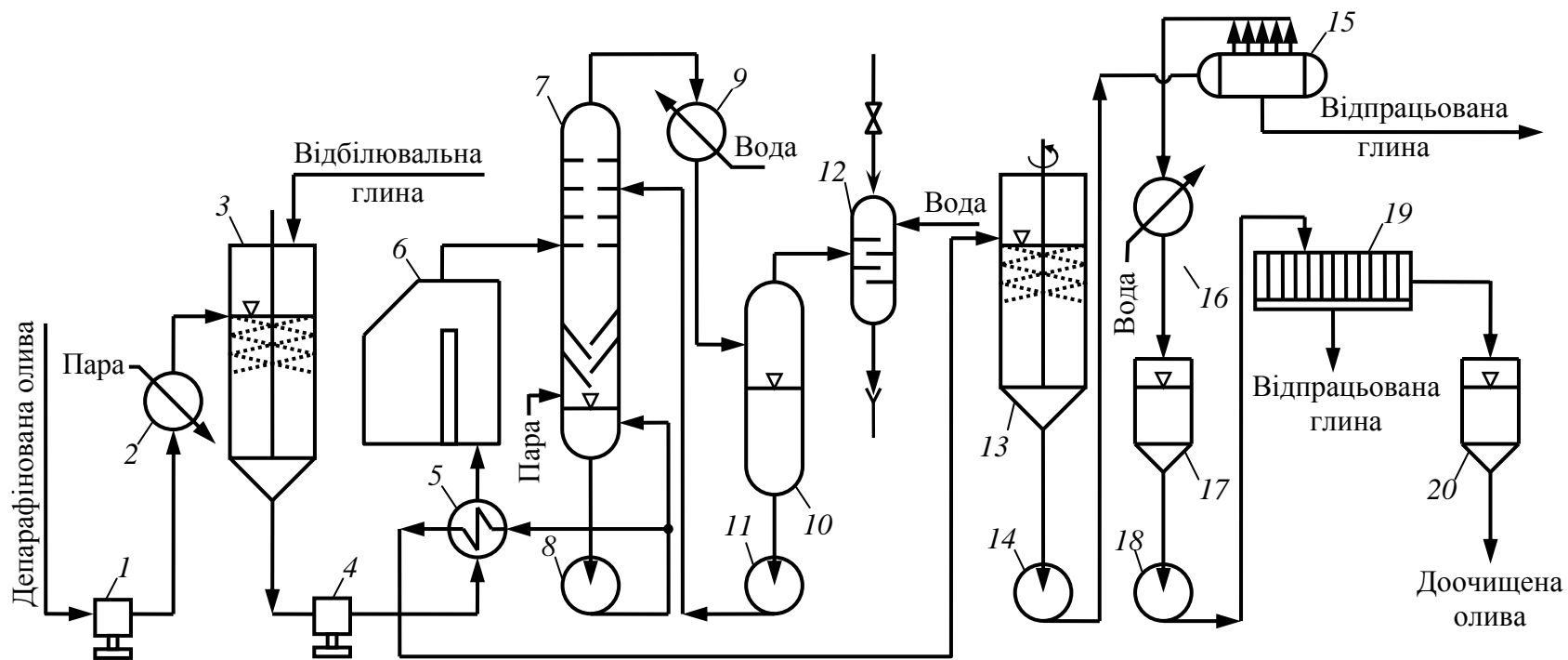


Рис. 1.11. Технологічна схема установки контактної доочищення олив відбілювальними глинами:
 1, 4, 8, 11, 14, 18 – насоси; 2 – підігрівник; 3, 13 – змішувачі; 5 – теплообмінник; 6 – піч; 7 – випарна колона;
 9, 12 – конденсатори; 10, 17, 20 – приймачі; 15, 19 – фільтри; 16 – холодильник

Тиск, МПа:

у дискових фільтрах 0,40

у рамних фільтрах 0,35

Витрата глини (неактивованої), % (масова частка) 5–10

1.12. УСТАНОВКА ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА МИЛЬНИХ ТА ВУГЛЕВОДНЕВИХ МАСТИЛ ПЕРІОДИЧНИМ СПОСОБОМ

Установку призначено для виробництва мастил на милах різних катіонів (металів), одержуваних безпосередньо в процесі виготовлення мастил прямим омиленням¹ природної чи синтетичної жирОВОЇ сировини, а також вуглеводневих мастил через загущення нафтових олив твердими вуглеводнями. Основні секції установки: підготовки сировини та приготування розплаву мильного загусника в дисперсійному середовищі; охолодження і кристалізації розплаву; обробних операцій (гомогенізація, фільтрування та деаерації); розфасовування мастил. Основним апаратом у періодичній технологічній схемі є реактор із перемішувальним скребково-лопатевим пристроєм. У ньому послідовно виконуються операції готування реакційної суміші, омилення, зневоднення, термообробки і часткового охолодження.

Технологічну схему установки періодичного виробництва мильних, а також вуглеводневих мастил показано на рис. 1.12 [1, с. 152–154]. У реактор 1 при працюючому перемішувальному пристрої завантажують приблизно 1/3–1/2 розрахункової кількості дисперсійного середовища (оливи), омилювані компоненти і розрахункову кількість водяного розчину гідроксиду металу. Суміш реагентів нагрівають при працюючих перемішувальних пристроях і циркуляції через гомогенізувальний клапан 6. При цьому відбувається омилення жирОВОЇ основи й утворення мила.

Коли процес омилення закінчується (контролюється за вмістом вільного лугу), температуру суміші підвищують до повного або часткового видалення вологи; реактор на цій стадії підключають до вакуумної системи через конденсатор 8. Кінець видалення вологи контролюють за її вмістом у реакційній суміші. Подальше проведення процесу залежить від типу мастила. Якщо мастило не піддають гомогенізації, то мильно-масляний концентрат охолоджують, подаючи тонкий струмінь залишкового масла за інтенсивного перемішування, після чого мастило спрямовують безпосередньо в тару або в нагромаджувачі 13, 15. Подібним чином готують гідратовані кальцієві мастила; для доохолодження в оболонку (сорочку) реактора подають холодоагент.

Для літєвих, комплексних кальцієвих і їм подібних мастил процес продовжують. Мильно-масляний концентрат за неперервного перемішування нагрівають до температури термообробки (200–250 °С), за якої його витримують від 0,5 до 1,5 год.

¹ Омилення – розкладання органічних сполук водою або лугами.

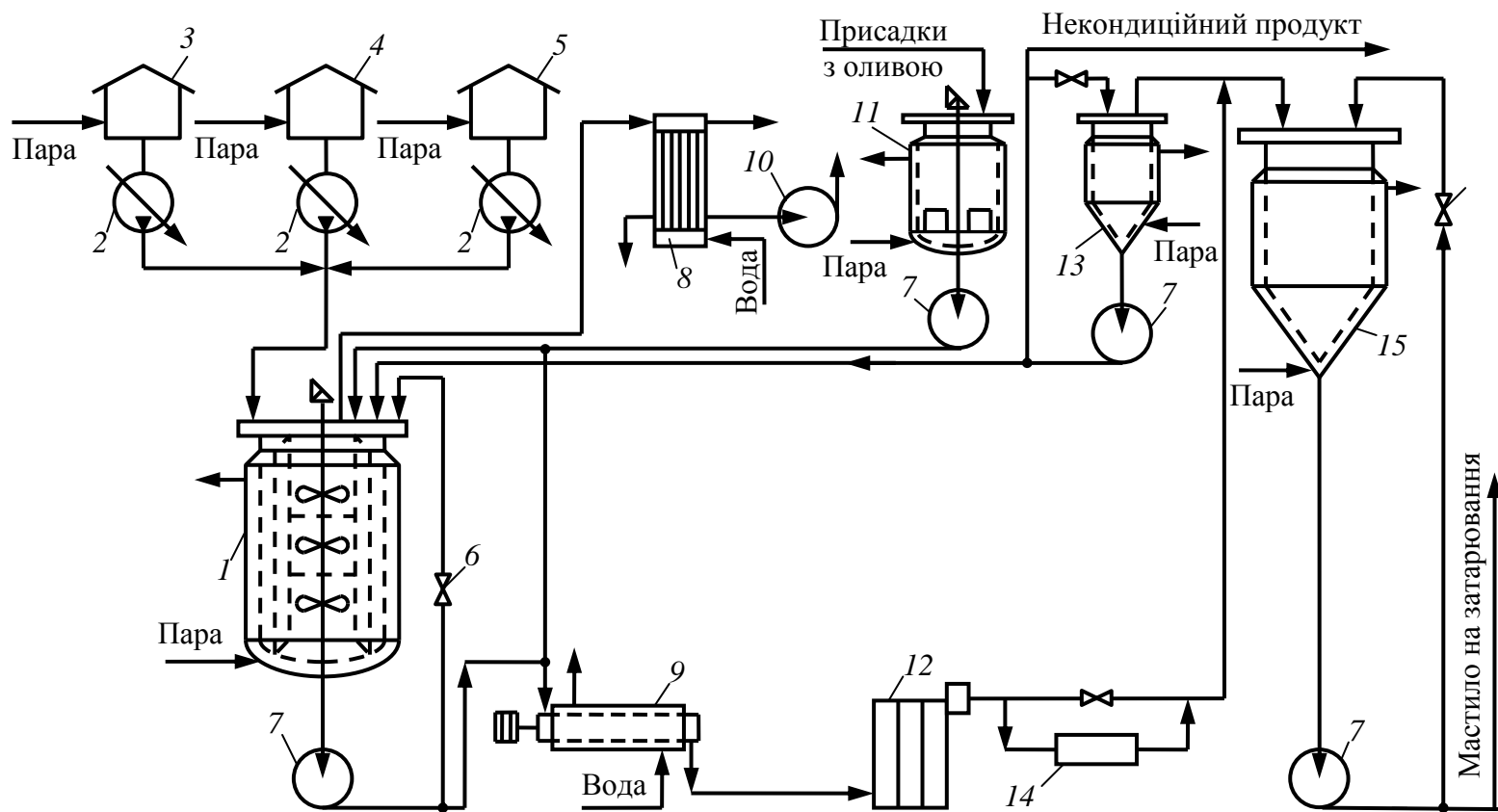


Рис. 1.12. Технологічна схема установки періодичного виробництва масил:

1 – реактор; 2 – дозувальні насоси; 3–5 – сировинні резервуари; 6, 16 – гомогенізувальні клапани; 7 – насоси; 8 – конденсатор; 9 – скребковий холодильник; 10 – вакуумний насос; 11 – змішувач; 12 – установка гомогенізації, фільтрування і деаерації; 13, 15 – збирачі-нагромаджувачі; 14 – пристрій для контролю реологічних властивостей

Потім при працюючому перемішувальному пристрої завантажують залишкову частину оливи, подаючи її тонким струменем, і знижують температуру в реакторі до 175–180 °С. За цієї температури розплав витримують протягом установленого технологічною картою часу (у межах однієї години). Відтак розплав додатково охолоджують до 160–165 °С і дозувальним насосом 2 зі змішувача 11 подають присадки, заздалегідь розчинені в оливній основі. Якщо присадки не термостабільні й не витримують високих температур, то їх уводять після другої стадії охолодження за температури 100–110 °С.

Подальше охолодження мастила до 50–60 °С відбувається в скребковому холодильнику 9, у сорочку якого подається холодоагент – охолоджена до 3–5 °С вода, що циркулює в замкненій системі: *скребковий апарат* → *холодильна установка* → *скребковий апарат*.

Застосування розімкненої системи охолодження можливе тільки за такого глибокого очищення води, за якого вона не забруднюватиме поверхню охолодження. Застосування в замкненій схемі холодоагентом розсолу з температурою до мінус (10–15) °С недоцільне через різке збільшення в'язкості продукту в пристінному шарі, підвищену витрату потужності на привід, а в підсумку – погіршення умов охолодження внаслідок великого виділення тепла дисипації.

Послідовно гомогенізатор через фільтр і деаератор (установка 12) мастило надходить у збирач-нагромаджувач 15, з якого розфасовується в тару. Некондиційний продукт через збирач-нагромаджувач 13 повертається на дороблення або виводиться з установки.

Цикл у періодичній технологічній схемі можна скоротити за рахунок спільної подачі реагентів дозувальними насосами (при цьому перед реактором установлюють додатковий змішувач), а також за рахунок зниження часу зневоднення з підведенням додаткового тепла через теплообмінник, який включається в циркуляційну систему реактора. Періодичний процес універсальний, він дозволяє виробляти на такій установці будь-які мильні та вуглеводневі мастила. Останні отримують у разі роботи тільки першої секції установки: після зневоднення твердих вуглеводнів (парафіну, церезину чи петролатуму) за температури 105–110 °С їх розчиняють в оливі з наступним охолодженням (зазвичай безпосередньо в тарі, чи зливаючи на спеціальний холодильний барабан).

1.13. УСТАНОВКА ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА МАСТИЛ НА МИЛЬНИХ ЗАГУСНИКАХ З ВИКОРИСТАННЯМ КОНТАКТОРА

Більш досконалою є схема виробництва мастил на мильних загусниках (з використанням природних жирів – гліцеридів кислот) періодичним способом із застосуванням на стадії омилення жирів контактора. Установку призначено для виробництва мильних мастил різного типу. Поряд з отриманням мильного

загусника безпосередньо в процесі виробництва мастил (пряме омилення) можна приготувати загусник, катіоном якого є важкі метали (наприклад, свинець) за реакцією подвійного обміну через натрієві мила. Іноді такий процес є періодичним (дво- чи триступеневим).

Установка складається із секцій підготовки сировини та приготування мильної основи; термомеханічного диспергування загусника в дисперсійному середовищі; охолодження розплаву; обробних операцій (гомогенізації, фільтрування і деаерування). Технологічну схему установки показано на рис. 1.13 [1, с. 154–155].

Сировинні компоненти мастил (розплавлені жири, водний розчин – суспензія – гідроксиду металу, дисперсійне середовище – олива) дозувальними насосами 2 у визначених співвідношеннях подаються в контактор 1, який працює за надлишкового тиску до 1 МПа. У контактормі (іноді його називають автоклавом) за підвищеної температури (100–200 °С) залежно від типу мастила протягом 20–40 хв відбувається реакція омилення жирів з утворенням мильно-оливної основи. Контактор обігрівается гарячим теплоносієм, який циркулює через сорочку апарата. Гаряча реакційна суміш з контактора 1 надходить у паралельно (у разі потреби – послідовно) працюючі реактори 7 і 11 зі скребково-лопатевим перемішувальним пристроєм. У цих апаратах мильна основа розбавляється з нагріванням рештою оливи (чи її частиною).

Реактори обладнані системою видалення пари води та її конденсату.

Більшість мильних мастил після термомеханічного диспергування загусника та випарювання води в реакторах 7 і 11 охолоджуються в скребковому холодильнику 13. Розчини чи суспензії домішок (присадки, наповнювачі) залежно від їх призначення, складу та властивостей подаються дозувальним насосом 2 або під час циркуляції розплаву в реактори 7 і 11, або на стадії охолодження – в холодильник 13. Отримане мастило піддається гомогенізації, фільтруванню і деаеруванню на установці 15. Після контролю реологічних властивостей (пристроєм 16) мастило проходить усі наступні стадії (див. рис. 1.12).

У виробництвах мастил на металевих милах за реакцією подвійного обміну в контактормі 1 зазвичай готують натрієве мило, з якого в реакторі 7 у процесі його взаємодії з відповідною водорозчинною сіллю важкого металу одержують потрібне мило. У такому разі мило змішується з оливою в реакторі 11, куди отриманий мильний концентрат надходить після відмивання водорозчинних солей.

У реакторі 11 проводять термомеханічне диспергування загусника в оливі та випаровування води. Після охолодження розплаву мастило піддають обробним операціям і розфасовують.

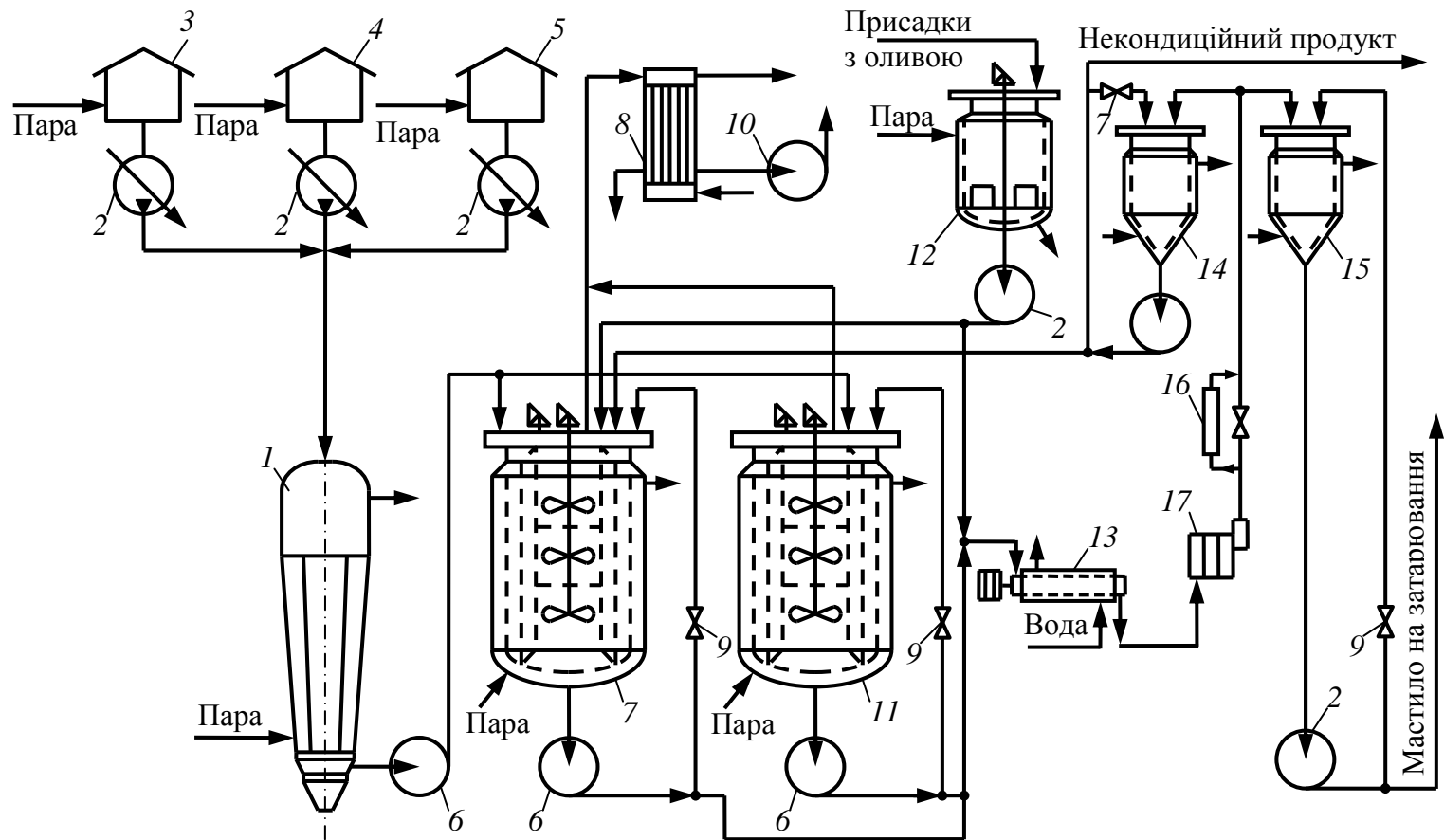


Рис. 1.13. Технологічна схема установки періодичного виробництва масил на мильних загусниках з контактором:

- 1 – контактор; 2 – дозувальні насоси; 3 – 5 – сировинні приймачі; 6 – насоси; 7, 11 – реактори; 8 – конденсатор;
 9 – гомогенізувальні клапани; 10 – вакуумний насос; 12 – змішувач; 13 – скребковий холодильник;
 14, 15 – збирачі-нагромаджувачі; 16 – пристрій для контролю реологічних властивостей;
 17 – установка для гомогенізації, фільтрування та деаерації

1.14. УСТАНОВКА ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА МАСТИЛ НА НЕОРГАНІЧНИХ ЗАГУСНИКАХ

Виробництво мастил на неорганічних (немильних) загусниках (осаджені та пірогенні силікагелі, бентонітові глини тощо) відрізняється від виробництва мильних мастил. Такі мастила готують механічним диспергуванням гідрофобізованих загусників у оливі з використанням змішувачів і гомогенізаторів. У випадку мастил на осадженому силікагелі загусник готують безпосередньо на установці. У виробництві мастил на пірогенному силікагелі використовують готовий загусник, модифікований різними поверхнево-активними речовинами.

Установка складається із секцій змішування компонентів мастила з утворенням однорідної дисперсії та обробних операцій. Технологічну схему установки для виробництва силікагелевого мастила графітол показано на рис. 1.14 [1, с. 159–160].

У змішувач 1 дозувальним насосом 2 подають базову оливу, вмикають перемішувальний пристрій та обігрівання апарата. Потім через дозатор 5 завантажують першу порцію (масова частка від розрахункової кількості – 80 %) модифікованого аеросилу. Завантаження ведеться порціями впродовж 8 год, причому маса порції поступово зменшуються від 5 до 1 кг.

Суміш оливи та загусника перемішується і циркулює в системі: змішувач 1 – насос 4 – змішувач 1. Після загушення оливи аеросилом суміш зі змішувача 1 насосом 4 перекачують у змішувач 9, куди дозатором 5 завантажують графіт. Температуру суміші підвищують до 105 °С і видаляють вологу, яка потрапила з вихідними компонентами, підключаючи змішувач 9 до вакуумного насоса 11 через конденсатор 10. Потім у змішувач 9 завантажують решту (20 %) загусника. Суміш перемішується і циркулює до отримання однорідної маси.

Після цього вона піддається гомогенізації, фільтруванню та деаерації на установці 13. Готове мастило перекачують у збирач-нагромаджувач 15, у циркуляційному контурі якого встановлено гомогенізувальний клапан 7. Зі збирача-нагромаджувача мастило, якщо воно задовольняє технічні умови (це контролюється пристроєм контролю реологічних властивостей 14), насосом 4 подається на затарювання й пакування.

Некондиційний продукт скупчується у збирачу-нагромаджувачі 12, звідки надходить для перероблення або виводиться з установки.

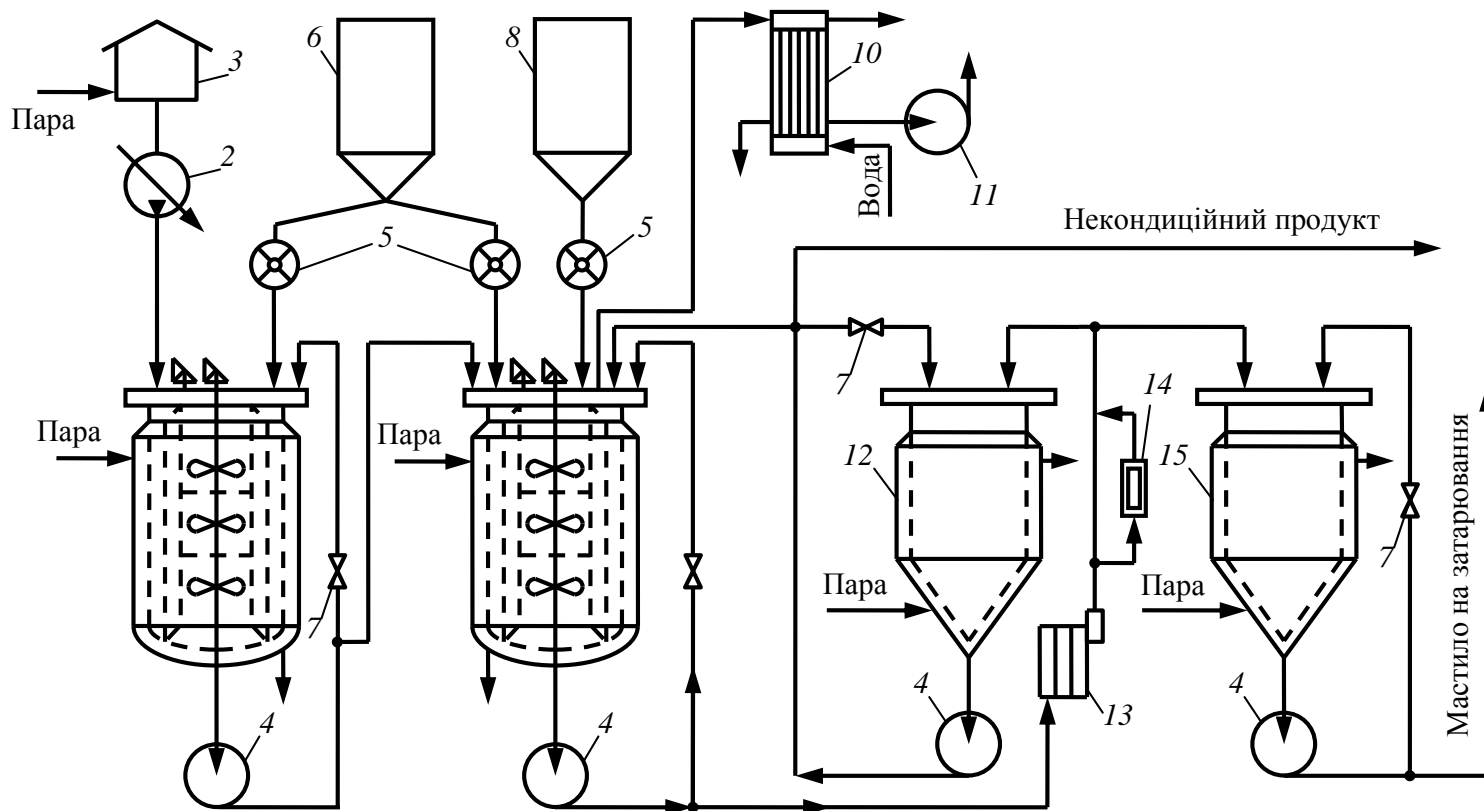


Рис. 1.14. Технологічна схема виробництва мастил на немильних загусниках:
 1, 9 – змішувачі; 2 – дозувальний насос; 3, 6, 8 – сировинні приймачі; 4 – насоси; 5 – дозатори; 7 – гомогенізувальні клапани;
 10 – конденсатор; 11 – вакуумний насос; 12, 15 – збирачі-нагромаджувачі; 13 – установка для гомогенізації,
 фільтрування та деаерації; 14 – пристрій для контролю реологічних властивостей

1.15. УСТАНОВКА ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА МАСТИЛ НА СУХИХ МИЛАХ НАПІВНЕПЕРЕРВНИМ СПОСОБОМ

На сухих милах у промислових умовах готують натрієві, літієві й алюмінієві мастила. Процес полягає в термомеханічному диспергуванні мильного загусника в дисперсійному середовищі до утворення однорідного розплаву з наступним охолодженням і обробними операціями.

Схему установки із застосуванням технологічного устаткування та пристроїв для контролю якості напівпродуктів і готового мастила на потоці показано на рис. 1.15 [1, с. 157–158].

Установка напівнеперервного виробництва поєднує переваги періодичного і неперервного способів, враховує специфіку виробництва мильних мастил і забезпечує максимально можливу продуктивність за оптимальної якості готової продукції. Призначенням установки є виробництво мильних мастил будь-якого типу на основі стеаринової та 12-оксистеаринової кислот, на природних і синтетичних жирах. Як дисперсійне середовище використовують нафтові та синтетичні оливи, а також їхні суміші (залежно від застосування мастил і вимог до них).

Основними секціями установки є секції підготовки сировини та приготування зволоженої мильно-оливної реакційної суміші; випарювання води та термомеханічного диспергування загусника в оливі; охолодження та кристалізації розплаву; обробних операцій.

Підготовані сировинні компоненти подаються з приймачів 3–5 дозувальними насосами 6 у реактори 1 з високообертливими мішалками, які забезпечують інтенсивне перемішування малов'язкої суспензії. Омилену реакційну суміш, яку готують в одному з паралельно діючих реакторів 1, подають дозувальними насосами 6 у випарний апарат 9.

Тут у вакуумі суміш повністю зневоднюється (у разі потреби) за рахунок багаторазової циркуляції суміші через теплообмінник 11. Уміст вологи контролюють вологоміром 12. Із циркуляційного контуру зневоднену суміш насосом 6 через скребковий (з огляду на високу в'язкість зневодненого продукту) нагрівник 14 перекачують для термообробки в реактор 15.

У реакторі 15, обладнаному скребково-лопатевим перемішувальним пристроєм, мастило витримують заданий технологічною картою час за температури термообробки (200–250 °С). Потім за працюючого перемішувального пристрою в апарат накачують частину залишкової оливи, температуру суміші знижують до 175–185 °С, і за цієї температури провадять ізотермічну кристалізацію.

У разі потреби мастило частково охолоджують (до 160–165 °С), після чого насосом 6 зі змішувача 16 вводять присадки. Подача концентрату присадок можлива і після першої стадії охолодження в холодильнику 17.

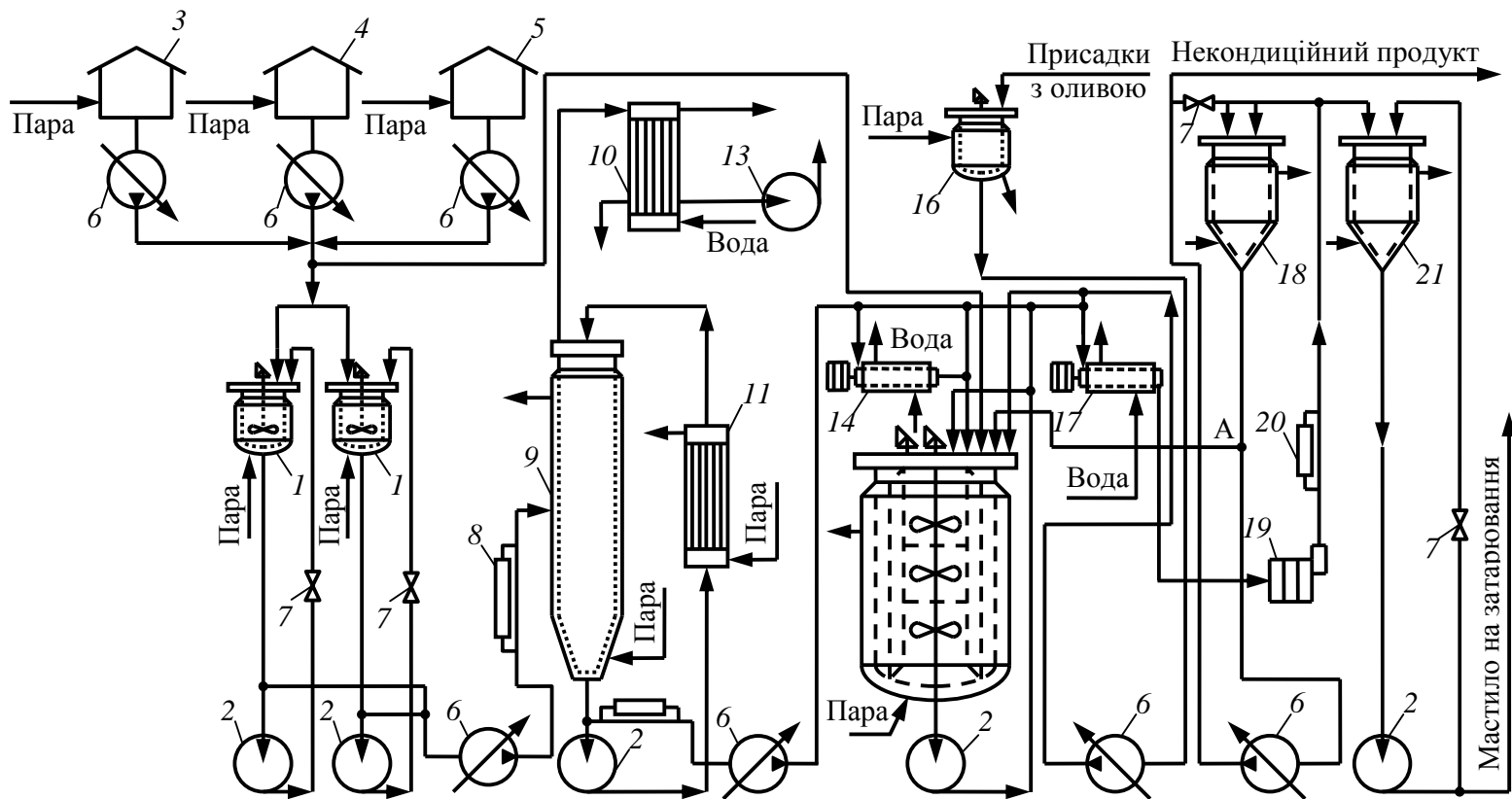


Рис. 1.15. Технологічна схема установки для напівнеперервного виробництва мастил на мильних загусниках:
 1, 15 – реактори; 2 – насоси; 3–5 – сировинні приймачі; 6 – дозувальні насоси; 7 – гомогенізувальні клапани;
 8 – рН-метр; 9 – випарний апарат; 10 – конденсатор; 11 – трубчастий теплообмінник; 12 – вологомір; 13 – вакуумний насос;
 14 – скребковий нагрівник; 16 – змішувач; 17 – скребковий холодильник; 18, 21 – збирачі-нагромаджувачі;
 19 – установка для гомогенізації, фільтрування та деаерації; 20 – пристрій для контролю реологічних властивостей

На цьому періодичний цикл у реакторі 15 закінчується, і вміст реактора 15 дозувальним насосом 6 подається в скребковий холодильник 17, з нього – на установку 19 (для гомогенізації, фільтрування та деаерації), а потім – у збирач-нагромаджувач готового мастила 21. Якість мастила контролюють за допомогою пристрою для вимірювання реологічних властивостей мастил у потоці 20. Некондиційне мастило збирається в нагромаджувачі 18, звідки воно може надходити для додаткового оброблення.

1.16. БІТУМНА УСТАНОВКА НЕПЕРЕРВНОЇ ДІЇ КОЛОННОГО ТИПУ

Бітумну установку неперервної дії колонного типу призначено для отримання окиснених нафтових бітумів. Як сировину використовують гудрони, -півгудрони, асфальти деасфальтизації нафтових залишків, залишки термічного крекінгу і їх суміші, а для важких нафт – мазути (залишки з температурою кипіння вищою за 350 °С). Продуктами є дорожні, будівельні, покрівельні та спеціальні в'язкі бітуми з температурою розм'якшення (за кільцем і кулькою) до 100 °С і глибиною проникання голки (100 г, 5 с) за температури 25 °С близько нуля.

Установка включає такі основні секції [1, с. 160–162]: підготовки сировини до потрібної температури (під час перероблення гудрону, що надходить безпосередньо з вакуумної установки, необхідно його охолоджувати до потрібної температури з використанням тепла на нагрівання нафти в теплообмінниках); окиснення в колонах (реактори колонного типу неперервної дії); конденсації парів нафтопродуктів, води, низькомолекулярних альдегідів, кетонів, спиртів і кислот, а також їх охолодження; спалювання газоподібних продуктів окиснення.

Технологічну схему установки показано на рис. 1.16.

Сировина – гудрон – з нижньої частини вакуумної колони (на схемі не показано) подається в теплообмінники 1 і далі надходить у верхню частину окисної колони 4 (на 1 м нижче від рівня продукту). У нижню частину окисної колони компресором 3 через повітряний ресивер 2 подається стиснене повітря (через маточник). Гудрон рухається донизу, а повітря вверх, і за їх тісного контакту відбувається процес окиснювання сировини.

У результаті окиснення оливи переходять у смоли, смоли – в асфальтени. Кисень повітря, взаємодіючи з воднем, що міститься в сировині, утворює водяну пару. Зростаюча втрата водню супроводжується полімеризацією сировини та її загущенням.

Основна частина кисню виноситься з відхідними газами у вигляді пари води, а решта – у вигляді діоксиду та оксиду вуглецю чи інших сполук. Хімічно зв'язаний кисень в окисненому бітумі розподіляється так: від 40 до 60 % (масова частка) у вигляді складноефірних груп (–COOR), решта – приблизно нарівно між гідроксильними (–OH), карбоксильними (–COOH) і карбонільними (–CO) групами.

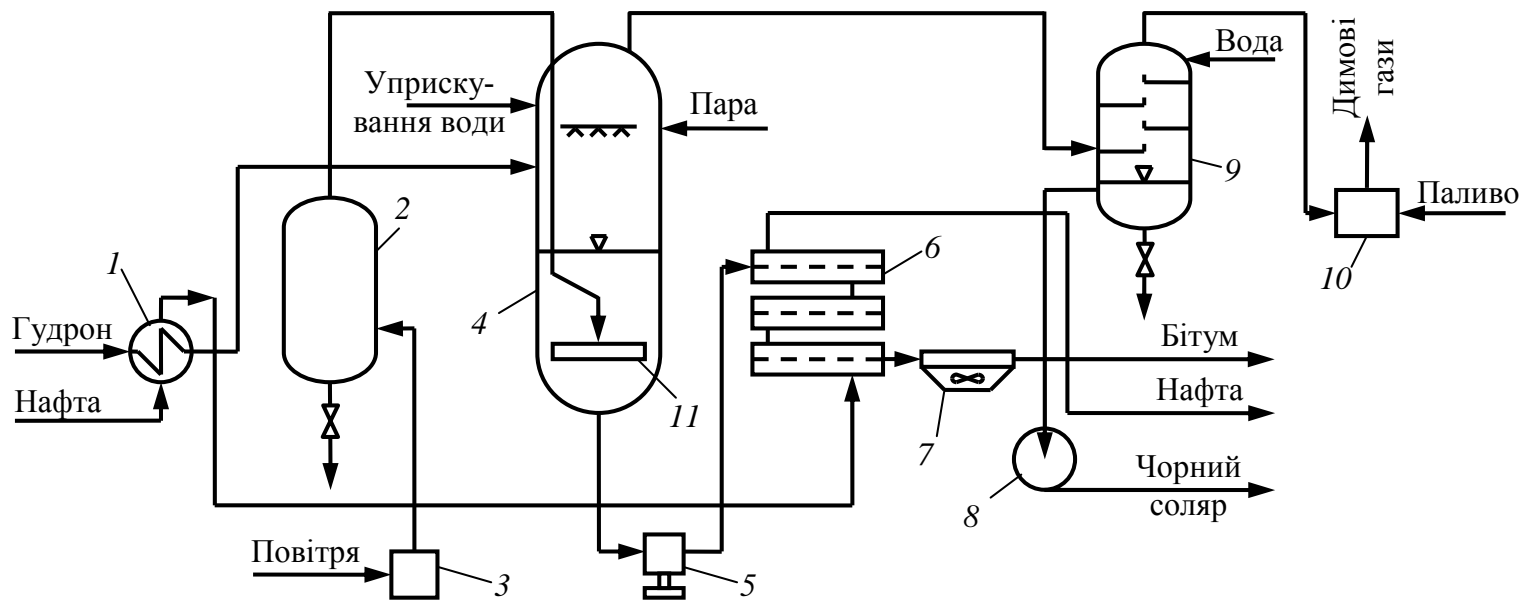


Рис. 1.16. Технологічна схема бітумної установки колонного типу неперервної дії:
 1, 6 – теплообмінники; 2 – повітряний ресивер; 3 – компресор; 4 – реактор колонного типу; 5, 8 – насоси;
 7 – апарат повітряного охолодження; 9 – конденсатор змішування; 10 – топка; 11 – маточник

Передбачається можливість подавання води на верхню – парову – частину колони для знімання тепла реакції додатково до зниження температури сировини на вході в колону та використання тепла реакції на нагрівання сировини. На верх колони можна також подавати водяну пару для зниження концентрації кисню в газоподібних продуктах.

Відпрацьоване повітря, газоподібні продукти окиснення залишають колону зверху і надходять у нижню частину конденсатора змішування 9. Там ця суміш рухається знизу вгору назустріч воді, яка конденсує частину парів нафтопродуктів, води та парів кисневмісних сполук.

Конденсат з нижньої частини конденсатора 9 видаляється, а нафтопродукти у вигляді так званого «чорного соляру» уловлюються в пастці або відкачуються безпосередньо з апарата насосом 8 у збирач палива. «Чорний соляр» використовують як компонент топкового мазуту.

Несконденсована частина – азот, оксид і діоксид вуглецю, сліди кисню – надходить у топку 10 для спалювання. Утворювані димові гази через витяжну трубу виводяться в атмосферу.

Готовий бітум насосом 5 забирається зі споду окисної колони 4 через теплообмінники 6 бітум – нафта й апарат повітряного охолодження 7 у бітумороздавальники. Для підвищення адгезійних властивостей дорожніх бітумів можна вводити поверхнево-активні речовини масовою часткою до 5 % – дозування в потоці, потім його змішування в потоці та мішалці (на схемі не показано).

Якщо потрібно одночасно виробляти бітуми різних марок, на установці монтують до п'яти окисних колон, які працюють самостійно. На кожній колоні отримують товарний бітум відповідної марки. Інші секції установки – підготовки сировини, конденсації пари та спалювання газоподібних продуктів окиснення – можуть бути загальними.

Для захисту навколишнього середовища передбачено піч для допалювання несконденсованих газоподібних продуктів окиснювання, встановлюють апарати повітряного охолодження.

Технологічний режим установки:

Температура в колоні, °С	
сировини (на вході).....	140–200
рідкої фази в нижній частині	240–270
рідкої фази в середній частині	240–270
у верхній частині (газовому просторі).....	180–210
Температура товарних бітумів на виході з холодильника, °С ...	180–220
Тиск надлишковий у колоні, МПа.....	0,005–0,30
Витрата сировини, т/год	20–60

Для безпеки експлуатації установки передбачають пристрої автоматичного блокування, за допомогою яких окиснювальний процес зупиняється (при-

пинається подача стисненого повітря) у таких випадках: перевищення граничнодопустимої (270 °С) температури рідкої фази в окисній колоні; зниження менш ніж 15 °С різниці температур між рідкою та паровою фазами; перевищення норми (масова частка 4–5 %) вмісту кисню в газоподібних продуктах окиснення та збільшення тиску в окисній колоні понад допустимі значення. Передбачено також монтаж на окисній колоні запобіжних клапанів і подавання в разі потреби в цю колону водяної пари.

1.17. БІТУМНА УСТАНОВКА З РЕАКТОРОМ ЗМІЙОВИКОВОГО ТИПУ

На бітумній установці з реактором змієвикового типу одержують окиснені нафтові бітуми. Сировиною є гудрони та півгудрони, а для важких нафт – залишки вище за 350 °С – мазути. Основні секції установки – нагрівання сировини в змієвоцику печі; реакторний блок (реактор змієвикового типу); розділення газової та рідкої фаз; конденсації й охолодження парів нафтопродуктів і води; сепарації; спалювання газоподібних продуктів окиснення. Технологічну схему установки показано на рис. 1.17 [1, с. 162–164].

Сировина (гудрон) забирається поршневим насосом 1 з резервуара (на схемі не показано) і подається в змієвоцику трубчастої печі 2 для нагрівання до температури 260–270 °С. Потім сировина надходить у збирач 3 (можливий варіант схеми без збирача). Звідси вона забирається поршневим насосом 4 і подається у змішувач 5. Туди ж поршневим насосом 9 подають рециркуляційний окиснений продукт і через ресивер 7 – стиснене до 0,7– 0,8 МПа повітря від компресора 8.

Отримана суміш зі змішувача 5 спрямовується у реактор 6, який являє собою змієвоцику з вертикальних труб завдовжки 150–400 м. Процес окиснювання сировини киснем повітря починається в змішувачі 5 (у пінній системі) і продовжується в змієвоцику реактора 6. Для знімання тепла екзотермічної реакції окиснювання в міжтрубний простір реактора 6 вентилятором подається повітря. Суміш продуктів реакції з реактора 6 надходить у випарник 10, де гази відокремлюються від рідини. Відпрацьоване повітря, газоподібні продукти окиснення, пари нафтопродуктів і води спрямовуються через апарат повітряного охолодження 11 у сепаратор 14.

Зверху сепаратора відпрацьоване повітря, газоподібні продукти окиснення і несконденсована частина парів нафтопродуктів та води відводяться в топку 16 для допалювання газів окиснення перед викидом їх в атмосферу.

Сконденсована основна частина парів нафтопродуктів (відгін або «чорний соляр») збирається в нижній частині сепаратора 14, звідки відцентровим або поршневим насосом відводиться через холодильник у збирач палива (на схемі не показано). «Чорний соляр» використовують як компонент топкового мазуту.

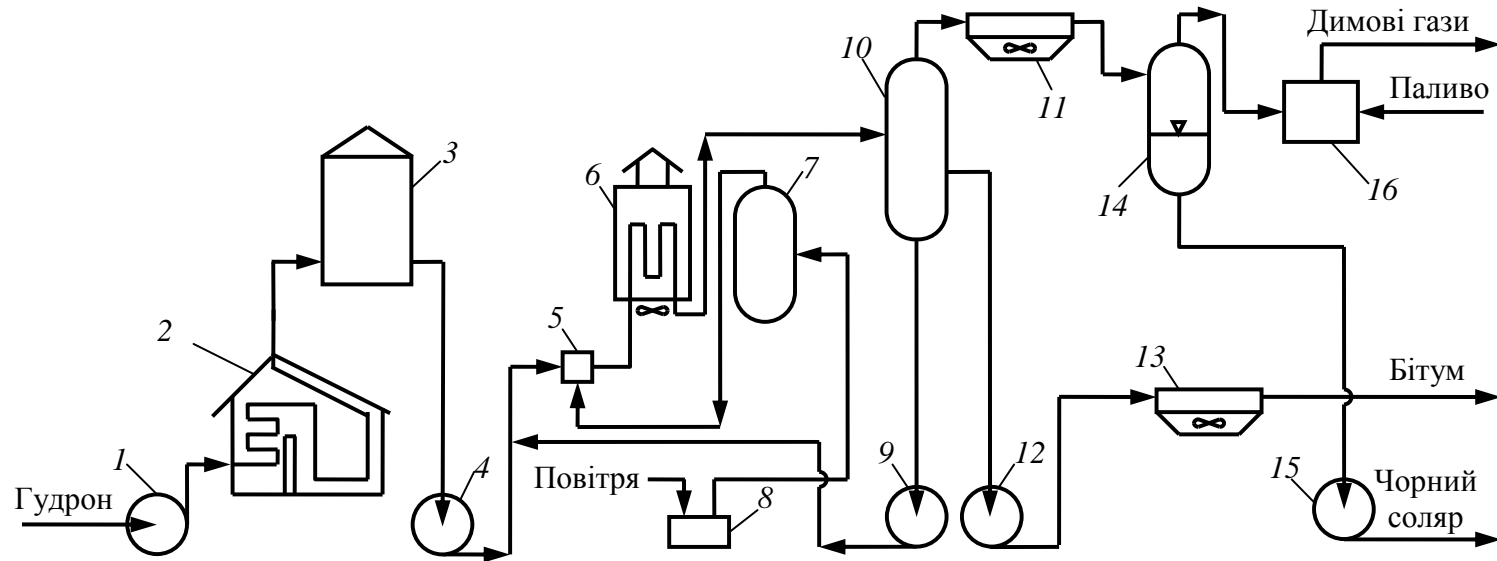


Рис. 1.17. Технологічна схема бітумної установки з реактором змієвикового типу окиснювання сировини в пінному стані:
 1, 4, 9, 12, 15 – насоси; 2 – піч; 3 – збирач; 5 – змішувач; 6 – реактор; 7 – повітряний ресивер; 8 – компресор;
 10 – випарник; 11, 13 – апарати повітряного охолодження; 14 – сепаратор; 16 – топка

У випарнику 10 нагромаджується окиснений бітум. З низу випарника 10 бітум забирається поршневим насосом 9 і подається як рециркулянт у змішувач 5. Коефіцієнт рециркуляції залежить від марки одержуваного товарного бітуму. Надлишок окисненого бітуму забирається поршневим насосом 12 і спрямовується через апарат повітряного охолодження 13 у приймачі бітуму (бітумороздавальники).

Технологічний режим установки:

Температура, °С	
сировини на виході зі змійовика печі	260–270
продуктів реакції на виході з реактора.....	270–275
бітуму після холодильника	170–200
Коефіцієнт рециркуляції (за масою)	(3–8) : 1
Тиск надлишковий, МПа	
стисненого повітря.....	0,7–0,8
на вході в реактор	0,6–0,7
у випарнику	0,15–0,20
Тривалість перебування суміші у реакційній зоні, хв	15–30
Лінійна швидкість руху суміші в змійовику реактора, м/с	6–8
Допустима швидкість руху пари, м/с, не більше:	
у вільному перетині випарника	0,12
у сепараторі	0,3

Для підвищення адгезійних властивостей дорожніх бітумів передбачається введення до 5 % поверхнево-активних речовин у потік готового продукту після холодильника (на схемі не показано). Для захисту навколишнього середовища передбачено піч для допалювання несконденсованих газоподібних продуктів окиснення та апарати повітряного охолодження.

1.18. УСТАНОВКА ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА ТЕХНІЧНОГО ВУГЛЕЦЮ ТЕРМІЧНИМ РОЗКЛАДАННЯМ

Процес призначено для одержання технічного вуглецю термічним розкладанням вуглеводнів в умовах неповного турбулентного горіння. Цільовим продуктом процесу є технічний вуглець – порошкоподібна речовина, що складається із субмікроскопічних вуглецевих частинок, близьких до сферичної форми (розміром від 9 до 600 нм), зв'язаних у більш-менш розгалужені ланцюжки (структури). Отримані таким чином марки технічного вуглецю застосовують переважно для виготовлення шин і гумових технічних виробів.

Сировиною є суміші рідких продуктів нафтового (об'ємна частка складає 60 – 70 %) і кам'яновугільного (30–40 %) походження. Із продуктів нафтопереробки найбільш широко застосовують термогазойль, зелену оливу, екстрак-

ти газойлів каталітичного крекінгу, а з продуктів коксохімії – антраценову оливу, хризенову фракцію та пековий дистилат. Сировина являє собою вуглеводневі фракції, що википають за температури понад 200 °С й утримують значну кількість ароматичних вуглеводнів (масова частка 60–90 %). Застосувану сировину контролюють за такими показниками: густиною, індексом кореляції, показником заломлення, в'язкістю, вмістом сірки, вологою та механічними домішками, коксівністю.

Крім технічного вуглецю, в процесі утворюються відхідні гази, що складаються з об'ємних часток: оксиду вуглецю 10–16 %, водню – 10–14 %, діоксиду вуглецю – 4–7 %; метану та вищих вуглеводнів – до 1,0 %, кисню – до 0,4 % і азоту – до 69–72 %.

Установка складається з відділень підготовки сировини, реакторного, уловлювання, грануляції, складування продукції й утилізації відходів. У відділенні підготовки сировини виконуються операції приймання, зберігання, приготування робочих сумішей, їх зневоднення, очищення від механічних домішок, нагрівання до потрібної температури і введення присадок у сировину (апарати: відцентрові насоси, парові нагрівники, вологовипарник з піновідділювачем, піч і фільтр). У реакторному відділенні сировина розкладається у високотемпературному потоці продуктів згоряння з утворенням технічного вуглецю, а також відбувається охолодження сажегазової суміші (апарати: реактор, повітропідігрівник, колектор, холодильник-зрошувач). У відділенні уловлювання виділяється технічний вуглець з газоподібних продуктів реакції (апарати: циклони, рукавні фільтри, калорифер, вентилятори). У відділенні грануляції технічний вуглець очищається від сторонніх вкраплень, ущільнюється та гранулюється (апарати: змішувач-гранулятор, сушильний барабан, елеватор, конвеєр, сепаратор).

Технологічну схему установки показано на рис. 1.18 [1, с. 164–169].

Підігріта до 80 °С сировина з резервуара зберігання відцентровим насосом подається в паровий підігрівник, де вона підігрівається до 100–120 °С. Далі сировина надходить у вологовипарник 1, з'єднаний з піновідділювачем 2, який сполучається з атмосферою. Пара води видалається в атмосферу, а захоплена піною сировина періодично повертається у вологовипарник. Зневоднена сировина насосом 3 подається в безполумєневий підігрівник 4 і, нагріта до 270–320 °С, проходить через фільтр тонкого очищення сировини 5. Підігріта й очищена сировина спрямовується до сировинних форсунок циклонного реактора 6.

На одному технологічному потоці зазвичай встановлено вісім циклонних реакторів продуктивністю до 500 кг/год за сировиною, з яких експлуатується 5–7 реакторів, решта – в резерві або ремонті. У разі використання реакторів потужністю до 1500 кг/год на потоці встановлюють три реактори, два з яких постійно функціонують.

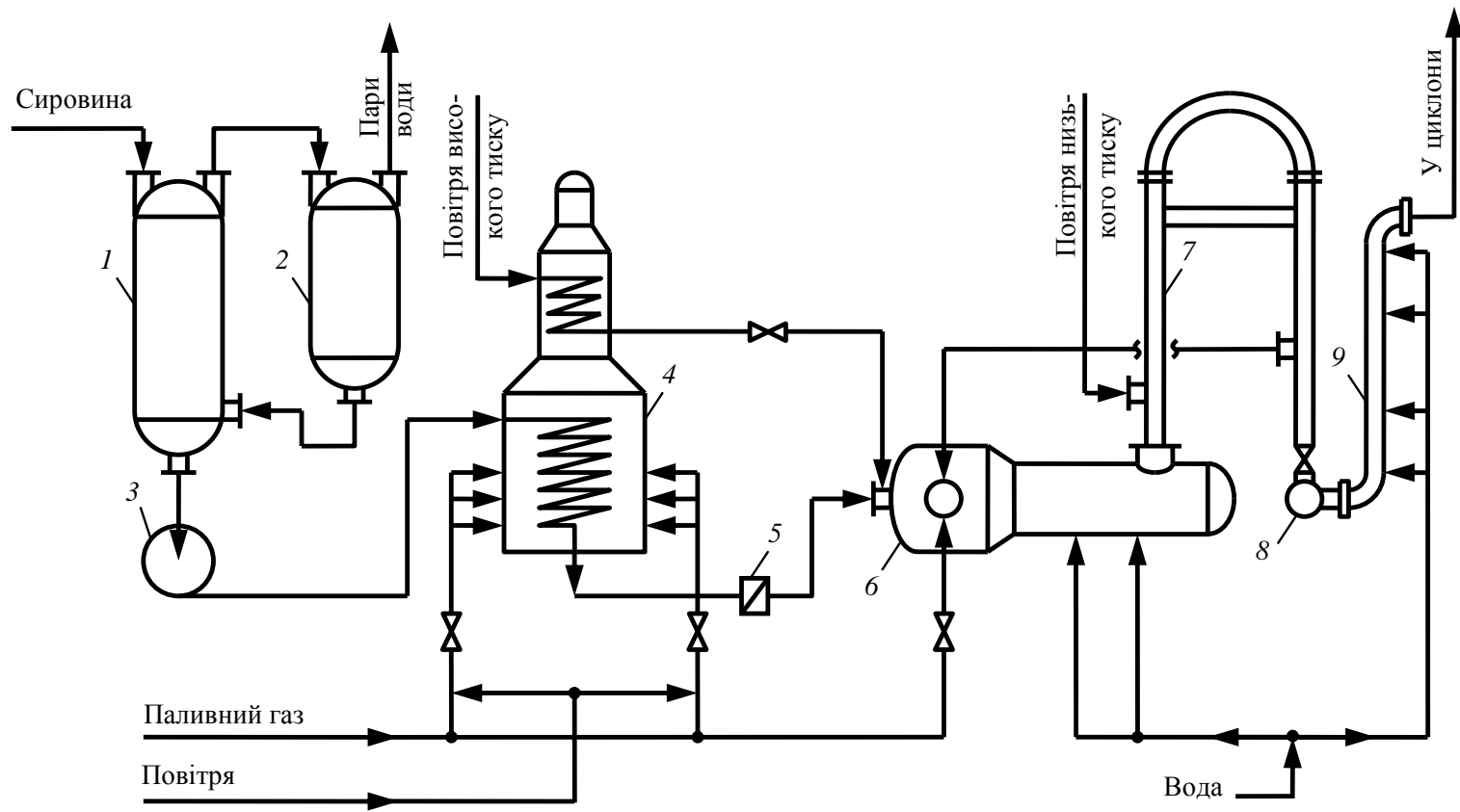


Рис. 1.18. Технологічна установка виробництва технічного вуглецю термічним розкладанням:
 1 – вологовипарник; 2 – піновіддільник; 3 – відцентровий насос; 4 – безполумєний підігрівник;
 5 – фільтр; 6 – циклонний реактор; 7 – повітропідігрівник; 8 – колектор; 9 – холодильник-зрошувач

Сировина кільцевим трубопроводом із відгалуженнями вводиться в кожен реактор, а її надлишок зворотним трубопроводом (на схемі не показано) повертається у вологовипарник 1. Для створення робочої температури в реактор 6 подають природний газ і заздалегідь підігрите у повітропідігрівнику 7 повітря на горіння. Упорскування сировини у високотемпературний потік продуктів згоряння палива спричиняє її термічне розкладання, внаслідок чого утворюється технічний вуглець (сажа). Процес сажоутворення триває частки секунди, і для запобігання виникненню вторинних процесів у відповідне по довжині реактора місце (залежно від марки одержуваного продукту) подається форсунками хімічно очищена вода. Охолоджена сажогазова суміш з реактора 6 через повітропідігрівник 7 колектором 8 (збирач для всіх реакторів потоку) надходить у холодильник-зрошувач 9.

Далі сажогазова суміш, охолоджена до температури 280 °С, надходить у чотири послідовно встановлені циклони, де уловлюється до масової частки 90–95 % технічного вуглецю; решта доуловлюється у восьмисекційних рукавних фільтрах (на схемі не показано). Із циклонів технічний вуглець вентилятором подається на гранулювання. Пневмотранспортування здійснюється підігрітим у калорифері повітрям або відхідними газами виробництва. У системі пневмотранспортування встановлено інерційний сепаратор і мікроподрібнювач для очищення технічного вуглецю від сторонніх включень і здрібнювання спечених вуглецевих частинок.

Технологічний режим установки для вироблення технічного вуглецю (для марки ПМ-100):

Навантаження за сировиною, т/год	0,5–0,6
Витрата на 1 кг сировини	
води на охолодження, кг	3,3–3,6
паливного газу, м ³	0,37–0,44
повітря на розпилювання сировини, м ³	0,50–0,60
Температура, °С:	
сировини.....	270–320
у зоні реакції	1530–1550
сажогазової суміші на вході у повітропідігрівник	650–700
сажогазової суміші на вході у рукавний фільтр	до 210
повітря в камеру горіння	300–400
повітря на розпилення сировини	250–300
Тиск, МПа:	
сировини.....	0,8–1,2
повітря на розпилення сировини	0,6
газу	0,25
повітря на горіння	0,06
води.....	1,8–2,0
сажогазової суміші в реакторі	0,012

1.19. УСТАНОВКА ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА СІРЧАНОЇ КИСЛОТИ ІЗ СІРКОВОДНЮ

На НПЗ сірчану кислоту виробляють з технічного сірководню. Сировина – сірководневмісний газ – має містити об'ємної частки сірководню не менше 84 %; допускається вміст вуглеводнів не більший за 2,5 % і не більше ніж 13,5 % азоту, діоксиду вуглецю й ін. Зазвичай на НПЗ для виробництва сірчаної кислоти використовують метод мокрого каталізу.

Основні стадії процесу: отримання діоксиду сірки в результаті спалювання в топці сірководневого газу; охолодження отриманого діоксиду вуглецю в котлі-утилізаторі з утворенням водяної пари; окиснювання діоксиду сірки до триоксиду в контактному апараті, завантаженому ванадієвим каталізатором; конденсація триоксиду сірки і пари води з утворенням сірчаної кислоти; уловлювання туману і крапель сірчаної кислоти в електрофільтрі.

Технологічну схему установки зображено на рис. 1.19 [1, с. 172–175].

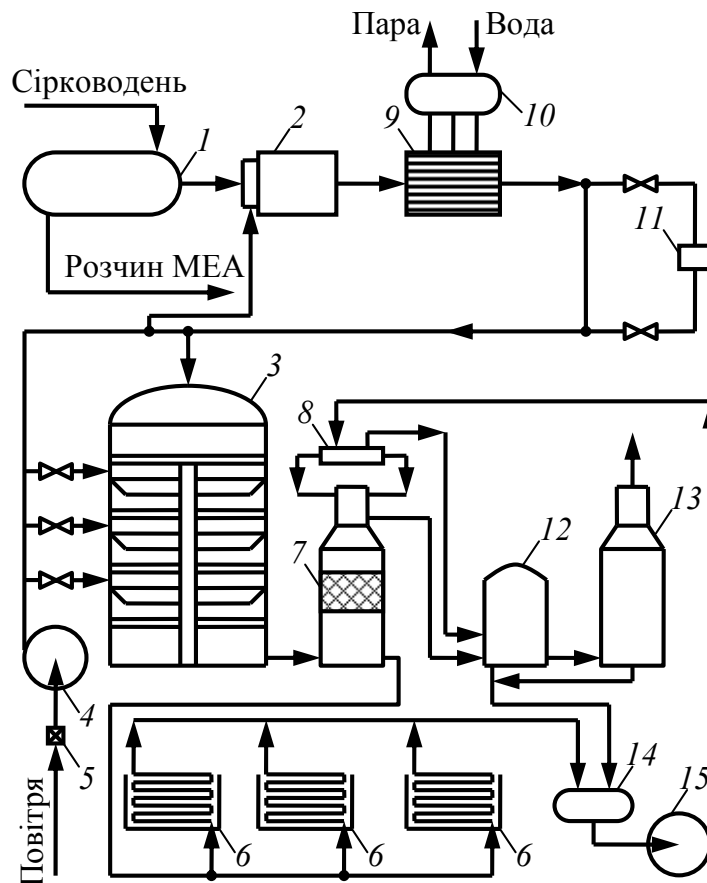


Рис. 1.19. Технологічна схема установки для виробництва сірчаної кислоти із сірководню:
1 – приймач-вогловіддільник; 2 – піч; 3 – контактний апарат; 4 – повітрорудвка;
5 – фільтр; 6 – холодильники; 7 – вежа-конденсатор; 8 – напірний бачок;
9 – котел-утилізатор; 10 – деаератор; 11 – аналізатор; 12 – гідралічний затвор;
13 – електрофільтр; 14 – збирач; 15 – насос; МЕА – моноетаноламін

Сірководневмісний газ відстоюється від води і захопленого моноетаноламіну $(C_2H_5O)NH_2$ у приймачі-вологівіддільнику 1 і через форсунку надходить у піч 2. Через ту ж форсунку повітродувкою 4 у піч подається повітря в об'ємному співвідношенні до сировини (8–12) : 1. Продукти згоряння сировини газоходами котла-утилізатора 9, у якому діоксид вуглецю охолоджується, спрямовуються в контактний апарат 3. Вироблена у котлі-утилізаторі водяна пара видаляється через деаератор 10. Концентрація діоксиду сірки в газі на виході з топки печі контролюється і коригується за показаннями аналізатора 11.

Газ вводиться в контактний апарат зверху і через розподільні решітки та змішувачі послідовно проходить чотири шари контактної маси. Для зняття тепла, що виділяється у процесі окиснювання діоксиду сірки, повітродувкою 4 через пневмозаслінки регуляторів температури в контактний апарат (на вхід і перед кожним шаром каталізатора) подається холодне повітря.

З апарата 3 через колосники газ надходить у нижню частину вежі-конденсатора 7. На верх вежі насосом 15 для зрошення подається холодна сірчана кислота, яка вводиться з напірного бачка 8 через пристрої, що рівномірно розподіляють її по перерізу вежі-конденсатора. Сконденсована у вежі сірчана кислота через холодильник 6 виводиться до збирача 14, звідки балансовий надлишок кислоти відводиться в резервуари готової продукції.

Несконденсований газ з вежі-конденсатора 7 футерованим газоходом через гідравлічний затвор 12 надходить у мокрі електрофільтри 13. Останні призначені для вловлювання з газів туману сірчаної кислоти концентрацією 93–94 %. Гідравлічний затвор може також служити бризковловлювачем. Очищений газ виводиться в атмосферу. Для первісного прогрівання каталізатора в контактному апараті використовують пусковий підігрівник (на схемі не показано), в якому повітря нагрівається за рахунок спалювання паливного газу.

Технологічний режим установки для виробництва сірчаної кислоти:

Кількість сірководневмісного газу, що надходить на установку, м ³ /год	800–1600
Температура газу, °С:	
на виході з печі	1000
на виході з котла-утилізатора	500–550
на вході в контактний апарат	440–480
на виході з першого шару контактного апарата	580
на вході в другий шар	435–460
на виході з другого шару	515–545
на вході в третій шар	430–450
на виході з третього шару	460–470
на вході в четвертий шар	425–430
на виході з контактного апарата	400–440
на виході з вежі-конденсатора	50–60
на вході в електрофільтри	40–60

Температура пари на виході з котла-утилізатора, °С.....	380–430
Температура сірчаної кислоти, °С:	
подаваної на зрошення у вежу-конденсатор.....	45–50
на виході з вежі-конденсатора.....	60–70
Температура повітря після пускового підігрівника, °С.....	450–500
Тиск надлишковий, МПа:	
сірководневмісного газу, який подається в піч,	0,02–0,04
газу на вході в котел-утилізатор.....	0,01–0,02
повітря на вході в піч і контактний апарат	0,04–0,06
у барабані котла-утилізатора	3,5–3,9
пари на виході з редукувального пристрою.....	1–1,2
Об'ємна частка SO ₂ у газі на виході з котла-утилізатора, %	6–10
Об'ємна частка кислоти після вежі-конденсатора, %.....	не менше 92,5

Сірчану кислоту широко використовують у народному господарстві для виробництва мінеральних добрив, фосфорної, борної, соляної й інших кислот, барвників, лікарських речовин, у кольоровій металургії, у паперовій промисловості тощо.

У нафтопереробній промисловості олеум (розчин триоксиду сірки SO₃ у сірчаній кислоті) використовують для доочищення *n*-парафінів від ароматичних вуглеводнів, очищення нафтопродуктів від сірчистих і ненасичених органічних сполук. Сірководневмісний газ у процесі виробництва сірчаної кислоти зазвичай спалюють з помітним надлишком повітря порівняно зі стехіометричними коефіцієнтами рівняння реакції отримання діоксиду сірки.

Як каталізатор у контактних апаратах використовують сульфованадатдіатомову масу.

За температури, нижчої за 400 °С, ступінь окиснення діоксиду сірки близький до 100 %, однак при цьому швидкість реакції навіть за наявності каталізатора дуже мала. Температура, за якої починається каталітична реакція окиснювання діоксиду сірки в триоксид, це – температура запалювання контактної маси (для ванадієвого каталізатора становить 440 °С); за меншої температури активність каталізатора різко падає.

Зі збільшенням кисню в газі температура запалювання дещо знижується. У зв'язку зі збагаченням газу киснем у міру проходження шарів каталізатора (за рахунок подачі повітря на охолодження) температура газу на вході в четвертий шар може бути знижена до 425 °С. Максимальна температура газу на виході з шару контактної маси не повинна перевищувати 580–600 °С, щоб уникнути спікання маси та втрати її активності.

Сірчана кислота у вежі-конденсаторі конденсується на поверхні насадки та в об'ємі газу, а на поверхні насадки – лише в нижній частині вежі. Близько 35 % сірчаної кислоти конденсується в об'ємі газу, при цьому пари перетворюються в краплі рідини, переходять у туман і відносяться потоком газу. Конденсація сірчаної кислоти починається за температури 275 °С і закінчується за 150 °С. Туман сірчаної кислоти уловлюється в мокрих вертикальних електрофільтрах.

Тиск пари в котлі-утилізаторі підтримується досить високим, щоб температура теплообмінних поверхонь котла була вищою за точку роси сірчаної кислоти (275 °С). Труби холодильника, у якому охолоджується кислота, зрошуються водою, що відводиться в мережу оборотної води.

Для запобігання потраплянню підкислених вод у каналізацію передбачається станція нейтралізації кислих стічних вод. У разі утворення течі в трубах холодильника чи фланцевих з'єднаннях кислота може потрапити у воду. Тоді спрацьовує датчик кислотності, клапан перекидає скидання води в оборотну систему, вода спрямовується до спеціального збирача, куди для нейтралізації кислоти подається розчин лугу.

На установці передбачається сухе прибирання території; у випадку розливання кислоти нейтралізують содою, засипають піском і прибирають.

1.20. ЛУЖНЕ ОЧИЩЕННЯ ОЛИВНИХ ДИСТИЛЯТІВ

Очищення розчинами лугу застосовують для видалення сірководню, діоксиду вуглецю, нижчих меркаптанів, нафтових кислот, кислих продуктів після сірчано-кислотного очищення й інших небажаних домішок із нафтопродуктів. Лужному очищенню піддають вуглеводневі гази, бензинові, гасові, рідше дизельні та оливні дистиляти. Взаємодіючи з розчином гідроксиду натрію, сірководень утворює за надлишку лугу – сульфід натрію Na_2S , за нестачі лугу – сульфід натрію NaSH (розчинність останнього в розчині лугу вища за розчинність сульфиду натрію).

Меркаптани, реагуючи з гідроксидом натрію, перетворюються в меркаптиди, причому ця реакція є оборотною внаслідок гідролізу меркаптидів, який можна зменшити підвищенням концентрації розчину лугу та зниженням температури очищення. Потрібно враховувати і ту обставину, що зі збільшенням молекулярної маси меркаптанів їх розчинність у розчині лугу знижується, тобто ступінь витягання зменшується. Наприклад, ступінь витягання *n*-бутилмеркаптану на 35 % менший, ніж етилмеркаптану. За наявності кисню повітря меркаптани окиснюються до дісульфідів; за тривалого контакту утворюються сульфокислоти, за наявності діоксиду вуглецю – тіокарбонові кислоти, добре розчинні в нафтопродуктах.

Нафтонові кислоти з гідроксидом натрію утворюють відповідні солі, частина з них гідролізується. Гідроліз солей зменшується зі збільшенням концентрації розчину лугу та зниженням температури, тобто в умовах, які сприяють утворенню стійких емульсій.

Сульфокислоти, кислі й особливо середні ефіри сірчаної кислоти в разі оброблення їхніми розчинами лугу досить легко гідролізуються з утворенням відповідних солей або спиртів і сірчаної кислоти. Цим реакціям сприяють підвищення температури до 60 – 70 °С і зменшення концентрації розчину лугу. Лужне очищення оливних дистилятів провадять за температури 140–160 °С і тиску 0,6–1,0 МПа, щоб уникнути випаровування води.

Технологічну схему лужного очищення оливних дистилятів показано на рис. 1.20 [1, с. 175, 180]. Оливний дистилят насосом 1 прокачується через

трубний простір теплообмінника 2, змійовики трубчастої печі 3 і за температури 150–170 °С подається в діафрагмовий змішувач 4, де змішується з 1,2–2,5 %-м розчином гідроксиду натрію. Зі змішувача реакційна суміш надходить у відстійник 5. Температура у відстійнику становить 130–140 °С, тиск – 0,6–1,0 МПа, тривалість відстоювання – 3,5–4 год.

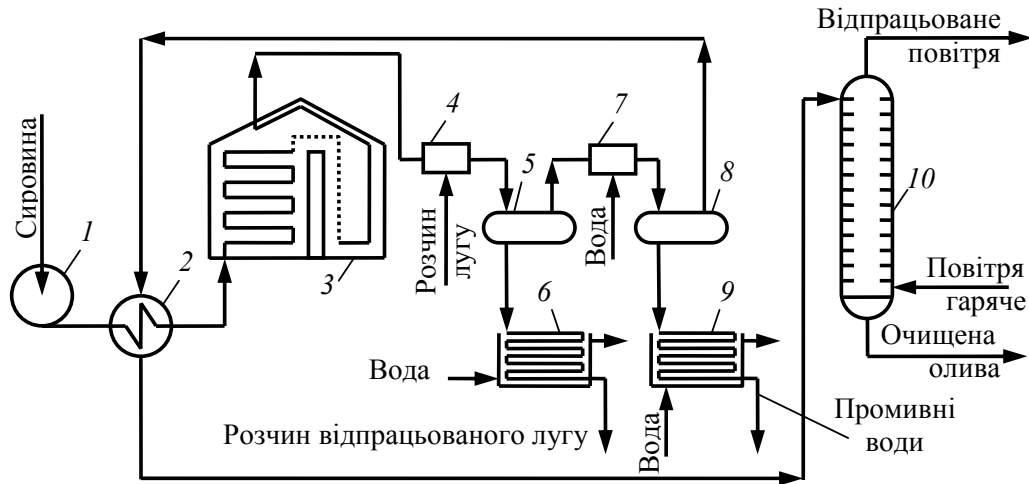


Рис. 1.20. Схема лужного очищення оливних дистилатів:
1 – насос; 2 – теплообмінник; 3 – піч; 4, 7 – змішувачі; 5, 8 – відстійники;
6, 9 – холодильники; 10 – сушильна колона

Лужні відходи, що виходять з низу відстійника, охолоджуються в холодильнику заглибного типу 6 до температури 60 °С і спрямовуються у збирачі для відділення нафтових кислот (на схемі не показано). Очищений оливний дистилат з верху відстійника 5 надходить у змішувач 7 на промивання водою. Температура подаваної у змішувач хімічно очищеної води – 60–65 °С. Промивна вода відділяється від дистилату у відстійнику 8. Промивні води, що виходять зі споду відстійника, охолоджуються в холодильнику 9 заглибного типу і відводяться в збирач для відділення нафтових кислот.

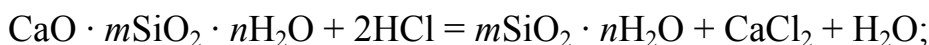
Очищений і промитий продукт із верху відстійника 8 проходить через теплообмінник 2, де, віддаючи своє тепло сировині, охолоджується з 90 до 70 °С і надходить у сушильну колону 10 для видалення дрібних крапель води за рахунок продування його гарячим стисненим повітрям. Готова олива з низу сушильної колони відкачується в резервуари зберігання.

2. ТЕХНОЛОГІЧНІ СХЕМИ ПРОЦЕСІВ ВИРОБНИЦТВ НЕОРГАНІЧНИХ РЕЧОВИН

2.1. ВИРОБНИЦТВО БІЛОЇ САЖІ

Технологія виробництва білої сажі включає кілька основних стадій [20, с. 69–71]:

- 1) приготування водних розчинів силікату натрію ($\text{Na}_2\text{O} \cdot m\text{SiO}_2$);
- 2) отримання суспензії напівпродукту – силікату кальцію ($\text{CaO} \cdot m\text{SiO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$);
- 3) отримання суспензії білої сажі за рівнянням



4) фільтрація і відмиання осаду білої сажі від іонів кальцію, натрію, хлору;

- 5) висушування білої сажі.

Суспензію силікату кальцію отримують у реакторі 1 (рис. 2.1), у який через ротаметр 2 надходить відфільтрований розчин силікату кальцію з густиною $1,1 \pm 0,01 \text{ г/см}^3$ і вмістом $3,4 \pm 0,2 \%$ Na_2O за температури не нижчої за $50 \text{ }^\circ\text{C}$. Через другий ротаметр в реактор надходить відфільтрована дистилерна рідина¹ із содового виробництва, яку заздалегідь розводять дистильованою водою до концентрації $3 - 5 \%$ CaCl_2 . Для поліпшення фільтраційних властивостей суспензії, що має утворитися, рідина минає установку омагнічування.

Отримана у реакторі 1 суспензія силікату кальцію прямує самоплином у реактор розкладання 3. Одночасно з напірного бака 4 в реактор 3 подають розведену дистильованою водою до концентрації $15 \pm 2 \%$ хлороводневу кислоту. Значення рН процесу осадження в реакторі підтримують в діапазоні $4,0 - 6,0$. Утворену суспензію білої сажі спрямовують у збирач 5, звідки насосами 6 перекачують у напірний бак 7, а далі вона надходить на фільтрацію в корито вакуум-фільтра 8 першого ступеня фільтрації (I). Для інтенсифікації процесу фільтрації в корито першого за ходом фільтра зі напірного бака 9 подають підігрітий до $70 \text{ }^\circ\text{C}$ розчин поверхнево-активної речовини ОП-10.

Утворену пасту білої сажі (30% вологості) з поверхні барабана зрізають ножом і спрямовують у репульпатор 10, який заливають дистильованою водою або конденсатом. Після репульпатора суспензію передають на другий барабанний вакуум-фільтр (II) і т. д. – таким чином, вузол барабанних вакуум-фільтрів (I – IV) забезпечує промивання пасти діоксиду силіцію від хлориду кальцію та інших водорозчинних домішок.

¹ Дистилерна рідина – це розчини, що утворюються в результаті регенерації аміаку у виробництві кальцинованої соди і містять від 9 до 12% CaCl_2 , близько 5% NaCl , а також незначні кількості сульфату, гідроксиду та карбонату кальцію.

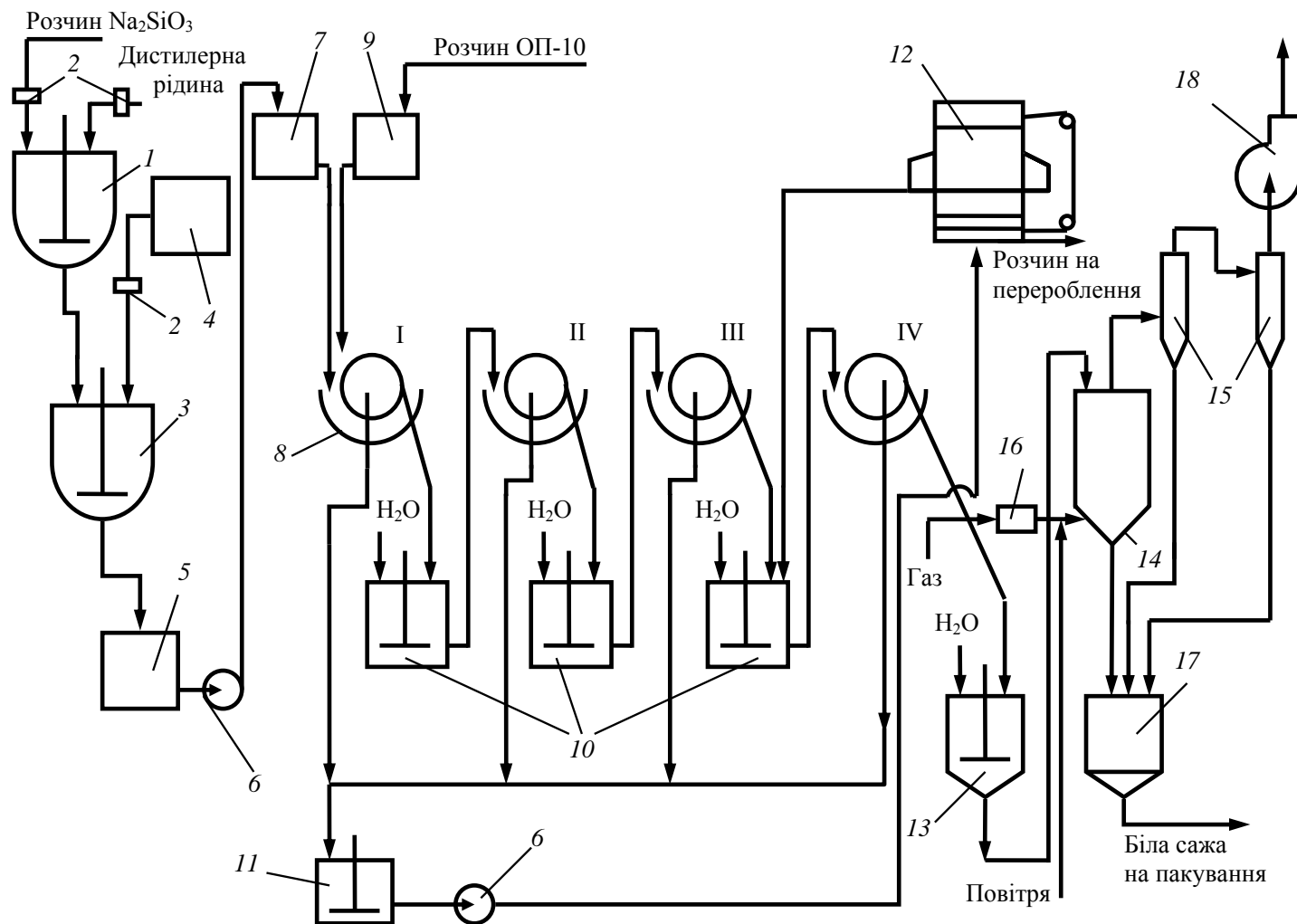


Рис. 2.1. Технологічна схема отримання білої сажі:

1 – реактор для осадження силікату кальцію; 2 – ротаметри; 3 – реактор для осадження білої сажі; 4 – напірний бак для хлороводневої кислоти; 5 – збирач; 6 – насоси; 7 – напірний бак для суспензії білої сажі; 8 – вакуум-фільтр; 9 – напірний бак для водних розчинів ОП-10; 10 – репульсатори; 11 – збирач промивних вод; 12 – фільтр; 13 – репульсатор пасту білої сажі; 14 – розпилювальна сушарка; 15 – циклони; 16 – піч; 17 – бункер готової продукції; 18 – вентилятор

Після вакуум-фільтрів пасту білої сажі спрямовують на висушування, промивні води з усіх вакуум-фільтрів – у збирач 11 і звідти – на фільтр 12, а відфільтровані води перемішують із дистилерною рідиною або використовують для осадження силікату кальцію.

Отриману на виході вузла барабанного вакуум-фільтра (IV) пасту білої сажі спрямовують у репульпатор 13, де її змішують із дистильованою водою або конденсатом. Отриману суміш подають у розпилювальну сушарку 14 з температурою 250 °С, де вона сушиться топковими газами з печі 16.

Для зниження температури газів із топки (1100 °С) їх розводять повітрям. Висушену до вологості 6,5 % білу сажу збирають в конічній частині сушарки 14, звідки вона надходить у бункер 17 для готової продукції. Маленькі частинки білої сажі з циклонів 15 також надходять у бункер 17, звідки спрямовується на пакувальний конвеєр.

Повітря з апаратів 14 після проходження циклонів 15 видаляють вентилятором 18 в атмосферу.

2.2. ВИРОБНИЦТВО ГЛИНОЗЕМУ З БОКСИТУ МЕТОДОМ СПІКАННЯ

Алюміній входить до найважливіших легких кольорових металів. За масштабами виробництва та споживання він посідає друге місце серед усіх металів (після заліза) і перше місце серед кольорових. Тому в кольоровій металургії виробництво цього металу виділено в окрему спеціалізовану підгалузь «Алюмінієва промисловість», яка включає видобуток сировини для алюмінієвої промисловості, виробництво алюмінію, глинозему та фтористих солей.

Алюміній – твердий сріблито-сірий метал. Легко піддається куванню, прокачуванню, волочінню та різанню. Пластичність алюмінію зростає з підвищенням його чистоти. Питома вага алюмінію становить 2,7 т/м³, температура плавлення – 660,2 °С, температура кипіння – 2520 °С. У розплавленому стані він рідкоплинний і легко піддається литтю.

Алюміній має високі тепло- і електропровідність, які залежать від його чистоти. Для алюмінію високої чистоти електропровідність становить 65 % від електропровідності міді.

Алюміній хімічно активний, легко окиснюється киснем повітря, утворюючи міцну поверхневу плівку оксиду Al_2O_3 , яка зумовлює його високу корозієстійкість. Унаслідок комплексу цінних властивостей (малої питомої ваги, пластичності, високих тепло- та електропровідностей, нетоксичності, немагнітності, корозієстійкості в атмосфері), а також недефіцитності сировини й відносно низької вартості алюміній у чистому вигляді й у сплавах широко застосовують у різних галузях техніки та народному господарстві.

Вихідний матеріал для електролітичного виробництва алюмінію – це чистий оксид алюмінію – глинозем. Для виділення глинозему з алюмінієвих руд його переводять у розчинну сіль (алюмінат натрію $NaAlO_2$), яку відокремлюють

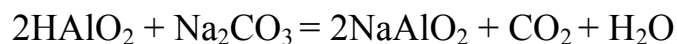
від інших компонентів руди, осаджують з її розчину гідроксид алюмінію $\text{Al}(\text{OH})_3$, а його кальцинацією одержують глинозем.

Вибір методу виділення глинозему з руди залежить від її складу. Ці методи поділяють на хіміко-термічні (пірометалургійні), кислотні та лужні (гідрометалургійні). До пірометалургійних методів належить метод спікання, до гідрометалургійних методів – лужний метод Байєра.

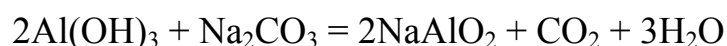
В основу методу спікання покладено процес утворення алюмінатів натрію (чи калію – у випадку нефелінів) у результаті взаємодії за високої температури оксиду алюмінію руди з карбонатами металів з наступним вилужуванням алюмінатів водою та розкладанням їхнім оксидом вуглецю (IV). Процес виробництва глинозему методом спікання універсальний і придатний для перероблення всіх видів алюмінієвої сировини. На практиці його застосовують для бокситів і нефелінів з високим (понад 5 %) умістом оксиду силіцію. Процес спікання складається з наступних операцій [16, с. 26–30]:

1) здрібнювання алюмінієвої руди та вапняку, мокрий розмел шихти в содовому розчині та коригування складу пульпи;

2) спікання пульпи за температури $1300\text{ }^\circ\text{C}$ за реакцією (для випадку бокситу):



або



і утворення дикальційсилікату



3) дроблення утвореного спека та вилужування з нього водою алюмінатів натрію й калію;

4) знекремнення розчину – видалення з розчину алюмінатів непрореагованого оксиду алюмінію й домішок оксиду силіцію у вигляді білого шламу, що повертається в процес;

5) карбонізація розчину алюмінатів дією оксиду вуглецю (IV) і осадження гідроксиду алюмінію;

6) відділення гідроксиду алюмінію від маткового розчину та його промивання водою;

7) кальцинування гідроксиду алюмінію за температури $1200\text{ }^\circ\text{C}$:



До глинозему, отриманого методом спікання, ставляться такі самі вимоги до чистоти й фізико-хімічних характеристик, що й до глинозему, одержаного методом Байєра. Шлам, одержаний під час очищення розчину алюмінатів, після додавання вапняку переробляють на портландцемент. З розрахунку на одну тону оксиду алюмінію в руді утворюється близько однієї тонни содопродуктів та сім-вісім тонн цементу.

Технологічний процес виробництва глинозему з бокситів методом спікання схематично зображено на рис. 2.2.

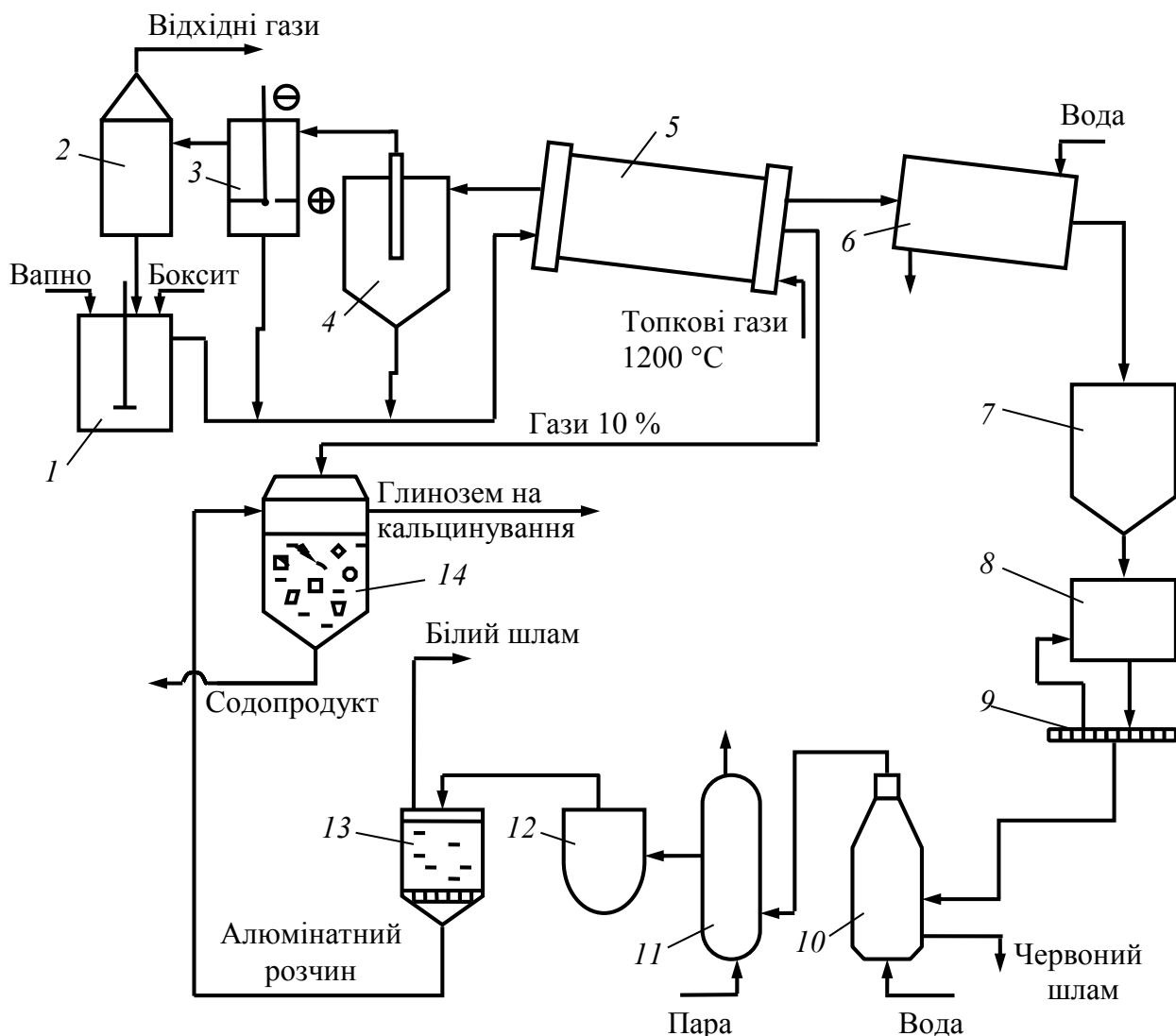


Рис. 2.2. Технологічна схема виробництва глинозему з бокситу методом спікання:
 1 – змішувач шихти; 2 – скруббер-осаджувач пилу; 3 – електрофільтр; 4 – циклон;
 5 – трубчаста піч спікання; 6 – трубчастий холодильник; 7 – бункер спека; 8 – дробарка;
 9 – грохот; 10 – вилужувач; 11 – автоклав знекремнення; 12 – загусник;
 13 – фільтр білого шламу; 14 – карбонізатор

Шихта (пульпа) зі змішувача 1 надходить у трубчасту піч спікання 5. Утворений спек охолоджується в трубчастому холодильнику 6 і нагромаджується в бункері 7, звідки надходить у дробарку 8, а з неї – у грохот 9. Після грохота продукт потрібної дисперсності спрямовується в батарею вилужувачів (12–15 апаратів) 10, куди надходить вода та слабкий зворотний розчин алюмінату натрію. Тут відокремлюється червоний шлам, а алюмінатний розчин спрямовується в автоклав знекремнення 11, який обігрівається гострою парою (180 °С). Відтак, пройшовши загусник 12 і фільтр 13, на якому відокремлюється білий шлам, алюмінатний розчин надходить у карбонізатор 14, куди з печі спікання надходить газ, що містить оксид вуглецю (IV).

Гідроксид алюмінію, що випадає з розчину, відокремлюється і після промивання спрямовується на кальцинування, а розчин карбонатів натрію та калію (так званий содопродукт) після підкріплення спрямовується на приготування пульпи (шихти). Гази, що відходять із печі спікання, проходять через циклон 4, електрофільтр 3 і скруббер-осаджувач 2, де вивільняються від пилу спека, який повертається в процес, і викидаються в атмосферу.

Основними апаратами технологічної схеми є печі спікання, вилужувач і карбонізатор. Обертова трубчаста піч має діаметр 3–5 м, довжину 50–185 м і обігривається топковими газами. У робочій зоні печі підтримується температура 1200–1300 °С. Топкові газы, що відходять із печі, містять до 12 % оксиду вуглецю (IV) і використовуються для карбонізації алюмінатного розчину.

Для вилужування спека застосовують апарати (вилужувачі) різної конструкції: дифузори, перколятори та трубчасті вилужувачі. Найпоширеніші з них – дифузори, що являють собою циліндричні апарати з конічним верхом висотою 5 м і діаметром 1,5 м, оснащені системою трубопроводів, якою подається вилужувальна рідина. Розчин алюмінатів виходить із верхньої частини апарата, а червоний шлам вивантажується через нижню кришку апарата. Дифузори в технологічній схемі з'єднуються в батареї по 10–12 апаратів, які працюють за принципом протитечі.

Карбонізатор являє собою циліндр з конічним дном діаметром 11 м загальною висотою 16 м і місткістю близько 600 м³. Топкові газы надходять у конічну частину апарата через барботажний пристрій і перемішують пульпу, що аероліфтом піднімається у верхню частину карбонізатора.

2.3. ВИРОБНИЦТВО ЗАЛІЗОХРОМОВОГО КАТАЛІЗАТОРА ДЛЯ КОНВЕРСІЇ ОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ

Реакція конверсії оксиду вуглецю (II) парою води перебігає з достатньою швидкістю тільки за наявності каталізаторів. Залежно від температури роботи каталізаторів для першого ступеня конверсії застосовують залізохромові середньотемпературні, а на другому ступені – мідевмісні низькотемпературні каталізатори.

Залізохромовий каталізатор випускають у таблетованому та формованому вигляді. Екструзійний спосіб виготовлення каталізатора включає змішування оксиду заліза з хромовим ангідридом, а таблетування – змішування гідроксиду заліза із хромовим ангідридом.

Виробництво середньотемпературного залізохромового каталізатора складається з таких стадій [8, с. 122–127]: приготування початкових розчинів; одержання оксиду заліза; приготування каталізатора.

Заздалегідь приготовані водні розчини FeSO₄ та (NH₄)₂CO₃ відповідно з реакторів-розчинників 1 і 2 (рис. 2.3) подаються в реактор-осаджувач 3, де перебігає реакція утворення карбонату заліза FeCO₃:

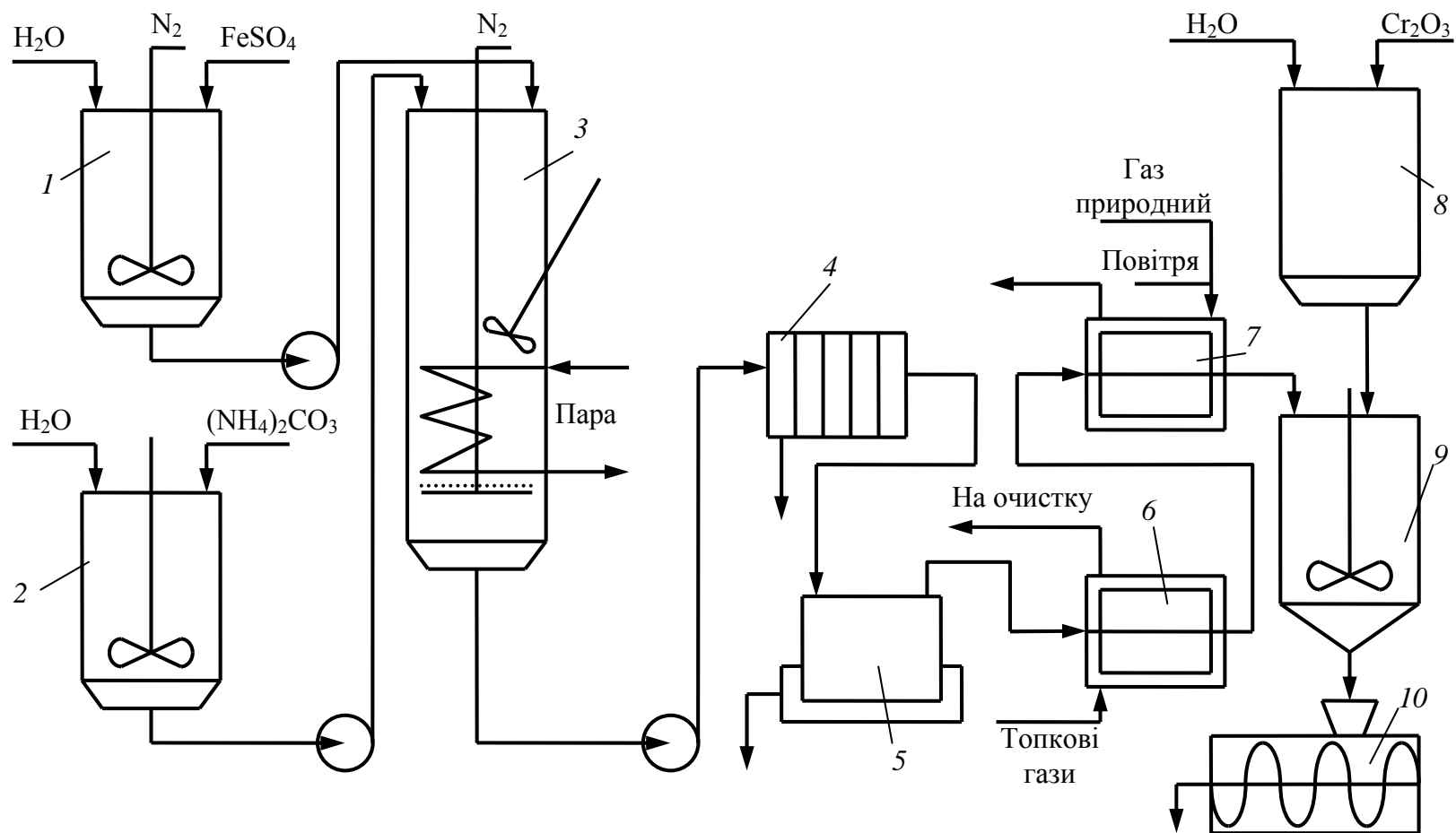
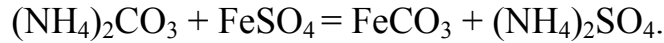
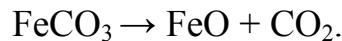


Рис. 2.3. Технологічна схема виробництва залізохромового каталізатора:
 1, 2, 8 – реактори-розчинники; 3 – реактор-осаджувач; 4 – загусник; 5 – вакуумфільтр;
 6 – сушильний барабан; 7 – прожарювальна піч; 9 – змішувач; 10 – шнековий прес

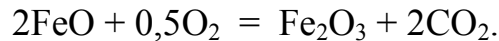


Реактор-осаджувач 3 має пристрій для перемішування розчинів за допомогою азоту та змішувач для підігрівання реакційної суміші парою до 75 °С. Одержана суспензія FeCO_3 надходить у загусник 4, де відбувається часткове відділення пульпи розчину. Із загусника пульпа подається на вакуум-фільтр 5 для фільтрування.

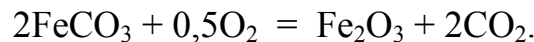
Відфільтрований FeCO_3 надходить у сушильний барабан 6, де за рахунок тепла топкових газів, які вміщують H_2 , CH_4 , O_2 та N_2 , розкладається з утворенням FeO та CO_2 :



У сушильному барабані відбувається часткове окиснення FeO до Fe_2O_3 киснем, який є у топковому газі:

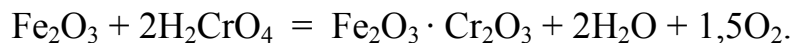


Сухі FeCO_3 та FeO із сушильного барабана надходять у прожарювальну піч 7, де за температури 550 °С FeCO_3 повністю розкладається:



Оксид заліза Fe_2O_3 з прожарювальної печі подається на охолодження (до 70 °С), а відтак – у змішувач 9, куди з реактора-розчинника 8 додають певну кількість розчину хромової кислоти. Після цього масу пропускають через шнековий прес 10, потім сушать і прожарюють.

Унаслідок прожарювання хромової кислоти розкладається й утворюється структурна решітка залізохромового каталізатора:



Після прожарювання каталізатор охолоджують, роздрібнюють, просіюють і пакують.

2.4. ВИРОБНИЦТВО НЕКОНЦЕНТРОВАНОЇ АЗОТНОЇ КИСЛОТИ

Процес одержання азотної кислоти – досить складний комплекс хімічних перетворень, які відбуваються у різних фазах і за наявності каталізаторів.

Початковою сировиною є рідкий або газоподібний аміак, що подається в газоподібному вигляді з об'ємною часткою до 10,5 % на окиснення за наявності каталізатора. Як каталізатор найчастіше використовують платину та її сплави. Проводячи цей процес, потрібно враховувати вплив тиску, температури і характеристик каталізатора на ступінь перетворення (конверсії) – показник, що є найважливішою технологічною характеристикою. Залежно від умов проведення процесу його значення може становити 92–97 %.

У виробництві азотної кислоти застарілі схеми дедалі частіше замінюють більш продуктивними агрегатами, що забезпечують збільшення ступеня вико-

ристання початкової сировини та енергії. На основі останніх розроблень науки створюються нові схеми виробництва. Проте останнім часом у промисловості найширше експлуатують такі дві схеми: 1) агрегати типу УКЛ з одиничною потужністю 120 тис. т/рік HNO_3 , які працюють під тиском 0,716 МПа; 2) агрегати типу АК-72 потужністю 360 тис. т/рік, які працюють за комбінованою енерготехнологічною схемою з тиском на стадіях конверсії та абсорбції відповідно 0,392 та 1,079 МПа.

Кожна із зазначених схем має свої переваги та недоліки, однак в агрегаті АК-72 втілено останні досягнення вітчизняної технологічної думки. Тому особливості виробництва HNO_3 будемо розглядати саме на прикладі АК-72. Виробництво азотної кислоти за цією схемою можна поділити на такі стадії [8, с. 292–299]:

1) підготовка повітря та аміаку – очищення повітря від пилу, стиснення до 0,41 МПа, випаровування аміаку та його фільтрація, змішування газоподібного аміаку з повітрям, фільтрація аміачно-повітряної суміші;

2) одержання нітрозних газів та підготовка їх до абсорбції – окиснення (конверсія) аміаку киснем повітря, охолодження нітрозних газів і промивання їх від нітросполук амонію з одержанням 45 % HNO_3 , стиснення нітрозного газу до 1,1 МПа та охолодження нітрозного газу;

3) абсорбція оксидів азоту – очищення викидних газів і використання енергії стисненого газу – абсорбція оксидів азоту з утворенням 60 % HNO_3 , підігрівання викидних газів до 500 °С, каталітичне очищення газів, розширення газів у турбіні до 0,1 МПа та охолодження в підігрівнику.

Технологічну схему агрегату зображено на рис. 2.4. Повітря з атмосфери, пройшовши крізь фільтр грубого та тонкого очищення 1, подається в основний нагнітач 2, а далі розподіляється на два потоки. Один з них – головний – прямує в окиснювач аміаку 10, а другий через підігрівник газоподібного аміаку 6, продувальну колону 25 змішується з нітрозними газами на лінії всмоктування нітрозного нагнітача 20.

Аміак (рідкий) надходить у ресивер 3, а далі – у випарник 4, в якому випаровується за температури 280 °С за рахунок зовнішнього тепла. Після очищення газоподібного аміаку у фільтрі 5 та підігрівання в підігрівниках 6 і 7 стисненим повітрям аміачний потік змішується з повітрям у змішувачі 8 і проходить через фільтр тонкого очищення 9, який розміщено у верхній частині контактного апарата 10. У цьому ж контактному апараті 10 аміак окиснюється киснем повітря на каталізаторних сітках. Утворені нітрозні гази охолоджуються у котлі-утилізаторі 11, економайзері 12, підігрівнику хімічно очищеної води 13, холодильнику-конденсаторі 14. Далі у промивачі 15 вони промиваються від аміаку азотною кислотою за допомогою циркуляційного насоса 16 через холодильники 17 і 18, які охолоджуються водою, захопленою до температури 5 °С.

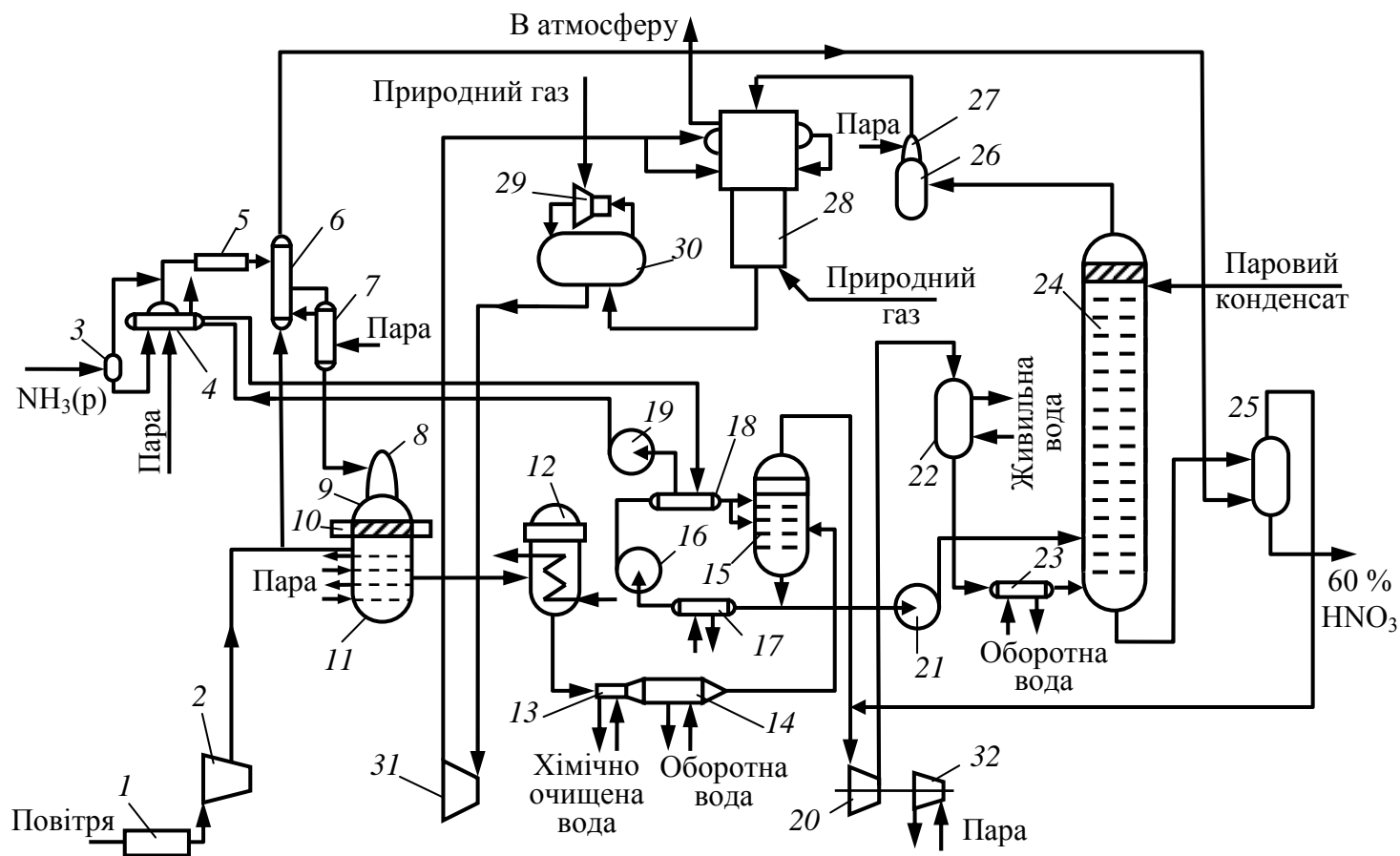


Рис. 2.4. Технологічна схема виробництва неконцентрованої азотної кислоти:

- 1 – фільтр повітря; 2 – повітряний компресор; 3 – ресивер рідкого аміаку; 4 – випарник аміаку; 5 – фільтр газоподібного аміаку; 6, 7, 13, 22, 27, 28 – підігрівник; 8, 29 – змішувачі; 9 – фільтр аміачно-повітряної суміші; 10 – контактний апарат; 11 – котел-утилізатор; 12 – економайзер; 14, 23 – холодильники-конденсатори; 15 – газовий промивач; 16, 19, 21 – насоси; 17, 18 – теплообмінники; 20 – нітрозний нагнітач; 24 – абсорбційна колона; 25 – продувальна колона; 26 – уловлювач; 30 – реактор; 31 – газова турбіна; 32 – парова турбіна

Утворена у промивачі 15 45 %-ва азотна кислота насосом 21 спрямовується в абсорбційну колону 24.

Нітрозний газ після охолодження надходить у нагнітач 20, у якому стискається до 1,079 МПа, а потім через підігрівник живильної води 22, холодильник-конденсатор 23 спрямовується в абсорбційну колону 24.

Продукційна кислота стікає з нижньої частини колони і надходить у продувальну колону 25, далі – на склад. Абсорбційна колона 24 зрошується паровим конденсатом.

З абсорбційної колони 24 викидні гази надходять в уловлювач 26 з теплообмінником 27, потім – у підігрівник 28. Після нагрівання до температури 500 °С ці гази проходять через спеціальний пристрій реактора каталітичного очищення 30 і змішуються з природним газом у змішувачі 29.

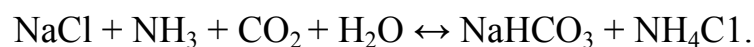
Гарячі викидні гази надходять на рекупераційну газову турбіну 31, з якої, розширившись, потрапляють у підігрівник 28, охолоджуються і через викидну трубу виводяться в атмосферу.

2.5. ВИРОБНИЦТВО КАЛЬЦИНОВАНОЇ СОДИ

Під загальною назвою «сода» в промисловості та побуті розуміють і кальциновану соду або карбонат натрію Na_2CO_3 , і бікарбонат натрію NaHCO_3 , і кристалічну соду $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$, і каустичну соду (їдкий натр) NaOH .

У найбільших кількостях виробляють і споживають кальциновану соду, що являє собою один з найважливіших хімічних продуктів і є вихідним матеріалом для виробництва багатьох речовин. Кальциновану соду використовують для виробництва їдкого натру, мила, скла, у нафтовій, металургійній, текстильній, шкіряній, фармацевтичній, лакофарбовій та багатьох інших галузях промисловості. Вона належить до групи неорганічних сполук (сюди також входять кислоти, луги, хлор і т. ін.), які у великій кількості використовують в органічній технології [11, с. 335, 395].

Виробництво соди здійснюється аміачним методом, в основу якого покладено сумарне рівняння оборотної реакції:



Як сировину для виробництва соди аміачним способом використовують поварену сіль у вигляді насиченого розсолу, газоподібний аміак і вапняк, з якого випалом одержують оксид вуглецю (IV).

Схему виробництва соди в спрощеному вигляді зображено на рис. 2.5 [12, с. 225–228]. Очищений від солей магнію та кальцію розсіл з напірного бака 1 самопливом надходить в абсорбційні колони барбатажного типу 2, у яких він насичується аміаком і до певної міри – оксидом вуглецю (IV). Для цього використовують регенований аміак з дистиляційної колони 10, а також відхідні гази різних апаратів цеху (карбонізаційних колон 3, абсорберів, фільтрів 5), які містять залишки аміаку та оксиду вуглецю (IV).

Амонізований розсіл розподіляється по колонах карбонізації 3. У нижню частину колони компресором подається концентрований оксид вуглецю (IV) з печей кальцинації соди 6, а в середину колони – розведений 40 %-й газ з вапновипалювальних печей. Бікарбонатна суспензія з колони 3 самопливом передається на обертальні барабанні вакуум-фільтри 5, де вологий бікарбонат відділяється від маточного розчину. Бікарбонат подається транспортерами в печі кальцинування 6, що являють собою обертальні барабанні сушарки, із зовнішнім обігрівом випалювальними газами. Температура в середині печі становить 140–170 °С. Кальцинована сода шнековим транспортером 7 подається на пакування.

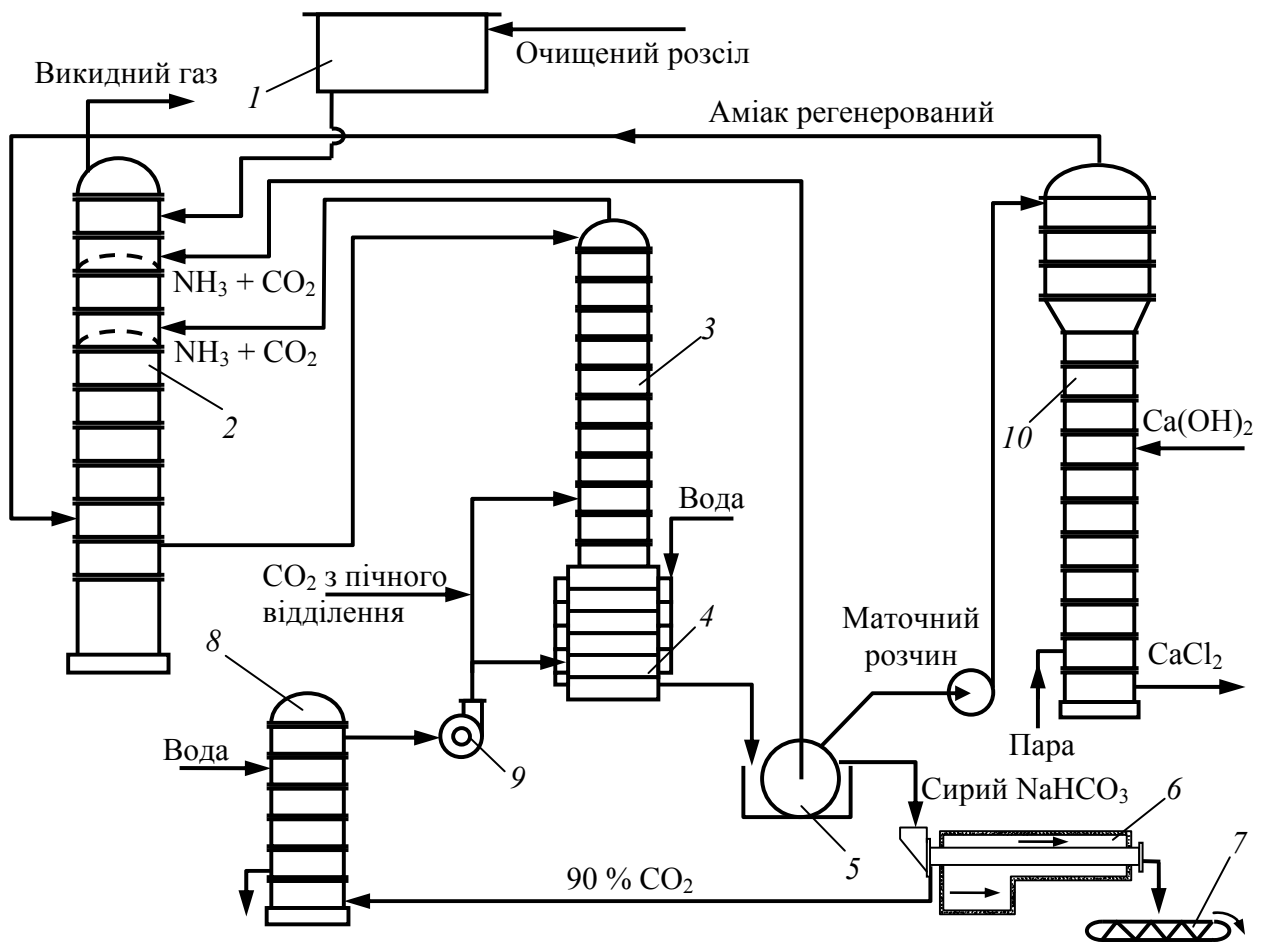


Рис. 2.5. Схема виробництва кальцинованої соди:

- 1 – напірний бак; 2 – барботажна абсорбційна колонка; 3 – барботажна карбонізаційна колонка; 4 – охолоджувана частина колони; 5 – барабанний вакуум-фільтр; 6 – піч для кальцинування; 7 – транспортер; 8 – промивач оксиду вуглецю (IV); 9 – компресор; 10 – барботажна дистиляційна колонка

Гази кальцинування, що містять до 90 % CO_2 , після промивання водою в промивачах 8 компресором 9 подаються на карбонізацію. Маточний розчин із фільтрів 5 насосом подається для регенерації аміаку в барботажну дистиляцій-

ну колону 10. На зрошення дистиляційної колони надходить вапняне молоко $\text{Ca}(\text{OH})_2$. У нижню частину дистиляційної колони подається водяна пара, що є теплоносієм.

Регенований аміак знову надходить в абсорбери 2, а розчин хлориду кальцію – у відвал. Вапно для отримання вапняного молока та оксид вуглецю (IV), що містить 40 % CO_2 , виробляються у вапновипалювальній печі (на схемі не зображено).

Вихідні розчини містять 270 г/л NaCl і близько 90 г/л NH_3 . Зі зниженням температури процесу карбонізування до 32 °С вихід NaHCO_3 сягає 65–75 %.

2.6. ВИРОБНИЦТВО КОНЦЕНТРОВАНОЇ АЗОТНОЇ КИСЛОТИ БЕЗПОСЕРЕДНЬО З ОКСИДІВ АЗОТУ

Виробництво концентрованої HNO_3 прямим методом ґрунтується на використанні рідких N_2O_4 . Абсорбційний метод одержання концентрованих оксидів азоту значно економічніший, порівняно з конденсаційним, а здійснення його під високим тиском дає ще кращі економічні показники. Оскільки після контактного агрегату виділити з нітрозних газів реакційну вологу дуже складно, то цей процес бажано провадити під атмосферним тиском. Цим і визначається доцільність окиснення аміаку та охолодження газів у швидкісному холодильнику під атмосферним тиском незалежно від того, під яким тиском буде відбуватися наступний процес виділення з нітрозних газів рідких оксидів азоту [8, с. 333–336].

Оксиди азоту, одержані методом контактного окиснення NH_3 під атмосферним тиском, послідовно переміщуються через головний теплообмінник для підігрівання викидних газів і теплообмінник для підігрівання повітря та надходять у швидкісний холодильник (на схемі не показано), у якому відділяється 2/3 надмірної реакційної вологи. Одержаний у такий спосіб конденсат слабкої HNO_3 не використовують. Потім газу спрямовуються в холодильник-конденсатор 1 (рис. 2.6), у якому охолоджуються до температури 20–40 °С. Одночасно утворюється конденсат, який містить 25 % HNO_3 . Саме цей конденсат потім і використовують у виробництві.

Нітрозні газу (разом з продувальними газами), одержані під атмосферним тиском, стискаються турбокомпресором 2 до тиску 0,588 МПа, а в холодильнику 3 окиснюються та охолоджуються водою до 60 °С. Далі нітрозні газу окиснюються в окиснювальній колоні 4.

На тарілках цієї колони перебуває розчин HNO_3 середньої концентрації, який охолоджується водою, що перетікає розміщеними на тарілках змійовиками. Коли газу переміщується крізь кислоту, відбувається інтенсивне відбирання тепла, отриманого внаслідок реакції.

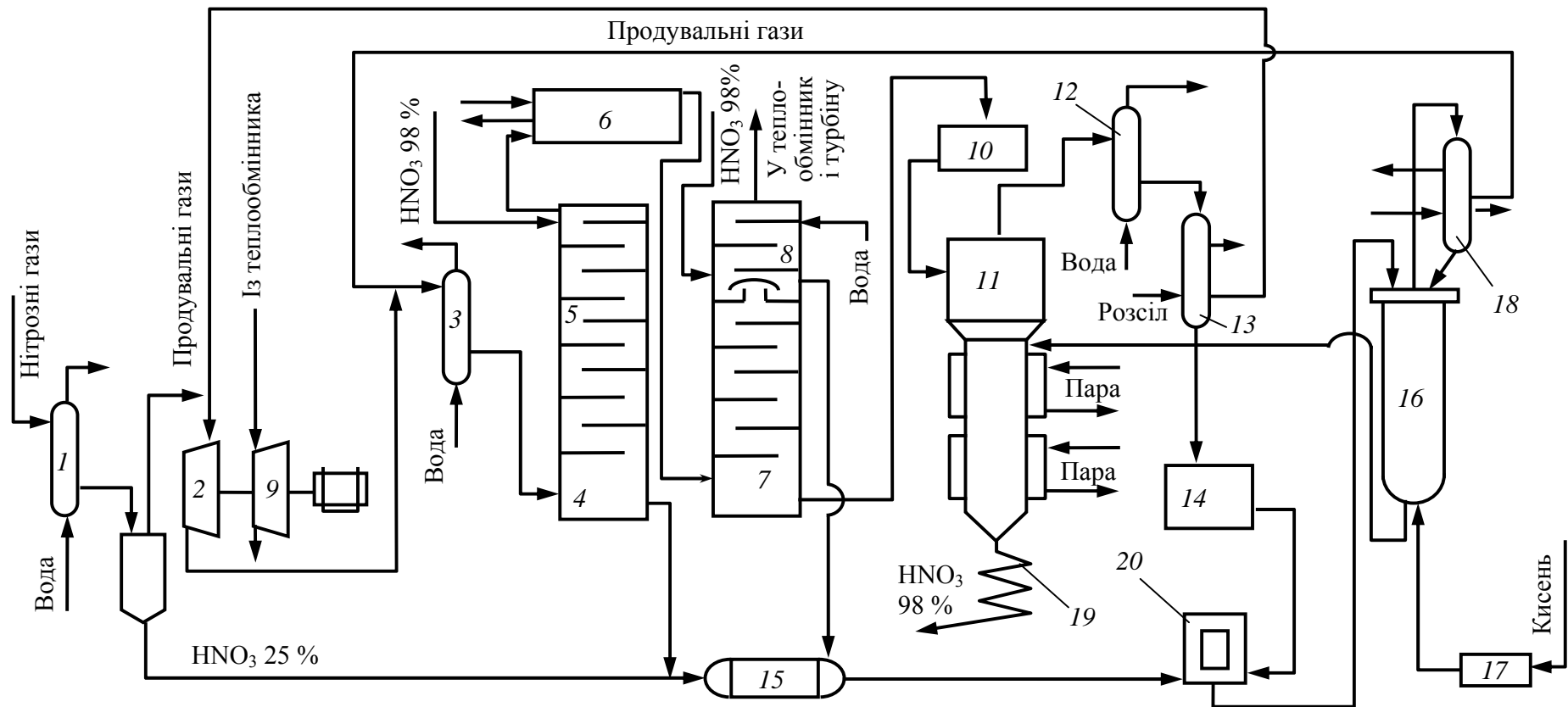


Рис. 2.6. Схема установки для отримання концентрованої кислоти безпосередньо з оксидів азоту:

- 1 – холодильник-конденсатор; 2 – турбокомпресор; 3 – холодильник; 4 – окиснювальна колона; 5 – доокиснювач;
 6 – рідинний холодильник; 7 – нітроолеумна колона; 8 – промивна башта; 9 – газова турбіна; 10, 15 – збирачі;
 11 – відбілювальна колона; 12 – водяний холодильник; 13 – розсолний холодильник; 14 – мішалка; 16 – автоклав;
 17 – компресор; 18 – дефлегматор; 19 – холодильник; 20 – насос

В окиснювальній колоні підтримується така концентрація кислоти, щоб оксиди азоту не поглиналися. Залишкове окиснення NO здійснюється концентрованою HNO_3 у верхній частині колони в доокиснювачі 5. У рідинному холодильнику 6 газ охолоджується до $0\text{ }^\circ\text{C}$. Розсіл, що подається в змійовик окиснювальної колони 4, розташований на тарілках, охолоджує концентровану HNO_3 , яка, в свою чергу, охолоджує нітрозний газ. Потім концентрована кислота подається у верхню частину колони 5 для доокиснювання NO, а нітрозні гази проходять через нітролеумну колону 7 і промивну башту 8.

Викидні гази спрямовуються в головний теплообмінник для підігрівання (температура $80\text{--}90\text{ }^\circ\text{C}$), потім – у камеру згоряння і, нарешті, в газову турбіну 9. Одержаний у колоні 7 нітроолеум подається через збирач 10 для розкладання у відбілювальну колону 11. Оксиди азоту, які при цьому виділяються, надходять у водяний холодильник 12, потім – у розсольний холодильник 13. Одержані рідкі N_2O_4 збираються у мішалці 14, а залишки газу спрямовуються в турбокомпресор.

Розведена HNO_3 з холодильника-конденсатора 1, окиснювальної колони 4 і промивної башти 8 збирається у збирачі 15. Рідкі N_2O_4 з мішалки 14 і розведена HNO_3 зі збирача 15 у визначеному співвідношенні нагнітаються насосом 20 в автоклав 16. Сюди ж компресором 17 нагнітається кисень. Продувальні гази через дефлегматор 18 разом з нітрозними газами подаються в холодильник 3.

Одержана в автоклаві суміш концентрованої HNO_3 з розчиненим у ній NO_2 подається в середню частину відбілювальної колони 11. Відбілена концентрована HNO_3 проходить холодильник 19, звідки – як готовий продукт – спрямовується у сховище.

2.7. ВИРОБНИЦТВО НІТРОФОСКИ СІРЧАНОКИСЛОТНИМ СПОСОБОМ

Нітрофоска – це складне добриво, яке містить три основні живильні елементи: азот, фосфор та калій. Співвідношення живильних речовин у нітрофосці може бути різним – залежно від вимог сільгоспвиробників. Найпоширеніші співвідношення $\text{N} : \text{P}_2\text{O}_5 : \text{K}_2\text{O}$ такі: $1 : 1 : 1$, $1 : 1,5 : 1$ та $1 : 1,5 : 1,5$. Нітрофоску випускають у гранульованому вигляді, сумарний вміст живильних речовин у ній становить від 30 до 50 %.

Способи виробництва нітрофоски розрізняються між собою реагентом, який використовують для зв'язування надлишку CaO (для цього у процес вводять сірчану чи азотну кислоту, газоподібний двооксид вуглецю). Найбільшого застосування в промисловості набув сірчаноокислотний спосіб, у якому для зв'язування надлишку CaO в систему вводять сірчану кислоту.

Технологічну схему процесу виробництва нітрофоски сірчаноокислотним способом показано на рис. 2.7 [2, с. 343–345].

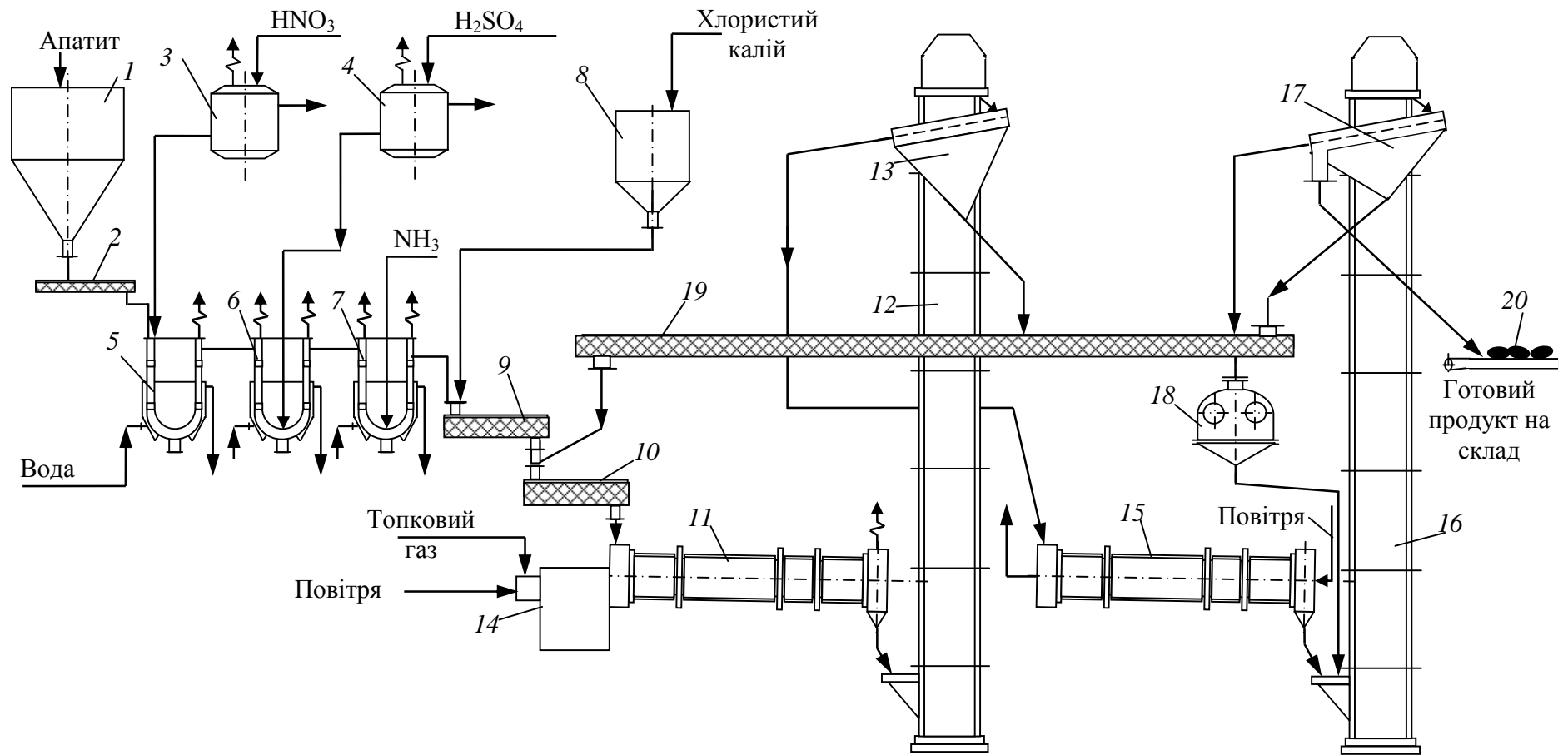


Рис. 2.7. Схема виробництва нітрофоски сірчанокислотним способом:

- 1 – бункер для апатиту; 2 – дозатор шнекового типу; 3 – напірний бак для азотної кислоти; 4 – напірний бак для сірчаної кислоти; 5, 6 – реактори розкладання; 7 – реактор амонізації; 8 – бункер для хлористого калію; 9 – змішувальний шнек; 10 – шнек-гранулятор; 11 – сушильний барабан; 12 – елеватор; 13 – грохот для гарячого продукту; 14 – топка; 15 – охолоджувальний барабан; 16 – елеватор; 17 – двоситовий грохот для охолодженого продукту; 18 – валкова дробарка; 19 – шнек для ретурну; 20 – стрічковий конвеєр для готового продукту

Спочатку природні фосфати розкладаються за допомогою суміші азотної та сірчаної кислот. Процес розкладу проводять послідовно у декількох реакторах *U*-подібної форми 5 та 6. Зазвичай кількість реакторів становить 2–4. У перший реактор подають фосфати та азотну кислоту, у другий – сірчану кислоту. Робочий об'єм реакторів визначається за часом, потрібним для розкладання фосфатів (1–1,5 год). Температура процесу розкладання не перевищує 45–50 °С.

Через низьку температуру розкладання на відміну від розкладання фосфатів тільки сірчаною кислотою (виробництво суперфосфату) під час азотнокислого розкладання фтор у газоподібну фазу не виділяється, а залишається у пульпі. Процес розкладання провадять за інтенсивного перемішування пульпи (кількість обертів мішалки 200–250 за хвилину). Із реакторів розкладання пульпа перетікає у реактор амонізації 7, у якому відбувається друга стадія процесу – нейтралізація пульпи газоподібним аміаком.

Процес провадять послідовно в декількох реакторах такого ж типу, як і для розкладання. Кількість послідовно з'єднаних реакторів визначають за часом, потрібним для перебігу процесу амонізації (приблизно дві–три години). Зазвичай для амонізації встановлюють послідовно сім–десять реакторів. Газоподібний аміак подається в усі реактори. Процес амонізації провадять з інтенсивним перемішуванням за температури 100–110 °С. Під час амонізації випаровується близько 25 % води з пульпи. Пульпа з останнього реактора-амонізатора безперервно витікає та потрапляє у змішувальний шнек 9, куди додається третій живильний елемент у вигляді хлористого калію.

Зі змішувального шнека пульпа надходить у шнек-гранулятор 10, куди також подається ретур (дрібна фракція готового продукту) для зменшення вологості пульпи з 20–24 % до 5–6 %. У грануляторі одночасно відбувається процес грануляції. Утворені гранули висушують у сушильному барабані 11 димовими газами, які надходять у сушарку з топки 14 із температурою 250 °С. Висушений продукт розсіюється на грохоті 13. Дрібна фракція, розмір частинок якої менший за 2 мм, повертається у цикл як ретур. Більша фракція подається в охолоджувальний барабан 15, у якому охолоджується повітрям до 40–50 °С і знову розсіюється на грохоті 17.

Готовим продуктом є фракція з частинок розміром 2–4 мм. Вона спрямовується на склад та пакування. Фракція з частинок розміром меншим ніж 2 мм повертається у шнек-гранулятор 10 як ретур, а фракція з частинок розміром понад 4 мм подрібнюється на дробарці 18 і знову повертається на розсівання.

2.8. ПРОЦЕС ПАРОВОПІТРЯНОЇ КАТАЛІТИЧНОЇ КОНВЕРСІЇ МЕТАНУ У ВИРОБНИЦТВІ АМІАКУ

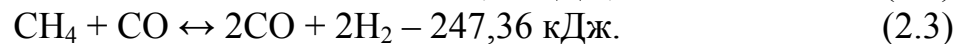
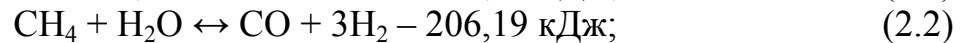
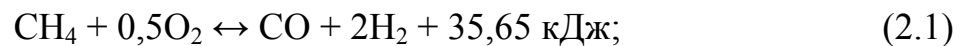
Хіміко-технологічні системи виробництва аміаку складаються з кількох підсистем: приготування азотно-водневої суміші (АВС); очищення АВС; синтезу аміаку; відділення аміаку від непрореагованої АВС та ін.

Азот для приготування АВС одержують методом зрідження повітря з наступною ректифікацією, яка можлива через різні температури кипіння компонентів АВС (за атмосферного тиску азот кипить за температури мінус 195,8 °С, а кисень – за мінус 183 °С). Водень для синтезу аміаку можна добувати різними способами, однак основне значення мають методи конверсії метану та оксиду вуглецю.

Найчастіше аміак синтезують не з азоту та водню, одержаних окремо, а з АВС, яку зазвичай готують конверсією метану та оксиду вуглецю з водяною парою та киснем повітря [11, с. 327].

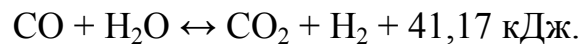
Перший етап виробництва синтетичного аміаку – одержання синтез-газу конверсією природного газу. Синтез-газ являє собою суміш монооксиду вуглецю та водню. На другому етапі відбувається конверсія монооксиду вуглецю та відокремлення сполук вуглецю, унаслідок чого одержують азотоводневу суміш, яка і є сировиною для безпосереднього синтезу аміаку. Структурну схему виробництва аміаку зображено на рис. 2.8, а.

Основним компонентом природного газу є метан. Неповне окиснення у процесі конверсії метану відбувається за такими реакціями [18, с. 94–95]:



Аналогічно перебігають реакції окиснення гомологів метану.

Одночасно з реакціями (2.1)–(2.3) конверсії метану перебігає також реакція взаємодії утвореного оксиду вуглецю (II) з водяною парою:



Процес конверсії метану складається з двох стадій: перша стадія – пароводяна конверсія метану у трубчастих печах з неповним перетворенням метану, друга – конверсія метану киснем повітря у шахтному реакторі. При цьому кисень повітря слугує окиснювачем метану, а азот входить до складу АВС.

Швидкість взаємодії метану з водяною парою без каталізатора надзвичайно мала. Найбільшу каталітичну активність у цьому процесі мають нікелеві каталізатори на глиноземі (носій). Нікелеві каталізатори виробляють у вигляді таблетованих або екструдованих кілець Рашига. Активність нікелевих каталізаторів знижується під впливом каталітичних отрут, особливо – під впливом сполук сірки. Тому природний газ перед конверсією має бути ретельно очищений від органічних сполук сірки та сірководню.

Двоступенева пароповітряна каталітична конверсія природного газу – перший етап енерготехнологічної схеми виробництва аміаку. Природний газ змішується з АВС, підігрівається та надходить на очищення від органічних сполук сірки. Після цього газ потрапляє у трубчасту піч, де відбувається перша стадія пароповітряної конверсії.

Гарячий газ після трубчастої печі змішується з водяною парою та спрямовується до шахтного реактора, у якому проходить друга стадія конверсії. Після конверсії метану газ потрапляє на конверсію монооксиду вуглецю, промивається від діоксиду вуглецю розчином моноетаноламіну та надходить на синтез аміаку.

Технологічну схему процесу конверсії метану показано на рис. 2.8, б [22, с. 326–327).

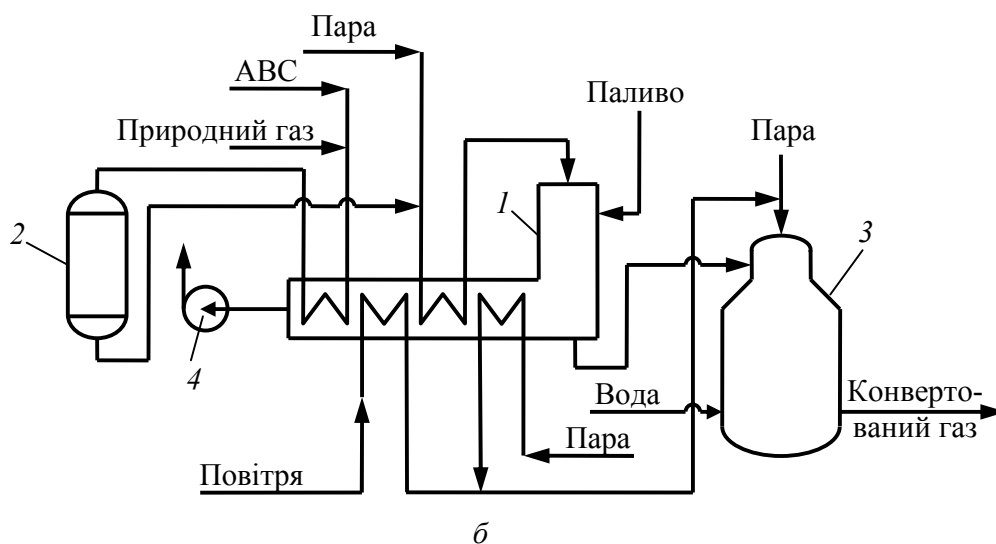
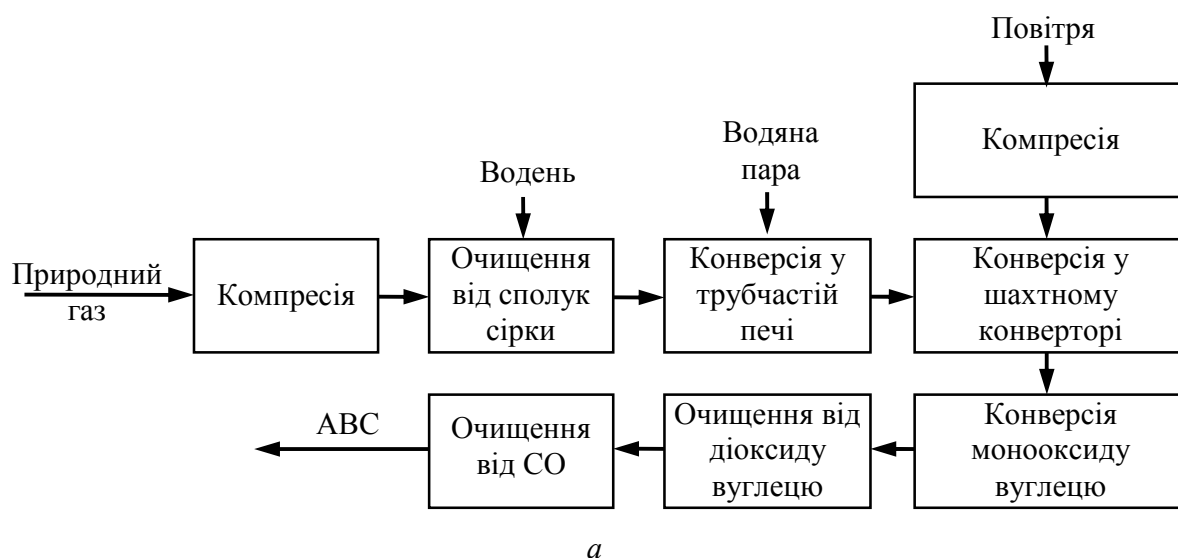


Рис. 2.8. Структурна схема добування технологічного газу для синтезу аміаку (а) і технологічна схема процесу пароповітряної каталітичної конверсії метану (б):
1 – трубчаста піч; 2 – апарат гідрування; 3 – шахтний реактор; 4 – димосос

Природний газ із заводського колектора під тиском 1,2 МПа змішується у співвідношенні 10 : 1 з АВС, яка надходить з відділення синтезу аміаку і спрямовується в трубчасту піч 1, де суміш газів підігрівається димовими га-

зами до температури близько 400 °С. Потім її спрямовують в апарат 2 гідрування сіркоорганічних сполук до сірководню. Далі природний газ, очищений від сірководню, змішують з водяною парою у співвідношенні 1 : 4. Одержану парогазову суміш подають у підігрівник, розташований у конвективній частині трубчастої печі 1, де її температура підвищується до 500–550 °С за рахунок тепла димових газів. Нагріта парогазова суміш надходить далі в реакційні труби, встановлені в радіаційній камері трубчастої печі, у яких на нікелевому каталізаторі відбувається конверсія природного газу водяною парою.

У процесі конверсії метан окиснюється в трубчастій печі водяною парою за основною реакцією (2.2). Тепло, потрібне для реакції, одержують спалюванням палива (природного газу) у міжтрубному просторі печі. Димові гази, що утворюються в результаті згоряння палива в трубчастій печі, викидаються в атмосферу димососом 4. З реакційних труб конвертований газ, що містить близько 10 % залишкового метану, за температури 800–830 °С надходить у змішувач шахтного реактора 3. Сюди ж під тиском 3 МПа подається технологічне повітря, нагріте до 500 °С у конвективній частині трубчастої печі. Газ до корпусу змішувача вводять тангенціально, повітря – зверху.

Шахтний реактор 3 призначено для проведення майже повної конверсії метану, що залишився у газі після трубчастої печі, та введення до складу отриманого технологічного газу потрібної кількості атмосферного азоту. Апарат являє собою вертикально розміщену металеву обичайку, виготовлену з малоуглецевої котлової сталі. Верхня конусна частина апарата є основою привареного до нього корпусу змішувальної камери. Нижня частина обичайки завершується конічним днищем з двома боковими відводами конвертованого газу. Внутрішня поверхня реактора футерована монолітним вогнетривким бетоном. Опорне склепіння та насадні тіла, що застосовуються в апараті, виготовлено з корунду високої чистоти.

Окиснення метану киснем у шахтному реакторі – процес сильно екзотермічний, тому процес пароповітряної конверсії відбувається автотермічно. При цьому передбачено охолодження реакційної суміші та шару каталізатора (середня температура парогазової суміші над каталізатором після зв'язування кисню повітря горючими компонентами конвертованого газу, головним чином – воднем, становить близько 1300 °С) за допомогою водяної оболонки, яка повністю охоплює шахтний реактор.

Перед потраплянням у конвертор нагрітого повітря в його потік постійно дозується водяна пара тиском 4,1 МПа і температурою 370–400 °С. Співвідношення *пара* : *повітря* становить приблизно 0,1 : 1. Відповідно до витрати газу регулюється подача пароповітряної суміші. Зі змішувача парогазоповітряна суміш потрапляє на нікелевий каталізатор. Для запобігання перегріванню та забезпечення нормального режиму роботи каталізатора над ним у конверторі метану передбачено вільний простір.

У вільному просторі верхньої частини шахтного реактора частина водню і метану, які містяться в конвертованому газі, що надходить із трубчастої печі, згоряє з киснем повітря; при цьому виділяється тепло, потрібне для ендотермічної реакції метану, що залишився, з водяною парою на нікелевому катализаторі шахтного реактора.

На виході шахтного реактора одержують конвертований газ за температури 980–1000 °С із залишковим умістом метану близько 0,5 %.

2.9. ВИРОБНИЦТВО АМІАЧНОЇ СЕЛІТРИ БЕЗВИПАРНИМ СПОСОБОМ

Аміачна селітра або нітрат амонію – концентроване азотне добриво універсальної дії, оскільки містить 35% азоту. Аміачна селітра утворюється у результаті нейтралізації азотної кислоти газоподібним аміаком:



Реакція є необоротною і за звичайних умов перебігає без утворення побічних продуктів.

Схему процесу виробництва аміачної селітри безвипарним способом показано на рис. 2.9 [2, с. 87–90]. Аміак із випарника 1 та азотна кислота концентрацією 47–50 % зі складу, підігріті у теплообмінниках 2 та 3 до температури близько 50 °С, під абсолютним тиском 0,35 – 0,45 МПа надходять у реактор-нейтралізатор 4, у якому аміак взаємодіє з водним розчином азотної кислоти, утворюючи плав аміачної селітри концентрацією 96,5 %. Одержана парорідинна емульсія надходить у відцентрові сепаратори 5 та 6, у яких сокова пара відділяється від плаву. При цьому концентрація плаву за рахунок самовипаровування в результаті зниження тиску з 0,35 до 0,125 МПа підвищується до 97,5 % NH_4NO_3 .

Оскільки плав після сепаратора має температуру близько 200 °С, у схемі передбачено використання фізичного тепла плаву аміачної селітри у вакуум-випарнику. Плав із сепаратора 5 спрямовується спочатку у донейтралізатор 7, у який подаються продукти розкладання доломіту або апатитового концентрату азотною кислотою, яка сприяє отриманню незлежуваної аміачної селітри. Крім того, у донейтралізатор подається газоподібний аміак для нейтралізації надлишку кислотності. Потім плав перетікає у збирач 8, із якого насосом 11 подається у вакуум-випарник 9. У вакуум-випарнику за рахунок самовипарювання в результаті зменшення тиску з 0,1 до 0,0347 МПа концентрація плаву підвищується до 98,5 – 99 %, а сокова пара, що утворюється при цьому, подається у поверхневий конденсатор сокової пари 13 для конденсації.

Інертні гази відсмоктуються із сокової пари вакуум-насосом 14 і викидаються в атмосферу. Плав аміачної селітри надходить у збирач для плаву 10 і через відцентровий насос 11 подається на гранулятор 17, що обертається зі швидкістю 400 об/хв, розбризкуючи плав по всьому перерізу грануляційної башти 18.

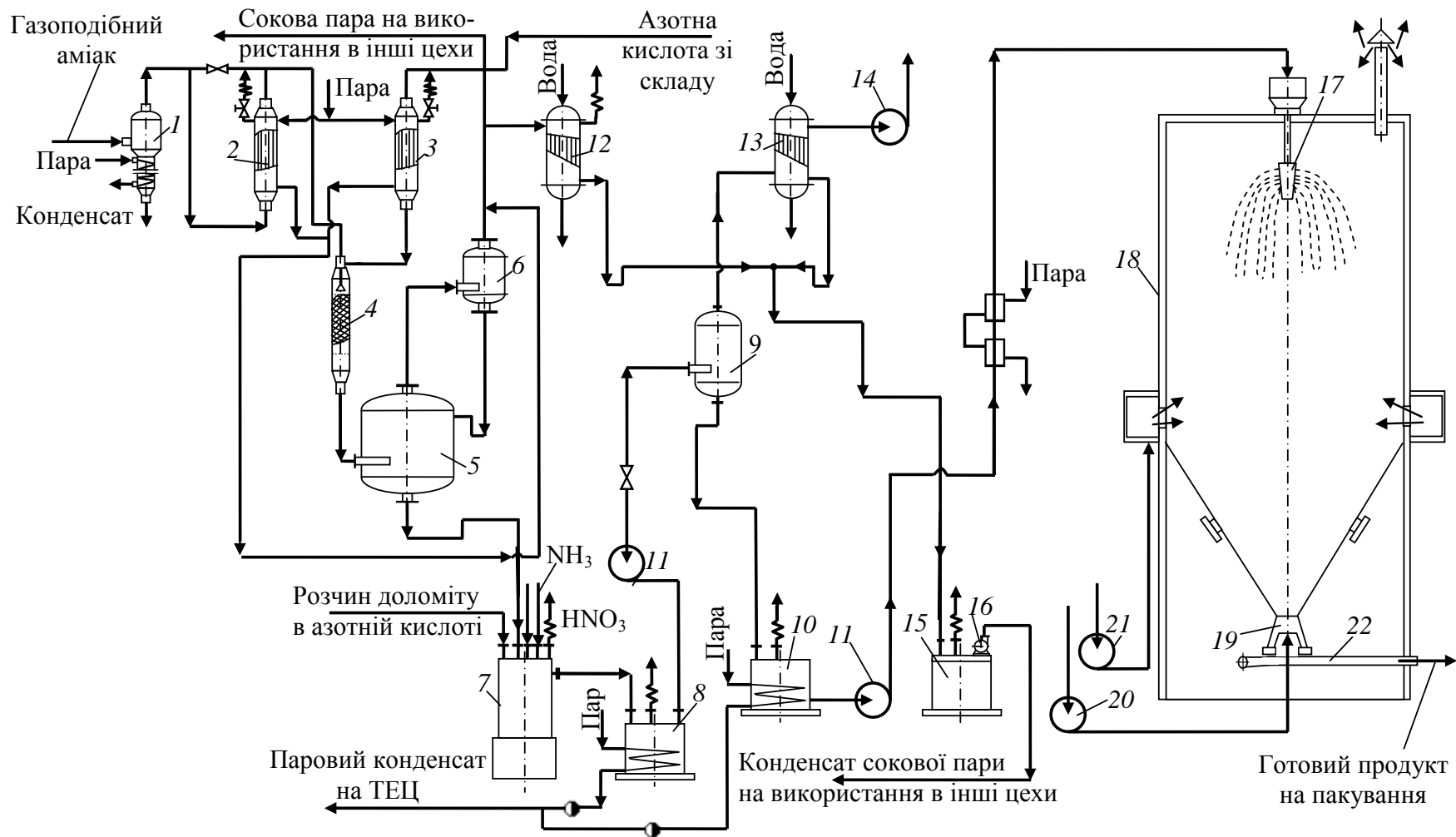


Рис. 2.9. Схема виробництва аміачної селітри безвипарним методом:

1 – випарник аміаку; 2 – підігрівник аміаку; 3 – підігрівник азотної кислоти; 4 – реактор-нейтралізатор; 5, 6 – сепаратор; 7 – донейтралізатор; 8 – збирач; 9 – вакуум-випарник; 10 – збирач для плава; 11 – відцентровий насос; 12, 13 – поверхневі конденсатори сокової пари; 14 – вакуум-насос; 15 – збирач конденсату сокової пари; 16 – заглибний насос; 17 – гранулятор; 18 – грануляційна башта; 19 – апарат для охолодження гранул у киплячому шарі; 20, 21 – вентилятори; 22 – стрічковий конвеєр

Утворені краплини плаву, падаючи донизу, тверднуть і перетворюються у гранули розміром 1–3 мм. У нижню частину башти вмонтовано апарат 19 для охолодження гранул у киплячому шарі, який утворюється за допомогою повітря, що надходить з вентиляторів 20, 21. Охолоджена аміачна селітра подається на конвейер 22, яким транспортується на пакування.

2.10. ВИРОБНИЦТВО РОЗВЕДЕНОЇ АЗОТНОЇ КИСЛОТИ ПІД АТМОСФЕРНИМ ТИСКОМ

Виробництво розведеної азотної кислоти можна розділити на три основні групи:

- 1) виробництво під атмосферним тиском;
- 2) виробництво під підвищеним тиском;
- 3) комбіноване виробництво азотної кислоти (аміак окиснюють під атмосферним, а оксиди азоту переробляють у кислоту під підвищеним тиском).

Технологічну схему установки зображено на рис. 2.10 [18, с. 252–254]. Для очищення повітря від сторонніх газів його зазвичай промивають у скрубєрі 1 водою для видалення механічних забруднень, а відтак фільтрують крізь суконні фільтри 2. Підготоване у такий спосіб повітря, а також аміак подаються в систему за допомогою вентилятора 3.

До надходження в каталізатор газову суміш ще раз фільтрують через поролітовий або картонний фільтр 4, який розміщено у верхній частині конвертора 5, змонтованого безпосередньо на котлі-утилізаторі 6.

У прямотечійному котлі по змішувачу перетікає вода, яка, нагріваючись, перетворюється в пароводяну емульсію, що розділяється в сепараторі на пару та воду. Пара із сепаратора через змішувач-перегрівник у верхній частині котла надходить до заводської системи. Температура пари становить 723 К, тиск – 4 МПа. За такої системи охолодження нітрозних газів їх температура знижується від 1100 до 430 К. Надалі вони охолоджуються у двох послідовно ввімкнених холодильниках 7 і 8. У холодильнику 7 виділяється конденсат, що містить 2–3 % HNO_3 , у холодильнику 8 – конденсат, що містить уже 25 – 30 % HNO_3 .

Другий холодильник розміщують неподалік вентилятора 9, який подає нітрозні гази в абсорбційну систему. Охолоджені нітрозні гази переміщуються через абсорбційну систему, що складається із шести-восьми колон 10. В останню за ходом газу колону протитечією подається вода. Кожна колона системи зрошується кислотою відповідної концентрації. Циркуляція зрошувальної кислоти здійснюється за допомогою відцентрових насосів 14, які подають її в колони через водяні холодильники 13. Зазвичай кислота відводиться з першої або другої за напрямком газу колони. Нітрозний вентилятор 9 підсмоктує в систему повітря в такій кількості, щоби вміст кисню у викидних газах підтримувався в межах 3,5–5 %.

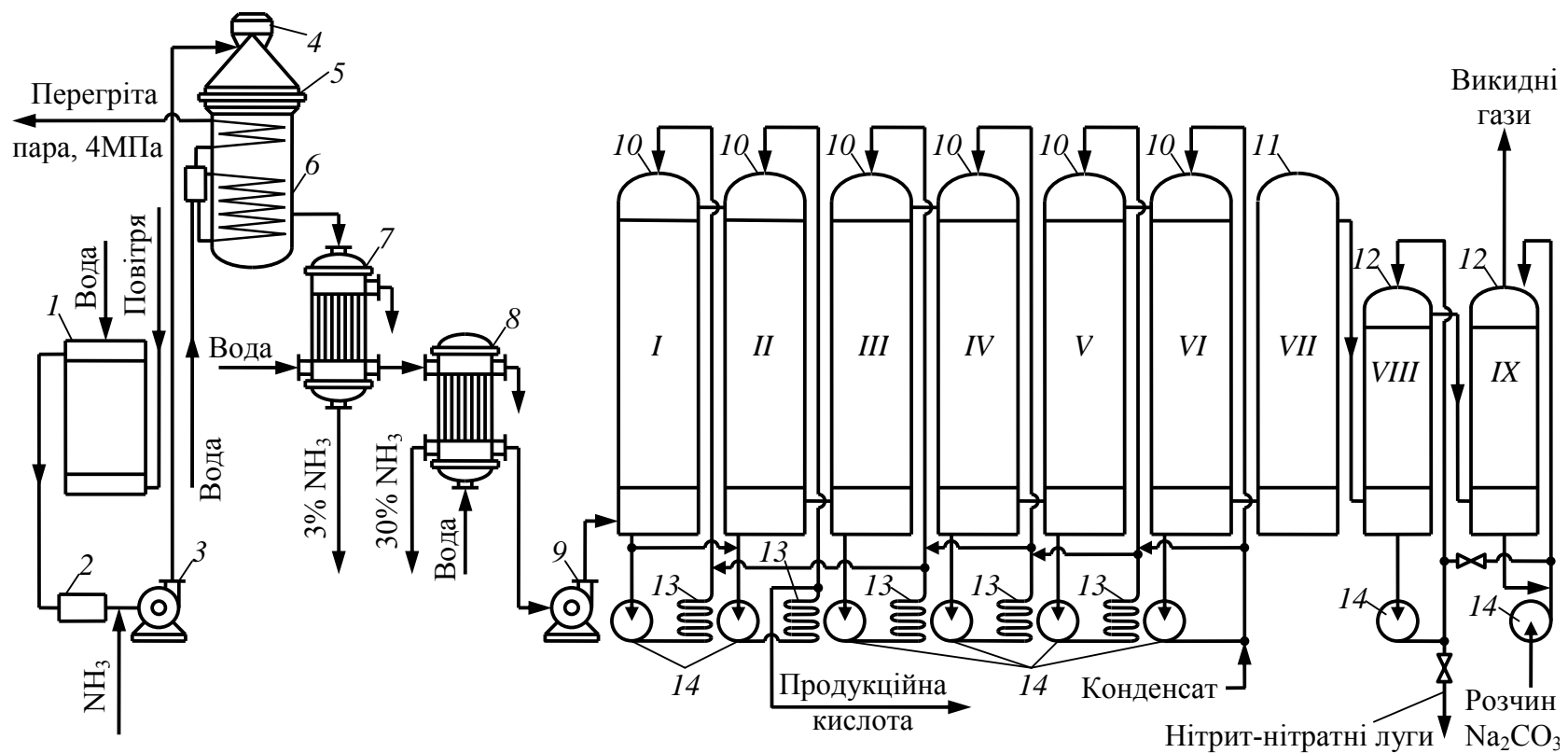


Рис. 2.10. Технологічна схема для виробництва розведеної азотної кислоти під атмосферним тиском:
 1 – скруббер; 2 – суконні фільтри; 3 – вентилятор; 4 – поролітовий фільтр; 5 – конвертор; 6 – котел-утилізатор;
 7, 8 – холодильники; 9 – вентилятор; 10 – абсорбційні башти; 11 – окисна башта; 12 – лужна башта;
 13 – водяні холодильники; 14 – насоси

Ступінь поглинання оксидів азоту в колонах 1–6 кислої абсорбції становить 92–94 %. Залишки оксидів азоту поглинаються далі в лужних баштах 12 (VIII, IX). Для підвищення ступеня окисненості NO до 50–60 % між системами кислої та лужної абсорбції встановлюють порожнисту окиснювальну башту 11 (VII).

Лужні абсорбери також працюють за принципом протитечі: у другу за напрямком руху газів башту подається розчин соди (200–250 г/л) або вапняне молоко (80–100 г/л). Після виходу з цієї башти лужний розчин передається в першу за напрямком газу башту, де остаточно перероблюється в нітрит-нітратні луги.

2.11. КОНЦЕНТРУВАННЯ РОЗВЕДЕНОЇ АЗОТНОЇ КИСЛОТИ ЗА ДОПОМОГОЮ НІТРАТУ МАГНІЮ

Безпосередня дистиляція розведених водних розчинів азотної кислоти дозволяє концентрувати її майже до вмісту 60–65 % HNO_3 ; 68,4 %-й розчин HNO_3 відповідає азеотропному складові та має максимальну температуру кипіння 394,9 К. Тільки введенням у розведену азотну кислоту водовіднімальних речовин (концентрованої сірчаної кислоти, нітрату магнію тощо) можна підвищити тиск насичених парів HNO_3 і відігнати концентровану азотну кислоту. Температури кипіння розчинів сірчаної кислоти значно вищі за температури кипіння концентрованої азотної кислоти, тому під час дистиляції в парах буде перебувати HNO_3 , а в кубовому залишку – водний розчин H_2SO_4 .

Схему концентрування азотної кислоти за допомогою нітрату магнію зображено на рис. 2.11 [18, с. 263–268]. Установка концентрування азотної кислоти складається з відпарної та дистиляційної колон, конденсатора концентрованої азотної кислоти та концентратора розчину нітрату магнію.

Розведена азотна кислота надходить у відпарну колону 2 тарільчастого типу. Сюди ж – на одну тарілку вище від уведення азотної кислоти – подається підігрітий до 373 К у кип'ятильнику 8 72 %-й розчин нітрату магнію. У нижній частині відпарної колони за допомогою кип'ятильника 1 температура розчину підтримується в межах 430–450 К.

Пари, що виходять з відпарної колони, містять близько 87 % HNO_3 та 13 % води і надходять в дистиляційну колону 3. Розчин нітрату магнію, що містить близько 55 % $\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$, через кип'ятильник 7 надходить у вакуум-випарник 6 на концентрування до вмісту 72 % $\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$.

Пара води, що виділяється з розчину в вакуум-випарнику 6, надходить у барометричний конденсатор 5. У дистиляційній колоні 3 відбувається концентрування 87 %-го розчину HNO_3 до вмісту 99 % HNO_3 . Його пари за температури 360 К надходять у конденсатор 4, відтак частина конденсату у вигля-

ді флегми повертається в дистиляційну колону 3, а решта концентрованої кислоти передається на склад. Утворений у дистиляційній колоні 75 %-й розчин HNO_3 стікає до відпарної колони 2.

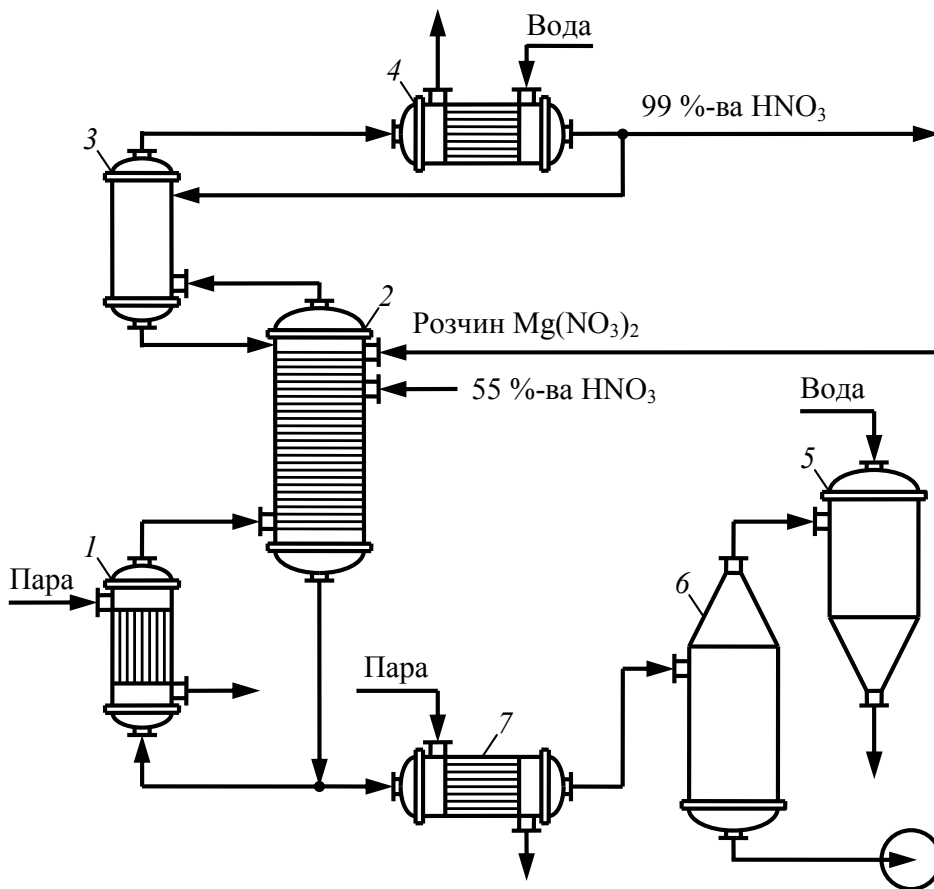


Рис. 2.11. Технологічна схема установки для концентрування азотної кислоти за допомогою нітрату магнію:

1, 7 – кип'ятильники; 2 – відпарна колона; 3 – дистиляційна колона; 4 – конденсатор;
5 – барометричний конденсатор; 6 – вакуум-випарник

Відношення концентрованого розчину нітрату магнію й азотної кислоти, що надходить на установку, має бути не меншим за 2,5, щоб концентрація відпрацьованого розчину нітрату магнію була не нижча ніж 55 %.

2.12. ПРОЦЕС СИНТЕЗУ АМІАКУ СЕРЕДНЬОГО ТИСКУ

Залежно від тиску АВС розрізняють схеми синтезу аміаку, що працюють за низьких (9–19 МПа), середніх (27–31 МПа) та високих (44–98 МПа) тисків.

Схему однієї з установок середнього тиску потужністю 600 т/добу показано на рис. 2.12 [18, с. 172–178]. Свіжа, очищена від усіх домішок АВС, стискається в опозитних багатоцільових компресорах 1, у яких компримуються АВС, циркуляційний газ, аміак холодильної установки.

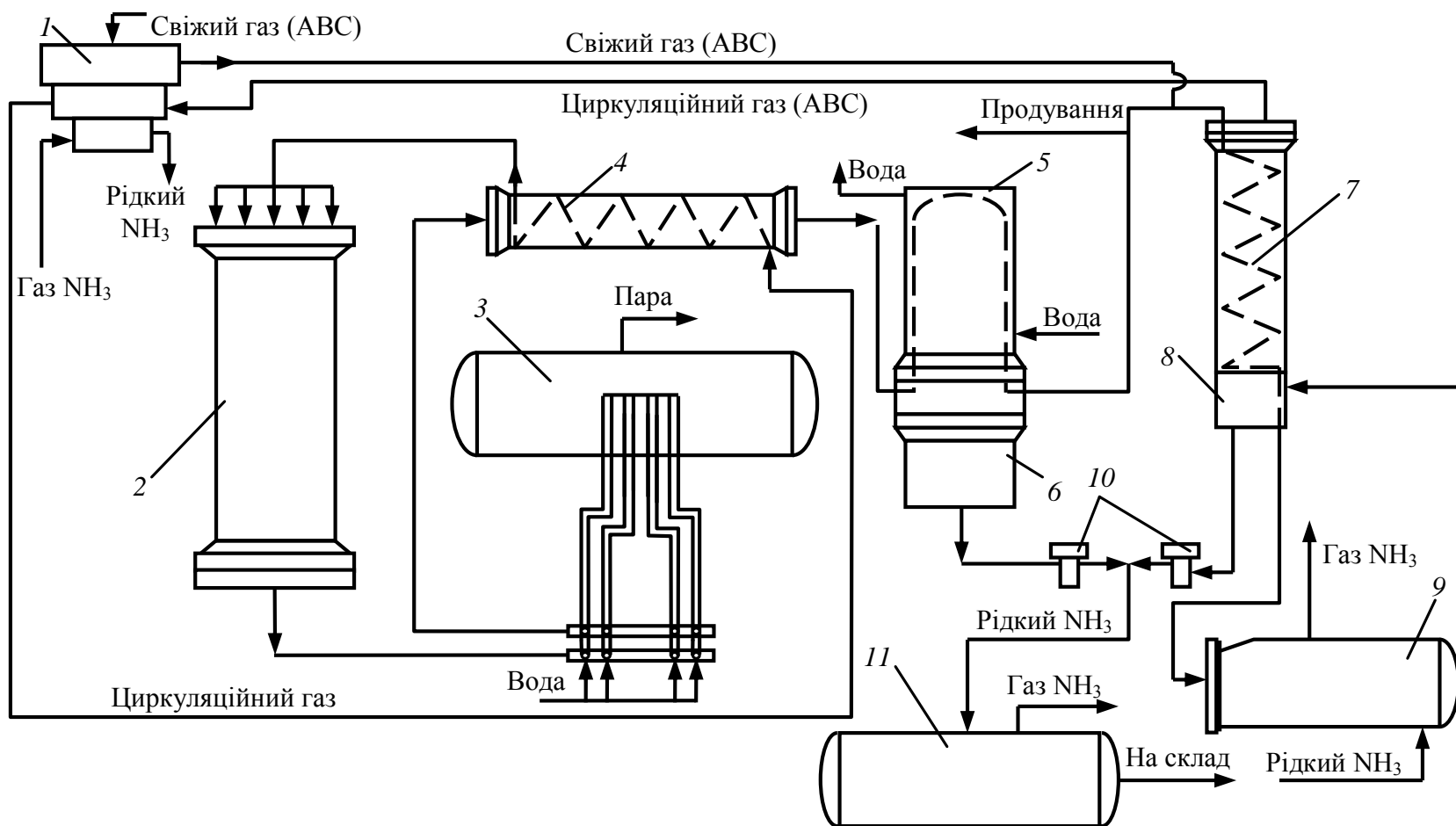


Рис. 2.12. Схема установки синтезу аміаку середнього тиску потужністю 600 т/добу:
 1 – компресори; 2 – колона синтезу; 3 – котел-утилізатор; 4 – нагрівальний теплообмінник;
 5 – водяний конденсатор; 6, 8 – сепаратори; 7 – холодний теплообмінник; 9 – випарник;
 10 – магнітні фільтри; 11 – збирач

П'ять таких компресорів – по два робочі на кожну лінію виробництва аміаку і один загальний резервний – з'єднані за колекторно-агрегатною системою, щоб дати змогу працювати двом агрегатам для добування синтез-газу і будь-якому одному агрегату для синтезу аміаку. Стиснута до 32,5 МПа свіжа АВС змішується з циркуляційним газом, що надходить у трубки холодного теплообмінника 7.

Переміщуючись по трубках холодного теплообмінника, циркуляційний газ охолоджується від 303 до 290 К газом, що переміщується у міжтрубному просторі після сепаратора аміачного випарника 8. Із теплообмінника 7 газова суміш надходить у випарник рідкого аміаку 9 для наступного охолодження. Переміщуючись трубками випарника, циркуляційний газ охолоджується до 270 К рідким аміаком, що випаровується в міжтрубному просторі. Суміш циркуляційного газу зі сконденсованою частиною аміаку надходить у сепаратор 8. Відділений від рідкого аміаку газ надходить у міжтрубний простір холодного теплообмінника 7 і далі – у компресор 1 для достискання.

Після компресора циркуляційний газ з температурою 300 К і тиском 34,3 МПа надходить у міжтрубний простір гарячого теплообмінника 4, нагрівається до 440 К і потрапляє в колону синтезу аміаку 2, де на залізному промотованому каталізаторі за температури 770–790 К утворюється аміак. Частина теплоти реакції синтезу аміаку використовується в колоні для нагрівання циркуляційного газу до температури початку реакції (720 К). Для регулювання температурного режиму в колоні синтезу аміаку є байпасні лінії подавання частини циркуляційного газу у верхню частину колони і на полиці. З колони циркуляційний газ надходить з температурою 650. Потім він послідовно охолоджується: до 460 К – у паровому котлі-утилізаторі 3 з отриманням пари тиском 3,9 МПа; у трубках гарячого теплообмінника 4 – до 330 К газом, що через міжтрубний простір надходить у колону синтезу аміаку; до 303 К – у водяному конденсаторі 5.

Відсепарований циркуляційний газ надходить із сепаратора 6 у холодний теплообмінник 7. По шляху частина газу виводиться з циркуляції для підтримання кількості інертних газів у циклі перед колоною до 10 %. Після продування в циркуляційний газ додають свіжий. Після змішування цикл циркуляційного газу повторюється.

Для того щоб домішки в свіжому газі відмивались і виводились рідким аміаком, його виводять безпосередньо перед холодним теплообмінником 7. Рідкий аміак із сепараторів 6 і 8 надходить у магнітні фільтри 10 для вловлювання каталізаторного пилу, далі редукується до 3,97 МПа, надходить у збирач 11, а потім – на склад.

2.13. ПРОЦЕС ВИПАРЮВАННЯ НІТРАТУ АМОНІЮ

Нітрат амонію NH_4NO_3 (технічна назва – *аміачна селітра*) – основне азотне добриво, у якому масова частка азоту в амонійній і нітратній формах становить 35 %. Застосовують також для одержання вибухових речовин (амонітів).

Нітрат амонію дуже добре розчиняється у воді з поглинанням великої кількості теплоти (якщо нітрат амонію розчиняється в однакових частках води, температура розчину знижується приблизно на 25 K). Крім води, нітрат амонію добре розчиняється в рідкому аміаку.

Нітрат амонію дуже злежується і втрачає сипкість під час зберігання, а за певних умов навіть перетворюється в монолітну масу, що важко піддається подрібненню. Злежуваність нітрату амонію зумовлено високою розчинністю у воді, значним температурним коефіцієнтом розчинності солі, гігроскопічністю, поліморфними перетвореннями та іншими чинниками. Для запобігання цьому в плав нітрату амонію додають розчинні неорганічні солі (наприклад, сульфату амонію), а готовий продукт гранулюють і зберігають у герметичній упаковці.

Основними стадіями виробництва гранульованого нітрату амонію є: нейтралізація азотної кислоти аміаком, випарювання розчинів нітрату амонію, гранулювання плаву нітрату амонію, охолодження й оброблення гранул, очищення газових викидів і стічних вод, пакування готового продукту.

Забезпечення залишкового вмісту вологи в готовому нітраті амонію нижче за 0,3 % – неодмінна умова високої якості продукту. Тому велику увагу приділяють організації процесу упарювання розчину нітрату амонію, який найчастіше провадять у випарних апаратах комбінованого типу. Установку комбінованого випарного апарата, схему якої зображено на рис. 2.13 [18, с. 304–309], складається з трьох частин: очисної, трубчастої та концентраційної.

Розчин нітрату амонію з концентрацією NH_4NO_3 не нижче від 87 % надходить у трубчасту частину випарного апарата 3. Стікаючи стінками трубок, що обігрівуються парою, розчин упарюється і надходить у нижню концентраційну частину випарного апарата, де на сіткових провальних тарілках, які теж обігрівуються, концентрація NH_4NO_3 в ньому доводиться до 99,7–99,8 %. Сюди ж, у нижню частину апарата, вентиляторами 5 подається підігріте парою в підігрівнику 4 до температури 458 K атмосферне повітря.

Повітря, барботуючи через шар розчину на сіткових тарілках і переміщуючись трубками вверх, назустріч стікаючому розчину, відводить вологу, а потім очищується на тарілках перетічного типу в очисній частині випарного апарата та викидається в атмосферу. Верхня тарілка очисної частини апарата зрошується конденсатом сокової пари, а з нижньої витікає розчин з 20 %-м умістом NH_4NO_3 .

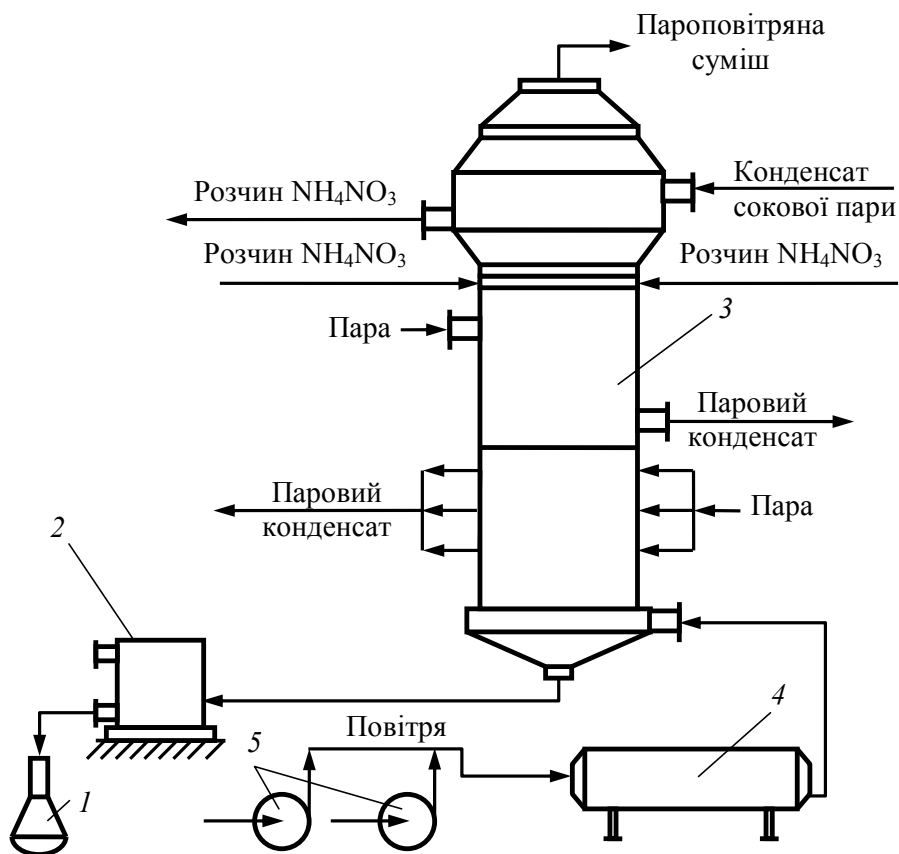


Рис. 2.13. Технологічна схема установки комбінованого випарного апарата:
 1 – розбризкувач; 2 – буферний бак; 3 – випарний апарат; 4 – підігрівник; 5 – вентилятори

Температурний режим роботи концентраційної частини випарного апарата має інтервал, нижня межа якого становить 436–443 К, а верхня – 453–463 К, що визначається умовами безпечної роботи. Концентрований плав NH_4NO_3 стікає з апарата в буферний бак 2 і звідти надходить у розбризкувач 1 грануляційної башти (на схемі не показано).

2.14. ВИРОБНИЦТВО АЗОТНОЇ КИСЛОТИ ПІД ТИСКОМ 0,73 МПа

Виробництво включає такі стадії: підготовку та компримування повітря; підготовку газоподібного аміаку; підготовку аміачно-повітряної суміші; конверсію аміаку з рекуперацією тепла реакції (отримання пари); охолодження нітрозних газів і абсорбцію оксидів азоту з отриманням азотної кислоти; каталітичне очищення хвостових газів від залишкових оксидів азоту.

У технологічній схемі окиснювання аміаку та перероблення нітрозних газів в азотну кислоту здійснюються під тиском вищим від атмосферного. Зазвичай застосовують тиск у межах 0,4–0,9 МПа. Схему установки, що працює під тиском від 0,73 МПа (абсолютних) на початку схеми і до 0,58 МПа наприкін-

ці, показано на рис. 2.14 [18, с. 258–260]. Атмосферне повітря спочатку очищується на суконному фільтрі 1, потім промивається водою, відпрацьованою в холодильниках установки. У першому ступені турбокомпресора 5 очищене повітря стискається до 0,353 МПа (при цьому нагрівається до температури 175 °С), потім охолоджується у водяному холодильнику 10 до 40–45 °С і стискається в другому ступені турбокомпресора 9 до кінцевого тиску 0,73 МПа (абсолютного тиску), нагріваючись там приблизно до 125–135 °С. Далі стиснене повітря витрачається на спалювання аміаку, додається в процесі кислої абсорбції, використовується для віддування оксидів азоту від азотної кислоти (на схемі не показано) та на спалювання природного газу в топках 3 і 4.

Очищений газоподібний аміак під тиском 1,0–1,2 МПа підігрівається паром в підігрівнику 16 до температури 150 °С і надходить у змішувач 14, куди подається також повітря, нагріте до 270 °С нітрозними газами в теплообміннику 15. Отримана аміачно-повітряна суміш, що містить 10 % аміаку, фільтрується повторно в поролітовому фільтрі 13 і надходить на каталізатор у конвертор 18. Як каталізатор застосовують 16 сіток з нитки завтовшки 0,09 мм (платинородієвий сплав із вмістом Rh 7,5 %) і з кількістю отворів 1024 на 1 см² поверхні сітки.

Конверсія аміаку здійснюється за температури 890–900 °С, вихід оксиду азоту становить до 96 %. Тепло реакції окиснювання аміаку використовується в котлі-утилізаторі 19 для одержання перегрітої пари з тиском 1,3 МПа і температурою 230 °С. Нітрозні газу при цьому мають охолоджуватися до температури 170 °С.

Однак завдяки тому, що за підвищеного тиску (навіть за високих температур) відбувається процес окиснювання NO до NO₂, температура нітрозних газів на виході з котла не стає нижчою за 260 °С. Далі нітрозні газу проходять крізь фільтр для уловлювання платини, розміщений у верхній частині порожнистого апарата 17 – окиснювача. За час перебування в окиснювачі оксид азоту окиснюється до двооксиду – на виході з апарата загальний ступінь окиснення досягає приблизно 80 %. Температура газів після окиснювання NO підвищується до 300–310 °С, і це тепло частково використовується для підігрівання повітря в теплообміннику 15. Тут нітрозні газу охолоджуються до температури 175 °С, а повітря нагрівається від 110 до 270 °С. Більш глибоке використання тепла нітрозних газів не вигідне, тому вони додатково охолоджуються водою в заглибному холодильнику 20 до 50–55 °С.

У холодильнику 20 одночасно з охолодженням нітрозних газів відбувається конденсація водяної пари, яка утворилася від спалювання аміаку, а також взаємодія двооксиду азоту з водяним конденсатом і частково з парами, що приводить до утворення азотної кислоти. У результаті цього з конденсатора виходить приблизно 52 %-ва азотна кислота (до 50 % від загального виробітку).

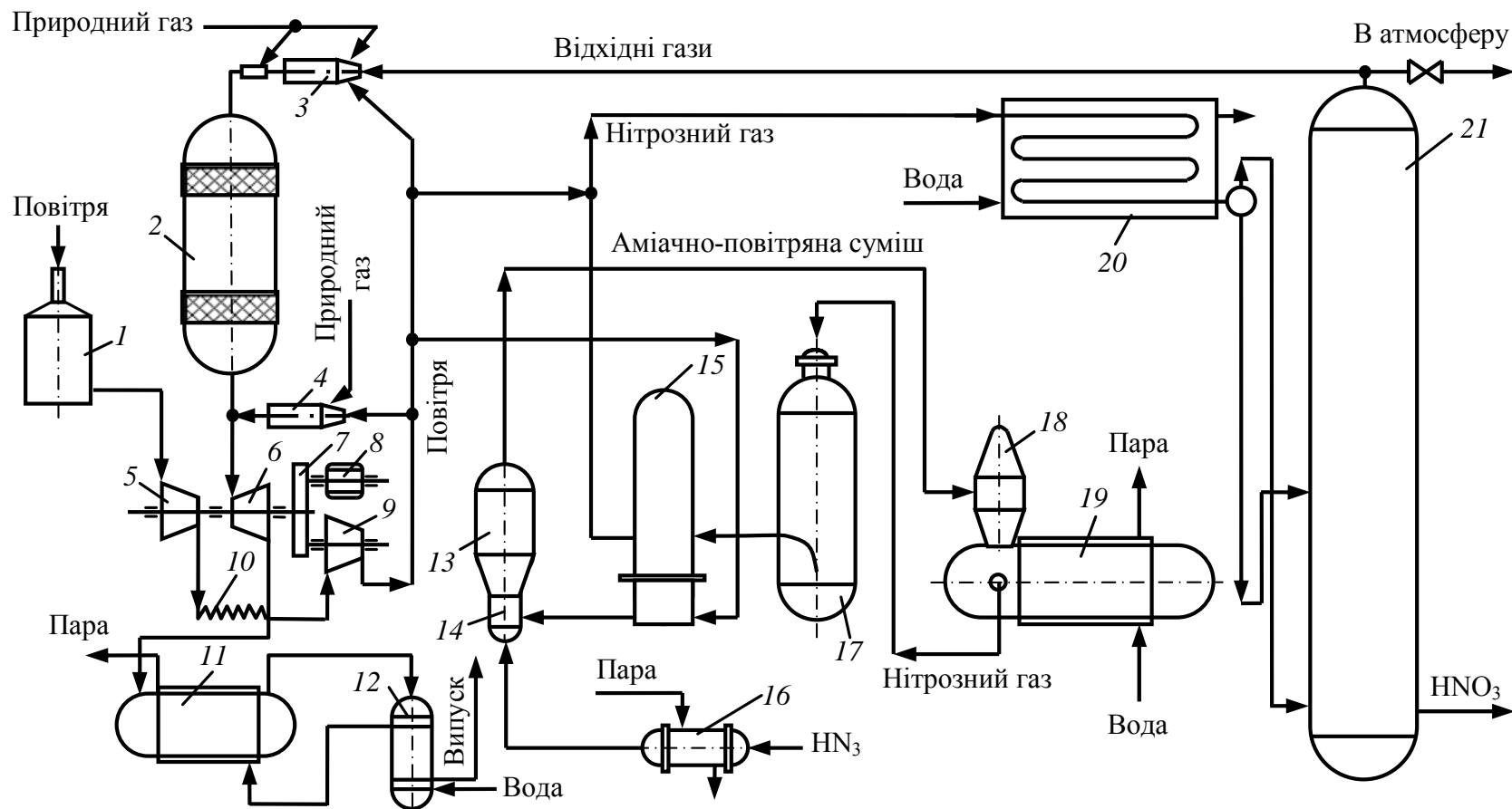


Рис. 2.14. Технологічна схема виробництва азотної кислоти під тиском 0,73 МПа:

- 1 – фільтр для повітря; 2 – конвертор розщеплення оксидів; 3, 4 – топки; 5 – турбокомпресор (перший ступінь); 6 – газова турбіна; 7 – редуктор; 8 – мотор-генератор; 9 – турбокомпресор (другий ступінь); 10 – проміжний холодильник; 11 – котел-утилізатор; 12 – економайзер; 13 – поролітовий фільтр; 14 – змішувач аміаку і повітря; 15 – підігрівник повітря; 16 – підігрівник аміаку; 17 – окиснювач нітрозних газів; 18 – конвертор; 19 – котел-утилізатор; 20 – холодильник-конденсатор; 21 – абсорбційна колона

На виході з холодильника кислота відокремлюється від газів і самопливом спрямовується в абсорбційну колону 21 на тарілку з кислотою тієї ж концентрації. Гази надходять у нижню частину колони для абсорбції сумішшю води й азотної кислоти. В абсорбційній колоні з насадкою із сітчастих тарілок нітрозні газы піднімаються знизу вгору назустріч стікаючій кислоті. У процесі абсорбції газы збіднюються оксидами азоту і на виході з колони вміст їх знижується до 0,1–0,15 %. Від верхньої тарілки до нижньої концентрація кислоти збільшується, досягаючи на виході з колони 55–56 %.

Продукційна кислота, отримана в колоні під тиском, містить до 1 % розчинених оксидів азоту, що видаляються під час продування повітрям з підвищенні температури до 50–55 °С та повертаються в абсорбційну колону (на схемі не показано). Концентрація кисню у відхідних газлах підтримується в межах економічно оптимальної кількості (3–3,5 %).

Після абсорбційної колони відхідні газы очищаються від оксидів азоту. Для цього їх спочатку підігрівають до температури 370–420 °С у топці 3 за рахунок тепла спалювання природного газу, потім у газову суміш додають певну кількість природного газу з таким розрахунком, щоб співвідношення $\text{CH}_4 : \text{O}_2$ становило 0,62–0,66.

Для того щоб почався процес взаємодії CH_4 і $\text{NO} + \text{NO}_2$, суміш потрібно нагріти до температури запалювання, яка залежить від виду каталізатора у конверторі 2. Найнижча температура запалювання спостерігається у разі застосування наносного паладієвого каталізатора. Він же є кращим каталізатором у тих випадках, коли як відновник використовують пропан, етилен або аміак. Іншими каталізаторами можуть бути родій, рутеній, кобальт, нікель, а також суміш каталізаторів, розміщених одним або двома шарами.

У двоступеневому реакторі ступінь розкладання оксидів азоту вища, ніж в одноступеневому.

У процесі експлуатації каталізатор втрачає активність. Тому слід поступово збільшувати температуру підігріву газів на вході у конвертор 2 з 370 до 400–420 °С. У результаті екзотермічних реакцій, які перебігають на каталізаторі, температура газів підвищується до 690–790 °С. Залишкова концентрація оксидів азоту в продуктах реакції коливається від 0,01 до 0,04 %. Така концентрація NO_2 у газлах перебуває у межах видимості забарвлення неозброєним оком.

Відхідні газы, що містять продукти розщеплення оксидів азоту за температури 730 °С і тиску 0,55–0,58 МПа, охолоджуються до 700 °С з додаванням деякої кількості стиснутого повітря і проходять через газову турбіну 6, приводячи в дію турбокомпресор 9 для стискання повітря (рис. 2.15). Таким чином, тепло, отримане від спалювання природного газу в агрегаті для очищення відхідного газу, є джерелом енергії для повітряного турбокомпресора.

Температуру газів перед турбіною (близько 700 °С) зумовлено жаростійкими властивостями металу, з якого зроблено турбіну. У разі застосування більш жаростійкого металу температура газів може підвищуватись.

Топку 4 для спалювання природного газу під тиском зазвичай використовують тільки під час пуску газової турбіни 6. Якщо турбіна дає більше енергії, ніж це потрібно турбокомпресору 9 для стискання повітря, її надлишок передається мотору-генератору 8 (він є розганяльним двигуном для запуску турбіни), який відводить електричний струм у загальну мережу заводу. У турбіні 6 газ охолоджується з 700 до 390–410 °С, а тиск знижується з 0,55 до 0,106 МПа. Тепло, що залишилося, використовують в котлі-утилізаторі 11 і економайзері 12 для одержання перегрітої пари з тиском 1,3 МПа і температурою 230 °С. При цьому газ охолоджується до 180 °С та викидаються в атмосферу.

У розглянутій схемі електроенергія не витрачається на технологічні потреби, її замінює природний газ. Електроенергія споживається в незначній кількості тільки для приводу насосів для перекачування кислоти, подавання живильної води в котли тощо. Експлуатація розглянутої схеми не спричиняє викидів в атмосферу шкідливих газів.

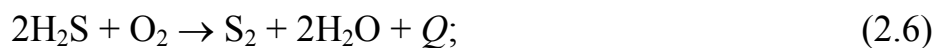
2.15. ВИРОБНИЦТВО ЕЛЕМЕНТАРНОЇ СІРКИ З КОНЦЕНТРОВАНОГО СІРКОВОДНЮ

Як сировину для процесу виробництва елементарної сірки використовують кислий газ, який містить до 98 % сірководню. Зазвичай його отримують у процесі очищення газів перероблення нафти.

Сірководень спалюють під час подавання всього потоку кислого газу в суміші з атмосферним повітрям у топку. При цьому у факелі перебігають такі реакції:



Також можливі реакції



Типову схему установки для добування елементарної сірки з концентрованого сірководню показано на рис. 2.15 [22, с. 5–16].

Частина вхідного газового потоку (близько 87 % від загальної кількості) під тиском 0,12 МПа і атмосферне повітря, яке нагнітається спеціальною повітрорудовкою, подаються у пальники топки реактора-генератора 1 для спалювання з нестачею кисню за реакціями (2.6), (2.7).

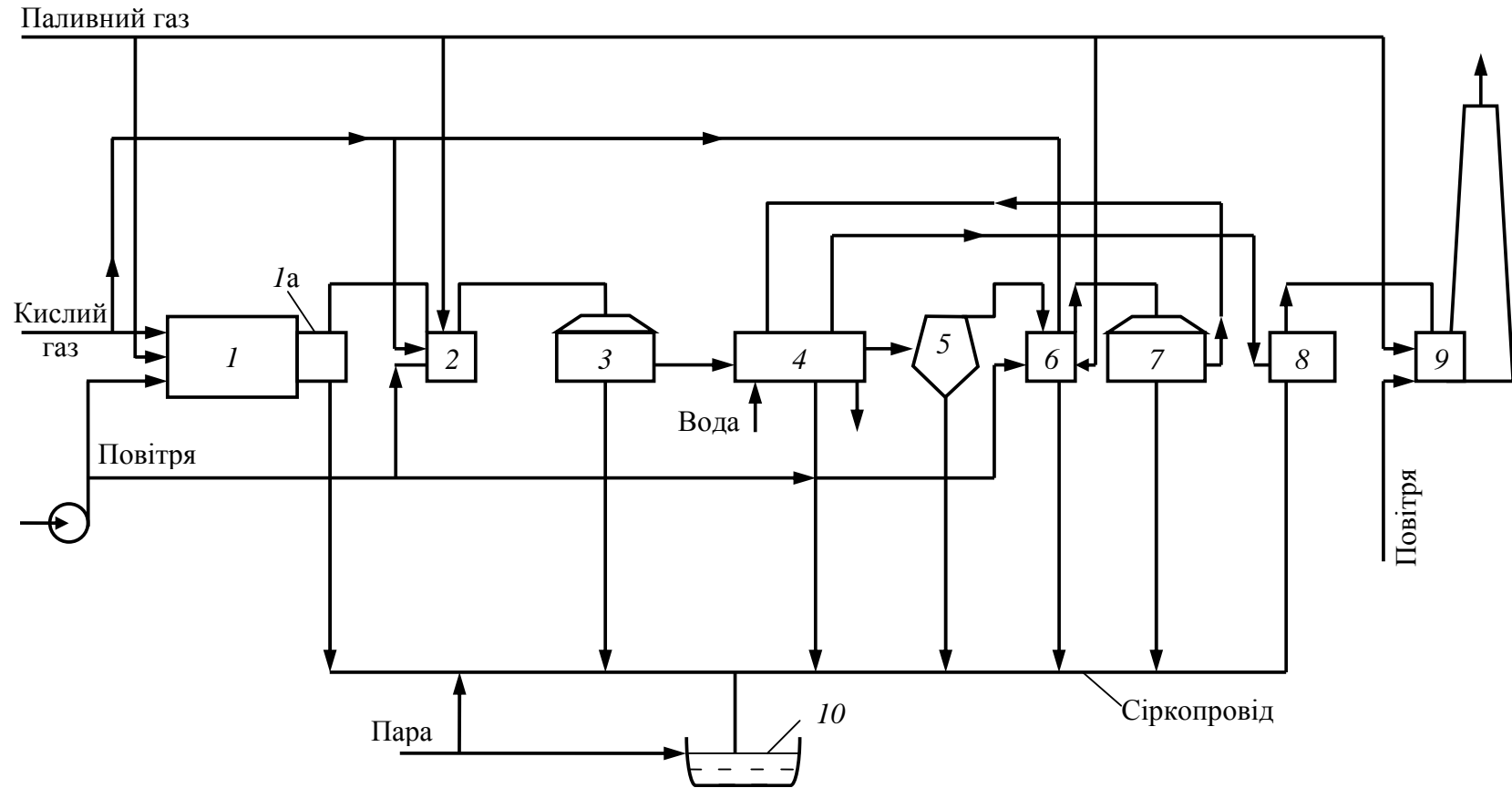
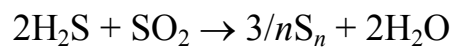


Рис.2.15. Технологічна схема установки для добування елементарної сірки з концентрованого сірководню:
 1 – реактор-генератор; 1а – котел-утилізатор, розміщений в реакторі-генераторі; 2 – підігрівник першого ступеня;
 3 – каталітичний конвертор першого ступеня; 4 – конденсатор-генератор; 5 – циклон; 6 – підігрівник другого ступеня;
 7 – каталітичний конвертор другого ступеня; 8 – сірковловлювач; 9 – піч допалювання; 10 – збирач сірки

Кількість повітря, що подається у топку, підтримується регулятором співвідношення *кислий газ : повітря* на такому рівні, щоб відношення об'ємів непрореагованого сірководню та одержаного сірчистого газу становило 2 : 1. У топці реактора-генератора 1, футерованій високоглиноземистою цеглою, під час спалювання кислого газу температура сягає 1500 °С. Тут утворюється близько 65 % усієї елементарної сірки, яка виводиться з газового потоку конденсацією її парів у котлі-утилізаторі 1а, розташованому на шляху вихідного газу в реакторі-генераторі 1.

Рідка сірка надходить крізь гідрозатвори у сіркопровід і далі у збирач сірки 10. З котла-утилізатора 1а реакційні газу виходять з температурою 160 °С.

У наступних стадіях процесу відбувається двоступенева конверсія сірководню та діоксиду сірки за реакцією



у двох каталітичних конверторах 3 та 7 зі стаціонарним шаром каталізатора.

Утворювана сірка під час охолодження технологічного газу до 155 °С конденсується в проміжних холодильниках-конденсаторах, з'єднаних у вигляді конденсатора-генератора 4, звідки сіркопроводом надходить у збирач 10.

За допомогою парових супутників і кожухів по довжині сіркопроводу та сховища сірки підтримується температура 135 °С. Охолоджені газу підігріваються до потрібної температури через змішування цих газів у змішувальних камерах підігрівників 2 та 6 з продуктами горіння за реакціями (2.4) та (2.5). Регулятори співвідношення *кислий газ : повітря* (по одному на кожний підігрівник) дозують потрібний об'єм повітря в топку підігрівників. У підігрівник 2 надходить 7,5 % від загальної кількості вхідного кислого газу.

Технологічний газ після змішування його із продуктами горіння кислого газу надходить у каталітичний конвертор 3 першого ступеня з температурою 260–270 °С. У конверторі за рахунок тепла реакції температура газів збільшується до 300–310 °С. Реакція у першій стадії конверсії перебігає на 55 %.

Другий каталітичний ступінь відрізняється від першого тим, що частка сірководневого газу, який подається в підігрівник 6 другого ступеня, становить 5,5 % від загального обсягу; температура газу на вході та виході з конвертора 7 другого ступеня становить відповідно 225–235 °С та 240–250 °С. Реакція (2.8) тут перебігає на 39 %.

Газ, що відходить з конвертора 7 другого ступеня, після охолодження до 150 °С у конденсаторі-генераторі 4 та звільнення від пароподібної сірки, надходить до сірковловлювальної башти 8, яка являє собою скруббер із шаром насадки з керамічних кілець, у якому від газу відокремлюються механічно захоплені краплі сірки. Сірка із сірковловлювача 8 через гідрозатвор і сіркопровід стікає у збирач сірки 10.

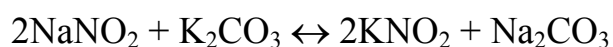
Газ на виході із сірковловлювача 8 має температуру 127 і 132 °С. У цьому газі залишаються 2–4 % H₂S і 1–2 % SO₂, а також невиловлені частинки сірки. Безкисневі сірчисті сполуки, що містяться у «хвостових» газах, мають бути допалені до SO₂, бо викидання їх у атмосферу неприпустиме згідно із санітарними вимогами. Тому «хвостові» гази спочатку спрямовуються у піч допалювання 9, яка працює на паливному газі й у якій за температури близько 570 °С та надлишку кисню повітря допалюються непрореаговані залишки сірководню та сірки, а потім через димову трубу викидаються в атмосферу.

Ведення процесу відповідно до технологічного регламенту має забезпечувати вміст SO₂ в димових газах не більше ніж 1,7 %.

2.16. ВИРОБНИЦТВО НІТРИТУ КАЛІЮ

Нітрит калію KNO₂ широко застосовують в аналітичній практиці, в органічному синтезі, в медицині, як окиснювач або відновник, а також як препарат для отримання багатьох продуктів методом обмінного розкладу.

Найбільше поширений конверсійний метод одержання нітриту калію з нітриту натрію NaNO₂ та карбонату калію K₂CO₃. Цей метод дозволяє добувати нітрит калію високої чистоти з недорогої сировини. Обмінна реакція між нітритом натрію та карбонатом калію



перебігає швидко і з достатньою повнотою за температур 80–90 °С.

У результаті реакції утворюються добре розчинний нітрит калію та порівняно малорозчинний карбонат натрію. При цьому більша частина карбонату натрію в процесі конверсії розчинів випадає у донну фазу. Це дозволяє одержувати первинні кристали нітриту калію з високим умістом основної речовини. Залежно від призначення нітриту калію для його виробництва як сировину застосовують технічні солі, перекристалізовані один-два рази, або солі реактивної чистоти. У випадку виробництва нітриту калію для аналітичних або наукових цілей сировиною є тільки препарати реактивної чистоти.

Технологічну схему виробництва нітриту калію реактивної чистоти зображено на рис. 2.16 [9, с. 67–71].

Виробництво нітриту калію складається з таких основних стадій:

- одержання розчинів нітриту калію і карбонату натрію обмінним розкладом NaNO₂ та K₂CO₃;
- випарювання отриманих розчинів та відділення від них карбонату натрію, що випадає в осад;
- випарювання розчину нітриту калію, який містить мало карбонату натрію, кристалізація його та відділення кристалів від маточного розчину.

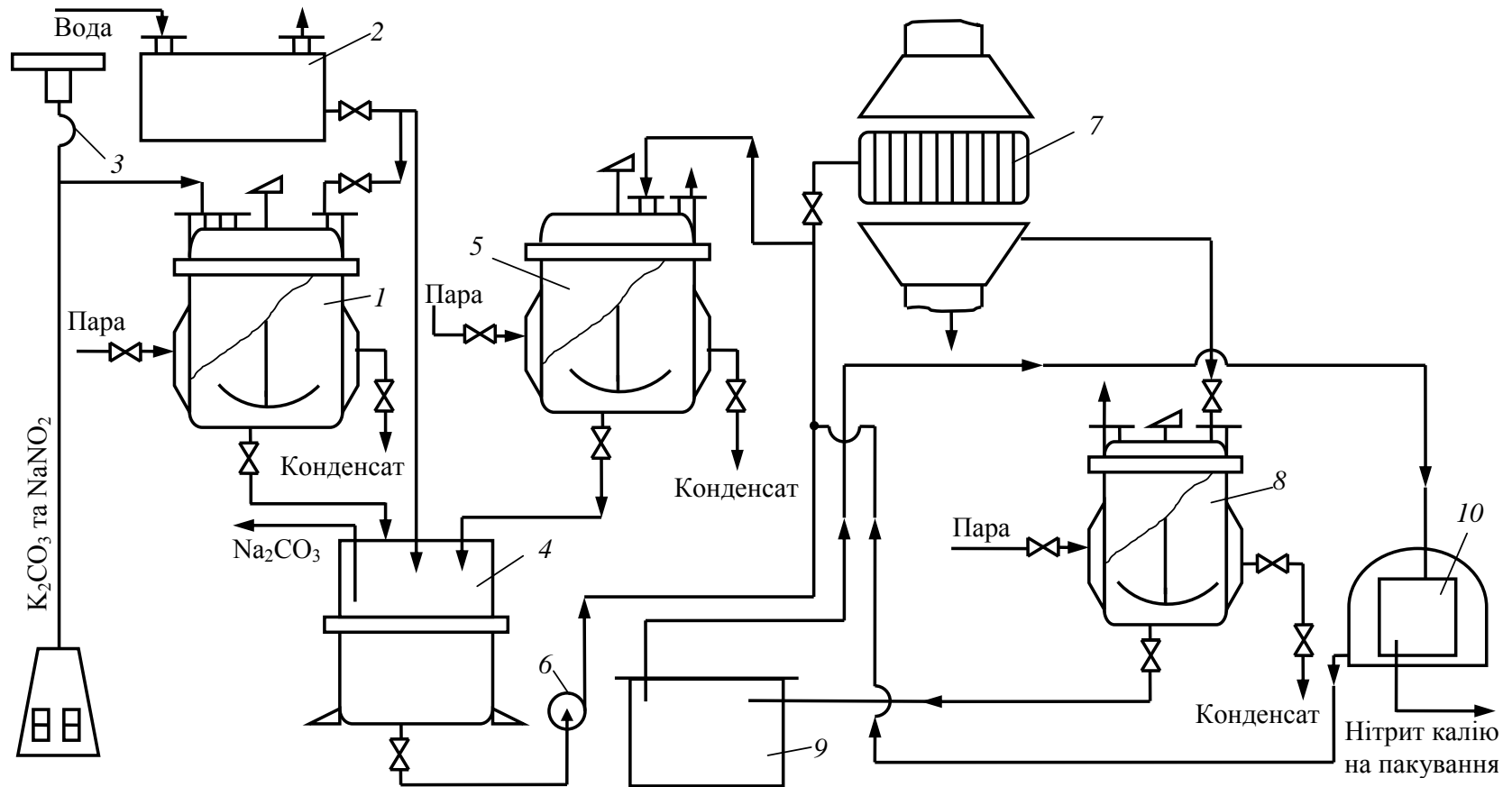


Рис. 2.16. Схема установки для виробництва нітриту калію:

- 1 – реактор для обмінного розкладання сировини та первинного випарювання розчину; 2 – напірний бак води;
 3 – електротельфер; 4 – нутч-фільтр; 5 – реактор для вторинного випарювання розчинів та додаткового виділення карбонату натрію; 6 – відцентровий насос; 7 – фільтр-прес; 8 – реактор для кінцевого випарювання розчинів;
 9 – кристалізатор; 10 – центрифуга

У реактор 1, оснащений паровою оболонкою та мішалкою, з напірного бака 2 з неіржавійної сталі самопливом заливається дистильована вода. Воду нагрівають у реакторі до 80–90 °С і в нього при працюючій мішалці електротельфером поступово засипають карбонат калію та нітрит натрію.

Після розчинення у воді вихідних солей та обмінного їх розкладання утворюється розчин солей, розділення яких зумовлено різною їх розчинністю за заданих концентрацій і температур. Ця стадія процесу зводиться до дворазового випарювання розчину до певної густини у реакторі 1. При цьому в розчині залишається основна маса KNO_2 , а карбонат натрію випадає в осад і відділяється від розчину фільтруванням. Отриманий розчин фільтрують у гарячому вигляді на нутч-фільтрі 4, зробленому з неіржавійної сталі.

Осад карбонату натрію, що залишається на сукні фільтра, промивають невеликим об'ємом гарячої дистильованої води до вмісту в ньому 5 – 6 % KNO_2 і використовують як сировину в іншому виробництві. Розчин нітриту калію із промивними водами спрямовується на вторинне випарювання в реакторі 5. Сюди розчин перекачують з нижньої частини нутч-фільтра відцентровим насосом 6. Упарювання проводять за температури 110 °С.

Після природного охолодження розчину до 60 °С його знову фільтрують на нутч-фільтрі 4, потім – на рамному фільтр-пресі 7 (фільтрувальна тканина – бельтинг, рами з корозієстійкої сталі).

Далі звільнений від Na_2CO_3 освітлений розчин нітриту калію спрямовується в реактор 8 для концентрування (температура кипіння такого розчину 136–138 °С). Цей розчин охолоджується в реакторі до 70 °С при працюючій мішалці і подається в кристалізатор циліндричної форми з неіржавійної сталі 9.

Кристалізація KNO_2 вважається завершеною за температури суспензії 25–30 °С. Масу нітриту калію виділяють від маточного розчину в центрифугі 10. Утворений маточний розчин нагромаджується у баці з неіржавійної сталі і переробляється на стадії вторинного випарювання розчинів. Якщо у цьому розчині масова частка хлоридів досягне 2–3 г/л, він виводиться з циклу процесу. Після центрифугування кристали піддають певному аналізу, а далі пакують у скляні банки, фанерні чи картонні барабани. Готовий продукт іноді підсушують за температури 60–70 °С.

2.17. ПЕРЕРОБЛЕННЯ ФЛОТАЦІЙНОГО КОНЦЕНТРАТУ СІРЧАНОЇ РУДИ АВТОКЛАВНИМ СПОСОБОМ

Методи видобування природної сірки з руди поділяють на дві групи: геотехнологічні та наземні. Вибір методу залежить від хімічного складу сировини, умов її залягання в земній корі й економічності методу.

Сутність геотехнологічних методів полягає у переведенні сірки в розплав (або розчин) з наступним підйманням його на поверхню стисненим повітрям.

Сірку плавлять за температури 113–119 °С нагнітанням у сірчаний шар перегрітої води і за допомогою стисненого повітря піднімають наверх, де її нагромаджують у збирачі та пропускають через фільтр для очищення від мінеральних домішок.

Наразі розроблено нові технології виплавлення сірки: високочастотне виплавлення (сірка плавиться від теплоти, виділюваної змінним електричним полем високої частоти в шарі залягання), підземну газифікацію сірки (з використанням теплоти, що виділяється від спалювання сірки безпосередньо в шарі залягання). Геотехнологічні методи досить ощадні за певних умов залягання сірки в земній товщі (водонепроникність порід покрівлі та підшви, достатня потужність рудного шару, певні структурні особливості сірки й т. ін.).

Набули поширення комбіновані методи, що вміщують флотаційне збагачення сірчаної руди та наступне вивільнення сірки з отриманого концентрату. За флотаційно-автоклавної методу, схему реалізації якого показано на рис. 2.17 [21, с. 50–54], загуслий концентрат нагрівається гострою парою в автоклавах.

Сірчаний концентрат, який містить до 40 % сірки, насосами подається у загусник 2 (апарат Дорра), у якому пульпа гусне (для досягнення вмісту твердої частини сірчаного концентрату у пульпі 43–45 %; пульпа – дисперсна система подрібненої корисної копалини, у цьому випадку – сірчаної руди з водою), і надходить у автоклав 7. Туди ж через дозувальні баки 19, 20 і бак для реагентів 21 подаються реагенти: розчини поліфосфату натрію і кальцинованої соди та гас.

Нагрівання гострою парою під тиском 0,5–0,66 МПа (температура 210–220 °С) відбувається впродовж 1–1,5 год до надлишкового тиску в автоклаві 0,28–0,32 МПа і температури 140 °С. При цьому відбувається нагрівання маси, розплавлення сірки, її коалесценція, відокремлення сірки від мінералів пустої породи, спливання частинок пустої породи у верхню частину автоклава, осідання сірки у нижній частині.

Процес розділення сірки та пустої породи визначається введенням реагентів ($\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10} + \text{Na}_2\text{CO}_3$, гас), призначення яких зводиться до зміни селективної змочуваності мінералів пустої породи та підвищення критичного вологовмісту. Сірку відстоюють 2–5 хв та випускають крізь сіркові голки у відстійник 18.

В автоклав знову подається пара для перемішування «хвостів» («хвости» – це відходи збагачення корисних копалин, у цьому разі – сірчаної руди, в яких вміст цінного компонента нижчий, ніж у вихідній сировині), які надходять у загусник 11 і після загуснення подаються на перефлотацію.

Тривалість процесу – 2,7 год. Частка виходу сірки становить 70–80 %.

Незважаючи на деякі недоліки (періодичність процесу, велику витрату дорогих реагентів та ін.), флотаційно-автоклавної метод і тепер є основним промисловим методом виробництва сірки.

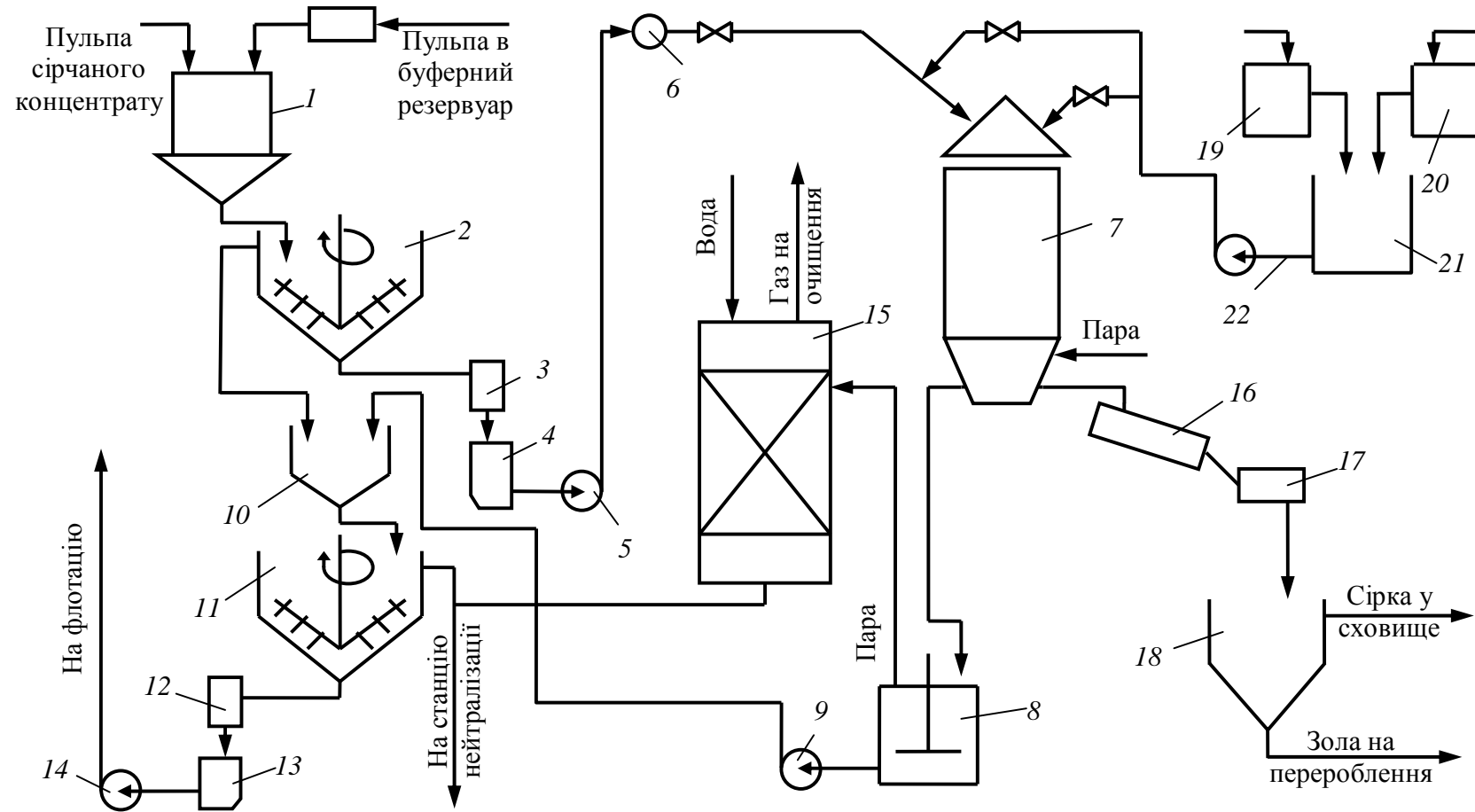


Рис. 2.17. Технологічна схема перероблення флотаційного концентрату автоклавним способом:
 1, 10 – пульповіддільвальні коробки; 2, 11 – апарати Дорра; 3, 12 – коробки для відбирання проб; 4, 13 – збирачі згущеного концентрату; 5, 9, 14, 22 – насоси; 6 – колектор; 7 – автоклав; 8 – змішувач для «хвостів» плавок;
 15 – скрубєр; 16 – обігрівний лоток; 17 – щілинний витратомір; 18 – відстійник рідкої сірки; 19 – дозатор розчинів кальцинованої соди і поліфосфату натрію; 20 – дозатор гасу; 21 – бак для реагентів

2.18. ДВОСТУПЕНЕВЕ ГАЗОВЕ ОЧИЩЕННЯ ПРИРОДНИХ ГАЗІВ ВІД СІРКОВОДНЮ МОНОЕТАНОЛАМІНОВИМ МЕТОДОМ

Окрім методів вивільнення сірки із сірчаних руд, можливе одержання так званої «попутної» сірки. Усі природні сірковмісні речовини у земній корі та морській воді залежно від ступеня окиснення сірки можна поділити на сполуки сульфідної (сульфіди металів, найчастіше – залізо, природні гази, нафта) та сульфатної (гіпс, ангідрит, мірабіліт та ін.) природи.

Технологічний процес виробництва сірки з газів, що містять сірководень, складається з двох стадій: очищення газів від шкідливих домішок (добування сірководню) і перероблення очищеного газу в сірку. Для добування сірководню з газів використовують сорбенти – активоване вугілля, силікагель, цеоліти (сухі методи) або абсорбенти – розчини етаноламінів, карбонатів і фосфатів натрію та калію, аміаку (мокрі методи). Всі методи поділяють на фізичні, фізико-хімічні та хімічні, або окиснювальні. Сухі фізичні методи дозволяють досягти високого ступеня очищення, однак вони громіздкі, потребують великої кількості сорбенту і застосовуються тільки для очищення газів з малим умістом сірководню (до 0,5 %). У промисловості здебільшого застосовують фізико-хімічні й окиснювальні методи.

Фізико-хімічні методи ґрунтуються на оборотності процесів хемосорбції сірководню з газів різноманітними хімічними речовинами (чи їх розчинами) та включають фізичне поглинання H_2S з газу.

Промислові схеми очищення газів від сірководню водними розчинами етаноламінів можуть бути одно- та двоступеневими. За одноступеневою схемою газ подається в абсорбер, що зрошується 15 %-м водним розчином моноетаноламіну $(C_2H_5O)NH_2$.

Відпрацьований розчин, що містить сірководень, подається в теплообмінник, де підігрівається до 100 °С, і далі – в регенератор. Регенований розчин охолоджується до 25–40 °С і знову спрямовується на поглинання сірководню, а сірководень, що виділився, – на отримання сірки.

Технологічну схему двоступеневого очищення природних газів моноетаноламіновим методом показано на рис. 2.18 [21, с. 54–56]. Природний газ, що очищується від сірководню та CO_2 , надходить в абсорбер 1 першого ступеня очищення, де промивається 18–25 %-м розчином моноетаноламіну. Насичений сірководнем розчин спрямовується в експандер 2, де зі зниженням тиску з розчину виділяються вуглеводневі гази. Після теплообмінника 3 нагрітий до 100–105 °С розчин подається у відгінну колону 4 першого ступеня і там регенерується глухою парою (так називають пару, яка передає теплоту через стінку апарата).

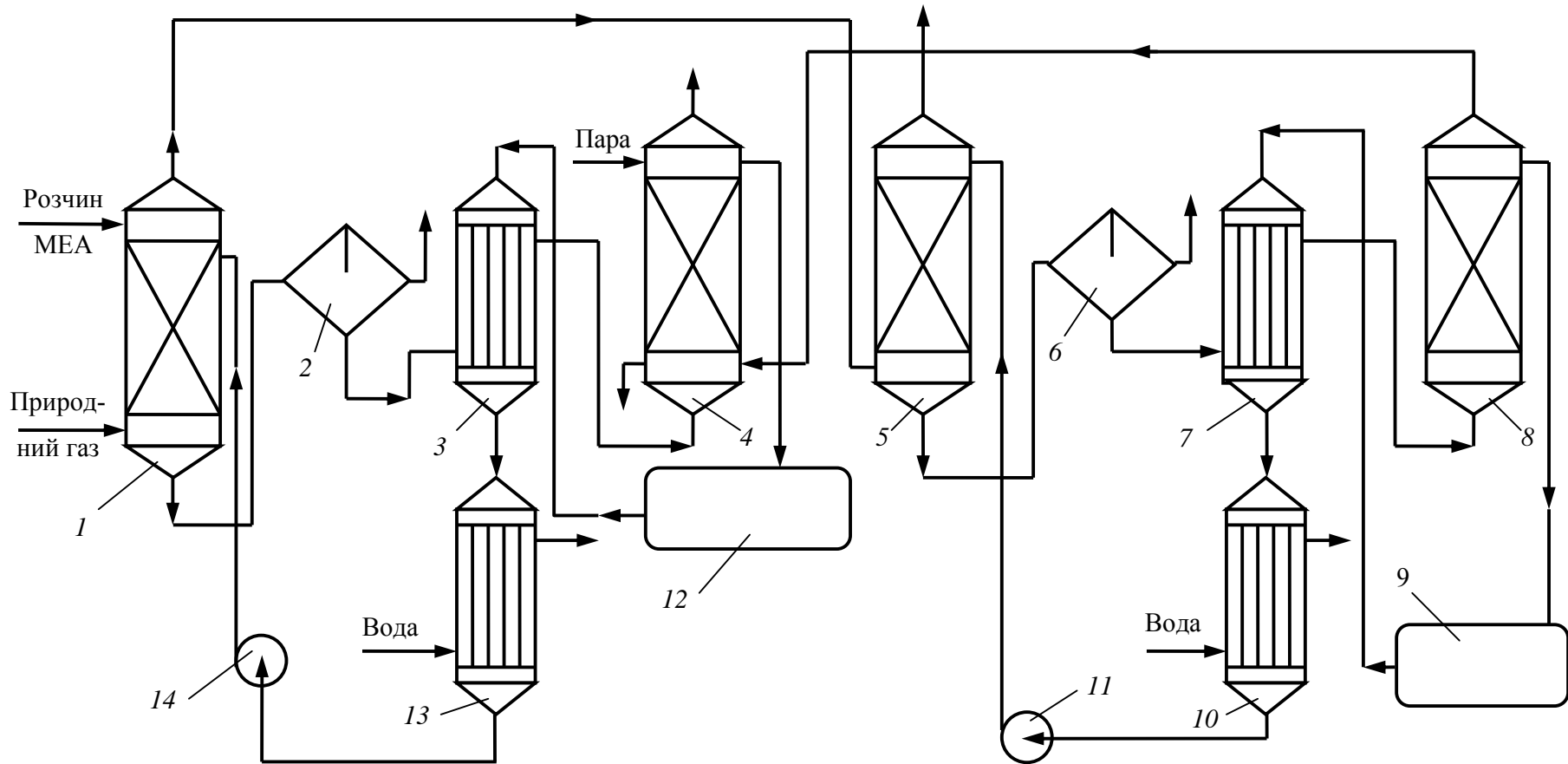


Рис. 2.18. Технологічна схема двоступеневого газового очищення природних газів від сірководню моноетаноламіновим методом:
 1, 5 – абсорбери; 2, 6 – експандери; 3, 7 – теплообмінники; 4, 8 – відгінні колони; 9, 12 – збирачі; 10, 13 – холодильники;
 11, 14 – насоси; MEA – моноетаноламін

Така пара з генератора пари подається у певний апарат, найчастіше – теплообмінник, у якому рідина або газ нагрівається паром через стінку, що їх розділяє. Пара, контактуючи з більш холодною стінкою, конденсується на ній і плівкою конденсату стікає по поверхні стінки. Для полегшення видалення конденсату пару подають у верхню частину апарата, а конденсат виводять з його нижньої частини. Регенований розчин, охолоджений у холодильнику 13 до температури 20–25 °С, повертається в абсорбер 1.

З абсорбера 1 газ надходить в абсорбер 5, у якому здійснюється другий ступінь очищення 7–10 %-м розчином моноетаноламіну. Регенерація використаного розчину відбувається аналогічно регенерації першого ступеня за температури 120 – 125 °С, що дозволяє провести більш глибоку регенерацію.

Перевагами цього методу слід вважати доступність, високу реакційну здатність, стабільність та невисоку вартість етаноламінів, недоліками – енергоємність процесу, потребу переробляти сірководень у сірку, а також корозію обладнання.

2.19. ВИРОБНИЦТВО АМОФОСУ З БАРАБАННИМ ГРАНУЛЯТОРОМ-СУШАРКОЮ

Амофос або МАФ – складне гранульоване водорозчинне добриво, основу якого складає моноамінфосфат у суміші з 2–20 % діамонійфосфату. Його виробництво в загальному вигляді може бути подано трьома основними стадіями: приготування пульпи; сушіння в розпилювальних сушарках з абсорбцією відхідних газів; грануляція і сушіння в барабанних сушарках з абсорбцією відхідних газів, класифікацією та кондиціонуванням гранульованого продукту.

Схему технологічного процесу виробництва амофосу з використанням барабанного гранулятора-сушарки (апарата БГС) показано на рис. 2.19 [6, с. 209–215]. Концентрована фосфорна кислота надходить на очищення від газів, які відходять від апарата БГС 9 та нейтралізаторів 4, 5. Абсорбційний розчин, який утворюється у процесі поглинання аміаку та фтору кислими фосфатами амонію (густина розчину – не більше 1300 кг/м³), надходить на змішування з початковою фосфорною кислотою до апарата 7; концентрація кислоти при цьому знижується до 40–45 % P₂O₅.

Одержана кислота спрямовується на нейтралізацію газоподібним аміаком у нейтралізатор 4. Нейтралізацію провадять до мольного співвідношення NH₃: H₃PO₄ не більше 1,05 (рН = 4,5–5,0). За таких умов пульпа зберігає плинність і транспортабельність.

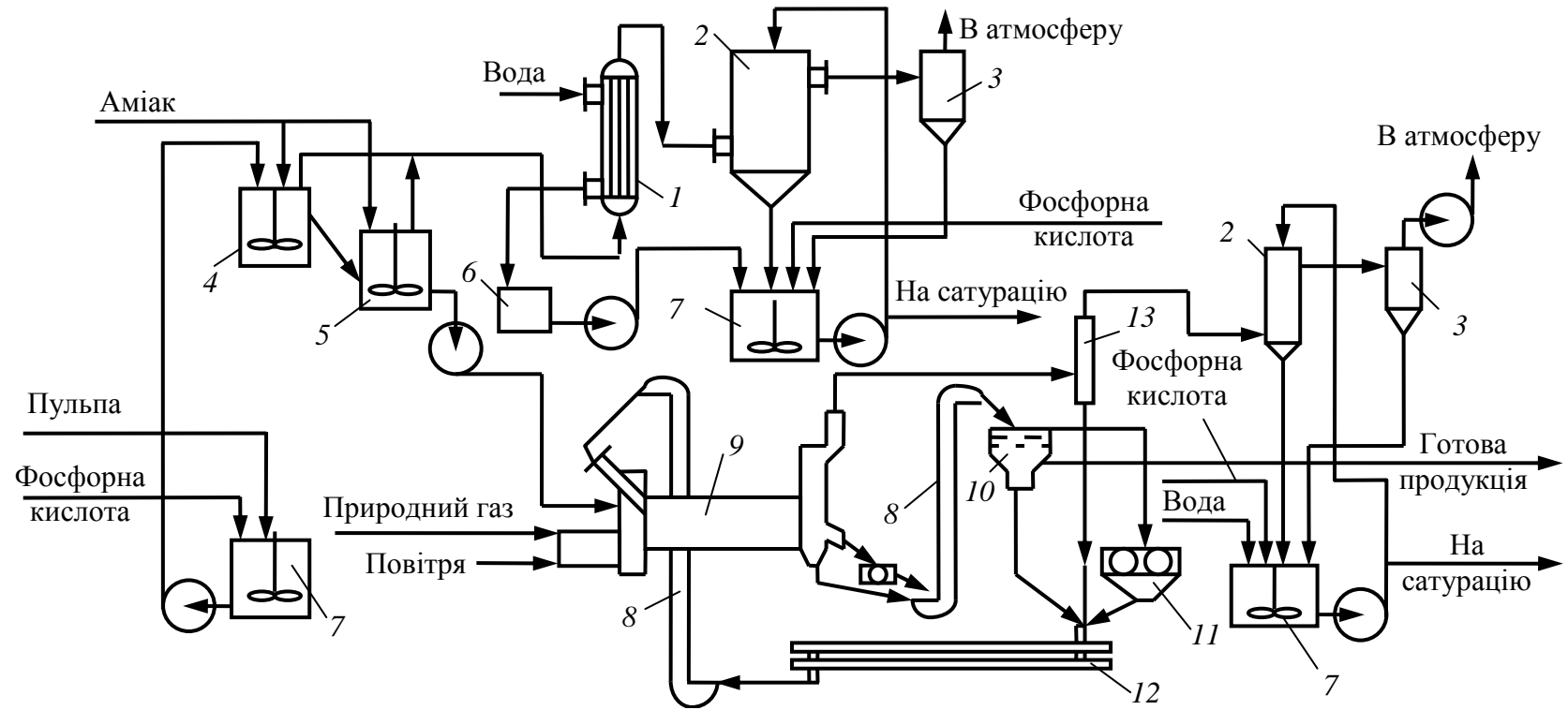


Рис. 2.19. Схема технологічного процесу виробництва амофосу з апаратом БГС:

1 – конденсатор; 2 – абсорбери; 3 – бризковловлювачі; 4, 5 – нейтралізатори; 6 – збирач; 7 – змішувач;
 8 – елеватор; 9 – апарат БГС; 10 – двоситовий грохот; 11 – валкова дробарка;
 12 – вібротранспортер або конвеєр; 13 – циклони

Парогазова суміш з нейтралізаторів 4, 5 надходить у конденсатор 1, звідки гази разом із газами, що відходять з апарата БГС 9, спрямовуються на абсорбцію аміаку та фтору в апарат 2.

Амофосну пульпу за температури 120 – 125 °С з нейтралізатора 5 насосом подають на пневмофорсунку апарата БГС 9, у якому відбуваються процеси гранулювання та сушіння продукту. Одночасно з пульпою у форсунку подають теплоносії, нагрітий до температури 500–650 °С. Далі продукт потрапляє в двоситовий грохот 10 для класифікації.

Продукт з верхнього сита (гранули розміром понад 4 мм) спрямовується у валкову дробарку 11, звідки подрібнений продукт повертається на розсіювання; дрібна фракція (до 1 мм) надходить як ретур в апарат БГС; продукт, що виходить з нижнього сита, є товарною фракцією (1–4 мм). Вихід товарної фракції з апарата БГС досягає 95 %, гранул розміром понад 4 мм – 3–2 %, дрібної фракції – 2–3 %. Охолоджений продукт подають на затарювання в мішки чи безпосередньо в залізничні вагони (насіпом).

Гази, що відходять з нейтралізаторів, апарата БГС та вузлів пересипань, очищаються від пилу, аміаку та фтору. Гази з апарата БГС очищуються від пилу в циклонах 13, після чого разом з газами нейтралізації та від системи сантехнічної вентиляції піддають мокрому двоступеневому очищенню від аміаку та фтору.

2.20. ВИРОБНИЦТВО ДІАМОНІЙФОСФАТУ СОЛЯНИМ СПОСОБОМ (СТАДІЇ ФОРНЕЙТРАЛІЗАЦІЇ ТА ЗМІШУВАННЯ РОЗЧИНІВ)

Діамонійфосфат використовують як добриво, в харчовій промисловості (як складову частину деяких пекарських виробів), у медичній промисловості (для виробництва кормобактерій, біоміцину), а також для виробництва сірників, у процесі виготовлення вогнезахисних засобів, у виробництві вогнестійких матеріалів.

Схему виробництва діамонійфосфату соляним способом показано на рис. 2.20 [6, с. 202–203, 245–247]. Фосфорна кислота подається для нейтралізації з кільцевої лінії безперервної циркуляції або із збирача 1 насосом 2. Газоподібний аміак потрапляє до технологічної системи з установок випаровування рідкого аміаку. Сірчана кислота подається зі збирача-сховища 3 насосом 4 в напірний бак 6.

Форнейтралізація відбувається в двох послідовно встановлених баках-нейтралізаторах 5. У баки-нейтралізатори безперервно дозується фосфорна кислота, газоподібний аміак і конденсат з напірного збирача 9. Аміак розподіляється нарівно та спрямовується в обидва нейтралізатори. Форнейтралізація провадиться за температури в нейтралізаторах 115–120 °С до молярного співвідношення 0,68–0,70.

Конденсація утвореної в ході реакції пари води, що містить аміак та бризки розчину, здійснюється в конденсаторі 7. Конденсат використовують і в

нейтралізаторах 5 для розрідження розчину. Несконденсована пара вентилятором 8 викидається в атмосферу.

У ході форнейтралізації розчин послідовно перетікає нагрітими трубопроводами з першого бака-нейтралізатора 5/1 у другий бак-нейтралізатор 5/2 і далі – у збирач-змішувач 10.

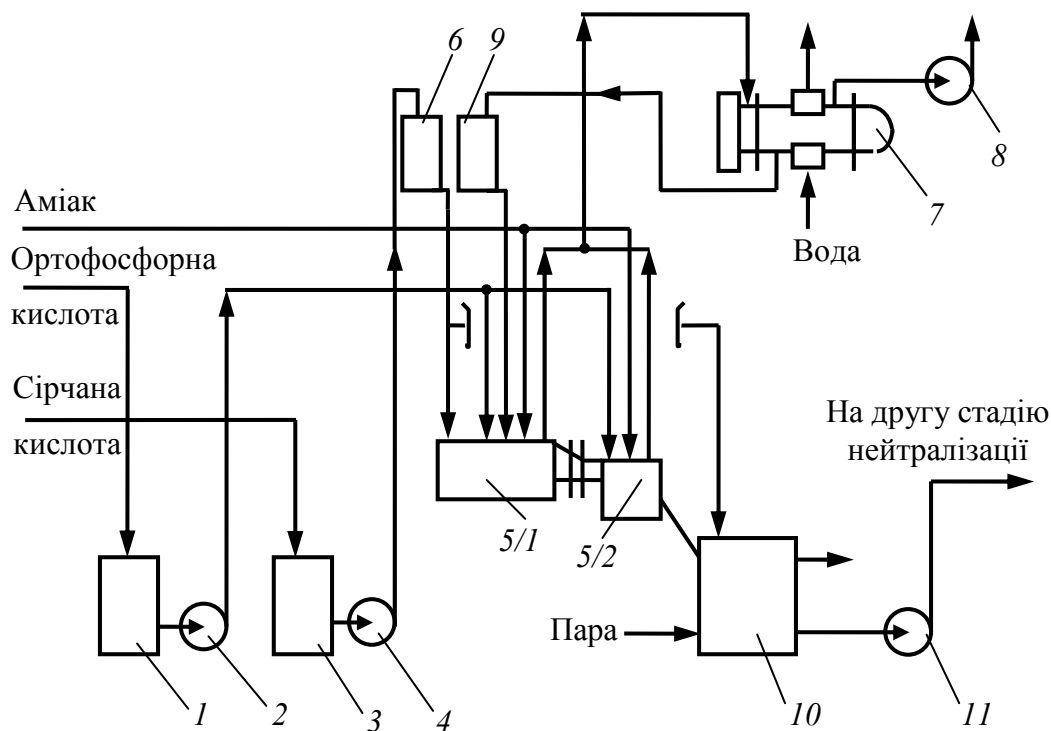


Рис. 2.20. Технологічна схема виробництва діамонійфосфату соляним способом (стадії форнейтралізації та змішування розчинів):

1 – збирач фосфорної кислоти; 2, 4, 11 – насоси; 3 – збирач сірчаної кислоти;
5 – нейтралізатори; 6, 9 – напірні збирачі; 7 – конденсатор; 8 – вентилятор;
10 – збирач-змішувач

Розчин після форнейтралізації з розчинами після центрифугування і розчинами фосфатів амонію після абсорбції змішуються у збирачі 10. Додавати сірчану кислоту з напірного бака 6 можна як у збирач-змішувач 10, так і в нейтралізатор 5. Для забезпечення розчинення фосфатів у збирачі 10 нагрівальною парою підтримується постійна температура 80–90 °С.

2.21. ВИРОБНИЦТВО КОМПЛЕКСНИХ ДОБРИВ МЕТОДОМ АЗОТНОКИСЛОТНОГО РОЗКЛАДАННЯ З ВИМОРОЖУВАННЯМ НІТРАТУ КАЛЬЦІЮ

Комплексні добрива містять у своєму складі не менше двох основних живильних елементів. Залежно від складу їх поділяють на подвійні (двокомпонентні) *NP*-, *NK*- або *PK*-добрива та потрійні (трикомпонентні або повні)

NPК-добрива. Для розкладання фосфатної сировини з одержанням фосфорнокислотних розчинів у виробництві комплексних мінеральних добрив використовують головним чином сірчану, фосфорну й азотну кислоти або їхні комбінації [6, с. 7].

Розчинність нітрату кальцію, що є одним з компонентів азотнокислотної витяжки, значно зменшується зі зниженням температур. Цю властивість застосовують для видалення надлишку кальцію з реакційної системи. Охолоджуючи азотнофосфорнокислотний розчин до мінус 5–10 °С та відокремлюючи викристалізований тетрагідрат нітрату кальцію $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, можна видалити до 85 % кальцію, введеного з фосфатною сировиною. Цей технологічний прийом, який називають «виморожуванням» нітрату кальцію, використовують у ряді великотоннажних виробництв *NPК*-добрив.

Основні стадії цього процесу [6, с. 253–261]: розкладання фосфатної сировини азотною кислотою та кристалізація тетрагідрату нітрату кальцію, відділення осаду тетрагідрату нітрату кальцію від азотнокислотної витяжки та його промивання, амонізація та упарювання азотнофосфорнокислотного розчину, введення калійного компонента й гранулювання отриманої *NPК*-композиції.

У процесі виробництва комплексних добрив за методом виморожування нітрату кальцію охолодження азотнокислотної витяжки через поверхню (кондуктивний теплообмін) можна замінити прямим теплообміном. Цей спосіб ґрунтується на прямому контакті охолодженої рідини з азотно-фосфорнокислотним розчином. Як холодоагент зазвичай використовують легку фракцію бензину (уайт-спірит), але можуть бути використані й інші не змішувані з азотнокислотою витяжкою рідини щільністю не більшою за 1,5 г/см³ (гас, легкі оливи, насичені вуглеводні й под.). Технологічну схему цього процесу показано на рис. 2.21.

Фосфатна сировина, що подається дозатором 1, розкладається 50–52 %-ю HNO_3 , взятою в надлишку 105 % від стехіометричної норми, у чотирьох послідовно встановлених реакторах 2. Загальний час розкладання – 1,5 год. Температура процесу розкладання – 60 °С. З останнього реактора азотнокислотна витяжка потрапляє до седиментаційної центрифуги 3, яка відокремлює від розчину нерозчинний осад. Фугат після центрифуги нагромаджується в збирачі 4, звідки насосом 5 його подають у кристалізатор 7, заздалегідь охолодивши водою у теплообміннику 6 (до температури 25 °С).

У нижню частину кристалізатора через кільцевий розподільник в охолоджуваний розчин розпилюється холодоагент у вигляді дрібних крапель, котрі через різницю густин піднімаються вгору, охолоджуючи азотнокислотну витяжку. Дрібні кристали тетрагідрату нітрату кальцію $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, що утворюються в початковий момент охолодження, висхідним потоком холодоагента піднімаються вверх з нижньої (розвантажувальної) частини кристалізатора.

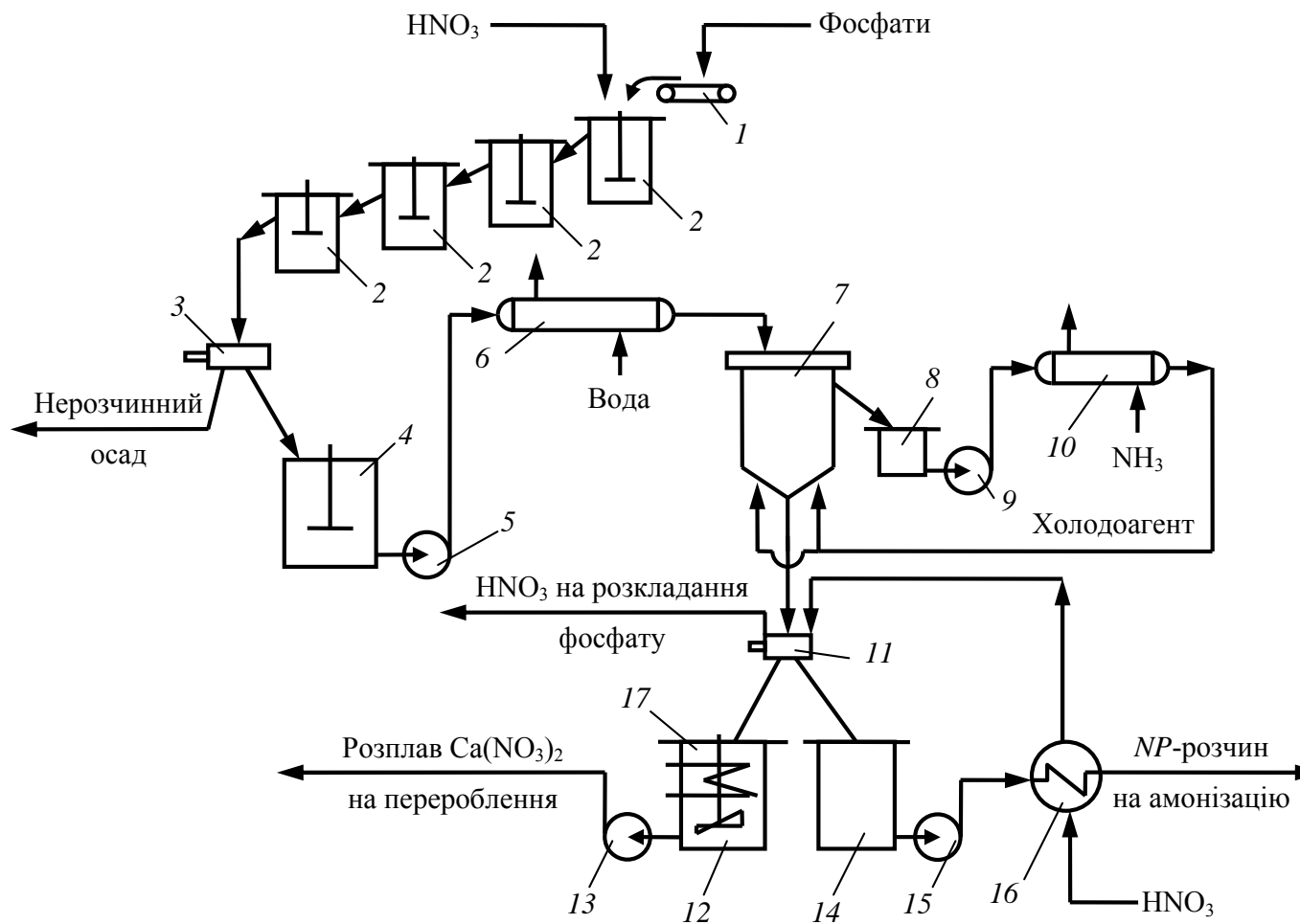


Рис. 2.21. Схема процесу азотнокислотного розкладання з виморожуванням нітрату кальцію за прямого контакту розчину з інертним холодоагентом:

1 – дозатор; 2 – реактори розкладання; 3 – седиментаційна центрифуга; 4, 8, 12, 14 – збирачі; 5, 9, 13, 15 – насоси; 6 – теплообмінник; 7 – кристалізатор; 10 – випарник аміаку; 11 – фільтрувальна центрифуга; 16 – теплообмінник; 17 – теплообмінний елемент

У процесі їх подальшого зростання маса кристалів збільшується, вони вже не можуть утримуватись потоком холодоагенту і поступово опускаються у нижню частину апарата. Цьому сприяє й збільшення діаметра верхньої частини кристалізатора, що призводить до зменшення швидкості висхідного потоку холодоагенту. Внаслідок цього з нижньої частини кристалізатора разом з маточним розчином вивантажують тільки досить великі (0,4–0,6 мм) кристали тетрагідрату нітрату кальцію.

Відпрацьований холодоагент видаляється з верхньої частини кристалізатора 7, переливаючи його до збирача 8, звідки насосом 9 він подається для охолодження у випарник аміаку 10 і далі знов повертається у кристалізатор. Газоподібний аміак з випарника 10 спрямовується на амонізацію *NP*-розчину.

Пульпа з кристалізатора 7 потрапляє до фільтрувальної центрифуги 11, де розчин відокремлюється від кристалів $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, котрі промиваються охолодженою в теплообміннику 16 азотною кислотою, яка далі подається на розкладання фосфатної сировини.

Тетрагідрат нітрату кальцію потрапляє до збирача 12, у якому розплавляється за температури 370 °С. Розплав насосом 13 відкачують для подальшого перероблення. Фугат із центрифуги потрапляє у збирач 14, звідки насосом 15 відкачується на амонізацію.

Охолодження азотнокислотної витяжки за прямого контакту холодоагента та розчину до температури мінус 3–5 °С призводить до виділення з розчину 70–75 % іонів кальцію.

Уміст водорозчинної форми P_2O_5 в кінцевому продукті не перевищує 60 % від загального вмісту фосфору.

Якщо вміст водорозчинної форми потрібно підвищити до 85–90 %, то охолодження та кристалізацію нітрату кальцію провадять двоступенево з проміжним видаленням $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ (температура розчину на другому ступені – мінус 10 °С). Це пов'язано з тим, що зниження температури кристалізації і відповідно збільшення вмісту кристалів $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ призводить до зростання в'язкості реакційної пульпи та збільшення втрат холодоагенту та маточного розчину.

2.22. ВИРОБНИЦТВО КАРБАМІДУ З ПОВНИМ РІДИННИМ РЕЦИКЛОМ

Карбамід (мочевина) – безбарвні, розчинні у воді, рідкому аміаку та спирті кристали з температурою плавлення 133 °С. Мочевину використовують у синтезі пластмас, а також як добрива; додавання мочевины в корм худобі збільшує його поживність. Із карбаміду також отримують карбамідні смоли, що вирізняються твердістю та блиском.

Процес синтезу карбаміду включає стадії синтезу та дегідратації карбамату амонію [18, с. 292–294]. Схему виробництва карбаміду з повним рідинним рециклом зображено на рис. 2.22. Аміак, що надходить зі сховища 1, стискається компресором 2 і через холодильник 3 надходить у реактор 5. Туди ж подається окисид вуглецю (IV), стиснений компресором 4.

Суміш, яка виходить з реактора 5, дроселюють до тиску 2–2,5 МПа і спрямовують у сепаратор-випарник 6, а потім у перший апарат для розкладу карбамату – дистилятор 7, сполучений із сепаратором 8. Відхідні гази з апаратів 6 і 8 потрапляють у міжтрубну частину другого апарата для розкладу карбамату 10, де вони абсорбуються розчином карбамату амонію, що виходить з абсорбера 12.

Виділену при цьому теплоту використовують для подальшого розкладу суміші, яка надходить у трубну частину апарата 10 через сепаратор-випарник 9, який працює під тиском 0,1 МПа. У ньому гази відокремлюються від розчину, що надходить з апарата 8. Залишкову кількість аміаку та оксиду вуглецю (IV) відокремлюють від розчину карбаміду в сепараторі 11. Газові потоки з апаратів 9 та 11 спрямовують в абсорбер 12. Розчин з міжтрубного простору апарата для розкладу карбамату 10 під тиском 2 МПа надходить в абсорбер 13, у якому залишки CO₂ переходять у розчин. Отриманий розчин карбамату рециркулюється в реактор.

Аміак з верхньої частини абсорбера 13 зріджують і повертають у сховище 1. Співвідношення NH₃ : CO₂ : H₂O = 5 : 1 : 0,8. На першому ступені дистиляції за тиску 1,4 МПа і температури 390 К відганяється до 84 % надлишкового аміаку.

2.23. ВИРОБНИЦТВО ХЛОРОКСИДУ МІДІ

З різних основних сполук хлорної міді – оксихлоридів найбільше значення має сіль 3CuO · CuCl₂ · 4H₂O або 3Cu(OH)₂ · CuCl₂ · H₂O, відома під назвою хлороксиду міді.

Хлороксид міді використовують як найбільш м'який до рослин отрутохімікат для лікування парші яблунь і груш, кучерявості слив і абрикосів, фітофторозу томатів, мільдії виноградної лози тощо.

Розроблено кілька способів отримання хлороксиду міді, зокрема його можна отримати взаємодією металеві міді з водним розчином хлоридів кальцію й амонію, через який продувають повітря. Осад хлороксиду міді, який виділяється, відділяється фільтрацією.

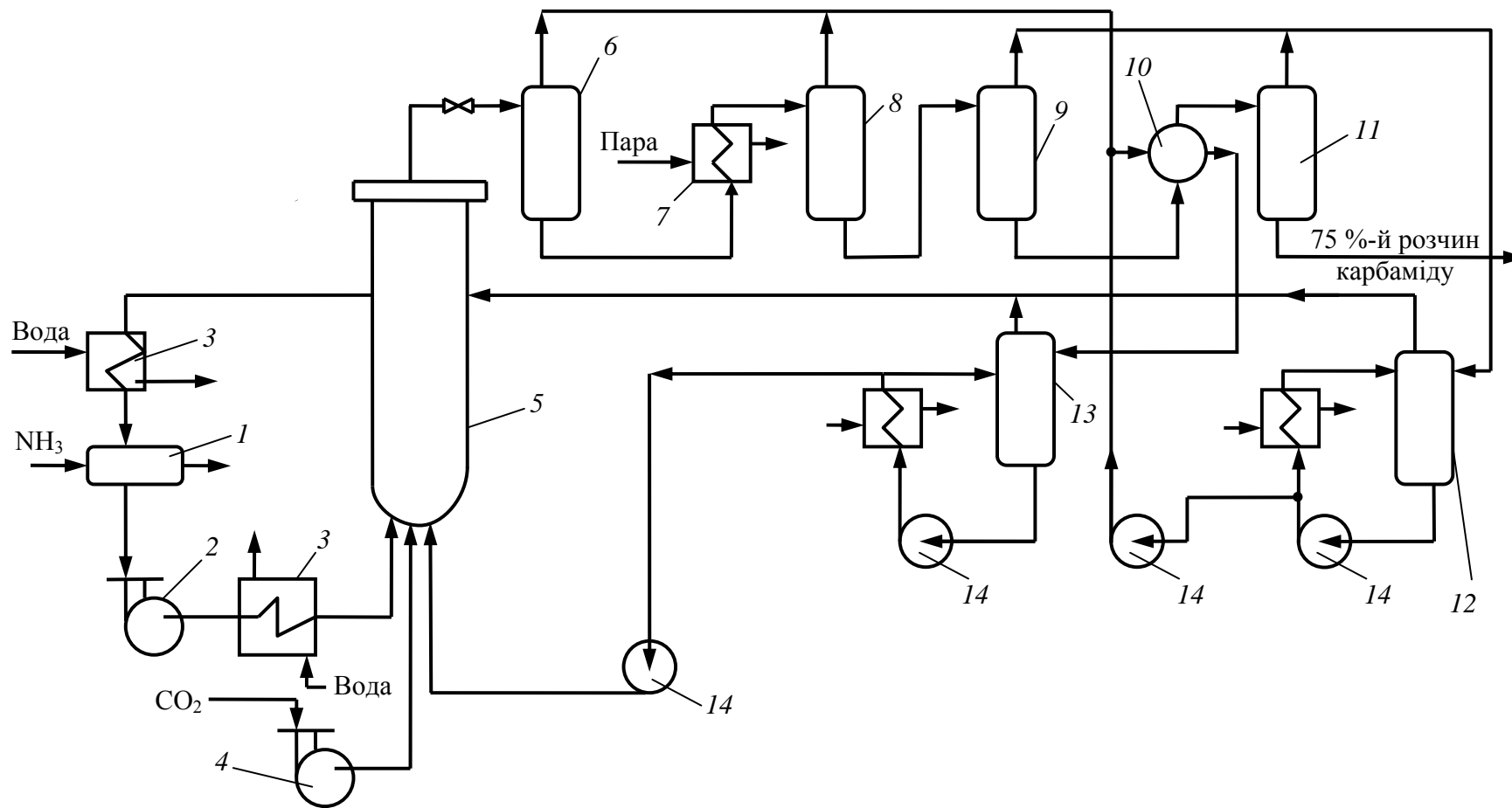


Рис. 2.22. Схема виробництва карбаміду з повним рідинним рециклом:
 1 – сховище NH_3 ; 2, 4 – компресор; 3 – холодильники; 5 – реактор; 6 – випарник;
 7 – дистилятор; 8, 9, 11 – сепаратор; 10 – апарат для розкладу карбамату;
 12, 13 – абсорбер; 14 – насоси

Пакети мідного лому (відходи міді) механічною лопатою 1 подаються в мідеплавильну піч 2 (рис. 2.23) [13, с. 459, 470]. Температура у печі підтримується близько 1200 °С. Тривалість процесу – 3,5–4 год. Піч футерована шамотною цеглою та скріплена металевим корпусом. Мідь плавлять у ванні печі. Розплавлена мідь жолобом періодично зливається у грануляційний басейн 3, куди постійно подається вода. Гранули міді збираються на піддоні й краном подаються у верхню частину колони розчинення 4. Туди ж зверху постійно надходить циркуляційний розчин зі збирача 8. До нижньої частини колони 4 вводиться хлороповітряна суміш.

Циркуляційний розчин завдяки багаторазовій циркуляції та охолодженню в холодильнику 7 має температуру 70–90 °С. У колоні 4 утворюються Cu_2Cl_2 і CuCl_2 . Утворений розчин самотіканням надходить до збирача 5 і має коричневий колір, що вказує на наявність комплексних сполук $\text{Cu}_2\text{Cl}_2(\text{Cu}_2\text{Cl}_2 \cdot \text{HCl})$. Пара та бризки з колони розчинення 4 надходять у конденсатор 6.

Сконденсована пара збирається у збирачі 5, потім насосом подається в титановий холодильник 7, охолоджується і спрямовується до збирача циркуляційного розчину 8. Зі збирача циркуляційний розчин надходить на доокиснення в колону 9, у нижню частину якої також подається хлороповітряна суміш. Розчин, що стікає на спід колони, збирається у збирачу 10. Основна частина розчину перекачується в осаджувач 11 для осадження хлороксиду міді, решта розчину надходить на зрошення колони 9.

В осаджувач 11 також подається суспензія крейди. Тут відбувається реакція отримання основного продукту:



температура підтримується 55–75 °С.

Згущена пульпа надходить у загусник-відстійник 12, у якому співвідношення рідкої фази до твердої знижується до 1,5–2,5 : 1. Освітлена частина розчину надходить на контрольну фільтрацію, а вологий хлорокрид міді – через фільтр 13 – на відмивання в репульпаторі 14, а відтак – на фільтр 15. Процеси репульпації та фільтрації – двоступеневі.

У репульпатор 14 дозують домішки (моноссульфанат і декстрин) таким чином, щоб у готовому продукті містилося моноссульфанату до 6 %, а декстрину до 2 %. Фільтрат з барабанних вакуум-фільтрів 13 і 15 також проходить контрольну фільтрацію.

Після останнього фільтра хлорокрид міді, який має вологість 45–50 %, подається в розпилувальну сушарку 16. У верхню частину сушарки подається гаряче повітря (360 °С), а в нижню частину – повітря з такою температурою, щоб температура готового продукту становила 70–90 °С. Після сушарки вологість хлороксиду міді має не перевищувати 2 %.

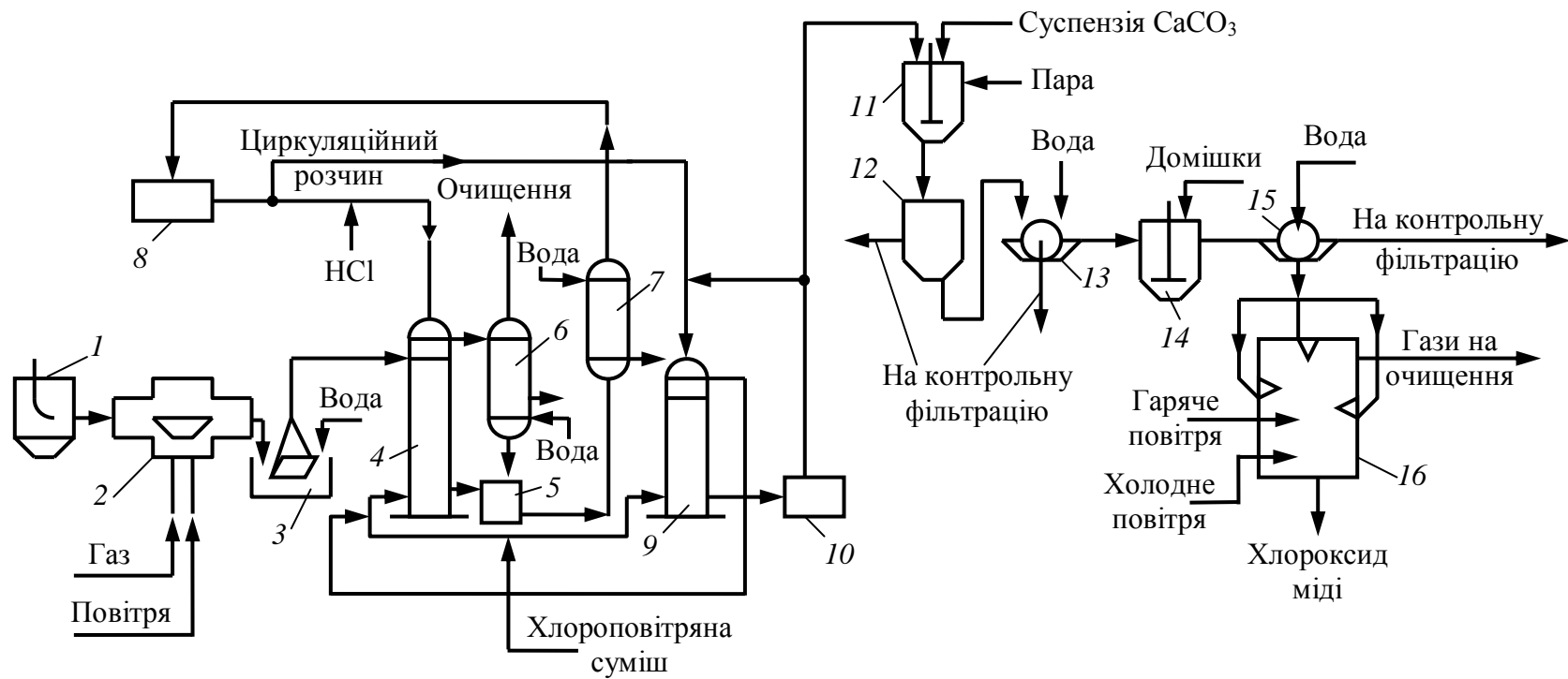


Рис. 2.23. Технологічна схема виробництва хлороксиду міді:

1 – механічна лопата; 2 – піч для плавлення міді; 3 – грануляційний басейн; 4 – колона розчинення; 5, 8, 10 – збирачі; 6 – конденсатор; 7 – титановий холодильник; 9 – колона доокиснення; 11 – осаджувач (5 одиниць); 12 – загусник; 13, 15 – барабанні вакуум-фільтри; 14 – репульпатор; 16 – розпилювальна сушарка

2.24. ВИРОБНИЦТВО БЕЗВОДНОГО ФТОРИСТОГО ВОДНЮ СІРЧАНОКИСЛОТНИМ РОЗКЛАДАННЯМ ФЛЮОРИТУ

Фтористий водень HF відіграє провідну роль у сучасній технології фтору та фтористих сполук. Безводний фтористий водень використовують для одержання елементарного фтору, фторопластів, фреонів, неорганічних сполук фтору, отрутохімікатів, травлення скла, а також як каталізатор крекінгу вуглеводневих складових нафти.

Розроблено декілька методів промислового вироблення HF, основним з яких залишається метод сірчанокислотного розкладання флюоритового концентрату – технологічну схему такого виробництва безводного фтороводню показано на рис. 2.24 [4, с. 133–152].

Сірчана кислота, яка надходить у танк 9, розподіляється на три потоки. Перший потік, який становить близько 20 % від усієї кислоти, підігривається в теплообміннику до 120–130 °С і надходить у перший змішувач 2. Сюди ж із бункера 1 дозується плавиковий шпат (флюорит) CaF₂. Час перебування суміші в першому змішувачі – 1–2 хв.

Другий потік (75 % від усієї кислоти) спрямовується в другий змішувач 3, де нагрівається до температури 135–140 °С. Сюди ж подається олеум, кубовий залишок і грязевікова кислота. Час перебування суміші в змішувачі – 2–4 хв. Обидва змішувачі мають шнеки, які одночасно рухаються вверх-униз і крутяться. Реакційна суміш з другого змішувача 3 надходить у барабанну піч 4, у якій підтримується температура 200–250 °С за рахунок зовнішнього обігрівання до температури 700 °С. Піч являє собою барабан довжиною 12–20 м і діаметром 2 м. Її встановлюють нахиленою для самостійного руху і вивантаження твердого продукту.

Уже під час змішування в змішувачах 2 і 3 в газову фазу виділяється фтороводень (до 40 % від кількості сировини). У барабанній печі виділяється до 60 % фтороводню, що залишився. Ці газові потоки (пічний газ, що має склад: HF 60–66 %, SiF₄ 5–6 %, водяна пара 4–5 %, пара та бризки H₂SO₄, сірчисті сполуки, тверді частинки CaF₂, CaSO₄) з'єднують в один і відправляють на очищення та осушення.

Спочатку він надходить у скруббер 7, де охолоджується і проходить первинне очищення. Тверді частинки після ущільнення в збирачі 8 спрямовуються в репульпатор-відстійник 5, а кислота, що називається грязевіковою (основні компоненти: HF, H₂SiF₆, H₂SO₄, HSO₃F), – у змішувач 3 та на зрошування скрубера 7.

Утворювана фтористоводнева кислота надходить на охолодження і подальшу ректифікацію. Для цього газ із скрубера 7 подається в теплообмінники-конденсатори 10, 11, які охолоджуються розчином хлориду кальцію CaCl₂.

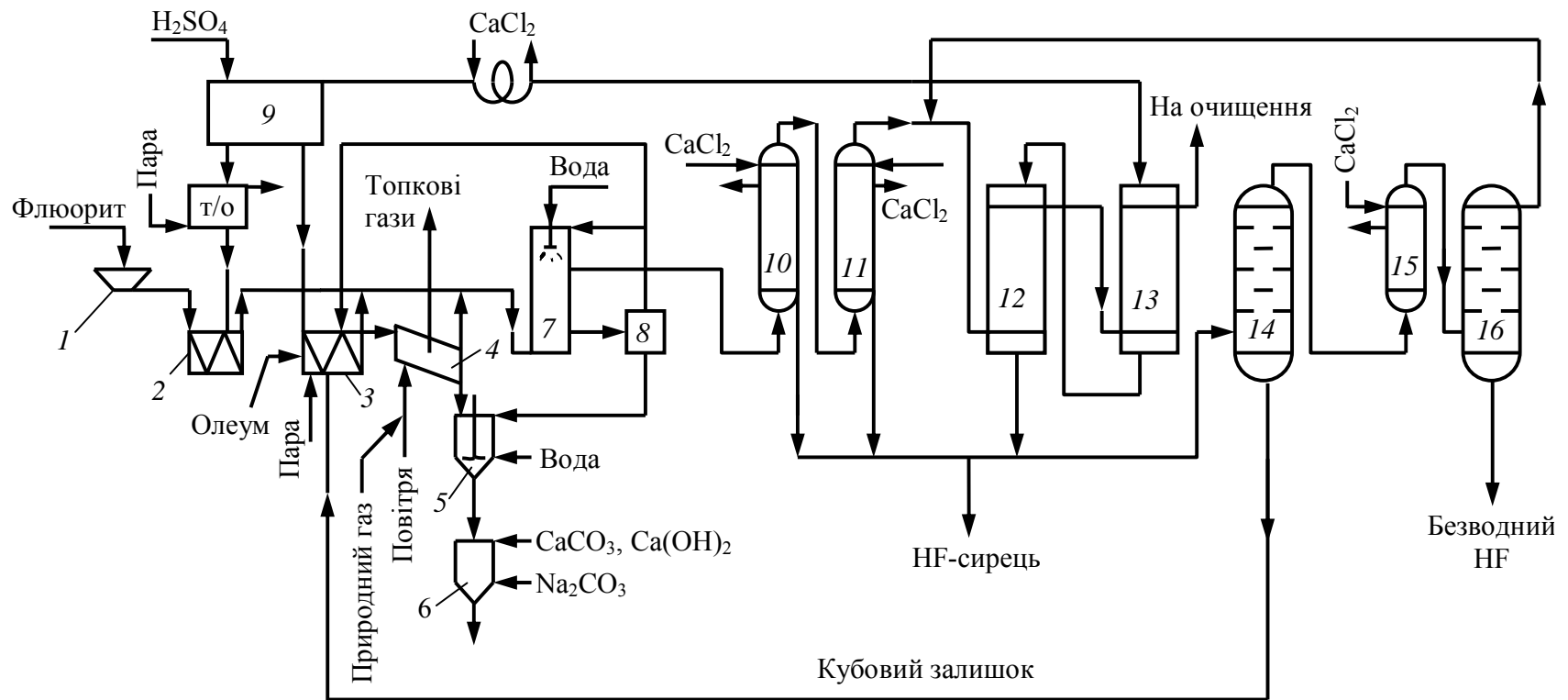


Рис. 2.24. Технологічна схема виробництва безводного фтороводню сірчанокислотним розкладанням флюориту: 1 – бункер; 2, 3 – змішувачі; 4 – піч; 5 – репульпатор-відстійник; 6 – загусник; 7 – скруббер; 8 – збирач; 9 – танк сірчаної кислоти; 10, 11, 15 – холодильники-конденсатори; 12, 13 – абсорбери; 14, 16 – ректифікаційні колони; т/о – теплообмінник

Загальний ступінь конденсації фтороводню становить 94–95 %. Для повнішого вилучення фтороводню газ переміщується в абсорбери 12, 13. До останнього абсорбера подається з танка 9 охолоджена сірчана кислота (третій потік). На абсорбцію також подаються гази з ректифікаційної колони 16.

Абсорбційний розчин змішується з рідким фтороводнем, отриманим на стадії конденсації. У результаті одержують фтороводень-сирець, який подають на ректифікацію спочатку в ректифікаційну колону 14, у якій виділяються висококиплячі домішки. Пари HF з домішками SiF₄ і SO₂ надходять у теплообмінник 15, у якому циркулює розчин хлориду кальцію з температурою мінус 20 °С. Далі утворений газ надходить у другу ректифікаційну колону 16, з якої витікає безводний розчин HF. Його використовують у промисловості для одержання різних фторидів, передусім фториду алюмінію, кріоліту, тетрафториду урану, без яких неможливе існування сучасної алюмінієвої промисловості й атомної енергетики.

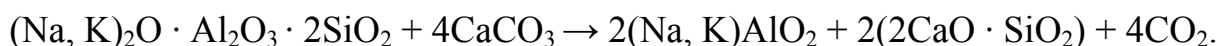
Кубовий залишок з колони 14 надходить у змішувач 3.

У печі також утворюється фторогіпс з домішками HF, CaF₂ і H₂SO₄. Фторогіпс вивантажується в репульпатор 5, у якому послідовно обробляється водою, потім спрямовується в нейтралізатор-змішувач 6 для оброблення крейдовою суспензією, розчином соди або вапняним молоком.

2.25. ВИРОБНИЦТВО ГЛИНОЗЕМУ З НЕФЕЛІНУ

Глинозем використовують для вироблення металевого алюмінію різних марок. На практиці використовують дві апаратурно-технологічні схеми вилучення нефелінових і шламових спеків: одностадійну та двостадійну. Кожна з них має різні варіанти апаратурного оформлення – залежно від складу та властивостей шламів і концентрації рідкої фази. Технологічну схему одностадійного вилучення нефелінових спеків зображено на рис. 2.25 [3, с. 228–230; 10, с. 90–91].

Нефелінова сировина, вапно, а також білий шлам і оборотний розчин подаються для подрібнення й отримання пульпи в багатокамерний кульовий млин 1. Отримана пульпа для кращого усереднення послідовно переміщується через проміжний басейн-змішувач 2, у який знизу подається повітря. Пульпа з відповідним відношенням твердої та рідкої речовин надходить у трубчасту барабанну піч для спікання 3, де перебігає реакція



Піч підігрівається спаленням мазуту, що розпилюється форсунками всередині печі. Температура спікання – 1200–1300 °С. Гази, що відходять з печі, містять пил і продукти горіння, тому їх очищують в системі очищення, яка складається з циклонів і електрофільтрів.

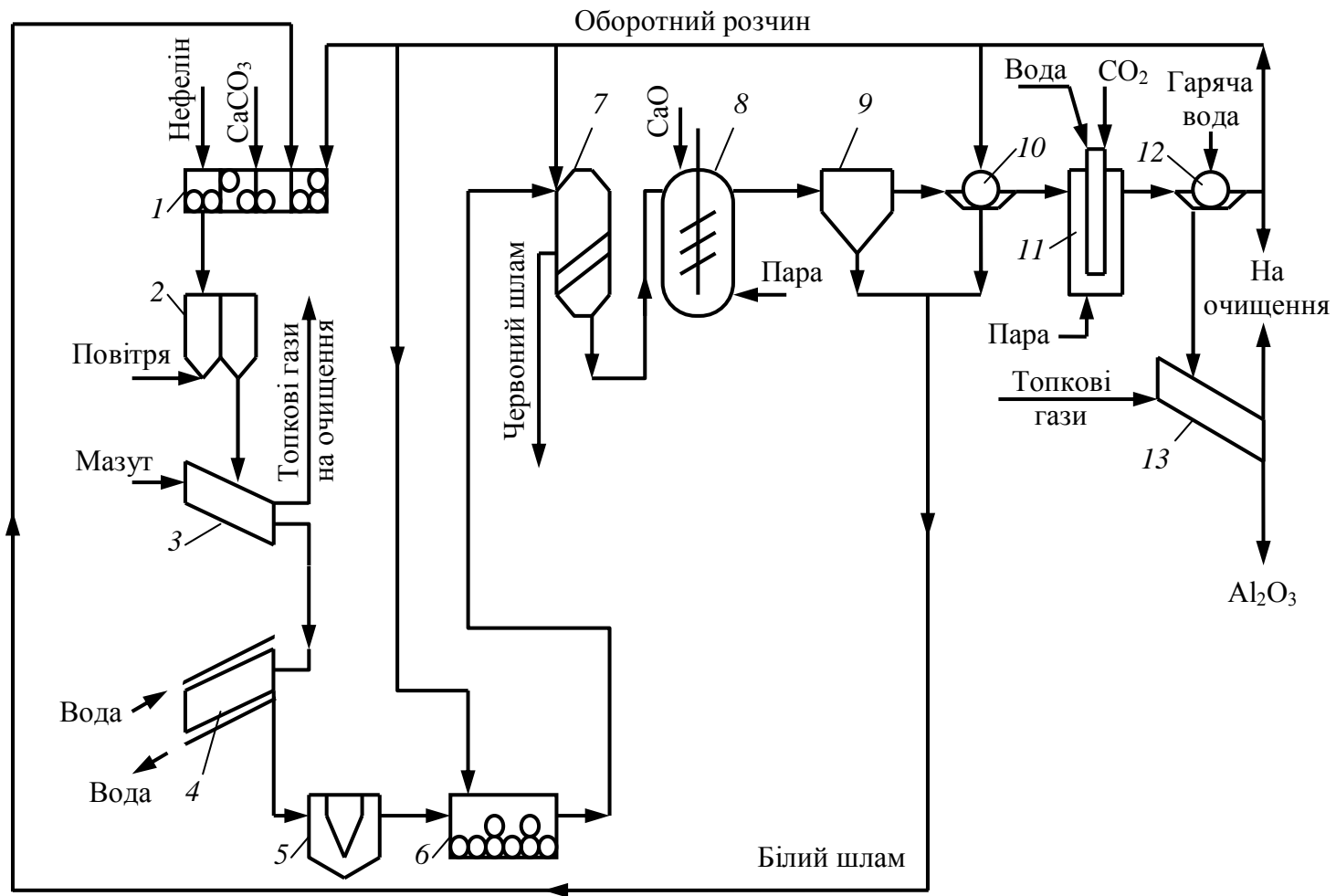


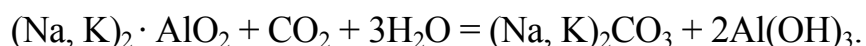
Рис. 2.25. Технологічна схема одностадійного виробництва глинозему з нефеліну:
 1 – багатокамерний кульовий млин; 2 – басейн-змішувач; 3 – барабанна піч для спікання; 4 – барабан-холодильник;
 5 – конусна дробарка; 6 – кульовий млин; 7 – вилужувач (дифузор); 8 – автоклав; 9 – загусник-ущільнювач;
 10, 12 – барабанні вакуум-фільтри; 11 – карбонізатор; 13 – піч для прокалювання

Спек, температура якого 1000–1050 °С, вивантажується з печі і надходить у барабан-холодильник 4. Над барабаном встановлено розподільвальні пристрої для зрошування його водою, яка потім збирається в піддоні. Спек, що має температуру близько 100 °С, знову подрібнюють спочатку в конусній дробарці 5, а потім у барабанному кульовому млині 6. Сюди ж надходить оборотний розчин для одержання пульпи. Пульпа подається у вилуджувач (дифузор) 7, сюди ж надходять оборотний розчин, який вміщує лужну суміш Na₂CO₃, K₂CO₃ та промивні води. Нижня частина дифузора має вигляд похилої решітки (фальш-днище).

Зі спека лужними розчинниками переводяться в розчин алюмінати натрію та калію, а силікати кальцію залишаються нерозчинними. Дифузори з'єднані послідовно в ряд з 10–15 апаратів. Алюмінатний розчин переміщується послідовно через усі апарати, його концентрація збільшується. З останнього дифузора вивантажують твердий залишок – червоний шлам, забарвлений солями заліза. Шлам можна використовувати у виробництві в'язучих речовин.

Одержаний в дифузорах розчин надходить в автоклав 8 для додаткового обезсиліціювання. Сюди ж подається СаО і пара з температурою 120–140 °С. При цьому осаджуються силікати кальцію. Далі пульпа послідовно переміщується через загусник-ущільнювач 9 і фільтр 10, у якому розчин відокремлюється від шламу (білий шлам). Осад на фільтрі промивається оборотним лужним розчином.

Основний алюмінатний розчин надходить у карбонізатор 11, куди подаються вуглекислий газ і вода:



У результаті утворюється розчин, що містить суміш Na₂CO₃, K₂CO₃ і гідроксид алюмінію. Для того щоб отримати великокристалічний Al(OH)₃, карбонізацію провадять за температури 80 °С. Пульпа надходить на фільтр 12.

Твердий Al(OH)₃ на фільтрі промивається водою і подається для прокалювання в піч 13. Потрібна температура прокалювання (кальцинації) – близько 1200 °С – забезпечується топковими газами:



Утворений після прокалювання глинозем використовують для одержання металевого алюмінію.

Одержаний після фільтрування розчин розподіляється на кілька потоків. Більшу частину оборотного розчину використовують для вилуджування спека в дифузори 7, а також для промивання осаду на фільтрі 10 та подавання в кульовий млин 6. Менша частина розчину витрачається на одержання соди та поташу.

2.26. ВИРОБНИЦТВО ФТОРИД-БІФТОРИДУ АМОНІЮ ТА БІЛОЇ САЖІ

Фторид-біфторид амонію – токсичний продукт, який використовують для одержання фтороводню, фторорганіки, в електроламповій промисловості, для виготовлення скла та фарфоро-фаянсових виробів. Являє собою кристали світло-сірого кольору, що містять 21 % NH_4F і 70 % NH_4HF_2 .

Біла сажа – тонкодисперсний оксид силіцію (SiO_2) з активною поверхнею пор 50–70 м²/г. Входить до складу сорбентів, використовується як наповнювач у виробництві мікропористої гуми.

Схему виробництва фторид-біфториду амонію та білої сажі показано на рис. 2.26 [4, с. 82–85]. Суміш аміаку (NH_3) і фтороводню (HF) з цехів виробництва фосфорних продуктів відправляють на абсорбцію і поступово проходить спочатку пінний абсорбер 1, потім – насадковий 2. Абсорбція здійснюється протитечією.

Абсорбційним розчином є оборотний розчин фториду амонію (NH_4F) – фільтрат після фільтрування на дисковому фільтрі 5. Абсорбційний розчин – суміш $(\text{NH}_4)_2\text{SiF}_6$ і H_2SiF_6 – після абсорберів 1, 2 надходить у реактор-нейтралізатор 3, куди подається аміачна вода або газоподібний аміак, а також аміак, який виділився під час випарювання розчину в конденсаторі 7. Реакція – екзотермічна.

Одержана пульпа спочатку охолоджується в самому реакторі 3, який оснащено водяною сорочкою, а далі – в холодильнику 4. Вона містить приблизно 15–25 % NH_4F і силіцегель. Пульпа надходить на дисковий фільтр 5, у якому розподіляється на два потоки: фільтрат, що містить NH_4F , і гель SiO_2 . Фільтрат, у свою чергу, теж розподіляється на два потоки. Менша частина є оборотним розчином і надходить на зрошення абсорберів 1 і 2. Більша частина надходить у випарник 6 на триступеневе випаровування за температури 140–180 °С. Після третього ступеня вміст NH_4F у плаві становить близько 60–66 %.

Газ і бризки збираються в конденсаторі 7, з якого конденсат зливається в сепаратор 8, а газ, що містить переважно аміак, надходить з конденсатора 7 у реактор-нейтралізатор 3.

Після сепаратора 8 вологий NH_4F спрямовується на охолоджувальні вальці 9, для знімання луски з готового продукту. Вологий гель SiO_2 з фільтра 5 надходить у репульпатор 10 на триразову репульпацію і відмивання для видалення NH_4F .

Репульпація здійснюється фільтратом протитечією з наступного фільтра 11, який промивається абсорбційним розчином зі скрубера 15. У репульпаторі 10 дозується розчин соди для запобігання утворенню кислих солей фторидів під час висушування SiO_2 . Відфільтрований кремнегель надходить у верхню частину розпилювальної сушарки 12, в яку з топки 13 підводяться продукти згоряння природного газу.

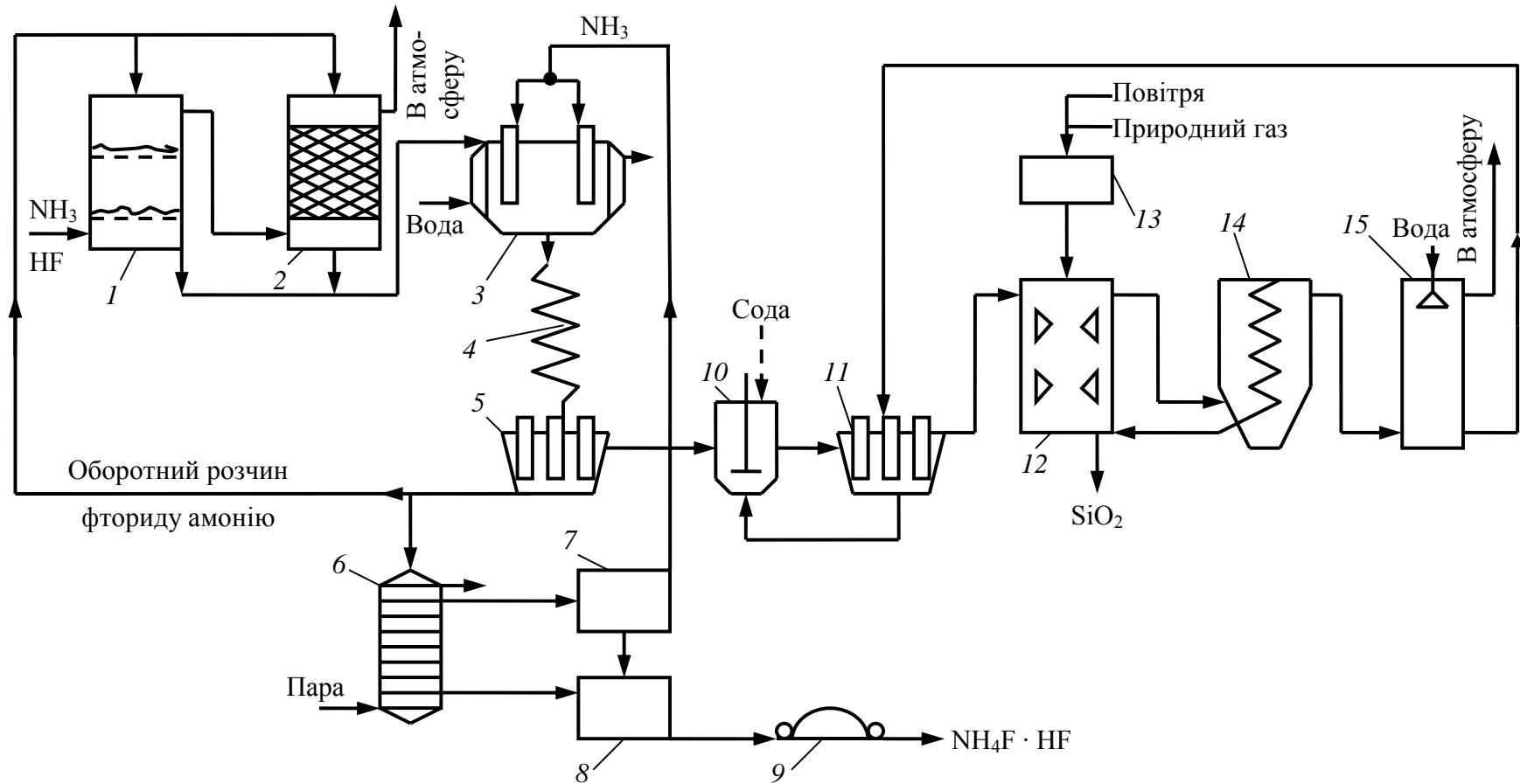


Рис. 2.26. Технологічна схема виробництва фторид-біфториду амонію та білої сажі:
 1 – пінний абсорбер; 2 – абсорбер з насадкою (кільця Рашига); 3 – реактор-нейтралізатор; 4 – холодильник;
 5, 11 – дискові вакуум-фільтри; 6 – випарник; 7 – конденсатор; 8 – сепаратор; 9 – охолоджувальні вальці;
 10 – репульпатор; 12 – розпилювальна сушарка; 13 – топка; 14 – батарея циклонів; 15 – скрублер

У верхній частині сушарки температура становить близько 1000 °С, на виході із сушарки – 150–160 °С. Кремнегель розпорошується в сушарці за допомогою пневматичних форсунок. Частинки SiO₂, що виносяться із сушарки разом із відхідним газом, уловлюються батареєю циклонів 14, яка складається із шести апаратів.

Відокремлені частинки SiO₂ спрямовуються в сушарку, а газ після останнього циклона – у скруббер 15, зрошуваний водою. Абсорбційний розчин зі скрубера 15 подається на промивання SiO₂, що має вигляд млинця, на фільтрі 11. У готовому продукті вміст загального фтору становить не менше ніж 60 %, білої сажі – не менше за 85 %.

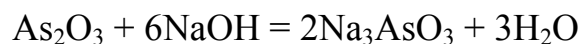
2.27. ВИРОБНИЦТВО АРСЕНАТУ КАЛЬЦІЮ КАТАЛІТИЧНИМ ОКИСНЕННЯМ РОЗЧИНУ АРСЕНІТУ НАТРІЮ ПОВІТРЯМ

Арсенат кальцію широко використовують як отруту для боротьби зі шкідниками в сільському господарстві. Цей спосіб виробництва арсенату кальцію полягає в окиснюванні арсеніту натрію в арсенат натрію киснем повітря за наявності каталізатора (зазвичай – мідного купоросу) і в наступному осадженні арсенату кальцію обробленням розчину вапняним молоком.

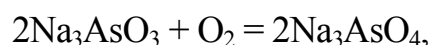
Технологічну схему виробництва зображено на рис. 2.27 [13, с. 919–922].

У сталевий реактор з мішалкою та барботером для гострої пари 1 заливають маткові розчини й 40–45 %-й розчин їдкого натру в такому співвідношенні, щоб концентрація NaOH була 75–85 г/л. У рідину, підігріту за працюючої мішалки гострою парою до 80–90 °С, всипають з вагового бункера 2 білий арсен в кількості, яка відповідає молекулярному співвідношенню As₂O₃ : NaOH від 1: 6 до 1: 6,5.

Після перемішування за температури 85–95 °С у результаті реакції



утворюється розчин арсеніту натрію, що містить не менше 50 г/л As₂O₃. В цьому розчині співвідношення NaOH : As₂O₃ має становити 1,21–1,31; в іншому випадку додають компонент, якого не вистачає, та продовжують перемішування маси. В одержаний розчин додають твердий або розчинений у воді мідний купорос з мірника 6 (у кількості 2 – 3,5 % від завантаженого 100 %-го As₂O₃), який слугує каталізатором у процесі окиснення арсеніту. Після розчинення мідного купоросу рідину перекачують в окиснювач 3 – він являє собою резервуар, оснащений барботерами для повітря та пари. В розчин, який має температуру 65–86 °С, подають повітря, що проходить через пастку 4 та скруббер 5, а потім викидається в атмосферу. Окиснення відбувається за реакцією



яка вважається закінченою, коли вміст As₂O₃ в розчині менший ніж 1 г/л.

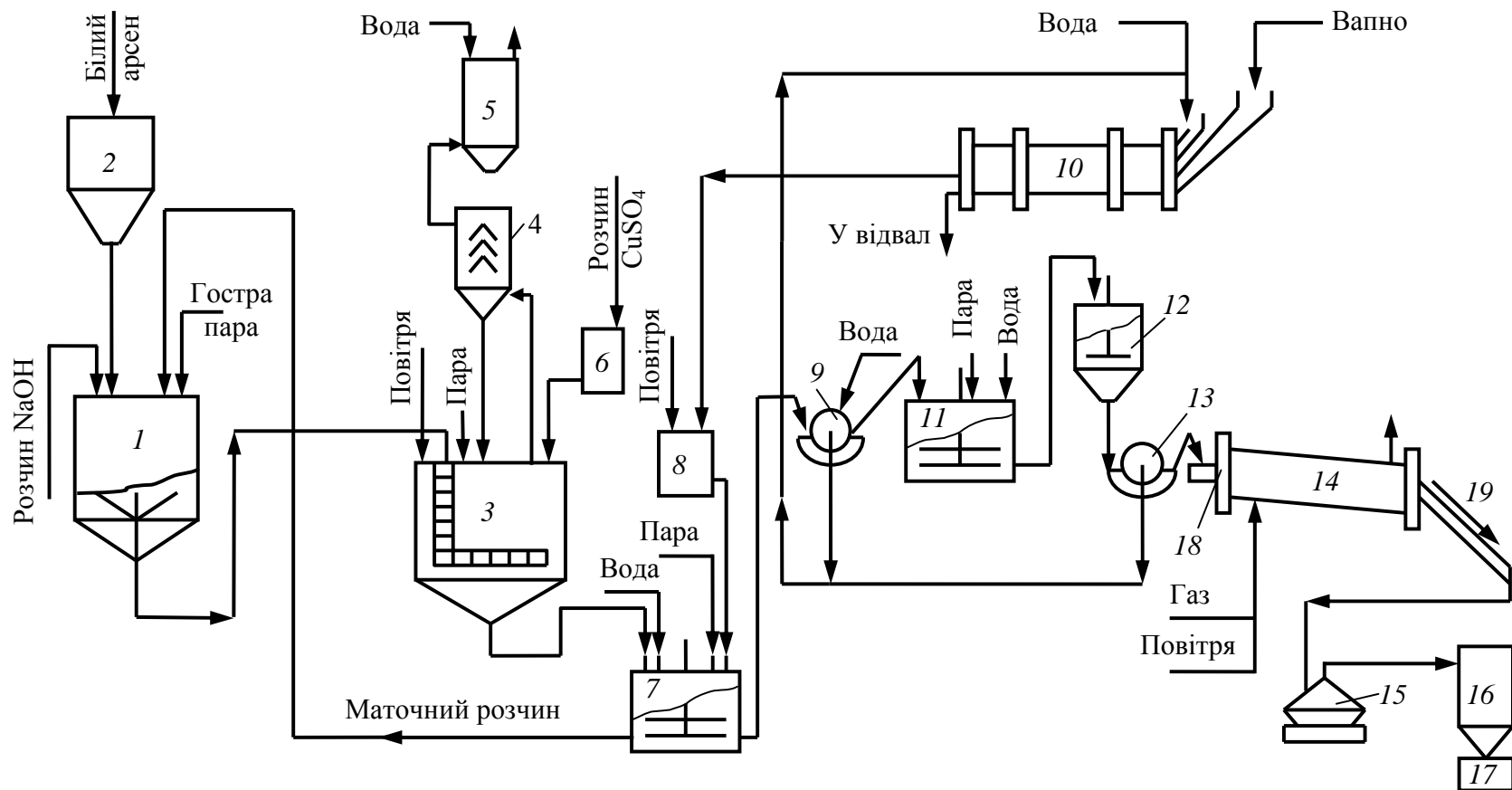
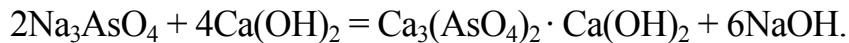


Рис. 2.27. Технологічна схема виробництва арсенату кальцію каталітичним окисненням розчину арсеніту натрію повітрям:
 1 – реактор; 2 – розвантажувальний бункер для білого арсену; 3 – окиснювач; 4 – пастка; 5 – скруббер; 6 – мірник розчину мідного купоросу; 7 – осаджувач; 8 – мірник вапняного молока; 9, 13 – барабанні вакуум-фільтри; 10 – гасник вапна; 11, 12 – збирачі з мішалками; 14 – сушильний барабан; 15 – центробіжний вакуум-млин; 16 – бункер для фасування; 17 – апарат для фасування; 18 – підживлювальний шнек; 19 – холодильний шнек

Розчин арсеніту натрію зливають в осаджувач 7, який має мішалку та паровий змійовик. Тут у підігрій до температури 85 °С розчин із мірника 8 додають вапняне молоко, яке містить 160 г/л CaO, у кількості, що розраховується за вмістом As₂O₃ в розчині. Потім масу підігривають до температури 95–98 °С. Розрахунок осадження арсенату кальцію виконують за рівнянням



Реакцію осадження вважають закінченою, коли вміст As₂O₅ у рідкій фазі (матковому розчині) становить менше ніж 1 г/л, а в твердій фазі суспензії – 38–42 % (у сухій речовині). По закінченні осадження освітлений розчин з концентрацією 65–75 г/л NaOH повертають до реактора 1 як матковий розчин. Пульпу арсенату кальцію, що залишилася в осаджувачі, для відмивання від лугу скаламучують з водою та піддають дворазовій фільтрації на барабанних або стрічкових вакуум-фільтрах неперервної дії 9, 13.

На першому фільтрі 9 осад промивають водою; фільтрат, що розводиться промивною водою, містить близько 40 г/л NaOH. Його використовують для гасіння вапна в апараті 10. Осад з першого фільтра репульпується з водою у збирачах з мішалками 11, 12, а відтак надходить на фільтр 13 для вторинної фільтрації. Після цього пасту арсенату кальцію, що містить до 35 % вологи, подають на сушіння в барабан 14, доки вміст вологи стане не більшим ніж 1 %. Висушування пасти здійснюється топковими газами, або зовнішнім обігріванням.

Після висушування продукт охолоджують у шнековому холодильнику 19 і подрібнюють у вакуум-млині 15, а потім пневмотранспортом подають у бункер готової продукції 16, з якого за допомогою апарата для фасування 17 завантажують у тару. Для розмелювання арсенату та арсеніту кальцію використовують пневматичний млин вертикального або горизонтального типу.

На виготовлення 1 т арсенату кальцію витрачається: 0,35 т білого арсену (100 %-го As₂O₃), 0,48 т вапна (100 %-го CaO), 0,077 т їдкого натру (92 %-го NaOH), 0,014 т мідного купоросу (100 %-го CuSO₄ · 5H₂O), а також 6,82 МДж пари, 22,6 м³ води, 430 кВт-год електроенергії, 0,302 т умовного палива.

Виробництво арсенату кальцію завжди супроводжується очищенням стічних вод від промивання осаду на фільтрах 9, 13 та в інших апаратах. Усі ці отруйні води збираються в приямок і відстоюються. Осад повертають у виробництво (в осаджувач 1), а освітлену воду обробляють вапном для осадження арсену у вигляді нерозчинних кальційових солей.

3. ТЕХНОЛОГІЧНІ СХЕМИ ПРОЦЕСІВ ВИРОБНИЦТВА ПОЛІМЕРІВ ТА ПЛАСТМАС

3.1. ВИРОБНИЦТВО ПОЛІЕТИЛЕНУ СЕРЕДНЬОГО ТИСКУ

Поліетилен середнього тиску одержують полімеризацією етилену в розчиннику під тиском 3,5–4,0 МПа за температури 130–170 °С за наявності оксидів металів змінної валентності (каталізаторів).

Виробництво поліетилену середнього тиску має переваги порівняно з іншими методами, зокрема такі, як доступність і нетоксичність каталізаторів, можливість багаторазового їх використання шляхом регенерації, простота технологічного й апаратурного оформлення процесу, менша вибухо- та пожежо-небезпечність. Попри це, поліетилен середнього тиску має кращі показники фізико-механічних властивостей, ніж поліетилен високого тиску.

Полімеризацію проводять у розчиннику, в якому розчиняються етилен і поліетилен (бензині, ксилолі, циклогексані тощо). Розчинник сприяє рівномірному розподілові каталізатора та відведенню тепла полімеризації.

Каталізатори процесу – оксиди металів змінної валентності (хрому, молібдену, ванадію), що наносяться на пористий алюмосилікатний носій, який містить оксиди силіцію й алюмінію в масовому відношенні 90 : 10. У промисловості як каталізатор найчастіше використовують оксиди хрому. Каталізатор готують просоченням алюмосилікатного носія водним розчином хромової кислоти ($\text{CrO}_3 + \text{H}_2\text{O}$) з наступними сушінням і активацією.

На швидкість полімеризації, вихід і властивості поліетилену впливають активність каталізатора, температура і тиск процесу. Активність каталізатора залежить від пористості носія, концентрації і температури активації. Найбільш активними є каталізатори, нанесені на пористі алюмосилікати з великою питомою поверхнею. Кількість оксидів хрому сильно впливає на активність каталізатора. Для носіїв різної пористості характерний оптимальний вміст оксидів хрому, що відповідає максимальній активності каталізатора. Зазвичай вміст оксидів хрому становить 5–6 % (у перерахуванні на CrO_3) від умісту носія. Температура активації каталізатора дорівнює 500–600 °С.

Із підвищенням активності каталізатора збільшується швидкість процесу полімеризації, але знижується молекулярна маса поліетилену.

Температура процесу впливає на молекулярну масу, меншою мірою – на вихід поліетилену. З підвищенням температури швидкість полімеризації спочатку зростає, а відтак зменшується через дезактивацію каталізатора. Тому температуру вибирають залежно від заданої молекулярної маси (коливається від 135 до 145 °С).

Зі збільшенням тиску збільшується молекулярна маса полімеру. Швидкість процесу різко зростає зі збільшенням тиску до 3,0–3,5 МПа, але з подальшим збільшенням тиску вона майже не змінюється. З урахуванням заданих властивостей поліетилену тиск зазвичай підтримується близько 4,0 МПа.

Для підтримання постійної температури потрібно забезпечити інтенсивне відведення тепла полімеризації. Для цього в реакційну суміш вводять додаткову частку етилену та розчинника, які, нагріваючись, відбирають частину тепла.

У промисловості процес виробництва поліетилену середнього тиску здійснюють за періодичною та неперервною схемами. Технологічний процес виробництва поліетилену середнього тиску на окисно-хромовому катализаторі за неперервною схемою (рис. 3.1) складається з таких стадій [7, с. 9–11]: підготовки первинної сировини (етилену, катализатора та розчинника), полімеризації етилену, концентрування розчину поліетилену, виділення та грануляції поліетилену, регенерації розчинника й етилену.

Суспензія катализатора в бензині, приготована в апараті 1, надходить у збирач 2, з якого за допомогою дозатора неперервно подається в перший полімеризатор каскаду полімеризаторів 3, 4 та 5. Одночасно в цей полімеризатор подають етилен і бензин, заздалегідь нагріті в теплообміннику 6 до температури 120 °С. У полімеризаторі за температури 140–145 °С і тиску 4 МПа за наявності катализатора відбувається процес полімеризації етилену до 8 %-ї концентрації поліетилену в бензині. Обігрівним трубопроводом розчин поліетилену, а також суміш етилену з бензином через теплообмінник 7 подаються в другий полімеризатор, у якому за такого ж режиму процес продовжується до концентрації 14 % поліетилену в розчині. Далі реакційна суміш надходить у третій полімеризатор, у якому процес продовжується до досягнення концентрації поліетилену в розчині 18–20 %. Тепло реакції знімання здійснюється подаванням етилену, який обігривається в теплообміннику 8.

Парогазова суміш з полімеризаторів надходить у конденсатор 9, охолоджуваний низькотемпературним холодоагентом. Охолоджена до температури 60 °С суміш надходить у сепаратор 10. Етилен і бензин після розділення та очищення повертаються в цикл. Розчин поліетилену відокремлюється від катализатора фільтруванням і передається у концентратор 11, у якому за рахунок дроселювання розчину з 4 до 1 МПа у результаті випаровування бензину і розчиненого етилену концентрується до 35 %-ї концентрації поліетилену. Суміш надходить у сепаратор-дегазатор 12, у якому концентрований розчин поліетилену відокремлюється від етилену та парів бензину і далі надходить у приймальну камеру шнекового агрегату 13. Тут у результаті подальшого дроселювання розчину до атмосферного тиску бензин закипає і виділяється, а поліетилен надходить у гранулювальну частину агрегату, ріжеться на гранули, охолоджується та пакується.

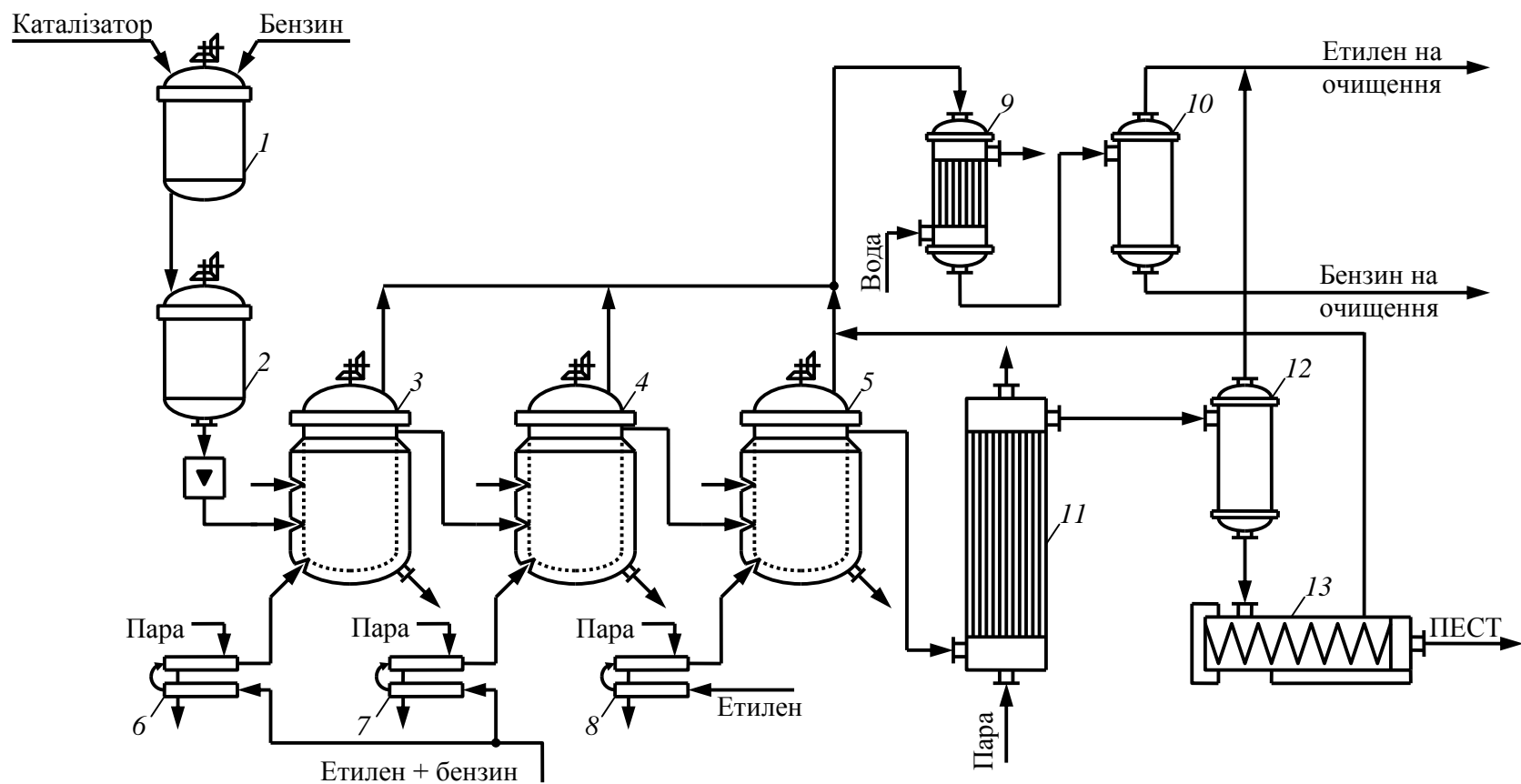


Рис. 3.1. Схема процесу виробництва поліетилену середнього тиску неперервним методом:

1 – апарат для приготування суспензії каталізатора; 2 – збирач суспензії; 3, 4, 5 – полімеризатори;
 6, 7, 8 – підігрівники; 9 – холодильник; 10, 12 – сепаратори-дегазатори; 11 – концентратор розчину поліетилену;
 13 – шнековий агрегат для виділення та грануляції поліетилену; ПЕСТ – поліетилен середнього тиску

Застосування поліетилену. Застосування поліетилену визначається комплексом його фізико-механічних, хімічних і діелектричних властивостей. З нього виготовляють труби, що мають високу корозієстійкість і зберігають міцність за низьких температур; вони фізіологічно нешкідливі, завдяки чому їх використовують для транспортування води, розчинів солей, соків, вина, пива і под. Плівки з поліетилену застосовують у сільському господарстві – для за́склення парників, теплиць і зберігання овочів, а також як конструкційний та пакувальний матеріал. Папір, дубльований поліетиленовою плівкою, широко використовують для пакування молочних та інших продуктів.

Поліетилен застосовують для захисту металевих покриттів від корозії, виготовлення легких і міцних пінопластів, липких стрічок, іграшок, волокон, а також для ізоляції високочастотних кабелів у радіолокаційних, радіотехнічних і телевізійних установках, для ізоляції підводних морських кабелів тощо.

Широкого застосування поліетилен набув у житловому, промисловому та дорожньому будівництві.

3.2. ВИРОБНИЦТВО ПОЛІПРОПІЛЕНУ

Поліпропілен являє собою високомолекулярний продукт полімеризації пропілену. Властивості поліпропілену, його молекулярна маса і стереоізомерний склад залежать від умов полімеризації та природи каталізатора, а також від ступеня чистоти та концентрації компонентів полімеризаційного середовища.

Цінні фізико-механічні властивості має ізотактичний поліпропілен, одержуваний на каталізаторах Цігlera – Натта, що складаються з алкілів алюмінію, найчастіше – діетилалюмінійхлориду та трихлористого титану.

Зі збільшенням кількості каталізаторів та підвищенням температури процесу зростає швидкість полімеризації, але зменшується молекулярна маса поліпропілену. Підвищення тиску та концентрації мономеру в реакційній суміші сприяє зростанню як швидкості полімеризації, так і молекулярної маси. Для рівномірного розподілу каталізатора та полегшення регулювання параметрів процесу полімеризацію проводять у середовищі рідкого вуглеводню.

У промисловості пропілен полімеризують у бензині або пропані за температури 65–70 °С і тиску 1,0–4,0 МПа. Регулювання молекулярної маси досягається введенням у реакційне середовище водню.

Полімеризацію проводять за періодичною та неперервною схемами [7, с. 11–13]. Технологічний процес виробництва поліпропілену багато в чому аналогічний виробництву поліетилену низького тиску. Відносно невисоке виділення тепла у процесі полімеризації пропілену, що залежить від швидкості процесу, дозволяє легко відводити тепло через сорочку апарата, не вдаючись до циркуляції додаткової кількості мономеру та розчинника. Розкладання каталізаторного комплексу та промивання поліпропілену здійснюються багаторазовим обробленням його розчином ізопропилового спирту в бензині.

Технологічний процес виробництва поліпропілену за неперервною схемою складається зі стадій приготування каталізаторного комплексу, полімеризації, відділювання непрореагованого пропілену, розкладання каталізатора, промивання суспензії поліпропілену, віджимання, сушіння та пакування поліпропілену, регенерації розчинника, пропілену, промивних розчинів і азоту.

Каталізаторним комплексом готують змішуванням 5 %-го розчину $\text{Al}(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{Cl}$ у бензині з порошкоподібним TiCl_3 у змішувачі 1 (рис. 3.2). Суспензія каталізатора надходить у проміжний збирач 2, з якого дозується в полімеризатор 3. Полімеризатор являє собою циліндричний апарат об'ємом 10 м^3 , оснащений якірною мішалкою, оболонкою (сорочкою) для обігріву та охолодження і холодильником 4.

У полімеризатор з працюючою мішалкою неперервно подаються рідкий пропілен, каталізаторний комплекс, бензин і водень. Тривалість перебування реакційної суміші в полімеризаторі за температури $70 \text{ }^\circ\text{C}$ і тиску $1,0 \text{ МПа}$ становить близько 6 год. Ступінь конверсії – 98 %.

З полімеризатора 3 полімер у вигляді суспензії вивантажується у збирач суспензії 5, при цьому рівень у полімеризаторі залишається постійним. У збирачі 5 розчинений в бензині непрореагований пропілен за рахунок зниження тиску до атмосферного здувається, суспензія розводиться бензином до співвідношення масових часток *полімер : бензин* як 1 : 10. Розведена суспензія обробляється на неперервнодіючій центрифугі 6 розчином ізопропилового спирту в бензині (25 %-ї концентрації за масою).

Залишки каталізатора розкладаються в апараті 8 за інтенсивного перемішування суспензії підігрітим у підігрівнику 7 до $60 \text{ }^\circ\text{C}$ розчином ізопропилового спирту в бензині. Суспензія полімеру через збирач 9 подається на промивання та віджимання у центрифугу 10.

Відмитий поліпропілен надходить у вакуум-гребкову сушарку 12, у якій за температури $95 \text{ }^\circ\text{C}$ висушують до вологості не більшої ніж 0,1 %.

Непрореагований пропілен, розчинник, промивні розчини й азот надходять на регенерацію, а відтак повертаються в цикл.

Властивості поліпропілену. Ізотактичний поліпропілен являє собою твердий термопластичний полімер, що випускається у вигляді порошку чи гранул білого кольору. Поліпропілен має вищу, ніж поліетилен температуру плавлення, однак значно поступається поліетилену за морозостійкістю. Він також більш твердий матеріал, аніж поліетилен. Поліпропілен не розчиняється в органічних розчинниках за кімнатної температури. Нагрітий до $80 \text{ }^\circ\text{C}$ і вище він починає розчинятися в ароматичних (бензолі, толуолі) хлорованих вуглеводнях. Стійкий до дії кислот і основ навіть за підвищених температур, до розчинів солей за температур понад $100 \text{ }^\circ\text{C}$, до рослинних олій. Водостійкий. Помітно впливають на нього тільки сильні окиснювачі – хлорсульфонова кислота, олеум, азотна кислота, галогени.

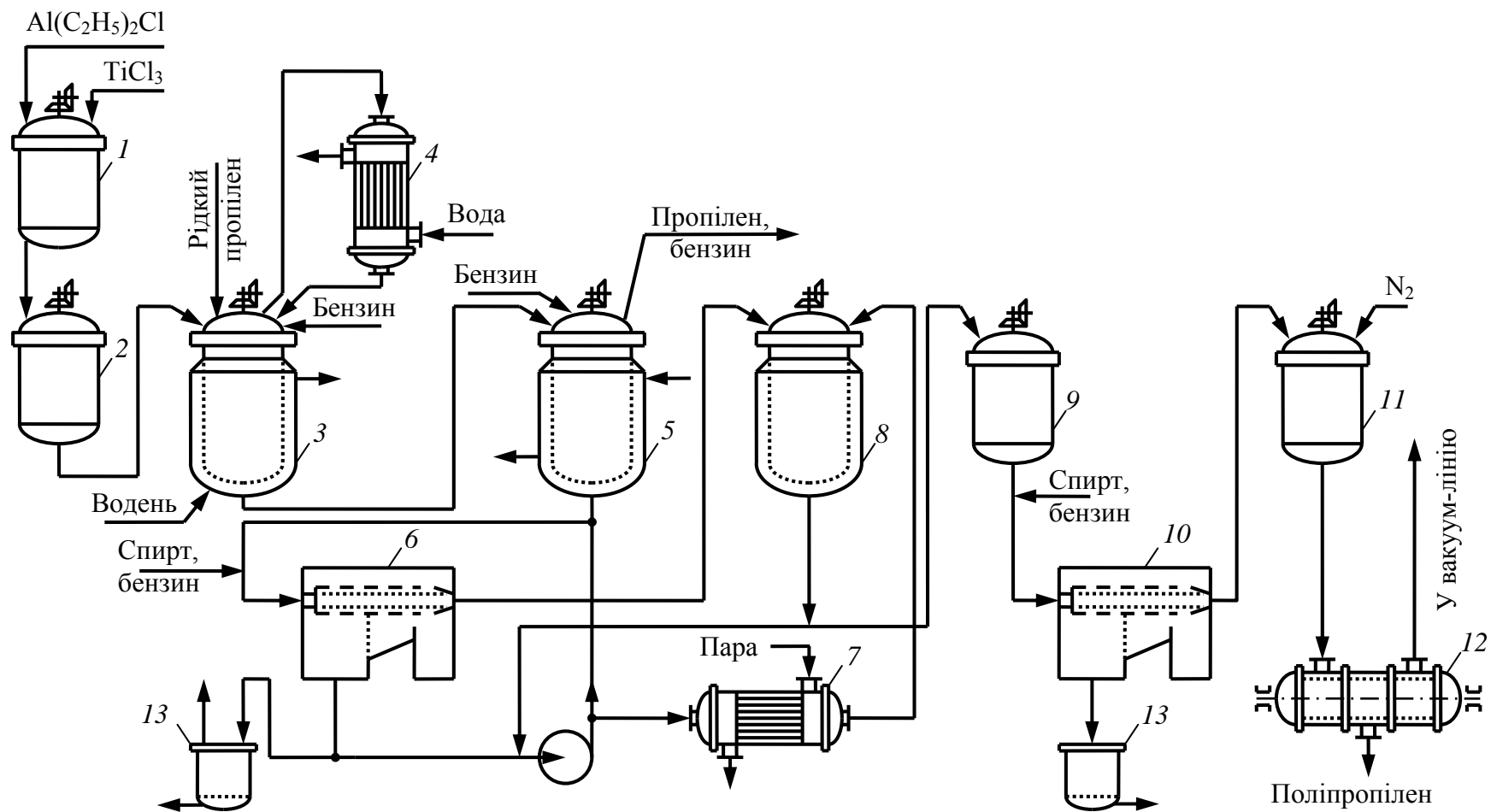


Рис. 3.2. Схема процесу виробництва поліпропілену:
 1 – змішувач каталізаторного комплексу; 2, 11 – проміжні збирачі; 3 – полімеризатор; 4 – холодильник;
 5, 9 – збирачі суспензії; 6 – центрифуга; 7 – підігрівник; 8 – апарат для розкладання каталізатора;
 10 – центрифуга; 12 – вакуум-гребкова сушарка; 13 – пастка

Поліпропілен чутливий до дії кисню, особливо за підвищених температур, що обумовлює його велику схильність до старіння порівняно з поліетиленом і сополімерами етилену з пропіленом. Тому в процесі перероблення в поліпропілен додають стабілізатори.

Застосування поліпропілену. Завдяки комплексу цінних технічних властивостей поліпропілен широко застосовують у найрізноманітніших галузях. Вироби (труби, посудини, корпуси насосів, арматура та ін.) з поліпропілену вирізняються легкістю, стійкістю до дії води, органічних розчинників, розчинів кислот, основ і солей, витримують кип'ятіння у воді та стерилізацію паром. Плівки з поліпропілену мають більш високі міцність, теплостійкість, механічну міцність і меншу газо- та паропроникність, аніж поліетиленові плівки.

Легке і дуже міцне поліпропіленове волокно застосовують для виготовлення канатів, технічних і побутових тканин, килимів. На відміну від інших синтетичних волокон воно не нагромаджує статичної електрики. Поліпропілен застосовують також для виготовлення пінопластів.

Діелектричні властивості поліпропілену дозволяють широко використовувати його в електротехнічній і електромашинобудівній промисловості. Низька морозостійкість дещо обмежує сферу застосування поліпропілену.

3.3. ВИРОБНИЦТВО ПОЛІЗОБУТИЛЕНУ

Поліізобутилен являє собою каучукоподібний еластичний матеріал, одержуваний катіонною полімеризацією ізобутилену за наявності каталізаторів типу Фриделя – Крафтса (BF_3 , AlCl_3 , TiCl_4 та ін.). У промисловості виробляють низькомолекулярний (молекулярна маса 300–3000) і високомолекулярний (молекулярна маса близько 200000) поліізобутилен.

У процесі виробництва низькомолекулярного поліізобутилену полімеризацію проводять у рідкій фазі за температури 21–29 °С за наявності хлористого алюмінію (каталізатора) і хлористого водню (активатора). Як каталізатор для високомолекулярного поліізобутилену використовують фтористий бор, а як активатор – ізобутиловий спирт, що міститься в ізобутилені (близько 1 %).

Полімеризація ізобутилену за наявності фтористого бору перебігає за катіонним механізмом з дуже високою швидкістю за низьких температур (близько 100 °С). Для регулювання швидкості процесу полімеризацію проводять у середовищі розчинника (рідких етилену, етану, пропану, бутану). Оптимальна концентрація мономеру в розчині – 15–30 %.

Схему технологічного процесу виробництва високомолекулярного поліізобутилену показано на рис. 3.3 [7, с. 13–15]. Рідкий етилен за температури мінус 40 °С під тиском подається в холодильник 1, у якому додатково охолоджується газоподібним етиленом, що надходить з випарника 2. Далі етилен переміщується через випарник 2, у якому ще додатково охолоджується за рахунок часткового випаровування.

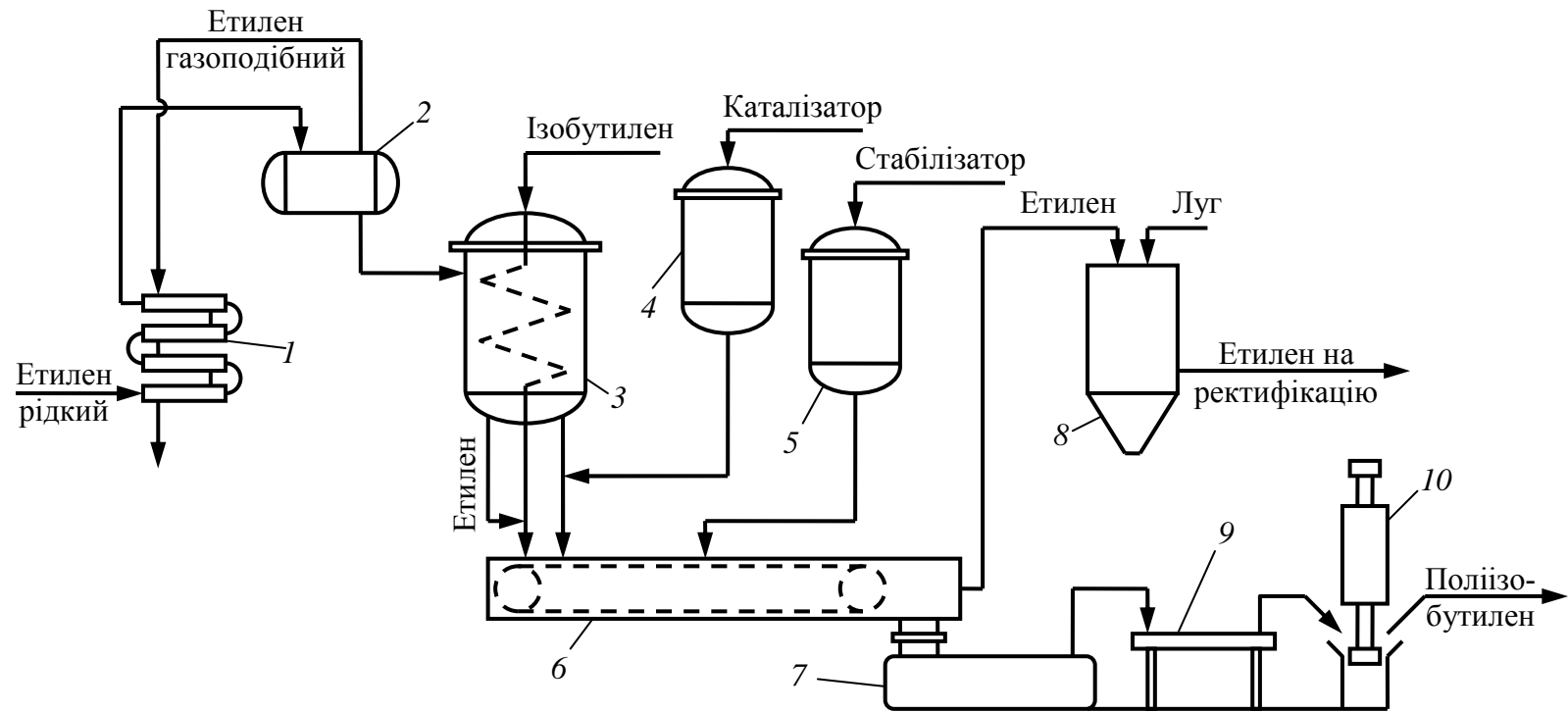


Рис. 3.3. Схема процесу виробництва поліізобутилену:

1 – холодильник типу «труба в трубі»; 2 – випарник; 3 – дозатор; 4 – бак для каталізатора;
 5 – бак для стабілізатора; 6 – полімеризатор; 7 – змішувач; 8 – скруббер; 9 – стелаж для охолодження; 10 – прес

Газоподібний етилен надходить у холодильник 1, а рідкий – в апарат 3, де він охолоджує змішувач з рідким ізобутиленом. Охолоджений рідкий ізобутилен змішується з рідким етиленом, і утворена суміш спрямовується на транспортер полімеризатора 6. Полімеризатор являє собою металевий короб, у якому рухається нескінченна сталева стрічка у вигляді жолоба. З бака 4 у полімеризатор надходить розчин фтористого бору в етилені та змішується з каталізатором – відбувається миттєва полімеризація. Рідкий етилен випаровується і надходить у скруббер 8. У скруббері фтористий бор, захоплений сумішшю етилену і непрореагованого ізобутилену, нейтралізується лугом. Після відділення фтористого бору ця суміш газів надходить на ректифікацію. Виділений етилен повертається в цикл.

Для розкладання каталізатора, що залишився в полімері, та запобігання деполімеризації на стрічку полімеризатора з бака 5 неперервно подається розчин стабілізатора (*трет*-бутилфенілсульфід). Після виходу з полімеризатора поліізобутилен захоплюється валками змішувача 7, з якого за температури близько 100 °С видаляються гази, що залишилися. Полотно полімеру, яке виходить зі змішувача, ріжеться на шматки. Після охолодження повітрям на транспортері та стелажі 9 вони подаються в прес 10 і далі на пакування.

Властивості поліізобутилену. Поліізобутилен має високу хімічну стійкість та водостійкість. Він стійкий до дії майже всіх кислот, лугів і галогенів. Концентрована азотна кислота руйнує його тільки за температури понад 80 °С. Поліізобутилен значно перевершує поліетилен і поліпропілен за еластичністю, морозостійкістю та розчинністю. Він розчинний в аліфатичних, ароматичних і хлорованих вуглеводнях та мінеральних оливах.

Поліізобутилен характеризується малою газопроникністю, високими показниками діелектричних властивостей, але низькою міцністю та повзучістю (тече навіть під дією власної ваги на холоді).

Властивості поліізобутилену залежать від молекулярної маси. Зі збільшенням молекулярної маси підвищуються руйнівне напруження під час розтягання, оборотна деформація і твердість. Поліізобутилен добре сполучається з іншими полімерними продуктами. З уведенням у поліізобутилен активних наповнювачів (сажі, графіту, тальку і т. ін.) збільшується його міцність, зменшується плинність і поліпшується стійкість до дії світла.

Застосування поліізобутилену. Поліізобутилен застосовують для електроізоляції проводів і кабелів, виготовлення ущільнювальних кабельних мас, як домішку до поліетилену (кабельний поліетилен), для зовнішнього і внутрішнього захисту металевих труб, внутрішнього обкладання реакторів, залізничних цистерн і кислотосховищ, для водонепроникної ізоляції та виготовлення виробів, які працюють в інтервалі температур від мінус 60 до 70 °С. Розчини високомолекулярного поліізобутилену використовують для оброблення тканин, шкіри, паперу, а низькомолекулярний поліізобутилен – як додатак до мастил, у сумішах для герметизації, клеях тощо.

Технічне значення мають також співполімери ізобутилену з ізопреном і бутадієном (бутилкаучуки), здатні вулканізуватися. Високомолекулярний поліізобутилен переробляють штампуванням і екструзією.

3.4. ВИРОБНИЦТВО ПОЛІСТИРОЛУ

Полістирол являє собою продукт полімеризації стиролу. У промисловості полістирол виробляють блоковим, емульсійним і суспензійним методами. Найбільше промислове значення має неперервний блоковий метод полімеризації. Полімеризацію стиролу блоковим методом провадять під дією тепла без застосування ініціаторів.

Швидкість процесу значною мірою залежить від температури: з підвищенням температури швидкість різко зростає – приблизно до 90 %-го перетворення мономеру, а далі – значно знижується внаслідок зростання в'язкості середовища. Для досягнення ступеня довершеності 98–99 % потрібно продовжувати нагрівати реакційну масу, що зумовить зниження молекулярної маси полімеру. За поступового підвищення температури від 80 до 230 °С вдається одержати полістирол, що містить менше 1 % мономеру.

Тривалість процесу становить 30–40 год. Для запобігання перебігу окисних процесів полімеризацію проводять в атмосфері азоту.

Технологічний процес виробництва блокового полістиролу неперервним методом (рис. 3.4) складається зі стадій попередньої та остаточної полімеризації стиролу, охолодження та подрібнення полістиролу [7, с. 15–16]. Зі сховища 1 стирол відцентровим насосом подається в напірний бак 2, звідки через фільтр 3 і лічильник-дозатор (на схемі не показано) неперервно надходить у форполімеризатори 4. Форполімеризатори являють собою циліндричні апарати з алюмінію зі сферичним днищем місткістю 4 м³, сорочкою та рамною мішалкою. У форполімеризаторах відбувається попередня полімеризація стиролу за температури 75–80 °С до ступеня конверсії 28–30 %.

Сироп з форполімеризатора надходить у колону 5 для остаточної полімеризації. Полімеризаційна колона являє собою вертикальний циліндричний апарат з конічним днищем з неіржавійної сталі робочою місткістю 5 м³. Унизу колони є шнек для вивантаження полімеру. Кожна царга колони і днище оснащені сорочкою для охолодження або обігрівання реакційного середовища.

Для конденсації пари стиролу до колони приєднано зворотний холодильник 6. Температура в колоні поступово підвищується згори донизу зі 110 до 235 °С. Регулюється вона висококиплячим органічним теплоносієм – динілом. Розплавлений полістирол неперервно видавлюється з колони шнеком 7 у вигляді ниток і подається для охолодження у ванну 8, а потім – у витяжний пристрій, де витягається у поздовжньому напрямку. Охолоджені нитки полістиролу спрямовуються в гранулятор 9, у якому подрібнюються на гранули розміром не більшим за 10×6 мм, і передаються на пакування.

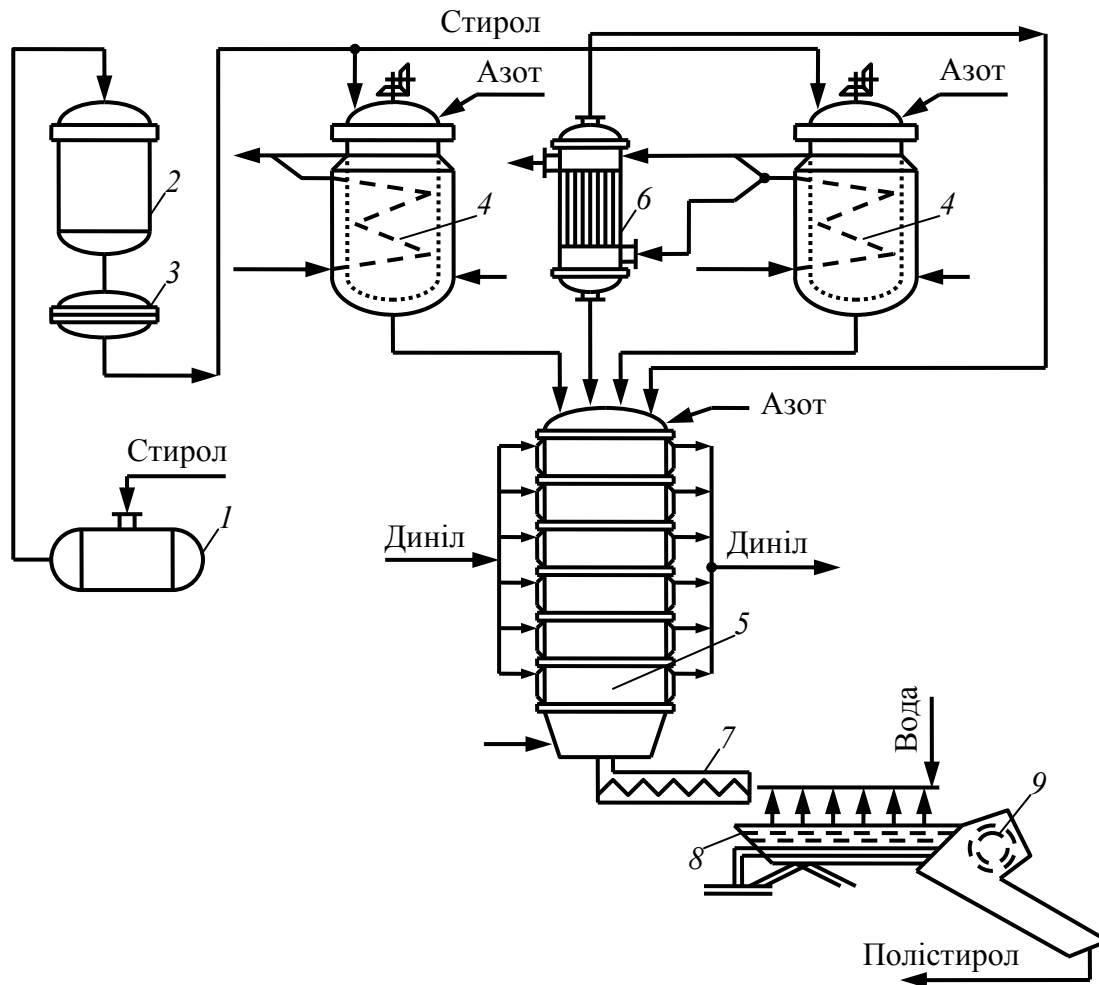


Рис. 3.4. Схема процесу виробництва полістиролу:
 1 – сховище стиrolу; 2 – напірний бак для стиrolу; 3 – фільтр сітковий;
 4 – форполімеризатор; 5 – полімеризаційна колона; 6 – холодильник кожухотрубчастий;
 7 – шнек; 8 – ванна для охолодження; 9 – ножовий гранулятор

Для одержання пофарбованого полістиролу вводиться барвник. Барвник можна вводити у вигляді 0,03–0,05 %-го розчину в стиrolі в полімеризаційну колону, у кульовий млин, у форполімеризатори, в екструдери.

3.5. ВИРОБНИЦТВО СУСПЕНЗІЙНОГО ПОЛІВІНІЛХЛОРИДУ

Полівінілхлорид одержують у результаті радикальної полімеризації вінілхлориду за наявності ініціаторів. У промисловості найбільшого поширення набули суспензійний та емульсійний (латексний) способи полімеризації. Менш широко застосовують полімеризацію вінілхлориду в масі, хоча одержуваний у такий спосіб полімер характеризується високою чистотою та пористістю.

Суспензійний полівінілхлорид одержують за півнеперервною схемою [7, с. 24–26]. Ініціаторами процесу використовують розчинні в мономері органічні перекиси або азотосполуки.

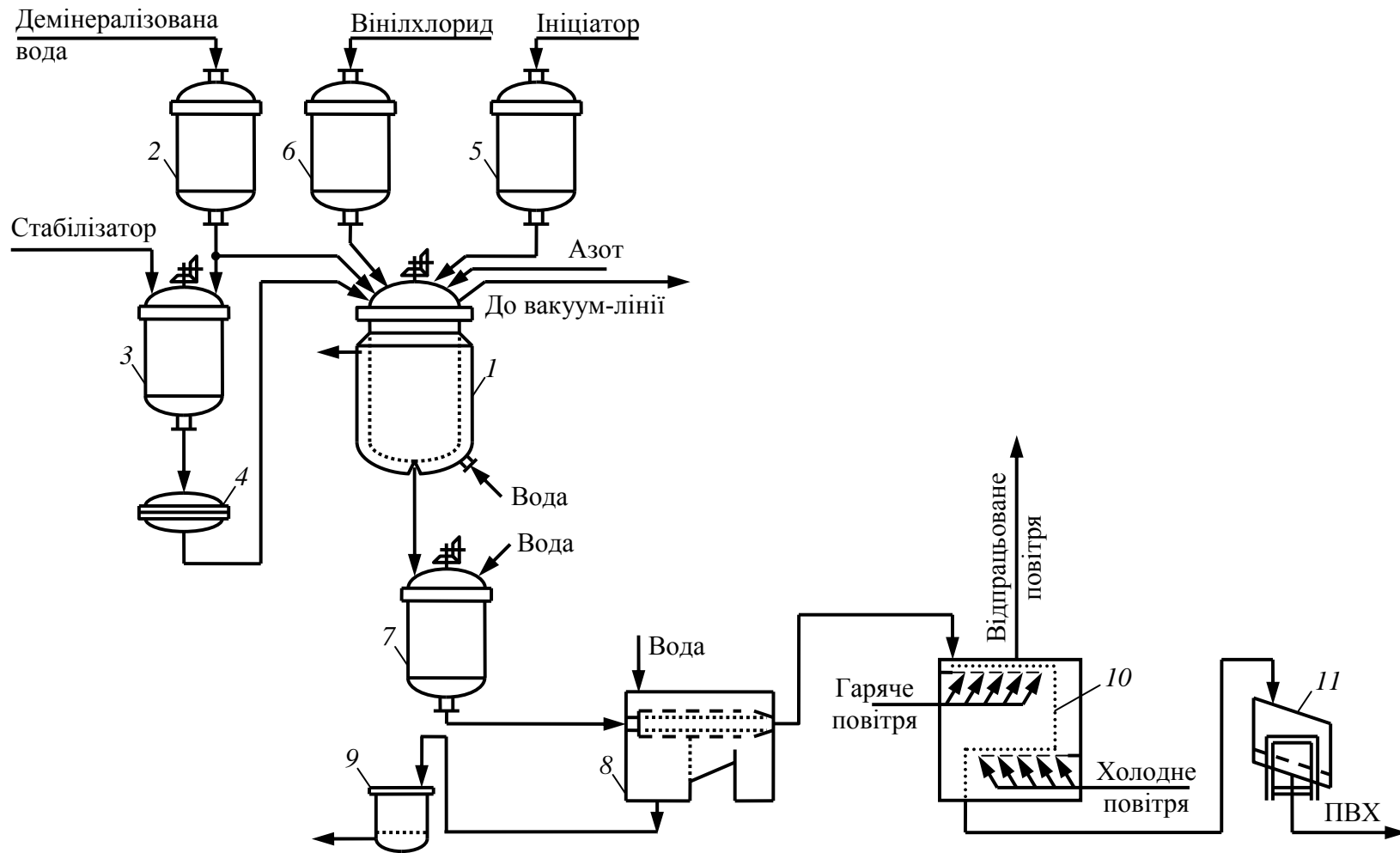


Рис. 3.5. Схема процесу виробництва суспензійного полівінілхлориду:
 1 – полімеризатор; 2 – мірник води; 3 – бак для розчину стабілізатора суспензії; 4 – фільтр;
 5 – мірник розчину ініціатора; 6 – мірник вінілхлориду; 7 – висадник; 8 – центрифуга; 9 – пастка;
 10 – сушарка з киплячим шаром; 11 – млинарське сито; ПВХ – полівінілхлорид

Найбільш ефективні суміші ініціаторів послідовної дії, з якими полімеризація перебігає з високою швидкістю протягом усього процесу. Наприклад, застосування суміші пероксидикарбонату з порофором дозволяє не тільки значно підвищити швидкість полімеризації, але й застосувати більш низькі концентрації ініціатора, що сприяє підвищенню термостабільності полівінілхлориду.

Стабілізаторами емульсії можуть бути полівініловий спирт, метилцелюлоза, желатин тощо. Водорозчинна метилцелюлоза зі вмістом 26–32 % метоксильних груп найбільш надійно захищає краплі мономеру від агрегування за значно нижчих концентрацій порівняно з іншими стабілізаторами емульсії.

Уведення в емульсію невеликих кількостей додатків-модифікаторів (алкілсульфонатів, ефірів гліцерину та жирних кислот тощо) підвищує пористість полімеру та його здатність поглинати пластифікатор, а також поліпшує перероблюваність і термостабільність полівінілхлориду.

Для підтримання постійного значення рН у процесі полімеризації вінілхлориду вводять буферні добавки (водорозчинні карбонати або фосфати). Найважливішим параметром процесу, що визначає молекулярну масу полівінілхлориду та ступінь розгалуженості його макромолекул, є температура полімеризації. Для одержання полівінілхлориду з вузьким молекулярно-масовим розподілом відхилення від заданої температури не повинно перевищувати 0,5 °С.

Термостабільність полімеру також залежить від температури. Полівінілхлорид, синтезований за температури 50 °С, має вищу термостабільність, ніж полімер, отриманий за температури 60 °С. У разі перегріву може статися спікання, а іноді – навіть розкладання маси. На властивості суспензійного полімеру впливають також масові співвідношення води та мономеру, ступінь конверсії й інші фактори. Для одержання полімеру з потрібними фізико-механічними показниками обрана рецептура має поєднуватися з оптимальними умовами процесу.

В емальований реактор-автоклав 1 (рис. 3.5) місткістю 10–25 м³ з мішалкою і сорочкою для обігріву та охолодження реакційної суміші подають визначені об'єми демінералізованої води з мірника 2, розчину стабілізатора емульсії з бака 3 (через фільтр 4) і розчин ініціатора в мономері з мірника 5. Потім реактор продувають азотом і, перемішуючи, завантажують рідкий вінілхлорид, що надходить із мірника 6.

Після завантаження компонентів у сорочку реактора подають гарячу воду для нагрівання реакційної суміші до 30–40 °С. Температуру строго підтримують на рівні, потрібному для одержання полівінілхлориду з наперед заданими властивостями.

Тривалість полімеризації за температури 50–57 °С і тиску 0,7–1 МПа становить 12–15 год, ступінь конверсії – близько 90 %. Закінчення процесу ви-

значають за зниженням тиску в реакторі до 0,2–0,3 МПа. Непрореагований вінілхлорид під час нагрівання видаляється спочатку вакуумуванням, а відтак – барботуванням суспензії азотом. Регенований вінілхлорид повертається на полімеризацію.

Суспензія полімеру під тиском азоту передавлюється у висаджувач 7, у якому розводиться демінералізованою водою до 20 %-ї концентрації й одночасно охолоджується. Цей же апарат використовується як проміжний для забезпечення неперервності наступних стадій процесу.

Реакційну масу подають на центрифугу 8 для відділення полімеру від маткового розчину та промивання. Матковий розчин і промивні води через пастку 9 надходять у систему очищення стічних вод. Полімер вологістю близько 25 % подається в апарат 10 для сушіння.

Сушиться полімер гарячим повітрям в апаратах типу «труба – сушарка», у камерних сушильних агрегатах, у сушарках з киплячим шаром, а також в обертових барабанних сушарках. Після висушування полімеру до вмісту вологи не вищого за 0,3% його просіюють через млинарські сита 11 і подають у спеціальні сховища, а потім пакують у мішки.

3.6. ВИРОБНИЦТВО ПОЛІВІНІЛАЦЕТАТУ

Полівінілацетат одержують радикальною полімеризацією вінілацетату. Полімеризацію проводять у розчині, емульсії, суспензії чи в масі. Найбільшого поширення набула полімеризація вінілацетату в розчині.

Як розчинник зазвичай застосовують метанол, який, беручи участь у реакції передавання ланцюга, дозволяє регулювати молекулярну масу та зменшувати ступінь розгалуженості полівінілацетату. Крім того, за наявності метанолу полегшується підтримання температурного режиму та наступне лужне омилення полівінілацетату.

Ініціатори полімеризації – перекис бензоїлу чи динітрил азо-біс-ізомаляної кислоти. Залежно від призначення одержуваного полівінілацетату ступінь конверсії мономеру в полімер перебуває в межах 60–98 %. Якщо ступінь конверсії 60–70 %, макромолекули полівінілацетату мають лінійну будову. Зі збільшенням ступеня конверсії розгалуженість полівінілацетату зростає.

У промисловості полімеризацію вінілацетату в розчині проводять періодичним і неперервним методами. Технологічний процес виробництва полівінілацетату неперервним методом за одним із варіантів складається з таких стадій [7, с. 35–37]: приготування розчину ініціатора, полімеризації вінілацетату, відгону непрореагованого вінілацетату.

Вінілацетат через підігрівник (на схемі не показано) неперервно надходить у полімеризатор 1 (рис. 3.6), у який подається також розчин ініціатора в метанолі.

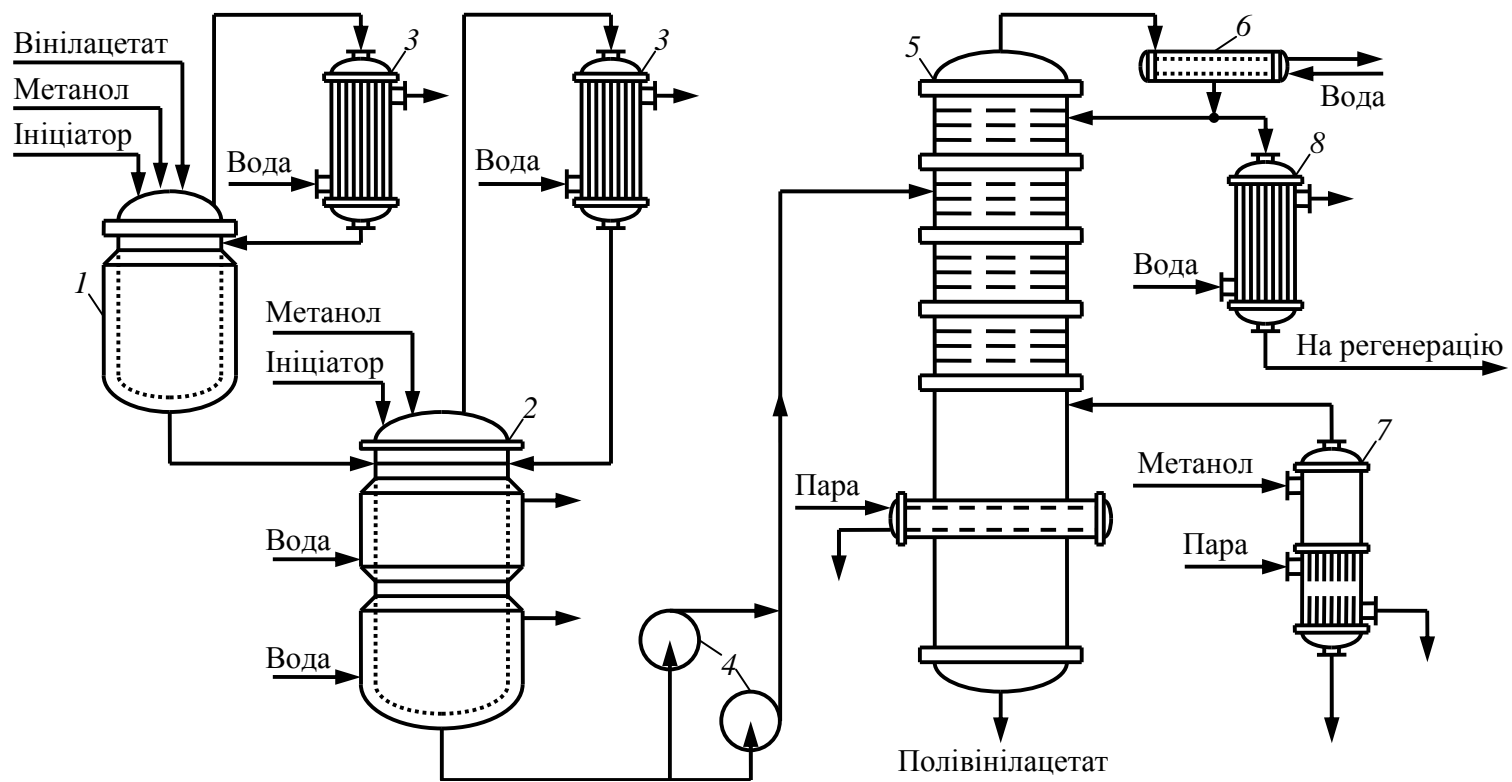


Рис. 3.6. Схема процесу виробництва полівінілацетату неперервним способом:
 1, 2 – полімеризатори; 3, 6, 8 – теплообмінники; 4 – насоси; 5 – ректифікаційна колона; 7 – випарник

Полімеризацію проводять за температури 65–68 °С до ступеня конверсії мономеру 35 %. Тривалість полімеризації в апараті 1 – 4 год. Потім реакційна суміш надходить у другий полімеризатор 2, куди неперервно подається метанол і розчин ініціатора в метанолі.

Об'ємну частку вмісту метанолу в полімеризаті доводять до 25–30 %, а ініціатора – до 0,065–0,075 %. Полімеризують за температури 68–70 °С до ступеня конверсії мономеру 60–65 %. Тривалість процесу в полімеризаторі 2 – 4–5 год.

Полімеризатори являють собою апарати колонного типу (об'єм першого – близько 5 м³, другого – 8 м³) з неіржавійної сталі, оснащені рамними мішалками, сорочками для обігрівання й охолодження, зворотними холодильниками для повернення випарованого мономеру та розчинника.

Розчин полівінілацетату в метанолі, що містить непрореагований вінілацетат, з полімеризатора 2 за допомогою насосів 4 спрямовують у ректифікаційну колону 5 для відгону вінілацетату. Відгін здійснюють парами метанолу, що подаються з випарника 7 у нижню частину колони. Пари вінілацетату, метанолу й ацетальдегіду через конденсатор 8 відводять на регенерацію. Розчин полівінілацетату в метанолі (лак), що містить 25 % полімеру, передають у відділення одержання полівінілового спирту.

3.7. ВИРОБНИЦТВО ПОЛІВІНІЛОВОГО СПИРТУ

Полівініловий спирт нерозчинний в одноатомних низькомолекулярних спиртах, тому в міру збільшення вмісту гідроксильних груп у полімері він висаджується з реакційного середовища у вигляді тонкого порошку, дрібних гранул чи гелю. Полімер зі спиртового розчину висаджується вже після перетворення 60 % ацетатних груп у полівінілацетаті.

У промисловості найбільшого поширення набуло лужне омилення полівінілацетату в метанолі (каталітичний алкогольіз). Для омилення зазвичай використовують 25 %-й розчин полівінілацетату в метанолі, одержаний полімеризацією вінілацетату в розчині. Луг застосовують також у вигляді розчину в метанолі. Температура омилення залежить від способу проведення процесу і коливається в межах 40–58 °С. Процес омилення полівінілацетату проводять як періодичним, так і неперервним способом.

Технологічний процес виробництва полівінілового спирту періодичним способом складається з двох стадій [6, с. 38–40]: одержання полівінілацетату (підготовляння сировини, полімеризації вінілацетату, приготування розчину полівінілацетату) і одержання полівінілового спирту (приготування метанольного розчину лугу, омилення полівінілацетату, віджимання, висушування та просіювання полівінілового спирту). Вінілацетат і метанол (рис. 3.7) зі сховищ 1, 2 через дозувальні мірники 3, 4 та фільтри 5, 6 надходять у реактор-полімеризатор 7, куди через мірник 8 подають також розчин порофору в метанолі.

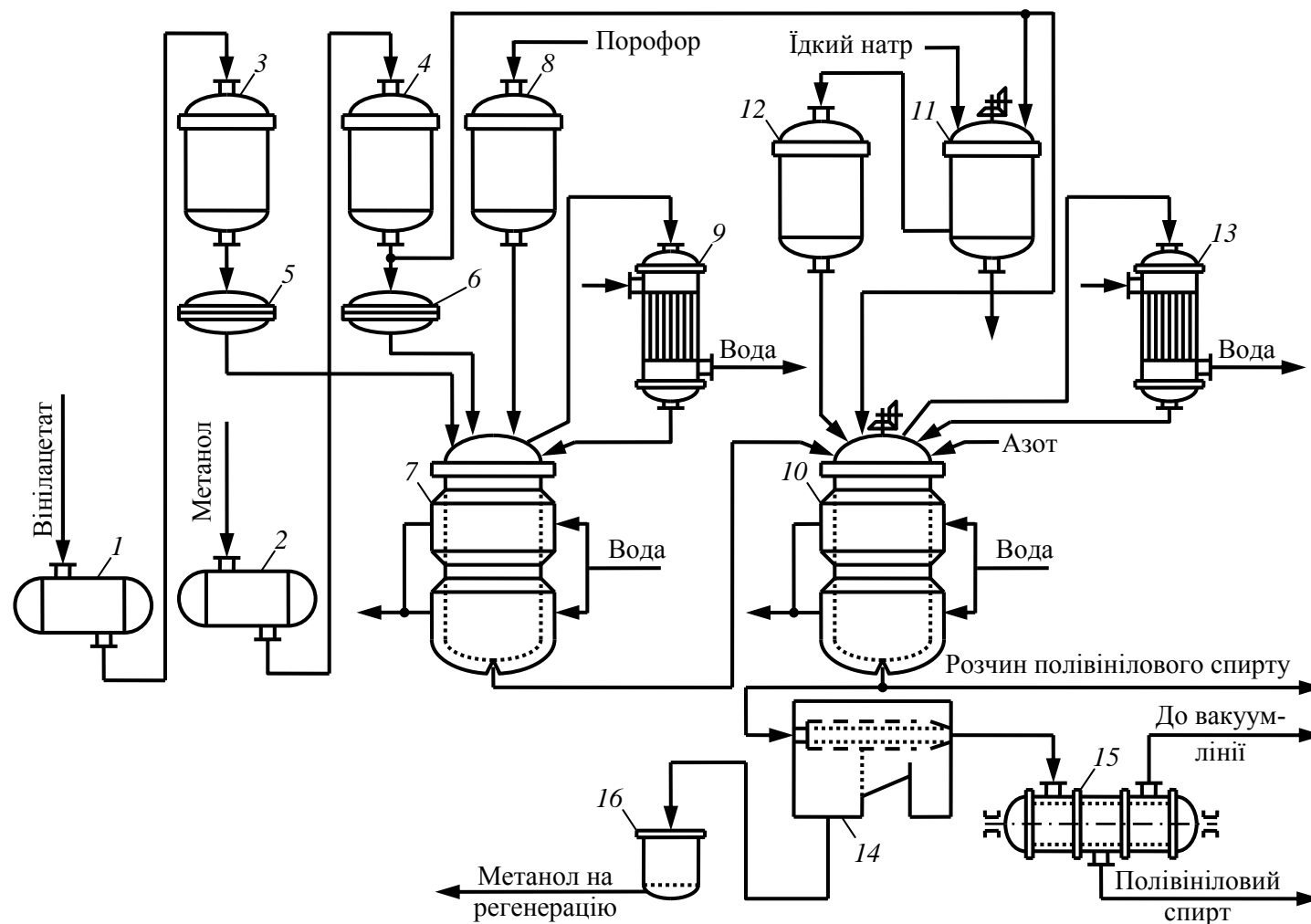


Рис. 3.7. Схема процесу виробництва полівінілового спирту періодичним методом:
 1 – сховище вінілацетату; 2 – сховище метанолу; 3, 4 – мірники; 5, 6 – фільтри; 7 – полімеризатор; 8 – мірник метанольного розчину порофору; 9, 13 – холодильники кожухотрубні; 10 – апарат для омилення полівінілацетату; 11 – відстійник розчину їдкого натру; 12 – мірник розчину їдкого натру; 14 – центрифуга; 15 – вакуум-гребкова сушарка; 16 – пастка

Реактор являє собою апарат з корозієстійкої сталі місткістю 10–20 м³, оснащений сорочкою для обігрівання та охолодження, якірно-лопатевою мішалкою і зворотним холодильником 9. Тривалість полімеризації за температури 52–54 °С становить 30–35 год.

Після закінчення полімеризації (до вмісту вільного мономера не більше 3 %) у реактор додають стільки метанолу, щоб одержати 28–33 %-й розчин полівінілацетату. Розчинення полівінілацетату відбувається за слабого кипіння суміші (температура близько 60 °С) протягом 12–15 год; метанол вводять у два-три прийоми. Полівінілацетатний лак після охолодження подають в апарат для омилення 10, у який додають метанол для розведення лаку до модуля ванни 1 : 3,7. Сюди ж з відстійника 11 через мірник 12 подають також 4–5 %-й метанольний розчин їдкового натру (порціями – кілька прийомів). Омилувач 10 являє собою циліндричний апарат місткістю 20–40 м³ з мішалкою, сорочкою і зворотним холодильником 13. Тривалість омилення за температури 40–50 °С становить 3–5 год. Омилення полівінілацетату проводять до вмісту ацетатних груп не більше ніж 2–3 %.

Полівініловий спирт відокремлюють від метанолу віджиманням на центрифугі 14 і сушать у вакуум-гребковій сушарці 15 за температури 40–52 °С до залишкового вмісту летких не більшого ніж 4 %.

Якщо полівініловий спирт відразу використовують для одержання полівінілацеталей, суспензію полівінілового спирту у метанолі нагрівають до 70 °С, зворотний холодильник 13 переводять на прямий режим для конденсації парів метанолу та передавання його у відділення регенерації. Після видалення метанолу в омилувач 10 подають знесолену воду (до модуля 1 : 10) для розчинення полівінілового спирту. Розчинення проводять за температури 65–70 °С.

У промисловості випускають полівініловий спирт різних марок залежно від умісту ацетатних груп і в'язкості.

Властивості полівінілового спирту. Полівініловий спирт являє собою порошок або пластинчасту речовину від білого до кремового кольору. Найбільш важливими властивостями полівінілового спирту є його розчинність у воді та стійкість до дії органічних сполук (жирів, масел, консистентних мастил, вуглеводневих, кисневмісних і хлорованих розчинників).

Полівініловий спирт, будучи кристалічним полімером, не має визначеної температури плавлення. Нагрівшись до 140 °С, він розм'якшується, але не плавиться, за температури 160–170 °С починає темніти, що супроводжується зниженням його розчинності у воді. Зниження розчинності полівінілового спирту у воді спостерігається також і в разі тривалого його зберігання, особливо якщо є сліди кислот і інших домішок.

Збільшення ступеня дегідратації полімеру приводить до підвищення його твердості та крихкості. Зменшити розчинність полівінілового спирту у воді і навіть надати йому нерозчинності можна хімічним обробленням чи опроміненням ультрафіолетовим світлом.

Полівініловий спирт вирізняється високою реакційною здатністю через наявність вторинних гідроксильних груп. Фізико-механічні властивості полівінілового спирту залежать від його молекулярної маси і вмісту ацетатних груп. З підвищенням молекулярної маси і зменшенням вмісту ацетатних груп збільшуються міцність і теплостійкість полімеру.

Промисловість випускає полівініловий спирт різних марок, що відрізняються вмістом ацетатних груп і в'язкістю.

Застосування полівінілового спирту. Полівініловий спирт найбільш широко застосовують для виробництва полівінілацетатів. Водні розчини полівінілового спирту унаслідок високої в'язкості і клейкості за невеликих концентрацій використовують як шліхтувальний матеріал у текстильній промисловості, для готування фармацевтичних препаратів, барвистих паст, клеїв, харчового желе, а також стійких до дії органічних розчинників шлангів і прокладок.

Папір, покритий плівкою полівінілового спирту, набуває високої міцності у мокрому стані за дуже малого зниження здатності до водопоглинання. Плівки полівінілового спирту майже цілком непроникні для газів.

Полівініловий спирт легко змішується з пластифікаторами, наповнювачами, пігментами й іншими домішками, що має велике значення для вироблення пресувальних композицій.

Волокна з полівінілового спирту вирізняються високою міцністю та щільністю, тому їх використовують для виготовлення привідних пасів, шнурів і ниток для хірургічних цілей, рибальських сіток. Тканини з цих волокон застосовують для фільтрації неполярних рідин.

3.8. ВИРОБНИЦТВО РЕЗОЛЬНИХ ФЕНОЛФОРМАЛЬДЕГІДНИХ ОЛІГОМЕРІВ

Резольні олігомери одержують конденсацією фенолу з надлишком альдегіду найчастіше за наявності лужних каталізаторів (їдкого натру, їдкого калі, аміачної води). При цьому утворюються розгалужені полімери (резולי, резитоли). У промисловості резольні смоли випускаються у вигляді твердих і в'язких продуктів, спиртових і водних розчинів, а також водних емульсій.

Властивості резольних смол. Водно-емульсійні, водорозчинні, лакові та тверді резольні смоли мають забарвлення від яскраво-жовтого до червонуватого. Густина твердих смол – 1,25–1,27 г/см³. Під час зберігання чи нагрівання вони переходять у неплавкий і нерозчинний стан (тверднуть). Резольні смоли різних марок розрізняються за фракційним складом, середньою молекулярною масою, швидкістю твердіння та фізико-механічними показниками твердої смоли. Властивості резольних смол залежать від застосовного фенолу, мольного співвідношення фенолальдегіду, а також від природи каталізатора. Так, найвищі фізико-механічні показники, підвищена теплостійкість і найбільша швидкість тверднення досягаються застосуванням кристалічного фенолу.

На практиці резольні олігомери виробляють періодичним і неперервним способами. Методи виробництва резольних олігомерів різних марок приблизно однакові й розрізняються тільки складом початкових компонентів і режимом поліконденсації. Технологічний процес виробництва резольного олігомеру періодичним методом (рис. 3.8) складається зі стадій підготовки сировини, конденсації, сушіння олігомеру та розчинення [7, с. 56–58].

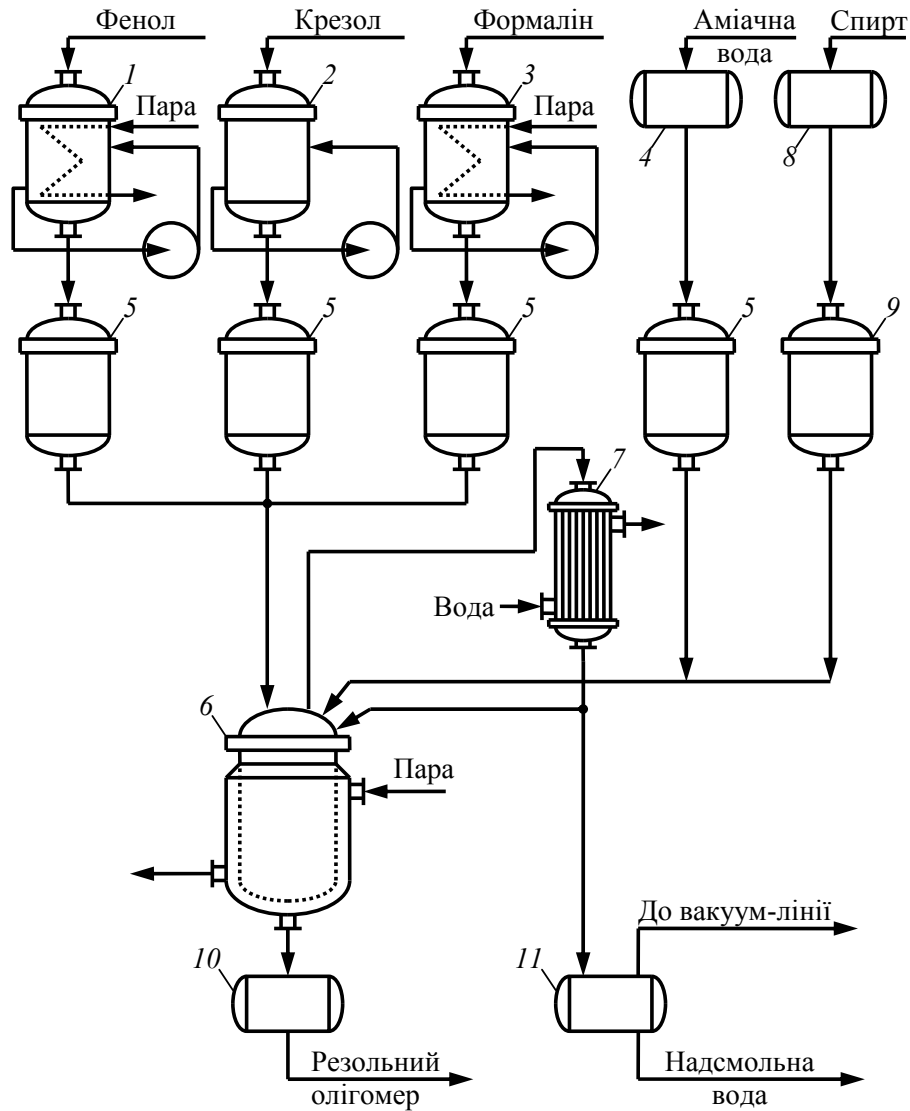


Рис. 3.8. Схема процесу виробництва резольного фенолформальдегідного олігомеру періодичним методом:

1 – сховище фенолу; 2 – сховище крезолу; 3 – сховище формаліну; 4 – сховище аміачної води; 5, 9 – мірники; 6 – реактор; 7 – холодильник кожухотрубний; 8 – сховище спирту; 10 – збирач розчину смоли; 11 – збирач надсмольної води

Фенол, крезол, формалін і аміачна вода зі сховищ 1–4 через мірники 5 надходять у реакційний конденсаційно-сушильний апарат 6. Після завантаження сировини холодильник 7 вмикається як зворотний, і суміш нагрівається з перемішуванням упродовж 15–30 хв парю, подаваню в сорочку апарата

під тиском 0,2 МПа, до температури 60–70 °С. Потім надходження пари припиняється і за рахунок тепла екзотермічної реакції температура суміші підвищується до 90–98 °С.

Процес конденсації проводиться у процесі перемішування та постійного кипіння суміші. Для підтримання суміші в киплячому стані в сорочку апарата б у міру потреби подається пара. Смола витримується в стані кипіння упродовж 20–40 хв. Про закінчення процесу роблять висновок, виходячи з помутніння реакційної суміші.

Далі олігомер сушать під вакуумом у тому ж реакційному апараті б. Залишковий тиск становить близько 90 кПа (700 мм рт. ст.), температура в кінці процесу – 90 °С. Після закінчення сушіння зі сховища 8 в апарат б через мірник 9 вводять спирт доти, доки не утвориться розчин смоли в'язкістю 1–7,5 Па · с (1000–7500 сПз) і концентрацією близько 55 %. Розчин смоли охолоджується і зливається у збирач 10. Надсмольна вода збирається у збирачі 11 і далі спрямовується на регенерацію.

Олігомер являє собою водно-спиртовий розчин продуктів конденсації фенолу і крезолу з формальдегідом за наявності каталізатора (аміак). На зовнішній вигляд – це прозора рідина від світло- до темнокоричневого кольору. Застосовують для просочення бавовняної тканини у виробництві текстоліту.

У процесі виробництва твердих (сухих) резольних олігомерів по закінченні процесу сушіння готовий продукт негайно зливають у вагони-холодильники, які забезпечують інтенсивне його охолодження в тонкому шарі (до 35 мм). Вагон-холодильник ставлять під зливний штуцер реактора, який під час зливання пересувається таким чином, щоб смола рівномірно розподілялася між охолоджувальними плитами. Охолоджений до крихкого стану олігомер вибивається з вагона-холодильника шляхом розсування плит у спеціальний бункер, звідки надходить на подрібнення та пакування.

Резольні олігомери і полімери застосовують для виробництва шаруватих пластиків (текстолітів, гетинаксів та ін.), електроізоляційних прес-порошків, фрикційних і ударостійких матеріалів, грубоволокнистих (наприклад, волокніту), гальмівних (з азбестовим наповнювачем), профільованих матеріалів (трубок, колін, кутиків й ін.), а також для виготовлення формувальних мас (фаоліту) і замазок.

3.9. ВИРОБНИЦТВО КАРБАМІДНИХ ОЛІГОМЕРІВ

Аміноальдегідні полімери виходять у процесі конденсації амінів (карбаміду, меламіну) з альдегідами (здебільшого формальдегідом).

Під час взаємодії карбаміду з формальдегідом (у нейтральному чи лужному середовищах) утворюються моно- чи діметилпохідні карбаміду, які за подальшої поліконденсації з карбамідом (у водному слабокислому середовищі) утворюють лінійні олігомери. Склад олігомеру залежить від умов проведення процесу і спів-

відношення вхідних компонентів. Якщо олігомер нагрівати з кислотними каталізаторами, утвориться полімер сітчастої будови (процес тверднення).

Промисловість випускає карбамідні олігомери різних марок – для прес-пошків, просочувальних матеріалів і клеїв. Промислові методи виробництва карбамідних смол визначають залежно від їх призначення. У процесі виробництва пресувальних матеріалів одержують продукти конденсації карбаміду з формальдегідом у вигляді водного розчину чи емульсії, які потім змішують з наповнювачами та домішками, сушать і подрібнюють.

Схему процесу виробництва карбамідного олігомеру, модифікованого діетиленгліколем, показано на рис. 3.9 [7, с. 66–68].

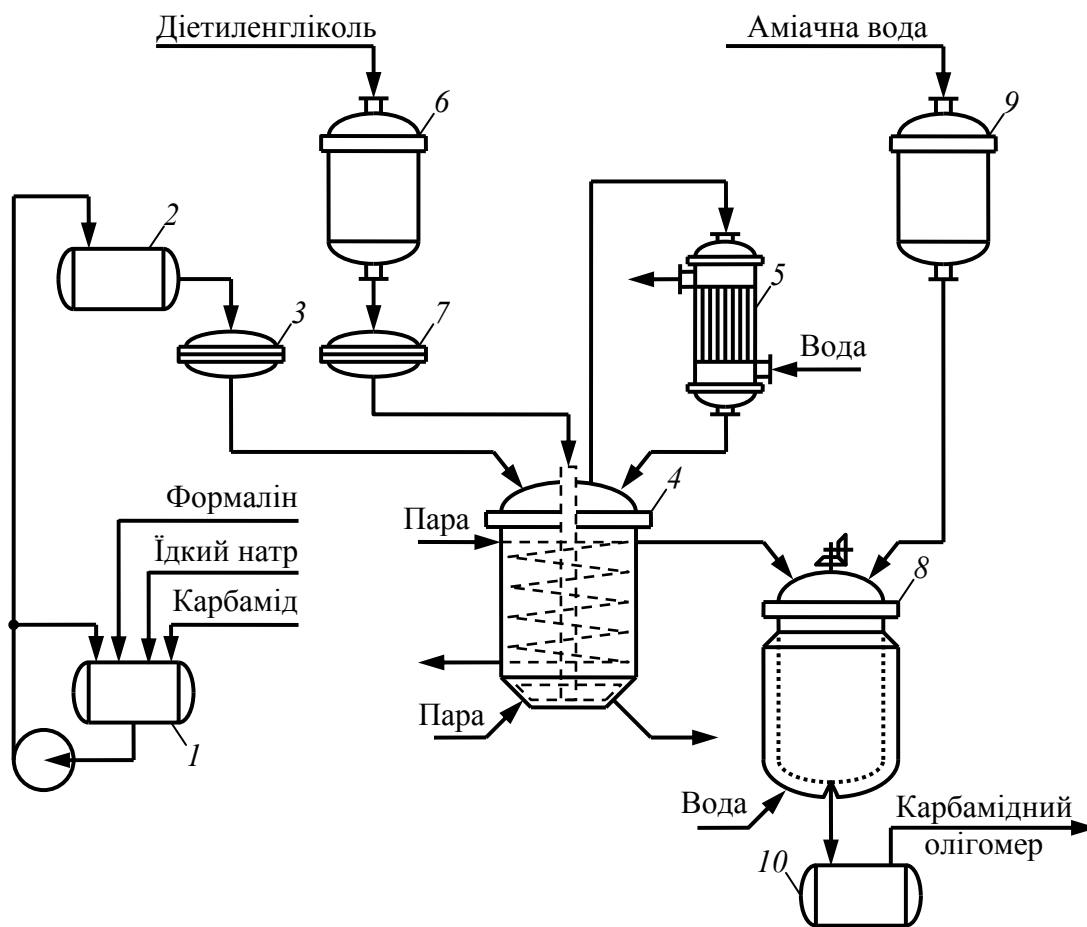


Рис. 3.9. Схема процесу виробництва карбамідного олігомеру:
 1 – змішувач; 2 – збирач конденсаційного розчину; 3, 7 – фільтри; 4 – реактор;
 5 – холодильник; 6, 9 – мірники; 8 – апарат для стабілізації;
 10 – збирач готового олігомеру

Технологічний процес виробництва карбамідної смоли провадять за неперервною схемою. У змішувач 1 завантажують формалін і карбамід і за допомогою відцентрового насоса перемішують до повного розчинення карбаміду у формаліні. Потім додаванням розчину їдкого натру рН реакційної суміші доводять

до значення 6,5–7,0. Реакційна суміш передається відцентровим насосом до збирача конденсаційного розчину 2, звідки самопливом через фільтр 3 неперервно надходить у реактор для конденсації 4. Конусна частина реактора оснащена сорочкою для обігріву. Крім того, всередині апарата є змійовик для додаткового обігрівання парою і труба, по якій конденсаційний розчин подається на поверхню обігрівного днища апарата. Реактор оснащено холодильником 5, який під час пуску агрегату вмикається як зворотний, а протягом усього процесу працює як прямий – це забезпечує одночасно з конденсацією також і сушіння одержуваної смоли.

Для виробництва смоли у реактор 4 через мірник 6 і фільтр 7 неперервно подається діетиленгліколь (у співвідношенні 1 : 14 до реакційної суміші). Залежно від швидкості подавання суміші температура маси підтримується в межах 105–115 °С. Утворена смола неперервно виводиться з верхньої частини реактора в апарат 8 для стабілізації. У стабілізатор з охолодженою до 40 °С смолою при перемішуванні з мірника 9 подається 25 %-ва аміачна вода (у співвідношенні 1 : 3 до смоли, що надходить). Після стабілізації готова смола надходить у збирач 10, звідки зливається в тару.

Карбамідні олігомери поєднують у собі досить високі теплостійкість і діелектричні властивості зі світлостійкістю та здатністю легко забарвлюватись у будь-який колір. Карбамідні олігомери всіх типів здатні тверднути як на холоді, так і за нагрівання за наявності органічних кислот, кислих солей чи кислих ефірів.

Карбамідні олігомери широко використовують як в'язучі у прес-порошках, застосовуваних для виготовлення деталей електроарматури та будівельних деталей, у вигляді розчинів для просочення паперу в процесі виробництва декоративного облицьовувального матеріалу, як клеї для склеювання, просочення деревини й тканин та для проклеювання паперу і картону. На основі карбамідних олігомерів виробляють пористий матеріал міпору, що вирізняється високими тепло- та звукоізоляційними показниками.

3.10. ВИРОБНИЦТВО КАПРОНОВОГО ВОЛОКНА

Капронове волокно – це синтетичне гетероланцюгове волокно, сформоване з полі-ε-капроаміду (капрону). Воно належить до групи поліамідних хімічних волокон. Полі-ε-капроамід $[-NH(CH_2)_5-CO-]_n$ – це тверда рогоподібна речовина білого кольору з температурою розм'якшення 210 °С, температурою крихкості – мінус 25 °С і питомою вагою 1,13 т/м³. Для капрону характерні високі хімічна стійкість і зносостійкість, він не деформується за підвищених температур, стійкий до дії більшості розчинників, добре забарвлюється. Нешкідливий, індиферентний щодо тваринних тканин, ферментів і бактерій, внаслідок чого не розсмоктується в організмі. Полі-ε-капроамід застосовують переважно для виробництва капронового волокна, використововуваного в текстильній промисловості та для виготовлення технічних тканин. Попри це, з

капрону виготовляють деталі машин (зубчасті колеса, підшипники, кріпильні деталі тощо) та електроізоляцію. Його переробляють пресуванням, екструзією, литтям під тиском. Для виробництва капронового волокна використовують прядіння з розплаву.

Полі-ε-капроамід виробляють безпосередньо на заводах синтетичного волокна. Тому подібне виробництво являє собою єдиний технологічний цикл, який включає такі операції:

- підготовку сировини (плавлення мономеру, приготування водного розчину каталізатора);
- полімеризацію капролактаму;
- оброблення полімеру (охолодження й одержання полімерної стрічки, її подрібнення та висушування);
- одержання розплаву полі-ε-капроаміду та формування волокна.

Процес полімеризації ε-капролактаму відбувається у розплаві за східчастим механізмом через стадію гідролітичного розкриття лактамного циклу під впливом води, кислот і розчинів солей. Найбільш повільною стадією, що лімітує швидкість утворення полімеру, є реакція гідролізу лактамного циклу. Для прискорення полімеризації в мономер вводиться каталізатор – сіль АГ (повна назва *гексаметилендіамонійадипінат*), яка являє собою продукт взаємодії еквімолекулярних кількостей адипінової кислоти та гексаметилендіаміну (чиста сіль АГ – розчинний у воді білий кристалічний порошок з температурою плавлення 190–191°C).

Реакція полімеризації обернена, тому конверсія мономеру не досягає 100 % – у полімері утримується до 10 % мономеру та водорозчинних олігомерів, які віддаляються промиванням продукту гарячою водою або вакуумуванням. Капронове волокно можна виробляти за періодичною (в автоклавах під тиском) або за неперервною (у реакторах колонного типу під атмосферним тиском) схемою. Технологічну схему виробництва капронового волокна неперервним способом показано на рис. 3.10 [16, с. 417–420].

Щоб уникнути окиснювання розплавленого полі-ε-капроаміду, процес ведуть в атмосфері азоту, який подається в апарати на стадіях розплавлювання та полімеризації мономеру.

Твердий капролактаму з бункера 1 надходить у плавильник 2, що обігрівается парою. Розплавлений мономер проходить фільтр 3 і подається у верхню частину реактора полімеризації колонного типу 4, у який одночасно з апарата 5 дозується 50 %-й водний розчин солі АГ. З реактора 4 суміш пари води й капролактаму, що не вступив у реакцію, надходить у холодильник-конденсатор 6, у якому капролактаму конденсується й стікає назад у реактор, а вода збирається у збирачі 7. Для запобігання окиснюванню продуктів у плавильник 2 і реактор полімеризації 4 вводять азот.

Розплавлений полікапроамід видавлюється з реактора через щілиноподібну фільтру й надходить на охолоджуваний водою барабан 8. Утворена стрічка полімеру подається в різальний станок 9, де подрібнюється на кришіння. Зі

станка кришіння надходить в екстрактор *10*, у якому з полімеру вимиваються водорозчинні мономер і олігомери. Промитий полікапроамід висушується в сушарці *11* теплим повітрям і подається на формування волокна в прядильну машину *12*, або спрямовується на склад.

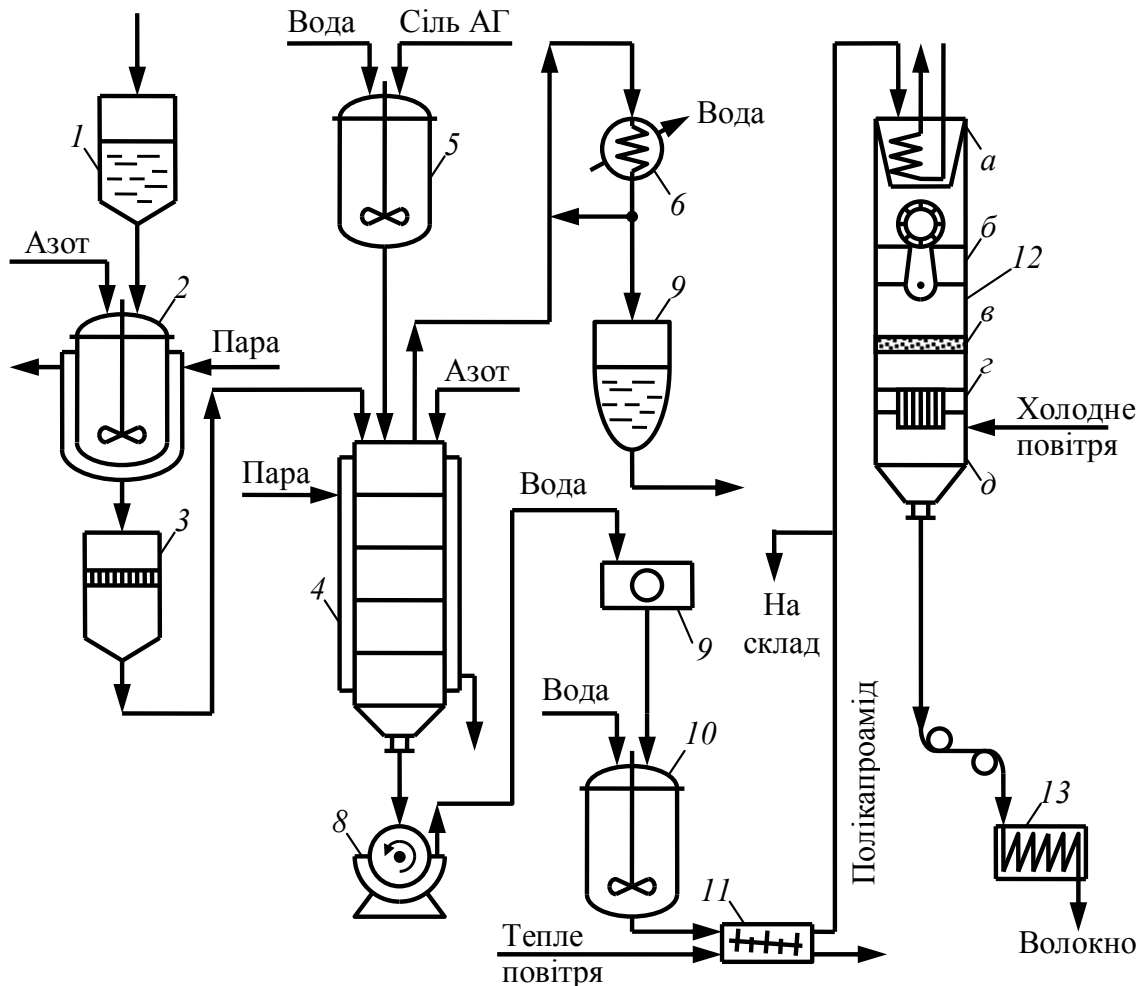


Рис. 3.10. Технологічна схема виробництва капронового волокна неперервним способом:

- 1* – бункер капролактаму; *2* – плавильник капролактаму; *3* – фільтр;
- 4* – реактор полімеризації; *5* – апарат приготування розчину каталізатора;
- 6* – холодильник-конденсатор; *7* – збирач води; *8* – охолоджувальний барабан;
- 9* – різальний станок (кришкоутворювач); *10* – екстрактор; *11* – барабанна сушарка;
- 12* – прядильна машина: *a* – плавильна камера; *б* – прядильний насос-дозатор; *в* – фільтр із кварцового піску; *г* – фільтр; *д* – охолоджувальна шахта; *13* – намотувальна машина

Кришиво, що надійшло в прядильну машину, плавиться в плавильній камері *a*, яка обігривається через змійовик, а утворений розплав прядильним насосом-дозатором *б* за температури 250–290 °С під тиском 2–6 МПа подається через фільтр *в* у фільтеру *г*. Струминки розплавленого полімеру, що виходять із фільтери, охолоджуються в шахті машини *д* холодним повітрям і утворюють

волокна, які через напрямні ролики подаються на намотувальну машину, відтак – на подальшу обробку. Швидкість формування капронового волокна залежить від його товщини й становить 500–1200 м/хв.

3.11. ВИРОБНИЦТВО ПОЛІЕФІРІВ

Поліефіри являють собою продукти поліконденсації гліколів чи багатоатомних спиртів з дикарбоновими кислотами, їхніми ангідридами та хлорангідридами чи оксикислот. При взаємодії двох біфункціональних реагентів утвориться поліефір лінійної будови. З лінійних поліефірів найбільше значення має поліетилентерефталат. У разі взаємодії трьох і більше функціональних реагентів утворюються поліефіри сітчастої будови, що тверднуть за певних умов. До термореактивних поліефірів сітчастої будови належать поліефіри на основі фталевого ангідриду та багатоатомних спиртів – алкідні смоли. З них найбільше значення мають гліфталеві смоли (на основі гліцерину та фталевого ангідриду).

Для синтезу поліефірних смол можна застосовувати ненасичені спирти та кислоти. Промислове значення мають ненасичені поліефіри, одержувані поліконденсацією гліколів з малеїновим і фталевим ангідридами. Ненасичені поліефіри здатні у певних умовах тверднути (утворювати сітчасті структури). Макромолекули лінійних ненасичених поліефірів можуть зшиватися також у разі введення мономерів (стиролу, бутадієну).

Найпоширенішими є поліефіри на основі етиленгліколю, діетиленгліколю, гліцерину і двохосновних кислот (адипінової, терефталевої, фталевого ангідриду), а також на основі ароматичних діоксинових сполук і вугільної кислоти (полікарбонати). Реакції поліконденсації у процесі синтезу поліефірів характеризуються невеликими значеннями констант рівноваги, тому умови процесу вибирають такими, щоб зрушити рівновагу в бік утворення полімерів з високою молекулярною масою (для цього зі сфери реакції видаляють побічні продукти, дотримуються еквімольності співвідношень вхідних речовин, підвищують температуру реакції, підтримують оптимальну тривалість процесу тощо).

Однак молекулярна маса поліефірів тільки в окремих випадках досягає значень 25000–30000. Це пояснюється тим, що функціональні групи витрачаються на побічні процеси, втрачаючи здатність брати участь у реакції зростання ланцюга (взаємодії з монофункціональними сполуками чи домішками, різке підвищення в'язкості середовища, випадання полімеру з реакційного середовища і т. ін.).

Технологічні процеси й апаратурне оформлення виробництва поліефірів різних марок (рис. 3.11) є аналогічними і розрізняються тільки природою вхідних речовин, а отже, і режимами [7, с. 73–74]. Діетиленгліколь або гліколь зі сховища 1 надходить на очищення в перегінний апарат 2. Перегнаний діетиленгліколь з холодильника 3 через вакуум-приймач 4 і мірник 5 надходить у реакційний апарат 7, у який через мірник 5 подається також підігрітий гліцерин.

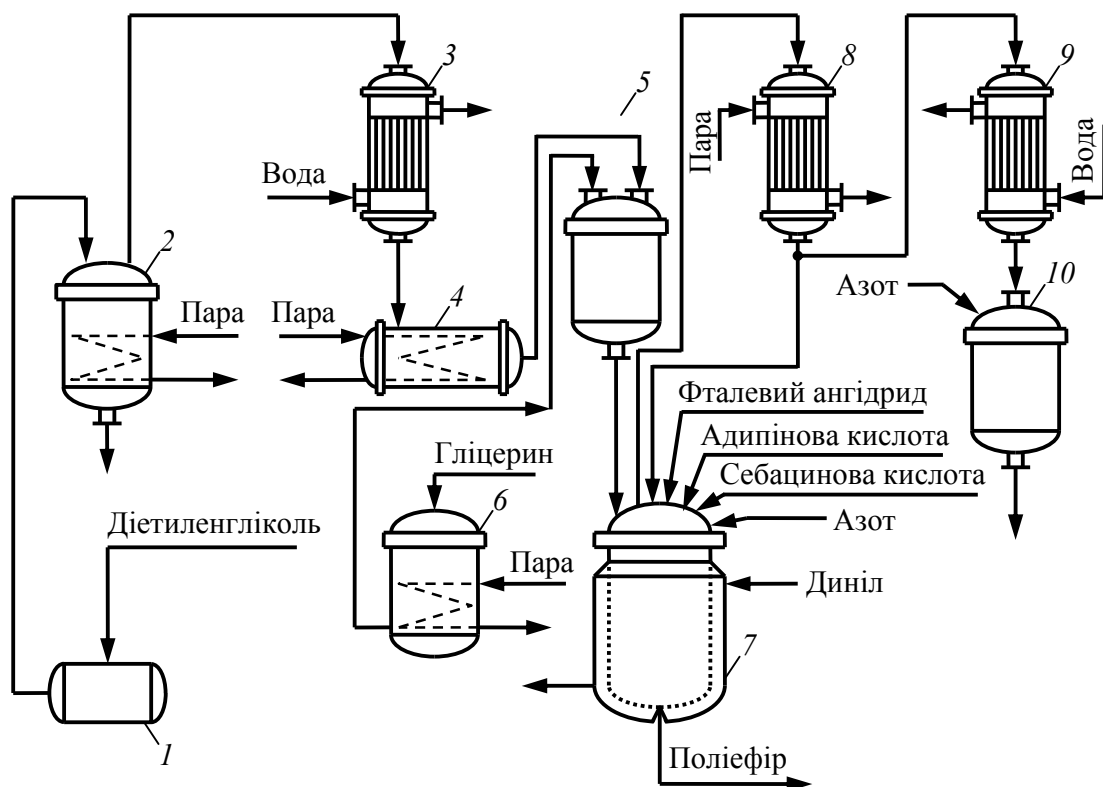


Рис. 3.11. Схема процесу виробництва поліефірів:

- 1 – сховище діетиленгліколю; 2 – перегінний апарат; 3 – холодильник кожухотрубний;
 4 – вакуум-приймач; 5 – мірник; 6 – підігрівник гліцерину; 7 – реактор;
 8, 9 – холодильники; 10 – збирач води

Фталевий ангідрид, адипінова і себацинова кислоти, застосовувані для одержання відповідного поліефіру, дозуються за допомогою дозаторів. Реактор 7 обігрівається високотемпературним теплоносієм (динілом), оскільки температура поліконденсації для різних поліефірів має підтримуватися в межах 150–180 °С. Реакційний апарат з'єднано зі зворотним холодильником 8, який слугує для конденсації висококиплячих реагентів реакційної суміші, і з прямим холодильником 9 – для видалення пари води. Закінчення процесу по-

ліконденсації контролюють за кислотним числом і в'язкістю продукту, які регламентуються для різних марок поліефірів.

Властивості та застосування поліефірів. Фізико-механічні властивості поліефірів змінюються залежно від природи вхідних речовин. Поліефіри лінійної будови являють собою плавкі смоли, пасти, воскоподібні чи каучукоподібні продукти. Їх застосовують для виробництва волокон, а також як пластифікатори, лаки та клеї. Лакові поліефірні смоли вирізняються доброю адгезійною здатністю. Плівки з них гнучкі й еластичні, мають високу світлостійкість і стійкість до атмосферних впливів.

Поліефіри сітчастої будови застосовують у вигляді розчинів як просочувальні матеріали, використовувані для виробництва шаруватих пластиків (наприклад, текстолітів) і лаків для надання стійкості покриттям, а також для виробництва поропластів. Алкидні смоли набули широкого застосування в лакофарбовій промисловості.

Ненасичені поліефірні смоли, що являють собою розчини ненасичених поліефірів у мономерух, здатних до співполімеризації з цими поліефірами, характеризуються високою теплостійкістю (понад 150–170 °С), високими електроізоляційними та механічними властивостями, стійкістю до води, кислот, бензину та олив. Їх використовують як в'язучі холодного та гарячого тверднення у виробництві склопластиків (наприклад, склошиферу), як основу для лаків, клеїв, пластобетонів тощо.

4. ТЕХНОЛОГІЧНІ СХЕМИ ПРОЦЕСІВ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД

Інтенсивний розвиток промисловості, комунального та сільського господарства спричинює значне зростання споживання чистої питної та технічної води, призводить до збільшення об'ємів забруднених різними домішками відпрацьованих стічних вод. Скидання останніх у водойми зумовлює їх забруднення, а отже, значно зменшуються ресурси чистої прісної води, погіршується стан навколишнього середовища. Тому в Україні на державному рівні неодноразово ухвалювались рішення про підвищення ефективності заходів щодо охорони природи, більш раціональне використання водних ресурсів. Для втілення цих рішень у життя потрібно розробляти та широко впроваджувати замкнені цикли водоспоживання, тобто очищення стічних вод від забруднень і повернення їх у процес. Особливо важливим є комплексне перероблення стічних вод, тобто перетворення забруднювальних домішок на корисні продукти.

4.1. АДСОРБЦІЙНЕ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД У ВИРОБНИЦТВІ ВІСКОЗИ

У практиці очищення стічних вод від розчинених органічних речовин адсорбційні методи здебільшого використовують для: а) глибокого доочищення промислових і міських стічних вод та одержання технічної води з біологічно очищених стічних вод; б) локального очищення стічних вод, які утворюються внаслідок реалізації будь-яких технологічних операцій; в) централізованого фізико-хімічного очищення стічних вод, які не піддаються біологічному очищенню.

У технологічних схемах першої групи під час глибокого доочищення стічних вод та одержання технічної води з біологічно очищених стічних вод процес адсорбції використовують для підготовки води до стадії йонообмінного коригування мінерального складу для зниження хімічного споживання кисню стічних вод до 8–10 г O_2/m^3 (більш поширена інша назва цього показника – хімічна потреба в кисні).

Технологічні схеми адсорбційного очищення другої групи пов'язані зі створенням локальних очисних споруд, розміщених у вузлових місцях формування найбільш концентрованих та відносно монокомпонентних стічних вод у загальній системі відведення стічних вод підприємства. Технологічні схеми централізованого фізико-хімічного очищення стічних вод з використанням процесів адсорбції, які належать до третьої групи, призначені для очищення води від органічних сполук, що не можуть піддаватися біологічному очищенню через свою токсичність. Такими, наприклад, є стічні води, які містять

барвники, поверхнево-активні речовини, пестициди, хлорорганічні сполуки тощо.

Обсяги використання активованого вугілля для глибокого очищення промислових та міських стічних вод в останні роки значно зросли, особливо в промислово розвинених країнах. У технологічних схемах, зокрема на станціях глибокого доочищення біологічно очищених стічних вод, передбачено попередню обробку води вапном для виділення основної маси колоїдних органічних сполук та аміаку, рекарбонізацію та осадження карбонату кальцію, фільтрування крізь фільтри із зернистим завантаженням. Далі провадять адсорбційне очищення води активованим вугіллем для максимального вилучення низькомолекулярних розчинених забрудників та знезараження води хлором або іншим методом [19, с. 287–298].

Спрощену структурну схему такої технологічної установки показано на рис. 4.1.

Для адсорбційного очищення стічних вод на різних установках використовують апарати з рухомим, нерухомим або псевдорідким шарами, а також цілі комплекси споруд для очищення води порошкоподібним активованим вугіллем. Застосуванням того чи іншого виду апаратного оформлення адсорбційного процесу, як і методу регенерування відпрацьованого активованого вугілля, можна дещо коригувати послідовність окремих технологічних операцій, але загалом технологічна схема глибокого доочищення стічних вод не зазнає істотних змін.

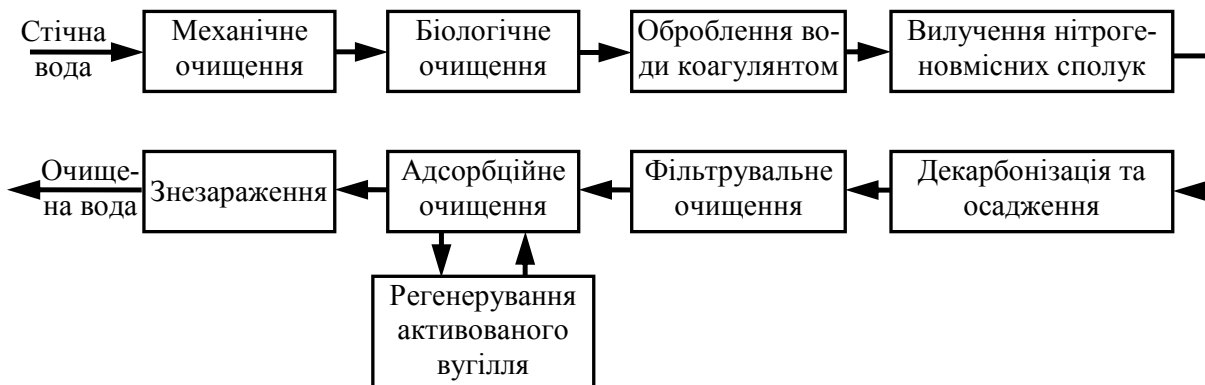


Рис. 4.1. Структурна схема установки глибокого очищення стічних вод з використанням адсорбційних методів вилучення органічних забрудників

Якість очищеної води дає змогу застосовувати її для різних виробничих цілей, підживлення систем оборотного водопостачання промислових підприємств, а також для сільськогосподарського зрошення.

Технологічну схему адсорбційного очищення стічних вод виробництва віскози показано на рис. 4.2. Схема включає такі стадії: адсорбцію диметил-ацетаміду та ізобутанолу зі стічних вод активованим вугіллем АГ-3; десорб-

цію адсорбованих речовин з активованого вугілля хлороформом; відгін хлороформу водяною парою.

Стічна вода, що містить органічні домішки, надходить в адсорбційний фільтр 1. Після використання адсорбційної здатності адсорбенту залишки води з адсорбера скидають у трубопровід, яким вода повертається до збирача неочищених стічних вод. Потім у колону подають розчинник – хлороформ зі збирача 2, куди він надходить з верхньої частини неперервно діючої ректифікаційної колони 4 після конденсації в конденсаторі 3.

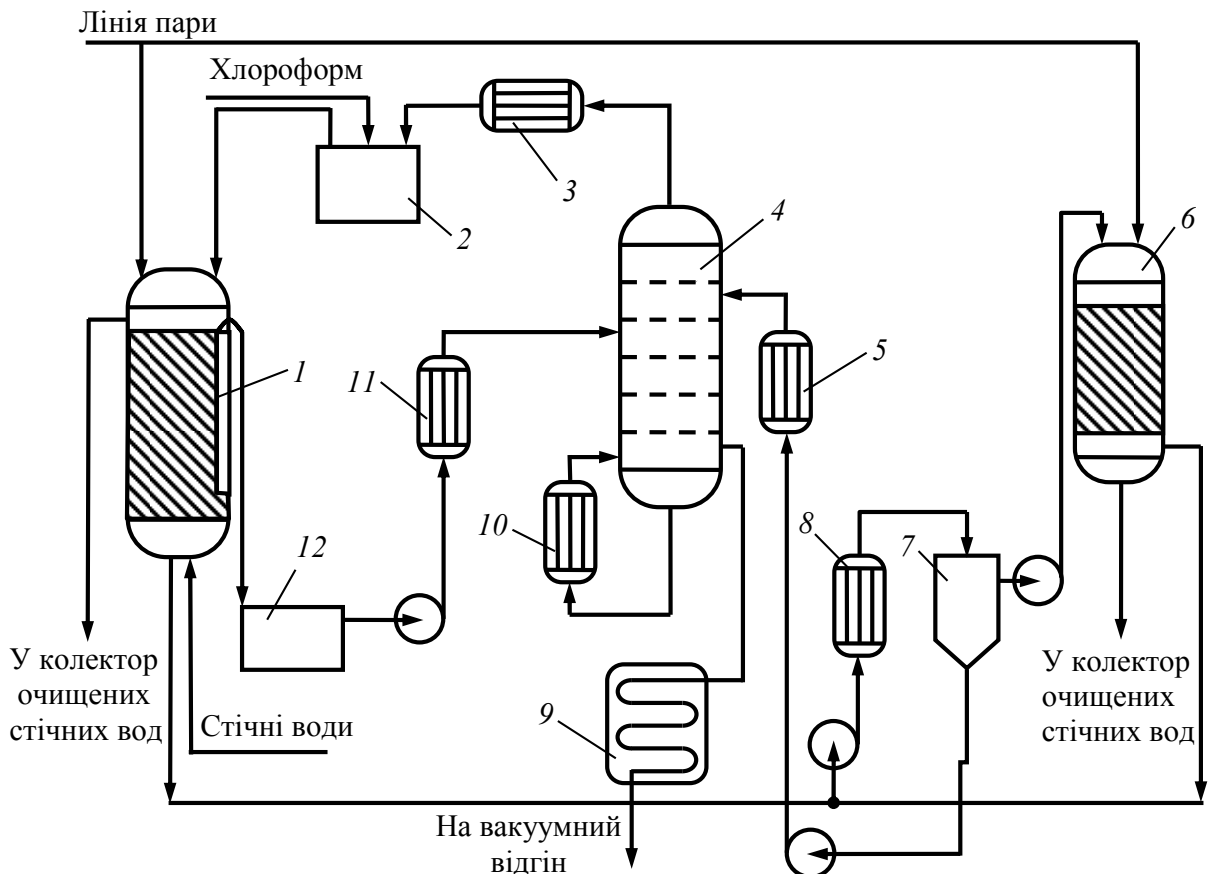


Рис. 4.2. Технологічна схема очищення стічних вод виробництва віскози:
 1 – адсорбер з активованим вугіллям; 2, 12 – збирачі хлороформу;
 3, 8 – конденсатори; 4 – ректифікаційна колона; 5, 10, 11 – теплообмінники;
 6 – допоміжний адсорбер; 7 – відстійник-розподільник; 9 – охолодник

Після повного заповнення шару адсорбенту, що регенерується хлороформом, розчинник зливається через переливний пристрій у збирач 12. Звідси хлороформ, який містить вилучені з активованого вугілля сполуки, подається через теплообмінник 11, у якому підігрівається до температури кипіння (61,2 °С), у ректифікаційну колону 4 на тарілку живлення, де склад рідини відповідає складові початкової суміші.

Пари хлороформу з верхньої частини ректифікаційної колони 4 надходять у конденсатор 3. Чистий хлороформ з конденсатора надходить у збирач хлоро-

форму 2, а потім знову на регенований адсорбент. Отже, за час регенування адсорбент багаторазово промивають чистим хлороформом. Органічні речовини, які вилучаються з води вугіллям, концентруються в кубовій рідині ректифікаційної колони. Кубова рідина після охолодження в охолодниках 9 до температури 45 °С надходить на вакуумний відгін диметилацетаміду та ізобутанолу.

Після вилучення органічних речовин з пор активованого вугілля хлороформом його відганяють водяною парою. Для цього в адсорбційну колону 1 подають пару. Подавання пари припиняють, коли об'єм конденсату сягне близько 1 % від об'єму очищеної води. Після охолодження у конденсаторі 8 конденсат подають у відстійник-розподільник 7, у якому хлороформний шар відділяється від водного. Хлороформний шар після підігрівання до температури кипіння у теплообміннику 5 надходить на одну з тарілок ректифікаційної колони 4, а вода, що містить розчинений хлороформ, – у допоміжний адсорбер 6 з нерухомим шаром активованого вугілля для вилучення хлороформу та його утилізації. Очищена від хлороформу вода надходить у колектор очищених стічних вод. Активоване вугілля регенерують у допоміжному адсорбері водяною парою. Утворюваний конденсат містить хлороформ, який приєднують до конденсату, що надходить у відстійник-розподільник 7.

4.2. ЕКСТРАКЦІЙНЕ ЗНЕФЕНОЛЮВАННЯ СТІЧНОЇ ВОДИ ФЕНОСОЛЬВАННОМ

У процесі екстракційного очищення стічних вод здебільшого доводиться регенерувати екстрагент, тобто вилучати його з кінцевих екстракту та рафінату. Це потрібно як для повторного його використання, так і для одержання чистих кінцевих продуктів – води і речовини, що екстрагується. Найпоширеніший метод регенерації екстрагенту з екстракту – ректифікація. Ректифікацію використовують у разі великої відносної леткості компонентів екстракту (органічного розчинника та екстрагованої речовини). Для ректифікації має значення температура кипіння екстрагенту. Оскільки екстрагент становить більшу частину екстракту, то витрати теплоти на його регенерацію будуть меншими, коли екстрагент є висококиплячим компонентом, а екстрагована речовина вилучається з екстракту у вигляді дистилату. Цим забезпечується потрібна чистота екстрагованої речовини, але в екстрагенті під час його циркуляції можуть нагромаджуватись інші висококиплячі домішки, такі як смоли, полімери тощо. Для очищення такого екстрагенту іноді необхідно вводити додаткову періодичну або неперервну ректифікацію, зрідка під вакуумом.

Ректифікацію застосовують, наприклад, для регенерації бутилацетату та інших легколетких екстрагентів у разі екстрагування фенолу зі стічних вод [19, с. 332–335]. Вузол регенерації розчинника з екстракту на більшості установок являє собою двоколонну ректифікаційну систему. У першій колоні, що

працює за атмосферного тиску, виробляється чистий екстрагент як верхній продукт, а в другій колоні, яка працює під вакуумом, вилучається бутилацетат з фенолів, що залишаються як нижній продукт у першій колоні. Одержаний у другій колоні розчинник разом з екстрактом знову подають у першу колону. Для кращого розділення фенолів і бутилацетату в колони іноді вводять гостру пару. Втім цю типову схему регенерації екстрагенту можна змінювати залежно від конкретних умов процесу.

Для досягнення високого ступеня очищення екстрагенту, що регенерується з екстракту, під час реекстракції іноді використовують хімічну реакцію. Наприклад, легку оливу, яку застосовують для екстракції фенолів зі стічних вод коксохімічного виробництва, очищають вилученням з неї фенолів водним розчином каустичної соди. Цей метод доцільно застосовувати й тоді, коли сполука, яка утворюється в результаті хімічної реакції, – товарний продукт. Так, після екстракції нікотину з лугів тютюнового виробництва гасом екстракт обробляють сульфатною кислотою й одержують водний розчин сульфату нікотину (товарний продукт), а регенований гас знову спрямовують на екстракцію.

Якщо екстрагований компонент не є летким, то екстрагент можна виділити з екстракту випарюванням. Цей процес застосовують тоді, коли екстрагент має низьку температуру кипіння й невелику теплоту пароутворення. Для регенерації основної маси екстрагенту іноді досить одноразового випарювання.

Найпоширеніший метод регенерації екстрагенту з рафінату й очищення від нього останнього – відганання з водяною парою. Для проведення цього процесу зазвичай використовують колони з насадкою із керамічних кілець Рашига. Водний рафінат подають у верхню частину колони, гостру пару – в нижню. За високої леткості екстрагенту замість водяної пари можна використовувати віддування екстрагенту повітрям або іншим газом.

Процеси регенерації екстрагенту і власне екстракції взаємопов'язані. Іноді вартість регенерації екстрагенту становить більшу частину вартості всього процесу розділення. Якщо треба вилучати забруднювальні речовини як кінцевий продукт процес регенерації може ускладнюватись. Тому метод і схема регенерації розчинника підбирають разом зі схемою екстракції для конкретних умов очищення вод.

Технологічну схему одного з найпоширеніших процесів екстракційного очищення стічних вод коксохімічних підприємств від фенолів у разі використання фено сольвану як екстрагенту показано на рис. 4.3. Вихідну стічну воду після очищення від завислих речовин, смол, олив подають через холодильник 1 у зрошувальну колону 2. Тут вода вбирає екстрагент, що відганяється з парою і газами із знефеноленої води в колоні синтезу 7, і нагрівається до температури 30–35 °С. Після цього вода надходить у верхню частину екстракційної колони 3, у яку знизу подають фено сольван в об'ємному співвідношенні з водою 1 : 10.

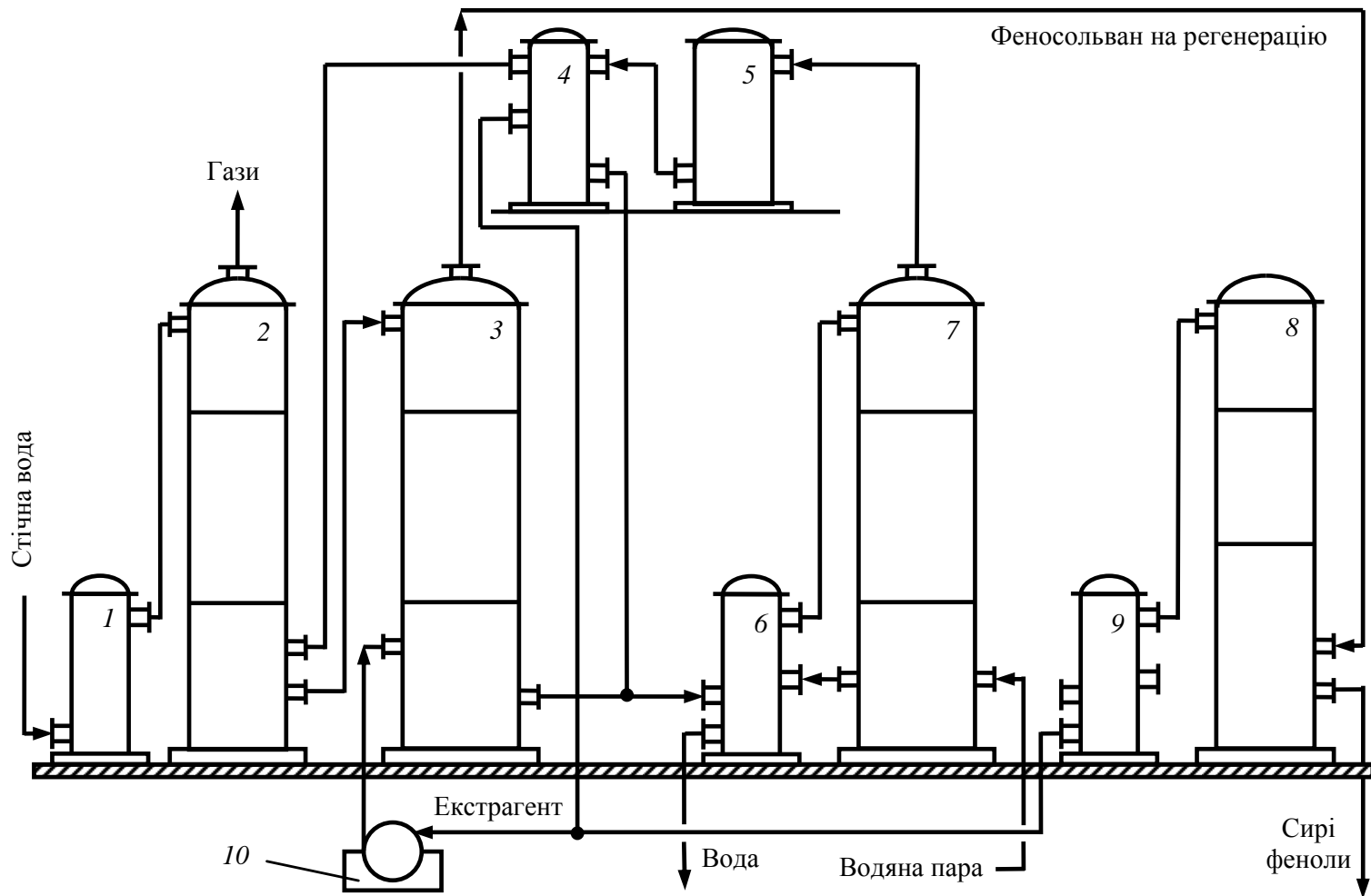


Рис. 4.3. Технологічна схема установки екстракційного знефенолювання стічної води феносольваном:
 1 – холодильник; 2 – зрошувальна колона; 3 – екстракційна колона; 4 – сепаратор; 5 – конденсатор; 6 – теплообмінник;
 7 – відгінна колона; 8 – ректифікаційна вакуумна колона; 9 – конденсатор; 10 – збирач екстрагенту

Знефенолену воду (рафінат), що містить близько 0,7 % розчиненого фено- сольвану, виводять з нижньої частини екстракційної колони 3 і через теплооб- мінник 6 подають у верхню частину колони 7, куди знизу вводять гостру пару (близько 190 °С), щоб відігнати з води фено- сольван. Пари фено- сольвану та во- ди, що утворюються у відгінній колоні 7, конденсуються в конденсаторі 5, пі- сля чого рідку суміш розділяють у сепараторі 4, з якого верхній шар фено- сольвану зливають у збирач екстрагенту 10, а нижній шар, що є насиченим розчи- ном у воді фено- сольвану, разом з рафінатом (знефеноленою водою) через теп- лообмінник надходить у відгінну колону 7. Воду, очищену від фенолу і фено- сольвану, охолоджують у теплообміннику 6 до температури 30–35 °С і виво- дять з установки.

Екстракт, тобто збагачений фенолами фено- сольван, що утворюється у верхній частині екстракційної колони 3, подають на регенерацію екстрагенту в ректифікаційну вакуумну колону 8. Перед ректифікацією екстракт додатко- во пропускають через зневоднювальну колону (на рис. 4.3 не показано), де з нього відганяється вода, частково розчинена в органічній фазі під час екстрак- ції.

Фено- сольван, відігнаний з екстракту в колоні 8, конденсується в конден- саторі 9 і спрямовується у збирач екстрагенту 10, звідки знову надходить на екстракцію. Феноли, що утворюються як кубовий залишок у колоні 8, періо- дично видаляють з колони.

В описаній схемі залишкова концентрація фенолів в очищеній воді стано- вить 10–30 мг/л, тому перед скиданням у водойми потрібно її доочищати. Сирі феноли містять до 0,1 % фено- сольвану. Сумарна витрата фено- сольвану під час екстракції становить близько 0,2 кг/м³ стічної води за рахунок випаровування, омилення та переходу його в кінцеві продукти; витрати гострої пари – 50–60 кг, витрати електроенергії – 2,5–5,7 кВт · год/(м³ очищеної води). З 1 м³ стічних вод екстракцією вилучають до 5–14 кг фенолів.

4.3. ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД РЕКТИФІКАЦІЄЮ

Очищення стічних вод випарюванням, дистиляцією та ректифікацією [19, с. 409–434] супроводжується зміною їх агрегатного стану. Якщо стічну воду нагрівати до температури, що перевищує температуру її насичення за певної концентрації, вона починає кипіти. При цьому молекули води за рахунок теп- лового та коливального рухів набувають енергії, яка переважає сили міжмоле- кулярного притягання, і переходять у пару. Малорухливі йони розчинених со- лей, не маючи потрібного запасу енергії, залишаються в розчині, внаслідок чо- го відбувається його концентрування. Утворена пара за тиску до 5 МПа не розчиняє солей вихідної води, тому під час її конденсації утворюється опріс- нена вода. Процес концентрування розчинів нелетких або малолетких речовин називають *випарюванням*, а процес термічного опріснення (виділення опрісне- ної води) – *дистиляцією*.

Під час випарювання невеликих об'ємів стічних вод пару не піддають конденсації і зазвичай викидають в атмосферу, у разі ж перероблення великих об'ємів стічних вод доцільно отримувати дистилат і повторно використовувати його в технічних процесах, а з висококонцентрованих розсолів виділяти продукти.

Як нагрівальний агент під час випарювання частіше використовують водяну пару, яку називають *нагрівальною*, або *первинною*, і рідше – продукти спалювання палива. Пару, утворену внаслідок випарювання розчину, називають *вторинною*. Теплоту до розчину, який потрібно нагрівати, частіше підводять крізь стінку апарата. Іноді водні розчини концентрують безпосереднім контактуванням з газоподібним носієм.

Процеси випарювання провадять за атмосферного чи підвищеного тисків, а також під вакуумом. Кожен з цих методів вибирають відповідно до властивостей випарюваного розчину та залежно від можливості використовувати вторинну пару. Під час випарювання за атмосферного тиску вторинну пару не використовують і викидають її в атмосферу. Якщо процес провадять під тиском, що перевищує атмосферний, це дає змогу використовувати пару як для власне процесу випарювання, так і для інших технологічних цілей. Вторинну пару, яку відбирають окремо, називають *екстрапарою*.

Випарювання під вакуумом відбувається за нижчих температур. Це дає змогу концентрувати розчини, термічно нестійкі за підвищених температур. У разі розрідження збільшується корисна різниця температур між нагрівальним агентом і розчином, завдяки чому можна зменшити поверхню нагрівання апарата. Під час випарювання за цим методом можна використати нагрівальний агент з нижчими параметрами, зокрема і вторинну пару. Проте застосування вакууму здорожує випарні установки у зв'язку з ускладненням конструкції апарата.

Випарюванню піддають стічні води, в яких розчинені тверді речовини (водні розчини солей, лугів та ін.), а також висококиплячі рідини, які за температур випарювання характеризуються малим тиском пари (багатоатомні спирти, деякі мінеральні та органічні кислоти тощо).

Для розділення рідких однорідних сумішей, які складаються з двох і більше компонентів, застосовують перегонку (дистиляцію і ректифікацію). Процес *переганяння* – це часткове випарювання розділюваної суміші з наступною конденсацією утвореної пари, яку можна виконувати один і більше разів. Розділення перегонкою ґрунтується на різній леткості компонентів суміші за однієї й тієї ж температури. У цьому разі всі компоненти суміші переходять у парову фазу в частках, пропорційних їхнім фугітивностям. Не випарена рідина, яку називають *залишком*, багатша на важколеткий (висококиплячий) компонент. Рідину, яку одержують внаслідок конденсації її пари, називають *дистилатом*, або *ректифікатом*.

Розрізняють два види перегонки: просту перегонку (дистиляцію) і ректифікацію. *Проста перегонка* – це процес одноразового часткового випарювання рідкої суміші та конденсації утвореної пари; її застосовують для розділення сумішей, які сильно відрізняються за леткістю компонентів (зазвичай для попереднього грубого розділення суміші, а також відокремлення небажаних сумішей). *Ректифікація* – це процес багаторазового часткового випарювання рідини та конденсації пари; її застосовують для виділення компонентів у чистому стані у виробництвах органічного синтезу, полімерів, напівпровідників та інших, а також для перероблення стічних вод цих виробництв. У практиці очищення стічних вод найбільш поширені випарювання і дистиляція. Дистиляцію широко застосовують для опріснення високомінералізованих вод.

Процес ректифікації здійснюють багаторазовим контактуванням нерівноважних парової та рідкої фаз. У результаті багаторазового контактування цих фаз і перерозподілу компонентів відбувається збагачення пари низькокиплячим компонентом, а рідини – висококиплячим і врешті-решт – майже повне розділення вихідної суміші. Процеси ректифікації можна проводити в апаратах безперервної та періодичної дії за різних тисків. Суміші висококиплячих речовин розділяють за атмосферного тиску або під вакуумом. Суміші, які за нормальних температур є газоподібними, розділяють під тиском, вищим за атмосферний.

Схему ректифікаційної установки неперервної дії, яку широко застосовують у промисловості, зображено на рис. 4.4.

Знизу вгору по колоні 4 підіймається пара, що надходить з виносного кип'ятильника 2. Пара проходить крізь шар рідини на нижній (першій по ходу пари) тарілці. Оскільки пара має вищу температуру, рідина на першій тарілці частково випаровується і в пару переходить переважно низькокиплячий компонент, а з пари в рідину конденсується переважно висококиплячий компонент, уміст якого у парі, що надходить на тарілку, вищий від рівноважного зі складом рідини на тарілці. На другій тарілці рідина містить більше низькокиплячого компонента, ніж на першій, і відповідно кипить за нижчої температури. Стикаючись з цією рідиною, пара частково конденсується і, збагатившись на низькокиплячий компонент, видаляється на вищорозміщену тарілку і т. ін. Отже, пара, що виходить із кип'ятильника і містить переважно висококиплячі компоненти, в міру переміщення до верху колони збагачується на низькокиплячі компоненти і залишає верхню тарілку колони у вигляді майже чистої пари низькокиплячих компонентів. Остання конденсується у водоохолоджувальному дефлегматорі 5.

Сконденсована рідина розділяється в подільнику 6 на дистилят і флегму, яка повертається на верхню тарілку колони. Стікаючи вниз по колоні і взаємодіючи з парою, що рухається назустріч, на нижній тарілці колони вона стає майже чистим висококиплячим компонентом, який надходить у кип'ятильник 2,

де нагрівається глухою парою або іншим теплоносієм. На певній відстані від верху колони до рідини з дефлегматора в живильній тарілці приєднується стічна вода, яка подається насосом зі збирача стічної води 2 та нагрівається в підігрівнику 3 до температури кипіння рідини на живильній тарілці (близько 110–120 °С).

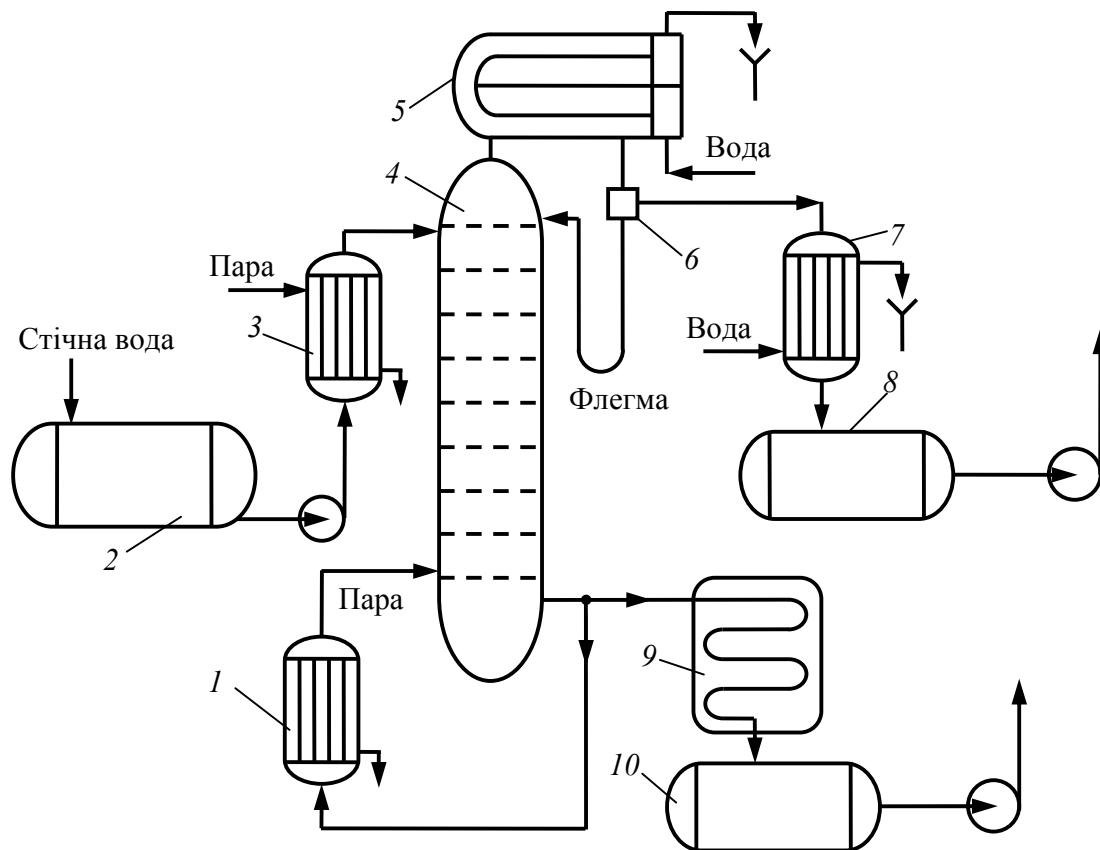


Рис. 4.4. Технологічна схема неперервного очищення стічних вод ректифікацією: 1 – виносний кип'ятильник; 2 – збирач стічної води; 3 – підігрівник; 4 – ректифікаційна колона; 5 – дефлегматор; 6 – подільник флегми; 7, 9 – холодильники; 8, 10 – збирачі

У дефлегматорі 5 пара може сконденсуватись повністю або частково. В першому випадку частина конденсату, яка залишилась після повернення флегми, є ректифікатом (дистилятом), який після охолодження в холодильнику 7 до температури 25–30 °С спрямовується в збирач 8. У другому випадку несконденсована в дефлегматорі пара конденсується й охолоджується до температури 25–30 °С у холодильнику 7, який за такого варіанта є конденсатором-холодильником дистиляту. Рідина, яка виходить з нижньої частини колони і за складом близька до висококиплячих компонентів, також поділяється на дві частини, одна з яких спрямовується в кип'ятильник 1, а друга після охолодження водою в холодильнику 9 до температури 25–30 °С надходить у збирач 10.

5. РОЗРОБЛЕННЯ СХЕМ АВТОМАТИЗАЦІЇ. СХЕМИ КОНТРОЛЮ ТА КЕРУВАННЯ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИМИ ПРОЦЕСАМИ

5.1. ПРИЗНАЧЕННЯ СХЕМ АВТОМАТИЗАЦІЇ ТА ЗАГАЛЬНІ ПРИНЦИПИ ЇХ ВИКОНАННЯ

Схема автоматизації (поширеною в практичному використанні залишається «стара» назва: функціональна схема автоматизації, особливо у її скороченому варіанті – ФСА) – основний технічний документ, який визначає функціонально-блочну структуру окремих вузлів автоматичного контролю, керування і регулювання технологічного процесу та оснащення об'єкта керування приладами і засобами автоматизації, зокрема засобами телемеханіки та обчислювальної техніки.

На схемах автоматизації зображують:

- 1) технологічне та інженерне обладнання і комунікації (трубопроводи, газоходи, повітропроводи) об'єкта, що автоматизується;
- 2) технічні засоби автоматизації, що утворюють контури контролю, регулювання та керування¹;
- 3) лінії зв'язку між окремими технічними засобами автоматизації або контурами.

Об'єктом керування в системах автоматизації технологічних процесів є сукупність основного та допоміжного устаткування разом із вмонтованими в нього запірними та регулювальними органами, а також енергії, сировини й інших матеріалів, що визначаються особливостями технології. Створення ефективних систем автоматизації передбачає потребу в поглибленому вивченні технологічного процесу не лише проектувальниками, а й спеціалістами монтажних, налагоджувальних та експлуатаційних організацій.

У процесі розроблення схем автоматизації технологічних процесів потрібно забезпечити²:

- отримання первинної інформації про стан технологічного процесу та устаткування;
- безпосередній вплив на технологічний процес для керування ним;
- стабілізацію технологічних параметрів процесу;

¹ *Контур контролю, регулювання та керування* – це сукупність окремих функціонально поєднаних приладів, які виконують певне завдання з контролю, регулювання, сигналізації, керування тощо.

² Загальні правила виконання схем автоматизації регламентує ДСТУ Б А.2.4-3-95 (Міждержавний стандарт ГОСТ 21.408-93), чинний в Україні від 06.04.1995.

– контроль та реєстрацію технологічних параметрів процесу та стану технологічного устаткування.

Зазначені завдання вирішують на підставі аналізу умов роботи технологічного устаткування, виявлених законів та критеріїв керування об'єктом, а також вимог до точності стабілізації, контролю і реєстрації технологічних параметрів, до якості регулювання і надійності.

Функціональні завдання автоматизації зазвичай реалізують за допомогою різних технічних засобів, зокрема: відбірних пристроїв, засобів отримання первинної інформації, засобів перетворення та обробки інформації, засобів подання інформації обслуговуючому персоналу, комбінованих, комплектних та допоміжних пристроїв.

Результатом складання схем автоматизації є:

- 1) вибір методів вимірювання технологічних параметрів;
- 2) вибір основних технічних засобів автоматизації, які найбільш повно відповідають вимогам та умовам роботи об'єкта, що автоматизується;
- 3) визначення приводів виконавчих механізмів регулювальних та запірних органів технологічного устаткування, керованого автоматично або дистанційно;
- 4) розміщення засобів автоматизації на щитах, пультах, технологічному устаткуванні, трубопроводах тощо та визначення способів подання інформації про стан технологічного процесу й устаткування, виготовлення іншої проектно-ї документації (схем зовнішніх з'єднань, схем щитів і пультів, монтажно-комутаційних схем і т. ін.).

Сучасний розвиток усіх галузей промисловості характеризується великим розмаїттям технологічних процесів. Практично не обмежені й умови їх застосування та вимоги до керування й автоматизації. Однак, спираючись на досвід проектування систем керування та автоматизації, можна сформулювати деякі *загальні принципи*, якими слід керуватися, розробляючи схеми автоматизації:

- 1) рівень автоматизації технологічного процесу в кожен проміжок часу має визначатися не лише доцільністю впровадження певного комплексу технічних засобів та досягнутим рівнем науково-технічних розробок, а й перспективою модернізації та розвитку цих технологічних процесів;
- 2) під час розроблення схем автоматизації, а також вибираючи технічні засоби, слід ураховувати: вид та характер технологічного процесу, умови пожежо- та вибухобезпеки, агресивність і токсичність навколишнього та робочого середовищ тощо; параметри та фізико-хімічні властивості вимірюваного середовища; відстань від місця встановлення датчиків, допоміжних пристроїв, виконавчих механізмів, приводів машин та запірних органів до пунктів керування та контролю; потрібну точність та швидкодію засобів автоматизації;

3) систему автоматизації технологічних процесів потрібно будувати, як правило, на базі засобів автоматизації та обчислювальної техніки, що виробляються серійно. Намагатись застосовувати однотипні засоби автоматизації і віддавати перевагу уніфікованим системам, які характеризуються простотою поєднання, взаємозамінністю та зручністю компонування на щитах керування. Використання однотипної апаратури дає значні переваги під час монтажу, налагодження, експлуатації, забезпечення запасними частинами тощо;

4) добираючи локальні засоби збирання та нагромадження первинної інформації (автоматичні датчики), вторинні прилади, регульовальні та виконавчі пристрої використовувати переважно прилади та засоби автоматизації Державної системи промислових приладів і засобів автоматизації;

5) вибираючи засоби автоматизації, що використовують допоміжну енергію (електричну, пневматичну, гідравлічну), керуватися умовами пожежо- та вибухобезпеки об'єкта, що автоматизується, агресивністю навколишнього середовища, вимогами до швидкодії, дальності передачі сигналів інформації та команд керування тощо;

6) обмежувати кількість приладів, апаратури керування і сигналізації, які монтуються на оперативних щитах і пультах. Надлишок апаратури ускладнює експлуатацію, відвертає увагу обслуговуючого персоналу від спостереження за основними параметрами, що визначають хід технологічного процесу, збільшує вартість установки, терміни монтажних та налагоджувальних робіт. Прилади і засоби автоматизації допоміжного призначення доцільніше розміщувати на окремих щитах поблизу технологічного устаткування.

Наведені принципи є загальними, але не вичерпними для всіх випадків, які можуть траплятися в практиці проектування систем автоматизації технологічних процесів. Однак для кожного конкретного випадку їх треба враховувати в реалізації технічного завдання на автоматизацію проектного об'єкта.

5.2. ГРАФІЧНЕ ЗОБРАЖЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО УСТАТКУВАННЯ ТА КОМУНІКАЦІЙ

Технологічне та інженерне обладнання на схемах автоматизації зображають відповідно до ГОСТ 2.780, ГОСТ 2.782, ГОСТ 2.788, ГОСТ 2.789, ГОСТ 2.790 – ГОСТ 2.795, комунікації залежно від транспортованих у них середовищ – до додатка 3 до ГОСТ 14202.

Під час розроблення схем автоматизації технологічне устаткування та комунікації зображають зазвичай без наведення окремих технологічних апаратів і трубопроводів допоміжного призначення. Однак зображена таким чином технологічна схема має давати чітке уявлення про принцип її роботи та взаємодію із засобами автоматизації.

Технологічні апарати і трубопроводи допоміжного призначення показують лише у випадках, коли вони механічно з'єднані чи взаємодіють із засобами автоматизації. В окремих випадках деякі елементи технологічного устаткування допускається зображувати на схемах автоматизації у вигляді прямокутників із зазначенням назв цих елементів або не показувати зовсім.

На технологічних трубопроводах зазвичай показують ту регулювальну та запірну арматуру, яка безпосередньо бере участь у контролі та керуванні процесом, а також запірні та регулювальні органи, потрібні для визначення відносного розміщення місць відбору імпульсів, чи ті, що пояснюють необхідність вимірювання.

Технологічні комунікації і трубопроводи рідин та газів зображують умовними позначеннями (нумерують) відповідно до ГОСТ 2.784–96, наведеними в табл. 5.1. Для більш детального розкриття характеру середовища до цифрового позначення може додаватися літерний індекс, наприклад, вода чиста – 1ч, пара перегріта – 2п, пара насичена – 2н тощо. Умовні числові позначення трубопроводів слід проставляти в розривах ліній, що зображають трубопроводи, на відстані не меншій ніж 50 мм один від одного.

Таблиця 5.1. Умовні цифрові позначення трубопроводів для рідин та газів

Назва середовища, транспортованого трубопроводом	Позначення трубопроводу
1	2
Вода	1
Пара	2
Повітря	3
Азот	4
Кисень	5
<i>Інертні гази:</i>	
Аргон	6
Неон	7
Гелій	8
Криптон	9
Ксенон	10
Аміак	11
Кислота (окиснювач)	12
Луг	13
Мастило	14
Рідке паливо	15
<i>Горючі та вибухонебезпечні гази:</i>	
Водень	16
Ацетилен	17
Фреон	18
Етан	19

Продовження табл. 5.1

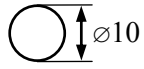
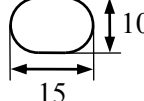
1	2
Метан	20
Етилен	21
Пропан	22
Пропілен	23
Бутан	24
Бутилен	25
Протипожежний трубопровід	26
Вакуум	27

Деталі трубопроводів, арматуру, теплотехнічні та санітарно-технічні пристрої й апаратуру показують умовними позначеннями згідно з чинними стандартами. Для рідин і газів, які не передбачені табл. 5.1, дозволяється використовувати для позначення інші цифри (починаючи з 28), але обов'язково з необхідними поясненнями введених умовних позначень. Якщо позначення трубопроводів на технологічних кресленнях не стандартизовані, то на схемах автоматизації треба застосовувати умовні позначення, прийняті для технологічних схем.

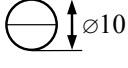
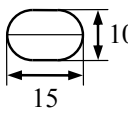
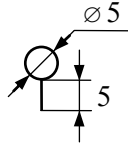

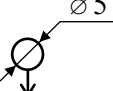

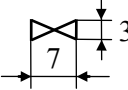

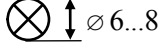
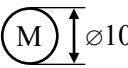
5.3. ГРАФІЧНЕ ЗОБРАЖЕННЯ ЗАСОБІВ ВИМІРЮВАННЯ ТА АВТОМАТИЗАЦІЇ

Прилади, засоби автоматизації, електричні пристрої та елементи обчислювальної техніки на схемах автоматизації зображають відповідно до Міждержавного стандарту ГОСТ 21.408–93, ДСТУ Б А.2.4-3–95 та галузевих нормативних документів. За відсутності в стандартах необхідних зображень дозволяється застосовувати нестандартні зображення, які слід виконувати на основі характерних ознак зображуваних пристроїв. Названі стандарти визначають систему побудови графічних (табл. 5.2) та літерних (табл. 5.3–5.5) умовних позначень за функціональними ознаками приладів. Складні прилади, які виконують декілька функцій, можна зображувати декількома дотичними колами.

Таблиця 5.2. Розміри графічних умовних позначень приладів, засобів автоматизації та електроапаратури

Назва	Позначення
1	2
Первинний вимірювальний перетворювач (датчик): засіб вимірювання, що встановлюється поза щитом (місцевого розміщення) на технологічному трубопроводі, апараті, стіні, підлозі, колоні, металоконструкції: а) базове позначення; б) допустиме позначення	а)  б) 

Продовження табл. 5.2

1	2
Прилад, установлений на щиті, пульті: а) базове позначення; б) допустиме позначення	а)  б) 
Виконавчий механізм. Загальне позначення. Положення регулювального органа у разі припинення подачі енергії чи керувального сигналу не показується	
Виконавчий механізм, який у разі припинення подачі енергії чи керувального сигналу: а) відкриває регулювальний орган; б) закриває регулювальний орган; в) не змінює стану регулювального органа	а)  б)  в) 
Регулювальний орган	
Дзвінок електричний	
Лампа розжарення (освітлювальна та сигнальна)	
Машина електрична (М – двигун, Г – генератор)	

Таблиця 5.3. Літерні умовні позначення

Вимірювана величина			Функції, виконувані приладом		
Позначення	Основне значення першої літери	Додаткове значення, що уточнює значення першої літери	Відображення інформації	Формування вихідного сигналу	Додаткове значення
1	2	3	4	5	6
<i>A</i>	+	-	Сигналізація	-	-
<i>B</i>	+				
<i>C</i>	+	-	-	Регулювання, керування	-
<i>D</i>	Густина	Різниця, перепад	-	-	-

Продовження табл. 5.3

1	2	3	4	5	6
<i>E</i>	Будь-яка електрична величина	-	+	-	-
<i>F</i>	Витрата	Співвідношення, частка, дріб	-	-	-
<i>G</i>	Розмір, положення, переміщення	-	+	-	-
<i>H</i>	Ручний вплив	-	-	-	Верхня границя вимірюваної величини
<i>I</i>	+	-	Показання	-	-
<i>J</i>	+	Автоматичне перемикання, оббігання	-	-	-
<i>K</i>	Час, часова програма	-	-	+	-
<i>L</i>	Рівень	-	-	-	Нижня границя вимірюваної величини
<i>M</i>	Вологість	-	-	-	-
<i>N</i>	+	-	-	-	-
<i>O</i>	+	-	-	-	-
<i>P</i>	Тиск, вакуум	-	-	-	-
<i>Q</i>	Величина, що характеризує якість, склад, концентрацію	Інтегрування, підсумовування в часі	-	+	-
<i>R</i>	Радіоактивність	-	Реєстрація	-	-
<i>S</i>	Швидкість, частота	-	-	Вмикання, вимикання, перемикавання	-
<i>T</i>	Температура	-	-	+	-
<i>U</i>	Декілька різнорідних вимірюваних величин	-	-	-	-
<i>V</i>	В'язкість	-	+	-	-
<i>W</i>	Маса	-	-	-	-
<i>X</i>	Нерекомендована резервна літера	-	-	-	-
<i>Y</i>	+	-	-	+	-
<i>Z</i>	+	-	-	+	-

Примітка. Літерні позначення, помічені знаком «+», використовуються як резервні, а помічені знаком «-» – не використовуються.

**Таблиця 5.4. Додаткові літерні позначення,
що відображають функціональні ознаки приладів**

Назва	Позначення
Чутливий елемент (первинне перетворення)	E
Дистанційне передавання (проміжне перетворення)	T
Станція керування	K
Перетворення; обчислювальні функції	Y

**Таблиця 5.5. Додаткові літерні позначення, що відображають функціональні
ознаки перетворювачів сигналів та обчислювальних пристроїв**

Назва	Позначення
<i>Рід сигналу:</i> Електричний	E
Пневматичний	P
Гідравлічний	G
<i>Види сигналу:</i> Аналоговий	A
Дискретний	D
<i>Операції, що виконуються обчислювальним пристроєм:</i> Додавання	Σ
Множення сигналу на постійний коефіцієнт K	K
Множення двох чи більше сигналів	\times
Ділення сигналів один на одного	$:$
Піднесення сигналу до n -го степеня	f^n
Добування з сигналу кореня n -го степеня	$\sqrt[n]{f}$
Логарифмування	\lg
Диференціювання	dx / dt
Інтегрування	\int
Зміна знака сигналу	$\times(-1)$
Обмеження верхнього значення сигналу	\max
Обмеження нижнього значення сигналу	\min
Уведення сигналу в ЕОМ	B_i
Виведення інформації з ЕОМ	B_0

5.4. МЕТОДИКА ПОБУДОВИ УМОВНИХ ГРАФІЧНИХ ПОЗНАЧЕНЬ ЗАСОБІВ АВТОМАТИЗАЦІЇ

Методика побудови графічних умовних позначень для спрощеного і розгорнутого способів є спільною (рис. 5.1). У верхню частину кола вписують літерні позначення вимірюваної величини та функціональної ознаки приладу. В нижню частину кола вписують позиційне позначення (цифрове чи літерно-цифрове), що служить для нумерації контуру контролю чи регулювання (за

спрощеного способу побудови схеми автоматизації) або окремих елементів контуру (за розгорнутого способу).

Послідовність розміщення літерних позначень у верхній частині (зліва направо) має бути таким: позначення основної вимірюваної величини; позначення, що уточнює (у разі потреби) основну вимірювану величину; позначення функціональних ознак приладу. Функціональні ознаки (якщо їх декілька в одному засобі автоматизації) розміщують у послідовності, показаній на рис. 5.1.

Створюючи умовні позначення приладів, слід вказувати не всі функціональні ознаки приладу, а лише використовувані в схемі. Так, позначаючи показувальні та самописні прилади (якщо функція «показання», тобто індикації, поточного значення вимірюваної величини не використовується), слід писати *TR* замість *TIR*, *PR* замість *PIR* і т. ін.

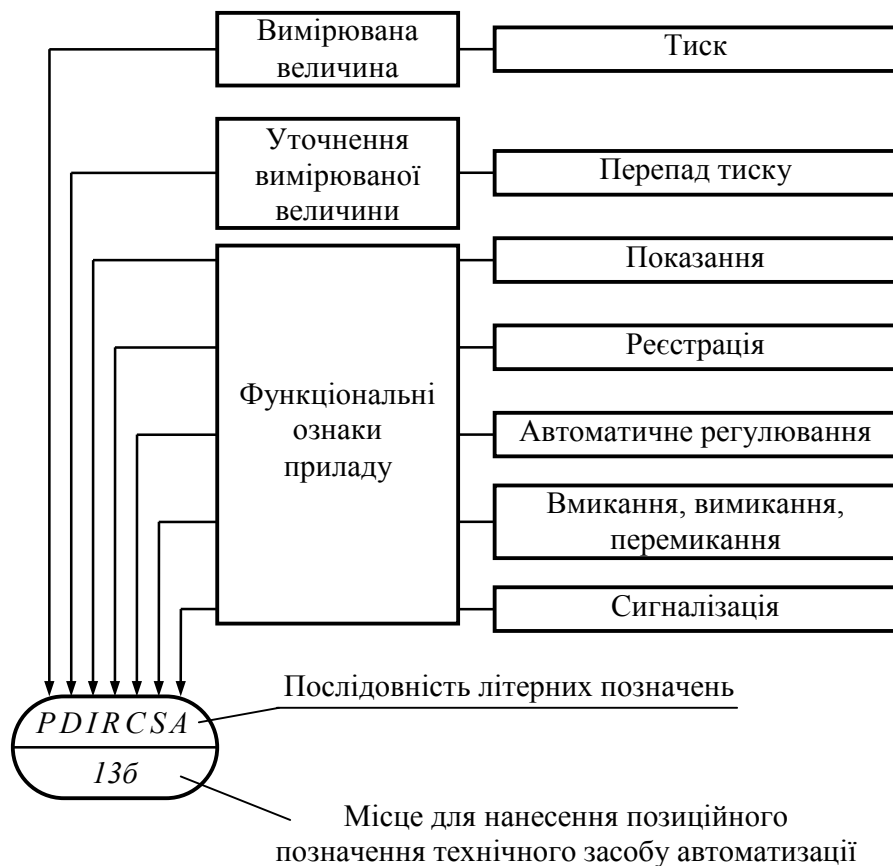


Рис. 5.1. Приклад побудови умовного позначення технічного засобу автоматизації

В обґрунтованих випадках (наприклад, у позиційних позначеннях, що складаються з великої кількості знаків) для позначення первинних перетворювачів і приладів замість кола можна застосовувати позначення у вигляді еліпса (див. п. п. 1, б та 2, б табл. 5.2).

Приклади побудови умовних позначень відповідно до ГОСТ 21.408–93 і ДСТУ Б А.2.4-3–95 наведено в табл. 5.6. Використовуючи літерні умовні по-

значення згідно з ГОСТ 21.408–93 і ДСТУ Б А.2.4-3–95, слід керуватись такими правилами.

1. Літеру *A* (див. табл. 5.3) застосовувати для позначення функції «сигналізація» незалежно від того, чи винесено сигнальну апаратуру на якийсь щит, а чи її вмонтовано у сам прилад. У разі потреби додають символи ламп, гудка, дзвінка тощо.

2. Літеру *S* застосовувати для позначення контактної пристрою (тільки для вмикання, вимикання, перемикачів, блокування). Літерою *S* не позначають функції регулювання (зокрема позиційного). У разі застосування контактної пристрою для вмикання, вимикання і одночасно для сигналізації в позначенні приладу мають бути обидві літери – *S* і *A*.

Граничнодопустимі значення вимірюваних величин, якими керуються для вмикання, вимикання, блокування чи сигналізації, слід конкретизувати додаванням літер *H* і *L*. Останні наносити поза графічним позначенням, праворуч від нього (див. табл. 5.6, п. п. 26, 28);

3. Для конкретизації вимірюваної величини, що може мати кілька значень, біля зображення приладу (праворуч від нього) слід зазначати назву чи символ вимірюваної величини, наприклад, «напруга» або *U*, «струм» або *I*, рН, O_2 тощо (див. табл. 5.6, п. п. 33–35, 38–40).

4. У разі потреби біля зображення приладу допускається зазначати вид радіоактивності, наприклад α -, β - чи γ -випромінювання (див. табл. 5.6, п. 41).

5. Літеру *U* можна використовувати для позначення приладу, що вимірює декілька різнорідних величин. Детальне розшифрування вимірюваних величин має бути наведено біля приладу чи на полі креслення (див. табл. 5.6, п. 43).

6. Для позначення величин, не передбачених стандартом, можна використати резервні літери. Часто застосовувані величини слід позначати однією й тією ж резервною літерою. Для одноразового (виняткового) застосування можна використати літеру *X*. Застосовані резервні літерні позначення мають бути розшифровані на схемі. Не допускається в одній і тій же документації однією резервною літерою позначати різні величини.

7. Для позначення додаткових значень великі літери *D*, *F*, *Q*, *T* допускається замінити на малі *d*, *f*, *q*, *t*.

8. В окремих випадках, коли позиційне позначення приладу не вміщується в коло його графічного зображення, допускається наносити його поза колом (див. табл. 5.6, п. 52);

9. Літера *E*, як додаткове позначення (див. табл. 5.6), застосовується для позначення чутливих елементів, тобто пристроїв, які виконують первинне перетворення, наприклад первинних термоелектричних перетворювачів (термопар), термоперетворювачів опору (термометрів опору), датчиків пірометрів, звукувальних пристроїв витратомірів, датчиків акустичних рівнемірів тощо.

10. Літера *T* означає проміжне перетворення – дистанційне передавання сигналу. Її рекомендується застосовувати для позначення приладів з дистан-

ційним передаванням показань, наприклад, безшкальних манометрів (дифманометрів), ротаметрів з дистанційним передаванням сигналів і т. ін.

11. Літеру *K* застосовують для позначення приладів, які мають станцію керування, тобто перемикач вибору виду керування «автоматичне» ↔ «ручне»;

12. Літеру *Y* рекомендується застосовувати для позначень перетворювачів сигналів та обчислювальних пристроїв, при цьому для конкретизації функціональної ознаки перетворювачів сигналів та обчислювальних пристроїв біля зображення технічного засобу відповідним символом (див. табл. 5.6, п. п. 46, 47) слід вказати вид перетворення (*P/E*, *E/E*, *A/D* тощо) чи обчислювальної операції (див. табл. 5.5).

13. Такої ж конкретизації потребує й літера *Q*: вгорі, праворуч від зображення технічного засобу треба вказати, який саме якісний параметр він вимірює, наприклад, рН, якщо це вимірювач рН, O_2 – якщо це аналізатор концентрації кисню тощо.

14. Послідовність побудови умовних позначень із застосуванням додаткових літер така: спочатку ставиться літера, якою позначають вимірювану величину, на другому – одна з додаткових літер: *E*, *T*, *K* чи *Y*; наприклад, первинні вимірювальні перетворювачі температури (термоелектричні перетворювачі, термоперетворювачі опору та ін.) позначаються через *TE*, первинні вимірювальні перетворювачі витрат (звужувальні пристрої, датчики індукційних витратомірів, ротаметрів тощо) – *FE*; безшкальні витратоміри з дистанційним передаванням – *FT* і т. д.

15. У разі застосування позначень з табл. 5.5 написи, що розшифровують вид перетворення чи операції, які виконуються обчислювальним пристроєм, вказувати праворуч від графічного зображення приладу.

16. В обґрунтованих випадках для уникнення неправильного розуміння схеми допускається замість умовних позначень наводити повну назву перетворюваних сигналів. Таким чином, рекомендується позначати деякі специфічні сигнали, або ті, що рідко використовуються, наприклад, кодовий, часоімпульсний, числоімпульсний і под.

17. У разі побудови позначень комплектів засобів автоматизації перша літера в позначенні кожного приладу, що входить в комплект, є назвою вимірюваної комплектом величини. Наприклад, у комплекті для вимірювання та регулювання температури первинний вимірювальний перетворювач треба позначати через *TE*, вторинний реєструвальний прилад – *TR*, регулювальний блок – *TC* і т. д.

У побудові умовних позначень згідно з ГОСТ 21.408–93 та ДСТУ Б А.2.4-3–95 передбачаються такі винятки:

– у всіх пристроях, що виконані як окремі блоки і призначені для ручних операцій, на першому місці в позначенні ставлять літеру *H* незалежно від того, до складу якого вимірювального комплекту вони входять, наприклад, перемикачі електричних кіл вимірювання (керування), перемикачі газових (повітряних) ліній позначають через *HS*, панелі дистанційного керування – *HC*, кнопки (ключі) для дистанційного керування, ручні задатчики – *H*, кнопки (ключі) для дистанційного керування з підсвіткою – *HA* тощо;

– для комплексу, призначеного для вимірювання декількох різнорідних величин, первинні вимірювальні перетворювачі (датчики) позначають відповідно до вимірюваної величини, а вторинний прилад – *UR* (з відповідним доповненням, як це показано в п. 43 табл. 5.6);

– в окремих випадках для позначень комплектів, призначених для вимірювання якості непрямим методом, перша літера в позначенні датчика може відрізнитися від першої літери в позначенні вторинного приладу. Наприклад, якщо для вимірювання якості продукту використовують метод температурної депресії (датчиками температури при цьому є термометри опору, вторинним приладом – автоматичний міст), то позначення цього комплексу буде таким: датчики – *TE*, вторинний прилад – *QR* (див. поз. 10-1, 10-2, 10-3 на рис. 5.2).













Таблиця 5.6. Приклади побудови умовних позначень приладів і засобів автоматизації

Порядковий номер	Назва	Позначення
1	2	3
1	Первинний вимірювальний перетворювач (чутливий елемент) для вимірювання температури місцевий (перетворювач термоелектричний або термоперетворювач опору, термобалон манометричного термометра, датчик пірометра тощо)	
2	Прилад для вимірювання температури показувальний місцевий (наприклад, термометр розширення)	
3	Прилад для вимірювання температури показувальний, встановлений на щиті (мілівольтметр, логометр, потенціометр, міст автоматичний тощо)	
4	Прилад місцевий для вимірювання температури безшкальний, з дистанційним передаванням показань (термометр манометричний безшкальний з пневмо- чи електропередачею сигналу)	
5	Прилад для вимірювання температури одноточковий реєструвальний (самописний), установлений на щиті (логометр, потенціометр, міст автоматичний і т. ін.)	
6	Прилад для вимірювання температури з автоматичним об'їгальним пристроєм реєструвальний, установлений на щиті (потенціометр триточковий самописний, міст автоматичний самописний триточковий тощо)	
7	Регулятор температури безшкальний місцевий (наприклад, дилатометричний регулятор температури)	
8	Комплект для вимірювання температури самописний регульовальний, оснащений станцією керування, установлений на щиті (наприклад, пневматичний вторинний прилад і регульовальний блок системи СТАРТ)	
9	Прилад для вимірювання температури, безшкальний, з контактним пристроєм, місцевий (наприклад, термореле)	
10	Панель дистанційного ручного керування (електрична чи пневматична), установлена на щиті	














Продовження табл. 5.6

1	2	3
11	Перемикач електричних каналів вимірювання (керування) або перемикач для газових чи повітряних ліній, установлений на щиті	
12	Прилад для вимірювання тиску (розрідження) показувальний місцевий (будь-який показувальний манометр, дифманометр, тягомір, напоромір, вакуумметр тощо)	
13	Прилад для вимірювання перепаду тиску показувальний місцевий (наприклад, дифманометр показувальний)	
14	Прилад для вимірювання тиску (розрідження) безшкальний з дистанційним передаванням показань місцевий (наприклад, манометр або дифманометр безшкальні з пневмо- чи електропередачею сигналу)	
15	Прилад для вимірювання тиску (розрідження) безшкальний реєструвальний, установлений на щиті (наприклад, самописний манометр чи будь-який самописний прилад для реєстрації тиску)	
16	Прилад місцевий для вимірювання тиску з контактним пристроєм (наприклад, реле тиску)	
17	Прилад місцевий для вимірювання тиску (розрідження) показувальний з контактним пристроєм (наприклад, електроконтактні манометр, вакуумметр і т. ін.)	
18	Регулятор тиску, що працює без використання стороннього джерела енергії (регулятор тиску прямої дії, місцевий)	
19	Первинний вимірювальний перетворювач (чутливий елемент) для вимірювання витрати місцевий (діафрагма, сопло, труба Вентурі, датчик індукційного витратоміра тощо)	
20	Прилад для вимірювання витрати безшкальний з дистанційним передаванням показань місцевий (наприклад, безшкальний дифманометр-витратомір або ротаметр з пневмо- чи електропередачею сигналів)	
21	Регулятор співвідношення витрат, установлений на щиті (наприклад, блок регулювання співвідношення витрат системи СТАРТ)	
22	Прилад для вимірювання витрати показувальний місцевий (наприклад, дифманометр чи ротаметр показувальні)	
23	Прилад для вимірювання витрати показувальний інтегровальний місцевий (наприклад, будь-який лічильник-витратомір з інтегратором або показувальний дифманометр-витратомір із вмонтованим інтегратором)	
24	Первинний вимірювальний перетворювач (чутливий елемент) для вимірювання рівня місцевий (наприклад, первинний вимірювальний перетворювач електричного чи акустичного рівнемірів)	
25	Прилад для вимірювання рівня показувальний місцевий (наприклад, дифманометр для вимірювання рівня)	



Продовження табл. 5.6

1	2	3
26	Прилад для вимірювання рівня з контактним пристроєм місцевий (наприклад, датчик-реле рівня, використовуваний для сигналізації; літера <i>H</i> означає, що здійснюється сигналізація тільки верхнього граничного значення рівня)	
27	Прилад для вимірювання рівня безшкальний з дистанційним передаванням показань місцевий (наприклад, дифманометр-рівнемір безшкальний з пневмо- чи електропередачею сигналу; датчик буйкового рівноміра тощо)	
28	Прилад для вимірювання рівня показувальний із сигнальним пристроєм, установлений на щиті (літери <i>H</i> і <i>L</i> означають сигналізацію верхнього та нижнього граничних рівнів)	
29	Прилад для вимірювання густини розчину безшкальний із дистанційним передаванням показань місцевий (наприклад, датчик густиноміра з пневмо- чи електропередачею)	
30	Прилад для вимірювання розмірів показувальний місцевий (наприклад, показувальний прилад для вимірювання товщини сталльної стрічки)	
31	Пристрій для перетворення положення вихідного штока регулювального органа з дистанційним передаванням показань місцевий (наприклад, дистанційний показчик положення типу ДУП або датчик положення – реостатний чи індуктивний – змонтований на електричному приводі)	
32	Прилад для вимірювання будь-якої електричної величини показувальний місцевий (написи, що розшифровують конкретно вимірювану величину, розташовуються або поруч з приладом, або у вигляді таблиці на полі креслення) (наприклад, п. п. 33–35)	
33	Вольтметр місцевий	
34	Амперметр місцевий	
35	Ватметр, установлений на щиті	
36	Прилад для керування процесом за часовою програмою, установлений на щиті (наприклад, командний електропневматичний прилад, багатоланцюгове реле часу тощо)	
37	Прилад для вимірювання вологості реєструвальний, установлений на щиті (наприклад, вторинний прилад вологоміра самописного)	

Продовження табл. 5.6

38	Первинний вимірювальний перетворювач (чутливий елемент) для вимірювання якості продукту, місцевий (наприклад, датчик рН-метра)	 pH
39	Прилад для вимірювання якості продукту показувальний місцевий (наприклад, газоаналізатор показувальний для контролю вмісту кисню в димових газах)	 O ₂
40	Прилад для вимірювання якості продукту реєструвальний регульовальний, установлений на щиті (наприклад, вторинний самописний прилад регулятора концентрації азотної кислоти в розчині)	 HNO ₃
41	Прилад для вимірювання радіоактивності показувальний із сигнальним пристроєм місцевий (наприклад, прилад показувальний із сигналізацією граничнодопустимої інтенсивності α - і β -випромювання)	 α, β
42	Прилад для вимірювання частоти обертання приводу показувальний, установлений на щиті (наприклад, вторинний прилад тахогенератора)	
43	Прилад для вимірювання в'язкості показувальний місцевий (наприклад, віскозиметр показувальний)	
44	Прилад для вимірювання декількох різнорідних величин реєструвальний місцевий (наприклад, самописний дифманометр-витратомір з додатковим записом тиску і температури пари; напис, що розшифровує вимірювані величини, наноситься або справа від приладу, або на вільному полі схеми в примітці)	 $U = f(F, P, T)$
45	Прилад для контролю погашення факела в печі безшкальний, з контактним пристроєм, установлений на щиті (наприклад, вторинний пристрій запально-запобіжного пристрою; застосування резервної літери <i>B</i> має бути зазначено на полі схеми)	
46	Перетворювач сигналу, установлений на щиті; вхідний сигнал – електричний, вихідний сигнал також електричний (наприклад, нормувальний перетворювач термоелектрорушійної сили)	 E/E
47	Перетворювач сигналу перехідний, місцевий; вхідний сигнал пневматичний, вихідний – електричний (наприклад, пневмоелектричний перетворювач)	 P/E
48	Пускова апаратура для керування електродвигуном (наприклад, магнітний пускач, контактор і т. ін.; застосування резервної літери <i>N</i> має бути зазначено на полі схеми)	
49	Апаратура, призначена для ручного дистанційного керування, установлена на щиті (кнопка керування, ключ керування, ручний задавач тощо)	
50	Апаратура, призначена для ручного дистанційного керування, оснащена пристроєм для сигналізації, установлена на щиті (кнопка з вбудованою лампочкою, ключ керування з підсвіткою і т. ін.)	

Закінчення табл. 5.6

1	2	3
51	Апаратура, призначена для ручного дистанційного керування, встановлена на щиті (пневматична чи електрична панель керування)	
52	Ключ керування, призначений для вибору режиму керування, встановлений на щиті (приклад наведено для ілюстрації випадку, коли позиційне позначення завелике і тому його наносять поза колом)	 S101-2

Щити, штативи, пульти керування на схемах автоматизації зображують умовно у вигляді прямокутників довільних розмірів, достатніх для нанесення графічних умовних позначень приладів, що на них встановлюються, засобів автоматизації, апаратури керування та сигналізації. У прямокутниках можна вказувати номери креслень загальних видів щитів і пультів, а з лівого боку – його назву. Прилади і засоби автоматизації, що розташовані поза щитами і не пов'язані безпосередньо з технологічним обладнанням та трубопроводами, умовно показують у прямокутнику «Прилади місцеві»³.

Комплектні пристрої (машини централізованого контролю, керувальні машини, комплекти телемеханіки тощо) також позначають на схемах автоматизації у вигляді прямокутників.

Функціональні зв'язки між технологічним устаткуванням і встановленими на ньому первинними перетворювачами, а також із засобами автоматизації, встановленими на щитах та пультах, на схемах показують тонкими суцільними лініями. Кожен зв'язок позначають однією лінією незалежно від фактичної кількості проводів чи труб, якими здійснюється цей зв'язок. До умовних позначень приладів і засобів автоматизації лінії зв'язку допускається підводити з будь-якого боку, зокрема і під кутом. Лінії зв'язку мають бути найкоротшими, з мінімальною кількістю перетинань. Допускається перетинання лініями зв'язку зображень технологічного устаткування і комунікацій, однак перетинання умовних позначень приладів і засобів автоматизації є неприпустимим.

5.5. ПОЗИЦІЙНІ ПОЗНАЧЕННЯ НА СХЕМАХ АВТОМАТИЗАЦІЇ

Біля кожного умовного позначення технологічного устаткування – апарата чи машини – подають назву або номер позиції (назву можна вписати всередині позначення. Можна використовувати літерно-цифрові позначення (наприклад, Т-1, Р-3, Н-12 тощо), де буква означає назву групи однотипного

³ Згідно з ДСТУ 2681–94 «Метрологія. Терміни та визначення» різного роду перетворювачі: узгоджувальні, нормувальні, передавальні тощо (а саме їх переважно розміщують у цьому прямокутнику) належать не до приладів, а до вимірювальних пристроїв. Там також показують різні види електроустаткування: кнопки та пости керування, магнітні пускачі, контактори тощо. Тому, щоб охопити все це, згаданий напис варто б замінити на такий (див. рис. 5.2–5.4): «Технічні засоби автоматизації місцеві» (прим. авт.).

устаткування (відповідно теплообмінників, резервуарів, насосів), а цифра – порядковий номер апарата чи машини серед йому подібних.

Приладам і засобам автоматизації, зображеним на схемах автоматизації, надаються позиційні позначення (позиції), що зберігаються незмінними в усіх матеріалах проекту. На стадіях проекту позиційні позначення виконують арабськими цифрами відповідно до нумерації і заявочної відомості на приладі, засоби автоматизації та електроапаратуру.

На стадії робочої документації за одностадійного проектування позиційні позначення приборів та засобів автоматизації утворюються з двох частин: позначення арабськими цифрами номера функціональної групи (контуру контролю або регулювання) і малими літерами кириличного алфавіту одиниць приладів і засобів автоматизації в певній функціональній групі (контурі); при цьому висота цифр і великих літер має бути 3,5 мм, висота малих літер – 2,5 мм.

Літерні позначення надаються кожному елементові функціональної групи (контуру) за алфавітом відповідно до послідовності надходження сигналу – від пристроїв отримання інформації до пристроїв впливу на керований процес (наприклад, первинний перетворювач – проміжний перетворювач – регулятор – виконавчий механізм – регулювальний орган). Допускається заміна літер цифрами (через дефіс), які, починаючи з одиниці, зростають у тій же послідовності⁴.

Позиційні позначення окремих приладів і засобів автоматизації місцевого розміщення, таких як регулятор прямої дії, манометр, термометр розширення тощо, складаються лише з порядкового номера.

Позиційні позначення потрібно надавати всім елементам функціональних груп, за винятком:

- відбірних пристроїв;
- приладів і засобів автоматизації, що поставляються комплектно з технологічним устаткуванням;
- регулювальних органів та виконавчих механізмів, які входять у систему автоматичного керування, але замовляються і встановлюються у технологічних частинах проекту.

Позначення на схемах автоматизації електроапаратури на стадії робочої документації або в разі одностадійного проектування мають відповідати таким позначенням, як на принципових електричних схемах.

Визначаючи межі кожної функціональної групи, слід враховувати таку обставину: якщо якийсь прилад чи регулятор сполучений з декількома датчиками або отримує додатковий вплив від іншого параметра (наприклад, коригувальний сигнал), то всі елементи схеми, що виконують додаткові функції, на-

⁴ У практиці проектування систем контролю та керування на схемах автоматизації замість «нейтрального» цифро-літерного чи цифрового позначення позицій пускових пристроїв часто застосовують літерно-цифрові, в яких букви є аббревіатурою від назви пристроїв (див. рис. 5.3, 5.4), а цифри – порядковими номерами пристроїв серед їм подібних: магнітні пускачі – МП1, МП2, магнітні контактори – КМ1, КМ2, кнопки запобіжного відмикання пускових пристроїв – КВ1, КВ2 тощо.

лежать до тієї функціональної групи, на яку вони впливають. Регулятор співвідношення, зокрема, входить до складу тієї функціональної групи, на яку він чинить головний вплив по координаті незалежного параметра (див. дод. 1). Те саме стосується й прямого цифрового керування, де вхідним ланцюгам контуру регулювання надається одна й та ж позиція.

У системах централізованого контролю із застосуванням обчислювальної техніки, системах телевимірювання та у складних схемах автоматичного керування із загальними для різних функціональних груп пристроями всі спільні елементи виносять у самостійні функціональні групи.

Приклади побудови схем автоматизації контролю та регулювання технологічних параметрів (окремих контурів) наведено в дод. 1, 2.

5.6. ВИМОГИ ДО ОФОРМЛЕННЯ ТА ПРИКЛАДИ ВИКОНАННЯ СХЕМ АВТОМАТИЗАЦІЇ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ

Схему автоматизації виконують у вигляді креслення, на якому схематично умовними зображеннями показують: технологічне устаткування, комунікації, органи керування і засоби автоматизації із зазначенням зв'язків між технологічним устаткуванням і засобами автоматизації, а також зв'язків між окремими функціональними блоками та елементами автоматики.

Умовні зображення слід виконувати лініями такої товщини:

1) технологічного устаткування:

- у вигляді прямокутників довільних розмірів – 0,5–1 мм,
- з відображенням характерних ознак устаткування – 0,2–0,5 мм;

2) трубопроводів – 0,5–1,5 мм;

3) умовні зображення засобів автоматизації (крім горизонтальної лінії на зображенні приладів, розміщених на щитах і пультах) – 0,5–0,6 мм;

4) лінії зв'язку між засобами автоматизації та горизонтальні лінії на зображенні приладів, розміщених на щитах і пультах, – 0,2–0,3 мм;

5) щити та пульти (прямокутники внизу схеми) – 0,5–1 мм.

Схеми автоматизації можна розробляти з більшим чи меншим ступенем деталізації. Однак обсяг інформації, поданий на схемі, має давати повне уявлення про прийняті основні рішення з автоматизації певного технологічного процесу, а також забезпечувати можливість складання на стадії проекту заявочних відомостей на прилади і засоби автоматизації, трубопровідну арматуру, щити й пульти, основні монтажні матеріали та вироби. Схему автоматизації виконують зазвичай на одному аркуші, на якому зображують засоби автоматизації і апаратуру всіх систем контролю, регулювання, керування та сигналізації, що належать до певної технологічної установки. Допоміжні пристрої (редуктори і фільтри для повітря, джерела живлення, реле, автомати, вимикачі та запобіжники в ланцюгах живлення, з'єднувальні коробки, інші пристрої та монтажні елементи) на схемах автоматизації не показують.

Складні технологічні схеми рекомендується розбивати на окремі технологічні вузли і виконувати схеми автоматизації цих вузлів у вигляді окремих

креслень. Для технологічних процесів з великим обсягом автоматизації схеми автоматизації можуть бути виконані окремо за видами технологічного контролю та керування. Наприклад, окремо виконують схеми автоматичного керування, контролю та сигналізації тощо.

Стандартом встановлено два способи виконання схем автоматизації:

1) *розгорнутий*, у якому на схемі зображують склад і місце розташування технічних засобів автоматизації кожного контуру контролю та керування. Розгорнутий спосіб побудови умовних графічних позначень можна виконувати комбінованим застосуванням основних (табл. 5.2, 5.3) та додаткових (табл. 5.4, 5.5) умовних позначень. При цьому щити та пульти керування зображують у вигляді прямокутників (зазвичай в нижній частині креслення), у яких показують встановлені на них засоби автоматизації;

2) *спрощений*, у якому на схемі зображують основні функції контурів контролю та керування (без виділення окремих технічних засобів автоматизації, що до них входять, та зазначення місця їх розташування). Засоби автоматизації на технологічних схемах зображують поблизу відбірних та приймальних пристроїв без побудови прямокутників, які умовно показують щити, пульти, пункти контролю і керування. Для спрощеного способу побудови достатньо основних умовних позначень, наведених в табл. 5.2, та літерних позначень, наведених в табл. 5.3.

Виконуючи схеми розгорнутим способом, на них показують всі пристрої і засоби автоматизації, що входять до складу функціонального блока чи групи, та місце їх встановлення. Перевага цього способу – більша наочність, що значно полегшує читання схеми і опрацювання проектних матеріалів, а також дає змогу складати замовні специфікації на потрібні для реалізації розробленої схеми автоматизації устаткування, виробу та матеріали.

Приклад виконання схем автоматизації першим способом показано на рис. 5.2. На схемі двома прямокутниками позначено «Прилади місцеві» та «Щит колони». Лінії зв'язку між датчиками та відбірними пристроями, встановленими на технологічному обладнанні, приладами та засобами автоматизації, встановленими на місцях і на щиті колони, виконано з розривами. На відміну від безперервного з'єднання технічних засобів автоматизації, що входять до конкретного контуру контролю чи регулювання, лініями зв'язку, цей метод з'єднання називають адресним.

На відрізках ліній зв'язку, прилеглих до прямокутника «Прилади місцеві», вказують граничнодопустимі робочі значення вимірюваних і регульованих параметрів ($x x x$ °C, $у у у$ МПа тощо).

Усі комплекти апаратури контролю й автоматизації мають цифрове позиційне позначення. Наприклад, витрата сировини регулюється комплектом апаратури, що складається з діафрагми 3-1, безшкального дифманометра 3-2 (забезпечує дистанційне передавання сигналів), оснащеного станцією керування вторинного приладу 3-3, регулятора 3-4 і виконавчого механізму 3-5, тобто цьому комплектові присвоєно номер 3, а його складовим частинам через дефіс – цифрові індекси 1, 2, 3, 4, 5.

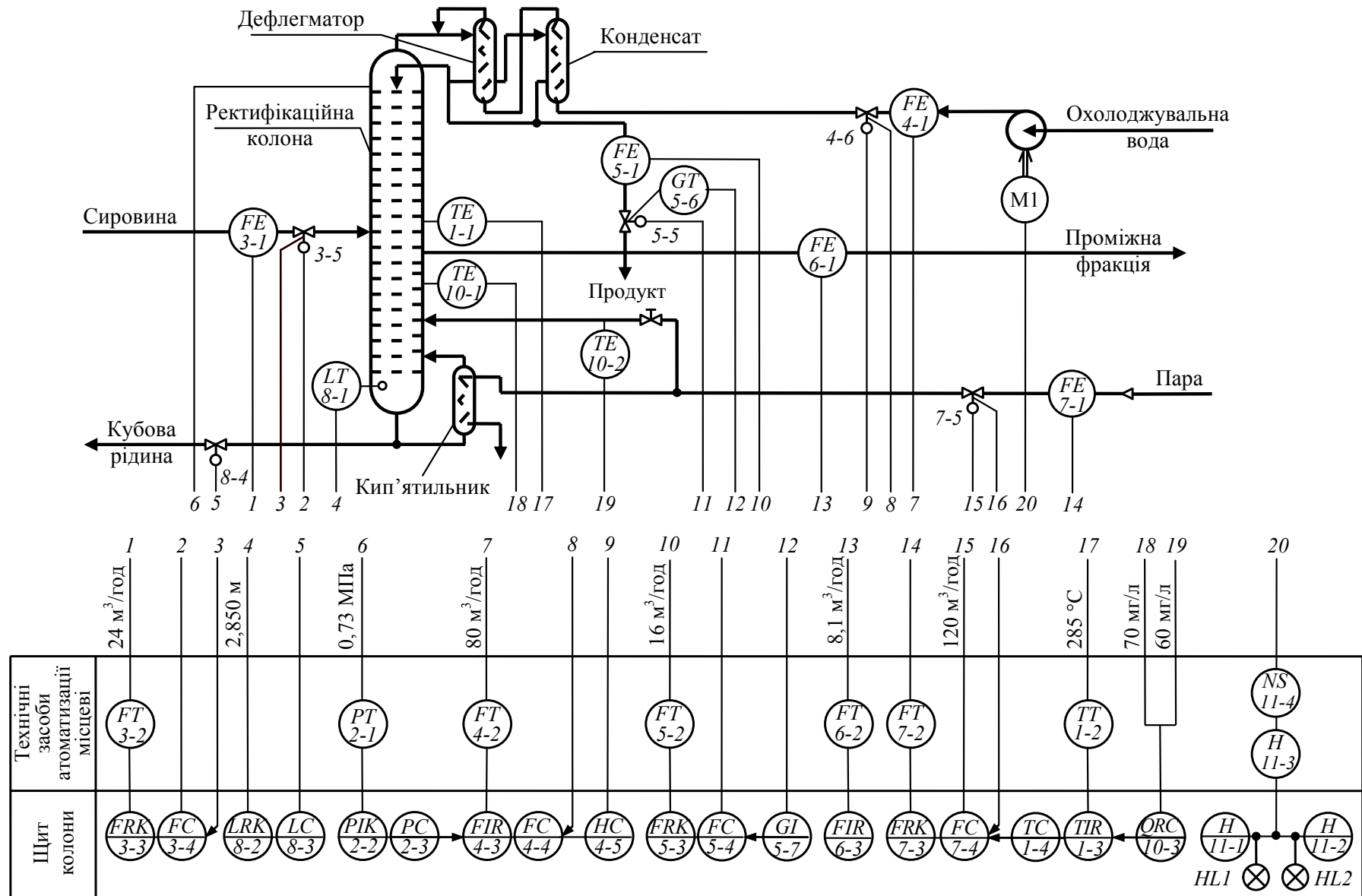


Рис. 5.2. Приклад виконання схеми автоматизації розгорнутим способом

Комплект для вимірювання тиску в колоні має номер 2, комплект для регулювання подачі охолоджувальної води – номер 4, комплект для регулювання відбирання продукту – номер 5 (у цьому контурі регулювання додатково впроваджено зворотний зв'язок за положенням вихідного органа виконавчого механізму), комплект для регулювання рівня у кубі колони – номер 8 тощо.

Чинні нормативні документи, що зазвичай не змінюються тривалий час, не можуть передбачити наперед усі нововведення у зображення схем автоматизації, які можуть знадобитися у зв'язку з тим, що номенклатура технічних засобів автоматизації неперервно і доволі швидко збільшується, і це, в свою чергу, спричинює появу нових варіантів їх застосування. Так, із виходом на ринок систем керування технологічними процесами мікроконтролерів унормовані стандартами «класичні» схеми автоматизації на базі локальних засобів вже не відповідали новим технічним і структурним можливостям, надаваним мікроконтролерами, зокрема використовувани в цих схемах літерні позначення функціональних ознак приладів далеко не вичерпували всіх функцій, що реалізовувалися мікроконтролерами.

Тому головні розробники схем автоматизації – різні проектні організації – вдалися до заповнення прогалів у цій царині власними розробками, виходячи зі свого досвіду та бачення підходів до розв'язання проблеми (зайве наголошувати, що на відміну від регламентованих стандартами ці розробки не вирізнялися одноманітністю). Та згодом бурхливе розширення номенклатури і функціональних можливостей цифрових приладів на базі мікропроцесорної техніки, яке спостерігається в останні роки, спонукало вдосконалювати мікроконтролерні схеми автоматизації.

Тож залежно від технічного наповнення тієї чи іншої розробленої системи керування можна застосовувати й відповідні варіанти зображення схем автоматизації. На рис. 5.3 показано один з можливих варіантів реалізації попередньої (рис. 5.2) схеми автоматизації на мікроконтролерах типу «Реміконт», «Ломіконт» і т. ін. Пневматичні сигнали з виходів безшкальних дифманометрів (3-2, 4-2, 5-2 тощо) перетворюються в електричні сигнали для подачі їх на відповідні входи мікроконтролера пневмоелектричними перетворювачами (2-2, 3-3, 8-2 тощо). Замість локальних перетворювачів можна скористатися комплексом програмно-технічних засобів «АСТРА-8М», призначеним для введення в ЕОМ інформації від датчиків та інших пристроїв, що мають стандартний пневматичний вихід, а також для приймання від ЕОМ електричних сигналів і перетворення їх у стандартний пневматичний сигнал. Пунктирне позначення ручного дистанційного керування означає, що його можна застосовувати тільки після відключення автоматичного регулювання, яке є основним.

Варіант схеми автоматизації одного й того ж об'єкта (рис. 5.2), побудованої з використанням цифрових приладів, показано на рис. 5.4. Ця схема є своєрідним симбіозом двох попередніх: прилади на ній зображено так, як у «класичній» схемі на базі локальних засобів автоматизації (рис. 5.2), а численні функціональні можливості, надавані цифровими приладами, – як у мікроконтролерних схемах автоматизації.

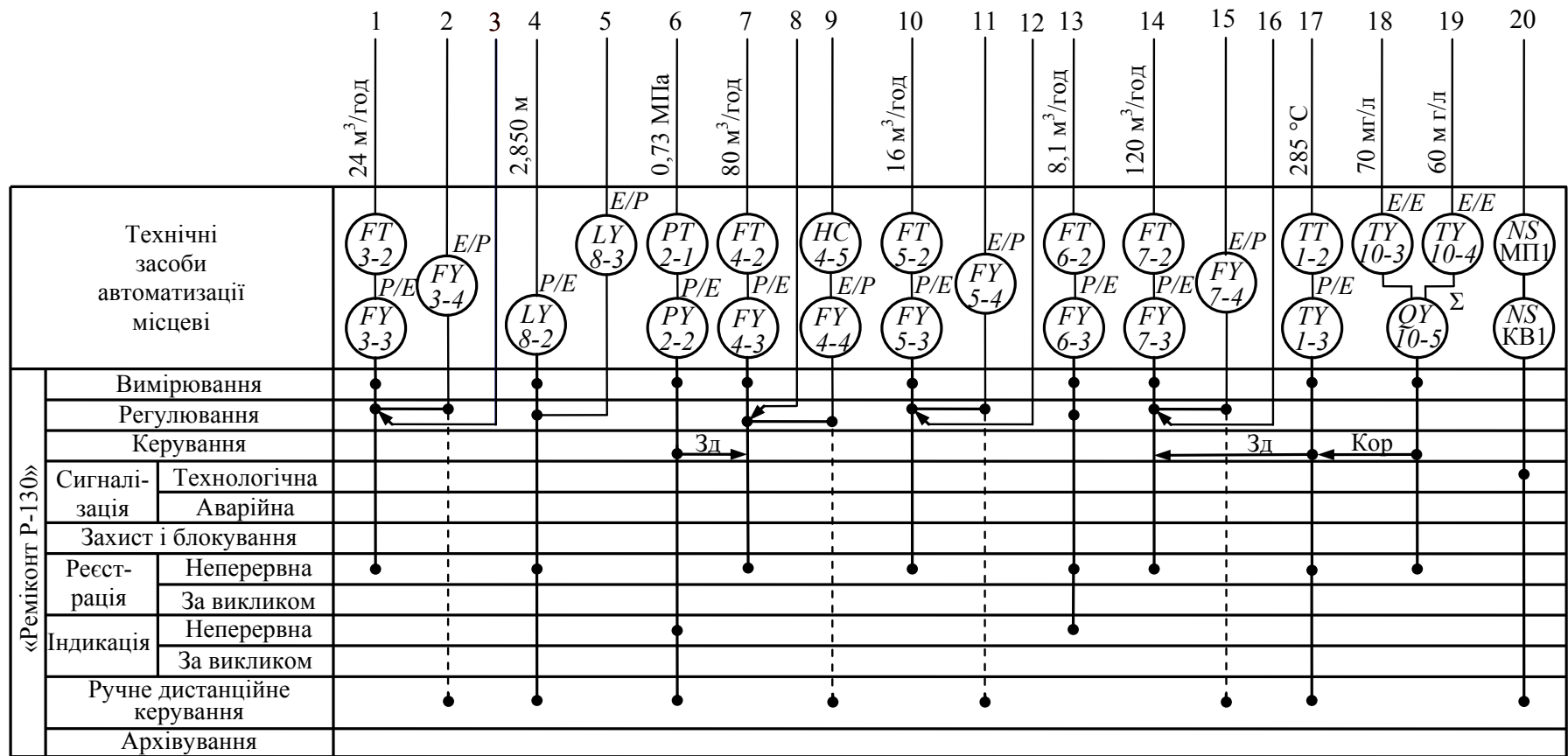


Рис. 5.3. Приклад виконання схеми автоматизації розгорнутим способом на базі мікроконтролера

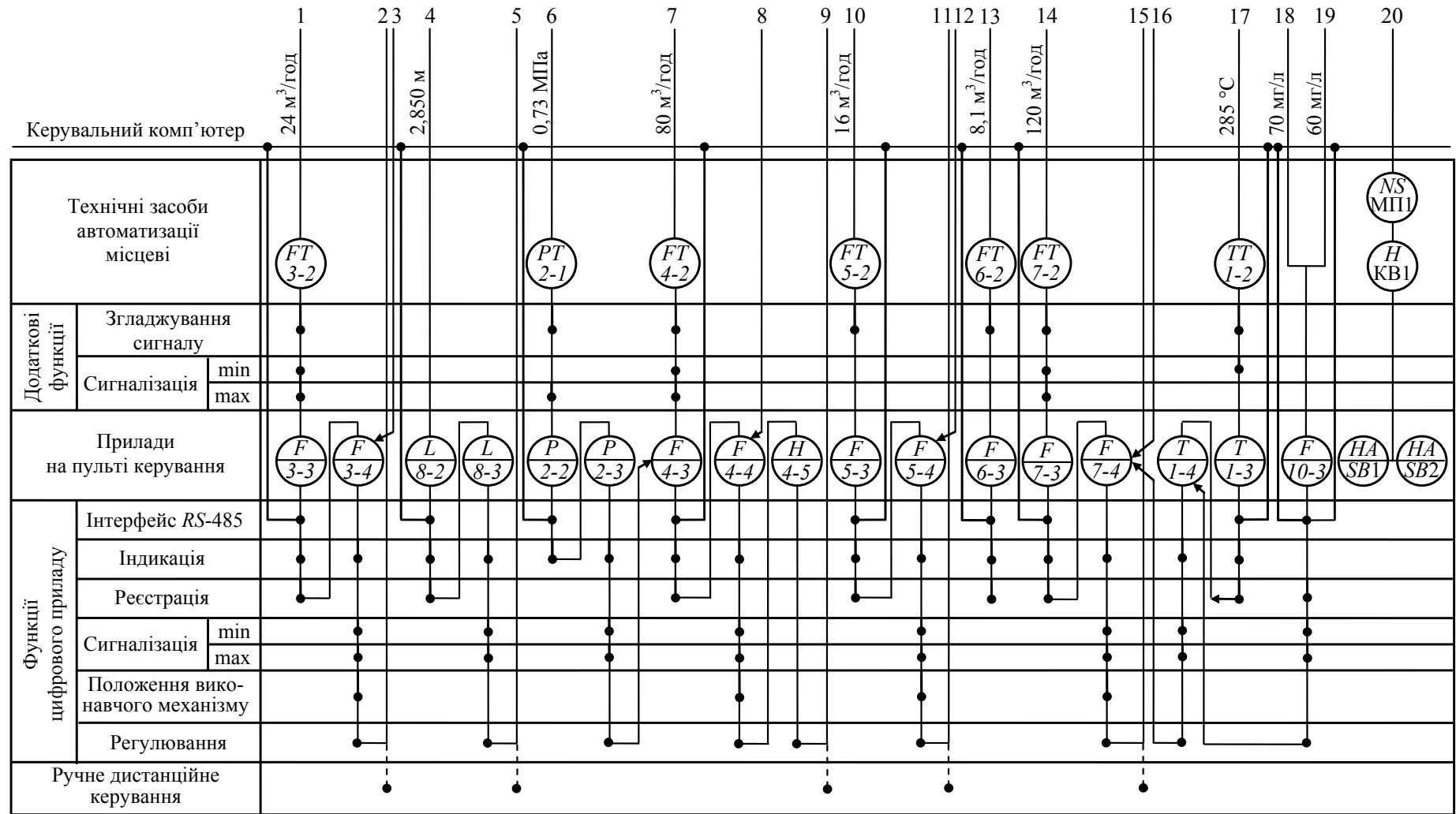


Рис. 5.4. Приклад виконання схеми автоматизації розгорнутим способом з використанням цифрових приладів

Для пристроїв, що показують положення вихідних органів виконавчих механізмів тощо (графічні умовні позначення наведено в табл. 5.6, п. п. 30, 31), потрібно показувати існуючий механічний зв'язок з вихідним органом виконавчого механізму. Такі пристрої можуть бути як окремого виготовлення, так і вбудованими, щодо яких графічні умовні позначення не застосовують (рис. 5.2, 3-5, 4-6, 7-5).

Спрощений спосіб побудови схем (рис. 5.5), хоч і дає лише загальне уявлення про прийняті рішення щодо автоматизації об'єкта, дозволяє суттєво скоротити обсяги проектної документації. Однак читання схем автоматизації, виконаних у такий спосіб, ускладнено тим, що вони не повно відображають організацію пунктів контролю і керування об'єктом, а складання специфікації на використані засоби автоматизації за такою схемою взагалі неможливе.

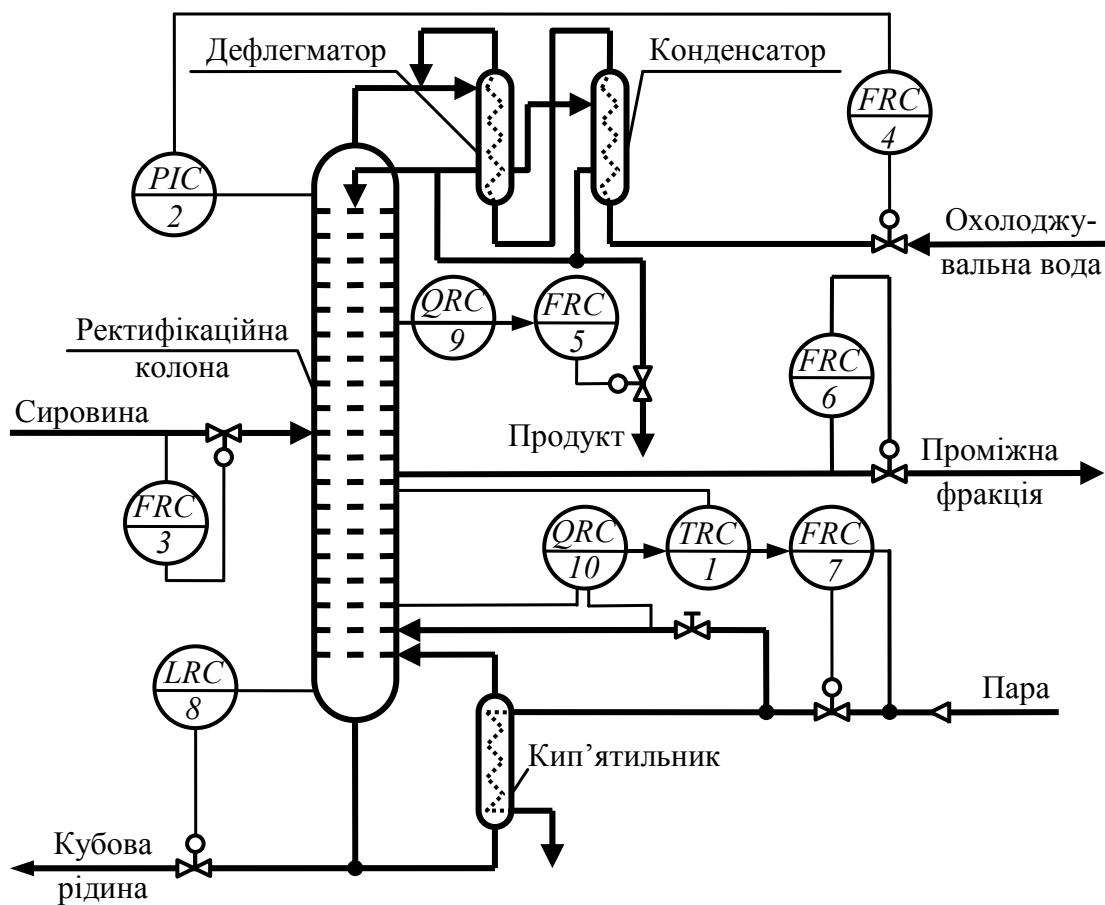


Рис. 5.5. Приклад виконання схеми автоматизації спрощеним способом

Регулювальні пристрої зображено на схемі технологічного процесу поблизу відбірних пристроїв та датчиків і позначено відповідними арабськими цифрами, проставленими в нижній частині кола, що зображує регулювальний пристрій. Виконавчі механізми та відбірні пристрої позиційних позначень не мають.

Іноді застосовують і комбінований метод зображення, який передбачає показ засобів автоматизації здебільшого розгорнено, однак деякі вузли зображаються спрощено.

Прилади та засоби автоматизації, вбудовані в технологічне обладнання та комунікації чи механічно пов'язані з ним, зображають на кресленні в безпосередній близькості від них (виконавчі механізми, регульовальні та запірні органи).

Для полегшення розуміння суті автоматизовуваного об'єкта, можливості вибору діапазонів вимірювання та шкал приладів, устáвок (завдань) регуляторів на схемах автоматизації вказують граничнодопустимі робочі (максимальні чи мінімальні) значення вимірюваних чи регульованих технологічних параметрів за сталих режимів роботи. Ці значення в одиницях вибраної шкали приладу або в міжнародній системі одиниць указують на лініях зв'язку, прилеглих до прямокутника «Прилади місцеві» (див. рис. 5.2–5.4). Для приладів, убудованих безпосередньо в технологічне обладнання чи трубопроводи (термометрів розширення, манометрів, витратомірів постійного перепаду тощо) та розміщених поза згаданими прямокутниками, граничнодопустимі значення параметрів вказують під позиційним позначенням приладів чи поблизу позначень.

Над рамкою з основним написом по її ширині (так зване *вільне поле* схеми) зверху вниз на першому аркуші креслення подають таблицю не передбачених стандартами умовних позначень, прийнятих в цій схемі автоматизації; там же розміщують експлікацію на технологічне устаткування (номер позиції, назву, кількість однотипних одиниць) і позначення (нумерацію) трубопроводів, не наведених у табл. 5.1 (починаючи з цифри 28). У разі потреби таблиці можна виконувати на окремих аркушах.

На кресленнях схем автоматизації мають бути наведені пояснення, на підставі яких документів їх розроблено. Допускається на вільному полі схеми подавати стисло технічну характеристику об'єкта, що автоматизується, пояснювальні таблиці, діаграми тощо. Пояснювальний текст можна розміщувати і в будь-якому іншому вільному місці схеми.

У разі виконання схем автоматизації обома способами відбірний пристрій для всіх постійно підключених технічних засобів автоматизації не має спеціального позначення, а являє собою тонку суцільну лінію, що з'єднує технологічний трубопровід чи апарат з первинним вимірювальним перетворювачем чи приладом. Якщо треба вказати точне місце розташування відбірного пристрою чи точки вимірювання (всередині контуру технологічного апарата), на кінці

тонкої суцільної лінії зображують коло діаметром 2 мм (див. первинний перетворювач 8-1 на рис. 5.2).

Допускається запірну та регулювальну арматуру (наприклад, засувки, заслінки, шибери, напрямні апарати тощо), яка бере участь у системах автоматизації і замовляється в технологічній частині проекту, зображати на схемах автоматизації відповідно до чинних у тій частині стандартів.

Виконуюючи креслення схеми автоматизації, слід уникати дублювання однакових її частин, які належать як до технологічного устаткування, так і до засобів автоматизації. Для однотипних об'єктів, які мають однакове оснащення і не пов'язані між собою, схему автоматизації виконують лише для одного об'єкта і додають, наприклад, пояснення: *«Схему складено для агрегату 1; для агрегатів 2–6 схеми аналогічні»*.

Схема автоматизації обов'язково доповнюється специфікацією на використанні в ній технічні засоби автоматизації. Специфікацію складають у вигляді таблиці (дод. 3) і подають у кінці пояснювальної записки до проекту. У специфікації наводять позиції технічних засобів згідно зі схемою автоматизації, вимірюваний параметр та його граничнодопустиме (номінальне, середнє) значення, місце відбору інформації, місце монтажу технічного засобу, його найменування та повну технічну характеристику, загальну кількість однотипних одиниць, завод-виробник тощо. Технічні засоби (первинні та проміжні перетворювачі, вторинні прилади, регулятори, виконавчі механізми, монтажні вироби, матеріали тощо) підбирають за допомогою каталогів і довідників на технічні засоби автоматизації, що серійно виробляються промисловістю, а також за рекламними та номенклатурними довідниками виробників і торговельних організацій.

6. АВТОМАТИЗАЦІЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

6.1. ЗАГАЛЬНІ ПІДХОДИ ДО ВИРОБЛЕННЯ СТРАТЕГІЇ КЕРУВАННЯ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИМИ ПРОЦЕСАМИ

Важливим етапом автоматизації технологічних процесів є розроблення стратегії керування об'єктом, яка серед іншого передбачає вибір параметрів контролю та керування, а також відповідних керувальних впливів. При цьому, використовуючи мінімально можливу кількість обраних параметрів, потрібно отримати найбільш повну інформацію про стан ТОК, яка забезпечить ефективне керування його роботою. Успішному досягненню мети керування сприяє також правильний вибір засобів автоматизації для реалізації розробленої стратегії керування.

Вибір регульованих величин і каналів уведення регульовальних впливів. На цьому етапі з багатьох параметрів, які характеризують керований процес, треба вибрати ті, котрі підлягають регулюванню (регульовані параметри), та ті, зміною яких доцільно вносити регульовальні впливи, для досягнення мети керування (регульовальні параметри). Справитися з поставленим завданням можна лише за результатами аналізу цільового призначення процесу і його взаємозв'язку з іншими процесами виробництва. Виходячи з результатів аналізу вибирають критерій керування, його задане значення і параметри, зміною яких найбільш доцільно на нього впливати. Це робиться на підставі статичних і динамічних характеристик процесу, що дають уявлення про взаємозалежність параметрів. Перші дозволяють оцінити ступінь впливу одних параметрів на інші, другі – уточнити правильність вибору.

Канал регулювання вибирають так, щоб регульовальний вплив (зміна витрати, температури, тиску) супроводжувався максимальною і швидкою зміною регульованої величини, тобто щоб коефіцієнт підсилення об'єкта у цьому каналі був максимальним.

Відзначимо, що через взаємозв'язок параметрів регульовальні впливи, спрямовані на регулювання одного параметра, впливають і на інші. Наприклад, зміна кількості пари, подаваної в кип'ятильник ректифікаційної колони, здійснюване регулятором температури, впливає не тільки на температуру в кубі, але й на рівень рідини у ньому.

Існують способи ослаблення внутрішніх зв'язків між окремими параметрами, зокрема це вибір як регульованих величин таких параметрів, які не зв'язані (чи слабо зв'язані) між собою; уведення в ланцюг регулювання компенсуювальних зовнішніх зв'язків між регуляторами тощо.

Вибір контрольованих величин. Контролю підлягають ті параметри, за значеннями яких здійснюється оперативне керування технологічним проце-

сом, а також його пуск і зупинення. До таких параметрів належать усі режимні та вихідні параметри, а також вхідні параметри, у разі зміни яких в об'єкт будуть надходити збурення. Обов'язковому контролю підлягають параметри, значення яких регламентуються технологічною картою.

Параметри, що характеризують стан вибухонебезпечних ТОК, потрібно не тільки контролювати, але і реєструвати, а сигнал на пристрої контролю має надходити від декількох чутливих елементів; наприклад, на ресивери зі зрідженими газами та легкозаймистими рідинами варто встановлювати три вимірювачі рівня.

Вибір сигналізованих величин. Параметри сигналізації вибирають після аналізу ТОК щодо його вибухо- та пожежонебезпеки, токсичності й агресивності перероблюваних речовин, можливих аварій і нещасних випадків.

Передаварійній (а в разі потреби – і попереджувальній) сигналізації підлягають параметри, граничні значення яких можуть призвести до таких наслідків: вибуху й пожежі (наприклад, концентрація вибухонебезпечних речовин у технологічних апаратах, виробничих приміщеннях, робочій зоні відкритих зовнішніх установок); нещасних випадків (наприклад, концентрація токсичних речовин у приміщенні); аварії (наприклад, крайні положення рухомих частин устаткування); виведення з ладу устаткування (наприклад, тиск в апаратах, температура в реакторах з каталізаторами); істотного порушення технологічного режиму (наприклад, витрата домішок, що ініціюють процес, рівень рідини в апараті); випуску некондиційної продукції та браку (наприклад, важливіші режимні параметри).

Сигналізації підлягає факт зміни кількісних і якісних характеристик цільових продуктів, а також не передбачене технологічним регламентом зупинення окремих агрегатів.

Вибір параметрів і способів захисту. Оперативний технологічний персонал у разі оповіщення його пристроями сигналізації про небажані події повинен ужити відповідних заходів щодо їх ліквідації. Якщо ці заходи виявляться неефективними і параметр, що характеризує стан ТОК, досягне аварійного значення, мають спрацювати системи протиаварійного захисту, які автоматично за заданою програмою перерозподіляють матеріальні та енергетичні потоки, вмикають і вимикають апарати об'єкта для запобігання вибуху, аварії, нещасного випадку, випуску великої кількості браку. При цьому ТОК має бути переведений у безпечний стан, аж до його зупинення. Повернення його в робочий стан здійснюється технологічним персоналом відповідно до регламенту виробництва.

У випадку відключення живлення система протиаварійного захисту повинна забезпечити переведення ТОК у безпечний стан.

Вибір засобів автоматизації. Автоматичні пристрої і засоби обчислювальної техніки, що реалізують функції керування, потрібно вибрати по можливості

в межах Державної системи приладів і засобів автоматизації з урахуванням складності об'єкта і його пожежо- та вибухонебезпеки, агресивності та токсичності навколишнього середовища, виду вимірюваного технологічного параметра та фізико-хімічних властивостей середовища, дальності передавання сигналів від датчиків і виконавчих пристроїв до пунктів керування, потрібної точності та швидкодії, допустимої похибки вимірювальних систем, місця встановлення пристрою, вимог правил монтажу електроустаткування. При цьому варто брати до уваги, що перевагу слід віддавати пристроям однотипним, централізованим і тим, які виробляються серійно. Це значно спростить постачання, а відтак і експлуатацію системи керування.

Дуже відповідальним є вибір засобів автоматизації для пожежо- та вибухонебезпечних ТОК. Зокрема, виробництва, у складі яких є блоки першої категорії вибухонебезпеки, потрібно оснащувати системами, що ґрунтуються на резервованих електронних засобах (включаючи ЕОМ і мікропроцесорну техніку) із самодіагностикою та світловою індикацією справного стану. Ці системи повинні працювати за спеціальними програмами, що задають послідовність і час виконання операцій вимкнення у разі аварійних викидів. Високий рівень техніки має забезпечувати максимальне зниження імовірності помилкових дій технологічного персоналу.

Системи протиаварійного захисту мають виключати можливість спрацювання їх за випадковими і короткочасними сигналами порушення нормального технологічного режиму, а також у разі переходу на резервне чи аварійне джерело живлення. У випадку вимкнення живлення система повинна забезпечити переведення ТОК у безпечний стан.

6.2. ВИРОБНИЦТВО АМІАЧНОЇ СЕЛІТРИ

Аміачна селітра – один з основних видів азотних добрив; містить не менше 34,2 % азоту. Як сировину для одержання гранульованої аміачної селітри використовують неконцентровану 58–60 %-ву азотну кислоту і газоподібний аміак, а як кондиціонувальну домішку – 92,5 %-ву сірчану кислоту, що нейтралізується аміаком разом з азотною кислотою до сульфату амонію. Для обприскування готових гранул застосовують поверхнево-активну речовину – 40%-й водний розчин диспергатора «НФ».

Основними стадіями виробництва аміачної селітри є: нейтралізація азотної кислоти газоподібним аміаком; одержання висококонцентрованого плаву аміачної селітри; гранулювання плаву; охолодження гранул аміачної селітри; оброблення гранул поверхнево-активною речовиною; очищення повітря і сокової пари перед викидом в атмосферу; пакування та зберігання готового продукту.

Нижче розглянуто автоматизацію першої стадії виробництва аміачної селітри – нейтралізації азотної кислоти аміаком, яка багато в чому є визначальною для наступних стадій.

Технологічна схема процесу. Азотна кислота підігрівається в теплообміннику 1 (рис. 6.1) до температури 70–80 °С соковою парою з нейтралізатора 2; газоподібний аміак підігрівається в теплообміннику 3 і далі надходить в апарат 2. Підігріта азотна кислота надходить у змішувач 4, куди подають також сірчану та фосфорну кислоти.

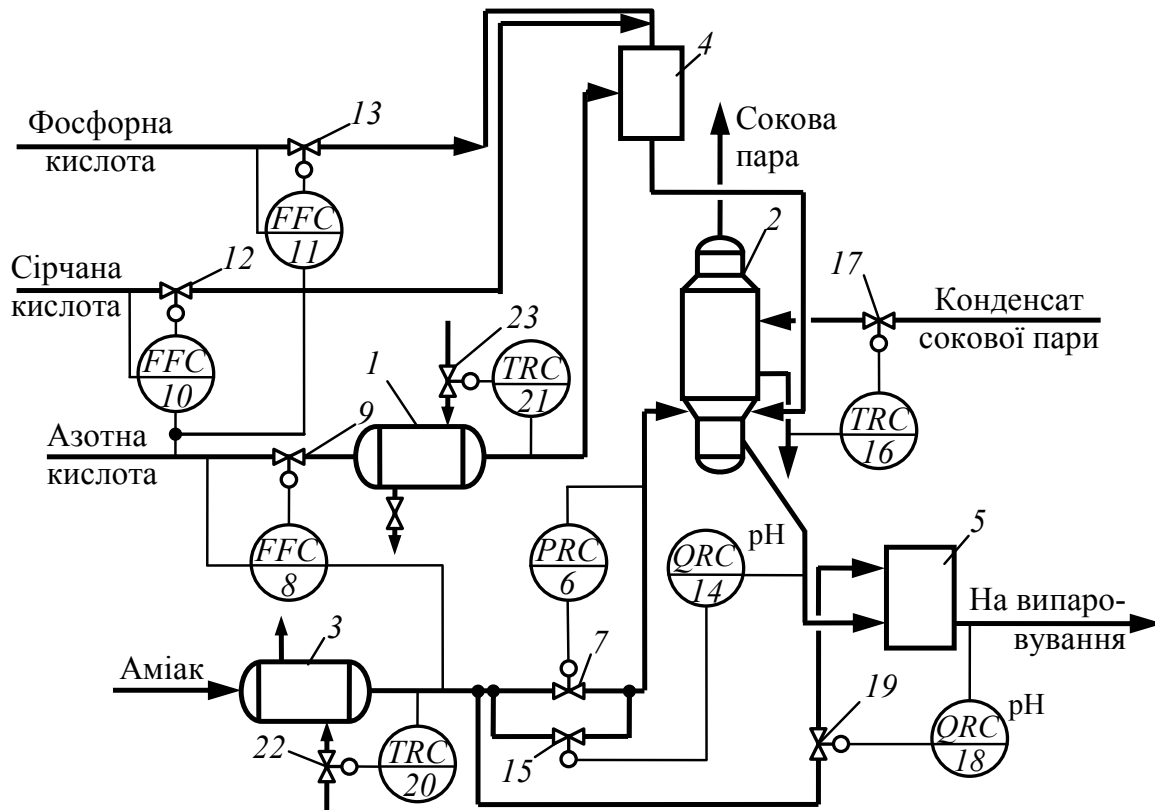
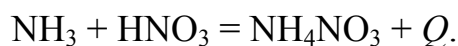


Рис. 6.1. Технологічна схема та схема автоматизації стадії нейтралізації азотної кислоти аміаком:

1, 3 – теплообмінники; 2 – нейтралізатор; 4 – змішувач; 5 – донейтралізатор; 6 – регулятор тиску; 7, 9, 12, 13, 15, 17, 19, 22, 23 – регульовальні клапани; 8, 10, 11 – регулятори співвідношення витрат; 14, 18 – регулятори рН; 16, 20, 21 – регулятор температури

Сірчана кислота дозується з таким розрахунком, щоб уміст сульфату амонію в готовому продукті був у межах 0,3–0,7 %. Суміш кислот надходить далі в нейтралізатор 2, де під тиском, близьким до атмосферного, і за температури 155–165 °С відбувається процес нейтралізації азотної кислоти аміаком:



Азотна кислота й аміак дозуються таким чином, щоб на виході з нейтралізатора 2 розчин мав певний надлишок азотної кислоти (2–5 г/л), необхідний для забезпечення повноти поглинання аміаку в реакційній зоні. У сепараційній зоні апарата 2 сокова пара відокремлюється від киплячого розчину і надходить для очищення в промивну зону апарата, що складається з чотирьох та-

рілок і бризкоуловлювача. На верхню тарілку подається конденсат сокової пари. На виході з нейтралізатора 2 сокова пара містить 2–5 г/л NH_4NO_3 та 1–2 г/л HNO_3 ; аміаку за правильного ведення процесу промивання в парах немає.

Утворений в нейтралізаторі 92–93%-й розчин аміачної селітри трохи розбавляється розчинами з промивної частини апарата і за концентрації 89–91% спрямовується в донейтралізатор 5, куди подається аміак для нейтралізації надлишку кислоти і створення лужного середовища розчину (надлишок аміаку має підтримуватися до 0,1 г/л вільного NH_3). Далі розчин аміачної селітри подається до відділення випаровування.

Автоматизація процесу. На стадії нейтралізації система автоматичного керування процесом має підтримувати співвідношення потоків аміаку й азотної кислоти в нейтралізаторі, задане значення рН розчину аміачної селітри в ньому, лужну реакцію розчину аміачної селітри після донейтралізації на вході у випарний апарат.

Для системи керування провідними є параметри газоподібного аміаку. Щоб уникнути впливу коливань тиску аміаку в зовнішній мережі на якість регулювання процесу нейтралізації, на вході в агрегат аміачної селітри (нейтралізатор 2) автоматично підтримується тиск газоподібного аміаку за допомогою регулятора 6 через вплив на регулювальний клапан 7, який змінює подавання аміаку в апарат.

Подавання азотної кислоти в нейтралізатор у заданому співвідношенні з витратою аміаку автоматично регулюється регулятором співвідношення витрат 8 зміною відкриття регулювального клапана 9 на лінії азотної кислоти. Подавання сірчаної та фосфорної кислот автоматично регулюється в заданому співвідношенні з витратою азотної кислоти за допомогою регуляторів співвідношення витрат 10 і 11 та регулювальних клапанів 12 і 13.

Співвідношенням витрат азотної кислоти й аміаку визначається деякий надлишок у продукті нейтралізації кислоти, для контролю і регулювання якого на виході нейтралізатора 2 постійно контролюється рН розчину аміачної селітри. Заданий надлишок азотної кислоти в розчині автоматично підтримується регулятором рН 14, що коригує подавання аміаку до нейтралізатора за допомогою регулювального клапана 15, встановленого на байпасній лінії подавання аміаку, якою проходить незначна кількість аміаку (кілька відсотків від загальної витрати). Така система забезпечує хорошу якість регулювання процесу нейтралізації.

Для забезпечення максимально можливого очищення сокової пари в промивній частині нейтралізатора 2 автоматично регулюється подавання конденсату сокової пари на верхню тарілку. Перевищення подавання конденсату небажане, оскільки може призвести до розведення розчинів селітри перед їх випарюванням, а недостатнє подавання конденсату оголить тарілки, позаяк сокова пара перегрі-

та. Подання конденсату сокової пари регулюють за допомогою регулятора температури 16 впливом на регулювальний клапан 17. Оскільки у випарний апарат для подальшого випаровування не можна подавати кислі розчини аміачної селітри, надлишкова кислотність нейтралізується аміаком у донейтралізаторі 5. Подання аміаку в нього регулюється за допомогою регулятора 18 рН розчину на виході донейтралізатора, який впливає на регулювальний клапан 19.

Системою автоматичного керування передбачено також регулювання підігріву аміаку й азотної кислоти регуляторами температури 20 і 21 через вплив на регулювальні клапани 22 і 23 теплоносія, що надходить у теплообмінники 1 і 3.

6.3. ВИРОБНИЦТВО ПОРТЛАНДЦЕМЕНТУ

Портландцемент займає перше місце серед усіх в'язких речовин за обсягами виробництва і споживання. Його одержують випалом до спікання (максимальна температура випалу 1400–1450 °С) точно дозованої суміші глини та карбонату кальцію з наступним тонким подрібнюванням отриманої спекеної маси (клінкеру).

Виробництво портландцементу складається з двох самостійних процесів: а) виробництва напівфабрикату-клінкеру, що включає підготовку сировинної суміші та її випал, і б) помелу клінкеру з домішками, складування й упакування портландцементу.

Схему виробництва портландцементу мокрим способом показано на рис. 6.2. Подріблений у дробарках 2 вапняк подається в трубні сировинні млини, де відбувається загальне (тонке) здрібнювання вапняку і глини, що подається у вигляді рідкої маси глини-бовтанки. Із млинів сировинний шлак подається в залізобетонні резервуари з мішалками або у шламбасейни 4 та 5 з пневматичним перемішуванням суміші. У шламових басейнах зберігається і коригується сировинна суміш, тобто змішуються шлами різного хімічного складу для отримання необхідного співвідношення компонентів. Сировинна суміш обпікається в барабанах обертових печах 6, які опалюються вугільним пилом, газоподібним паливом або мазутом, причому паливо спалюється всередині печі. Сировинний шлам, подаваний у піч з горизонтального шламбасейну 5, рухається протитечією до гарячих топкових газів. При цьому послідовно відбуваються процеси випаровування води, дегідратації мінералів, дисоціації вапняку та реакції між утворюваними оксидом CaO і складовими глиняного компонента SiO₂, Al₂O₃, Fe₂O₃. У зоні спікання за температури 1450 °С остаточно формується цементний клінкер. Одержаний клінкер охолоджується холодним повітрям у колосникових холодильниках до температури 50–60 °С. У цих холодильниках, розташованих під печами, зерна клінкеру рівномірним шаром розподіляються на колосникових ґратах, під які подається повітря, що далі спрямовується в піч для горіння палива.

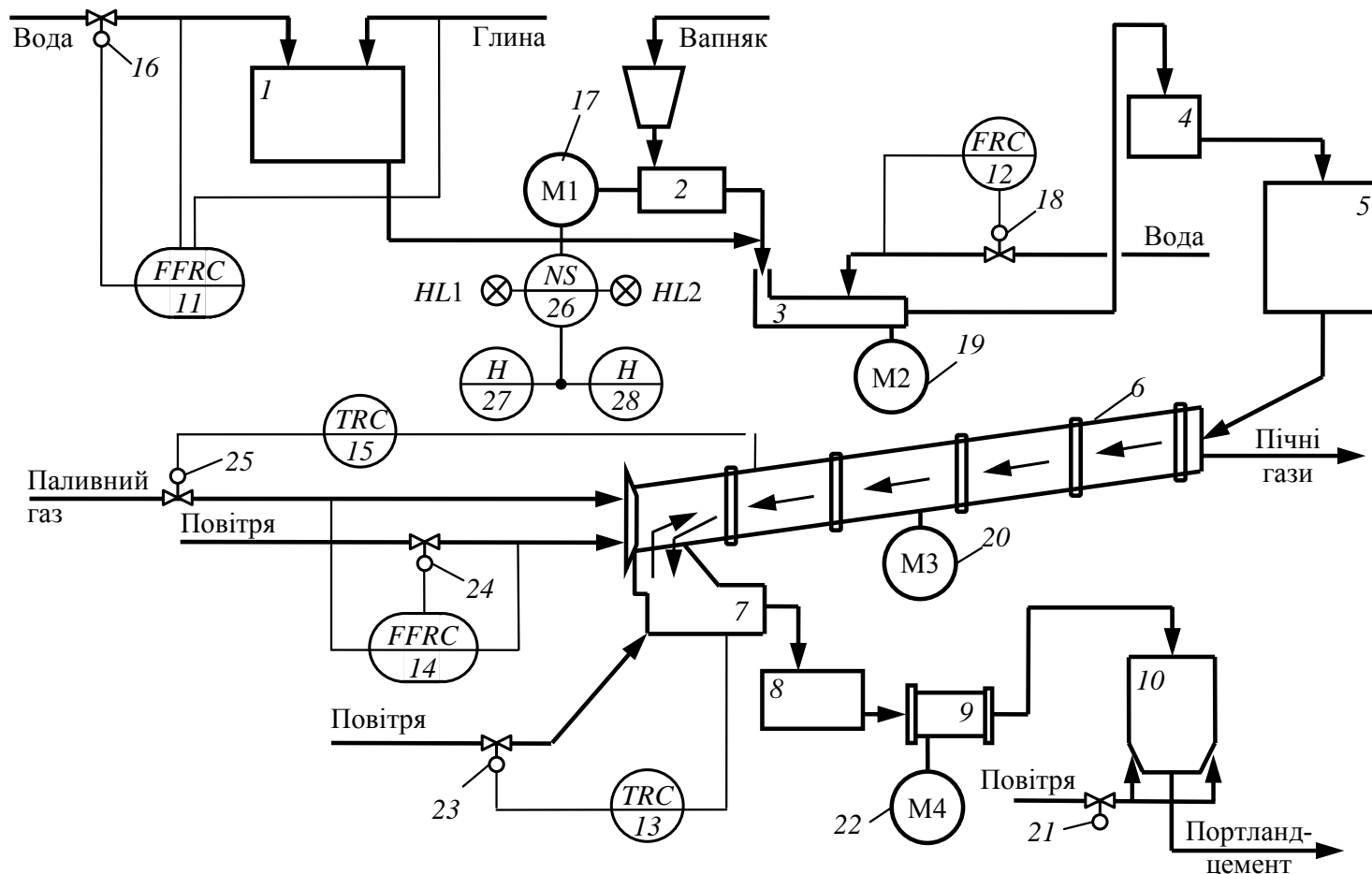


Рис. 6.2. Технологічна схема та схема автоматизації виробництва портландцементу мокрим способом:
 1 – глинобовтанка; 2 – молоткова дробарка; 3 – сировинний млин; 4 – коригувальні шлам-басейни;
 5 – горизонтальні шлам-басейни; 6 – барабанна обертова піч; 7 – колосниковий холодильник; 8 – склад;
 9 – кульовий цементний млин; 10 – цементні силоси; 11, 14 – регулятори співвідношення; 12 – регулятор витрати;
 13, 15 – регулятори температури; 16, 18, 21, 23, 24, 25 – регулювальні клапани; 17, 19, 20, 22 – електроприводи;
 26 – магнітний пускач; 27, 28 – кнопкові пости керування

Із холодильників клінкер подається на склад, де якийсь час вилежується для гашення (гідратації) вільного вапна і зв'язування її гідралічними домішками. Вилежаний клінкер разом з гідралічними або інертними домішками та домішкою гіпсу, що регулює терміни схоплювання, розмелюють у кульових цементних млинах 9. Цемент зберігається в залізобетонних силосах 10 з аерувальними днищами, через які під час розвантаження силосу нагнітається повітря, що розпушує цемент.

Цемент споживачеві постачають навалом в авто- чи залізничних цементовозах або у багатошарових паперових мішках.

Для надання цementsам певних властивостей, а також для їх здешевлення застосовують різні домішки до в'язучих речовин: гідралічні, що містять активний кремнезем, який підвищує водостійкість цементів і сприяє їх твердненню під водою; пластифікувальні поверхнево-активні речовини, що підвищують еластичність і зв'язність цементного тіста; інертні (пісок, вапняк, доломит), кислотостійкі (андезит, граніт), а також такі, що регулюють терміни схоплювання (гіпс).

Портландцемент виготовляють з порівняно доступної і дешевої сировини; вироби з нього мають високі механічну міцність і морозостійкість. Виробництво портландцементу мокрим способом є складним процесом і тому треба постійно контролювати та регулювати параметри технологічного процесу.

Автоматизація процесу виробництва портландцементу мокрим способом. Приготування водоглиняної суспензії заданої концентрації забезпечується регулятором співвідношення 11 (рис. 6.2) через зміну витрати води (відповідно до зміни подавання глини) за допомогою регулювального клапана 16. Витрата води у трубний сировинний млин 3, де відбувається спільне тонке розмелювання подрібненого вапняку та глини, регулюється за допомогою регулятора витрати 12 і регулювального клапана 18 на трубопроводі подавання води.

Температура в обертовій барабанній печі 6 регулюється через зміну подавання палива за допомогою регулятора 15 і регулювального клапана 25. Регулятор співвідношення 14 підтримує на заданому рівні співвідношення *паливо – повітря* через зміну подавання в піч повітря клапаном 24.

Стабілізація температури цементного клінкеру на виході колосникового холодильника 7 у межах 60–70 °С забезпечується регулятором 13 зміною ступеня відкриття регулювального клапана 23 на трубопроводі подавання охолоджувального повітря у холодильник.

Електродвигун М1, що приводить у дію молоткову дробарку 2, дистанційно керується за допомогою місцевого магнітного пускача 26 та кнопкових постів керування 27 (увімкнення двигуна) і 28 (вимкнення), розміщених на щиті (у разі потреби можна дублювати кнопковими постами керування місцевого розташування). Сигнальні лампочки HL1 і HL2 показують стан електродвигуна М1. Аналогічно здійснюється керування (на схемі не показано) робо-

тою електроприводів сировинного млина (електродвигуна М2), барабанної обертової печі (електродвигуна М3) та кульового цеметного млина (електродвигуна М4).

6.4. ПРОЦЕСИ КОНВЕРСІЇ МЕТАНУ У ВИРОБНИЦТВІ АМІАКУ

Сировиною для отримання продуктів азотної промисловості є атмосферне повітря та різноманітні види палива. Перший етап виробництва синтетичного аміаку – отримання синтез-газу конверсією природного газу. Синтез-газ являє собою суміш монооксиду вуглецю та водню.

На другому етапі відбувається конверсія монооксиду вуглецю та відокремлення сполук вуглецю, унаслідок чого одержують АВС, яка і є сировиною для безпосереднього синтезу аміаку.

Процес конверсії метану – двостадійний. Перша стадія – пароводяна конверсія метану у трубчастих печах з неповним перетворенням метану, друга – конверсія метану киснем повітря у шахтному реакторі. При цьому кисень повітря слугує окиснювачем метану, а азот входить до складу АВС.

Процеси конверсії метану водяною парою та киснем проходять з різними тепловими ефектами: реакції парової конверсії ендотермічні, а реакції кисневої конверсії екзотермічні. Зокрема, теплоти реакції окиснення метану киснем достатньо не лише для автотермічної власне кисневої конверсії, але й для покриття витрат тепла на ендотермічні реакції парової конверсії. Тому конверсію метану слід проводити сумішню окиснювачів.

Швидкість взаємодії метану з водяною парою без каталізатора надзвичайно мала. Найбільшу каталітичну активність у цьому процесі мають нікелеві каталізатори на глиноземі (носії). Нікелеві каталізатори виробляють у вигляді таблетованих або екструдованих кілець Рашига. Активність нікелевих каталізаторів знижується під впливом каталітичних отрут, особливо – під впливом сполук сірки. Тому природний газ перед конверсією має бути ретельно очищений від органічних сполук сірки та сірководню.

Розглянемо автоматизацію процесів конверсії метану.

6.4.1. Процес парової каталітичної конверсії метану в трубчастій печі

Технологічну схему та схему автоматизації процесу конверсії метану в трубчастій печі показано на рис. 6.3. Природний газ із заводського колектора під тиском 1,2 МПа змішується в співвідношенні 10 : 1 з АВС, яка надходить з відділення синтезу аміаку і спрямовується далі в трубчасту піч 1, де суміш газів підігрівається димовими газами до температури близько 400 °С. Потім її спрямовують у апарат 2 гідрування сіркоорганічних сполук до сірководню.

Далі природний газ, очищений від сірководню, змішують з водяною парою у співвідношенні 1 : 4. Отриману парогазову суміш подають у підігрівник, розміщений у конвективній частині трубчастої печі, де її температура підвищується до 500–550 °С за рахунок тепла димових газів.

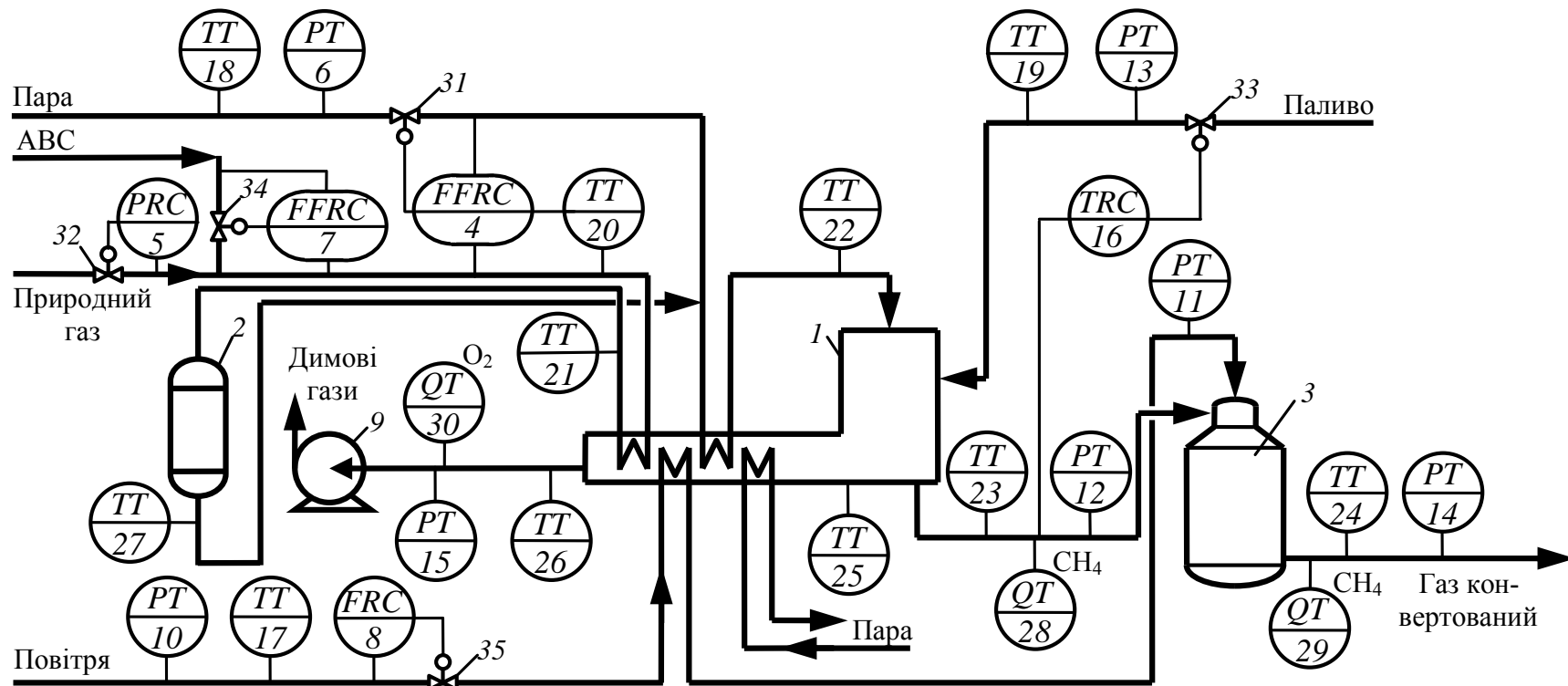
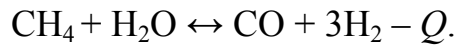


Рис. 6.3. Технологічна схема та схема автоматизації процесу конверсії метану у трубчастій печі:
 1 – трубчаста піч; 2 – апарат гідування; 3 – шахтний реактор; 4, 7 – регулятори співвідношення витрат;
 5 – регулятор тиску; 6, 10–15 – датчики тиску; 8 – регулятор витрати; 9 – димосос; 16 – регулятор температури;
 17–27 – датчики температури; 28–30 – датчики складу; 31–35 – регульовальні клапани

Нагріта парогазова суміш надходить далі в реакційні труби, установлені в радіаційній камері трубчастої печі, у яких на нікелевому катализаторі відбувається конверсія природного газу водяною парою. У процесі конверсії метан окиснюється в трубчастій печі водяною парою за такою основною реакцією:



Тепло, потрібне для реакції, одержують спалюванням природного газу в міжтрубному просторі печі. Димові гази, що утворюються в результаті згорання палива в трубчастій печі, викидаються в атмосферу димососом 9. З реакційних труб конвертований газ, що містить близько 10 % залишкового метану, за температури 800–830 °С надходить у змішувач шахтного реактора 3. Сюди ж під тиском 3 МПа подається технологічне повітря, нагріте до 500 °С у конвективній частині трубчастої печі.

У шахтному реакторі 3 відбувається майже повна конверсія метану, що залишився в газі після трубчастої печі, і введення до складу одержуваного технологічного газу азоту, потрібного для стадії синтезу аміаку. На виході шахтного реактора одержують конвертований газ за температури 980–1000 °С із залишковим умістом метану близько 0,5 %.

Автоматизація процесу конверсії метану в трубчастій печі. Реалізуючи послідовний двоступінчастий процес конверсії метану, у якому на першій стадії відбувається парова конверсія (у трубчастій печі), а на другій – пароповітряна (шахтна доконверсія), склад конвертованого газу на виході шахтного реактора визначається складом, тиском і температурою конвертованого газу на виході трубчастої печі. Зі збільшенням температури на виході трубчастої печі та співвідношення *пара : газ* на її вході залишковий вміст метану в газі після печі зменшується.

Задане співвідношення *пара : газ* підтримується регулятором співвідношення 4 шляхом зміни подавання пари за допомогою регулювального клапана 31. Тиск природного газу стабілізується регулятором 5, який впливає на регулювальний клапан 32 подавання природного газу. Температура на виході трубчастої печі підтримується регулятором 16 змінюванням подавання паливного газу в піч за допомогою регулювального клапана 33.

Передбачено також регулювання співвідношення витрат природного газу : АВС, які через піч 1 подаються в апарат 2, за допомогою регулятора співвідношення 7, що впливає на регулювальний клапан 34 подавання АВС.

Заданий режим у шахтному реакторі 3 підтримують змінюванням подавання в нього повітря за допомогою регулятора 8 і регулювального клапана 35.

Основні контрольовані параметри процесу конверсії метану:

– тиски пари (датчик 6), повітря (датчик 10), парогазової суміші на вході в трубчасту піч (датчик 11), конвертованого газу на виході з трубчастої печі (датчик 12), палива (датчик 13), конвертованого газу на виході шахтного реактора (датчик 14) і димових газів перед димососом (датчик 15) ;

– температури повітря на вході трубчастої печі (датчик 17), пари (датчик 18), палива (датчик 19), суміші природного газу і АВС на входах у трубчасту піч (датчик 20) і апарат 3 сіркоочищення (датчик 21), парогазової суміші на вході реакційних труб печі (датчик 22), конвертованого газу на виході печі (датчик 23) і шахтного реактора (датчик 24), димових газів на виході з радіаційної камери печі (датчик 25) і перед димососом (датчик 26), суміші газів на виході апарата 2 (датчик 27);

– склади конвертованого газу після трубчастої печі (датчик 28) і шахтного реактора (датчик 29) – уміст метану; димових газів на виході трубчастої печі (датчик 30) – уміст кисню.

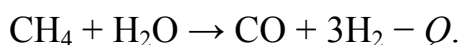
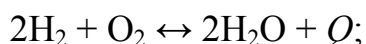
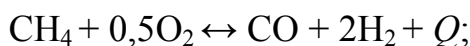
6.4.2. Процес пароповітряної каталітичної конверсії природного газу у шахтному реакторі

Технологічну схему пароповітряної каталітичної конверсії природного газу у шахтному реакторі показано на рис. 6.4. Гарячий газ після трубчастої печі змішується з водяною парою і спрямовується до шахтного реактора, у якому відбувається друга стадія конверсії. Після конверсії метану газ потрапляє на конверсію монооксиду вуглецю, промивається від діоксиду вуглецю розчином моноетаноламіну і спрямовується для синтезу аміаку.

Шахтний реактор призначено для проведення майже повної конверсії метану, що залишився у газі після трубчастої печі та введення до складу одержаного технологічного газу потрібної кількості атмосферного азоту. Апарат являє собою вертикально розташовану металеву обичайку 6, виготовлену з маловуглецевої котлової сталі. Верхня конусна частина апарата є основою привареного до нього корпусу змішувальної камери 4. Нижня частина обичайки завершується конічним днищем з двома боковими відводами конвертованого газу. Внутрішню поверхню реактора футеровано монолітним вогнетривким бетоном 3 завтовшки приблизно 300 мм. Опорне склепіння 10 та насадні тіла 9, що застосовуються в апараті, виготовлені з корунду високої чистоти. Шахтний реактор повністю охоплений водяною сорочкою 7.

Конвертований газ за температури 1080 – 1100 К потрапляє з трубчастої печі футерованим колектором у змішувальну камеру 4 шахтного реактора, туди ж компресором подається технологічне повітря (воно не повинно містити сполук сірки та хлору).

У шахтному реакторі перебігають такі основні реакції:



У вільному просторі верхньої частини шахтного реактора частина водню і метану, які містяться в конвертованому газі, що надходить із трубчастої печі, згоряє з киснем повітря; при цьому виділяється тепло, потрібне для ендотер-

мічної реакції метану, що залишився, з водяною парою на нікелевому каталізаторі 2 шахтного реактора.

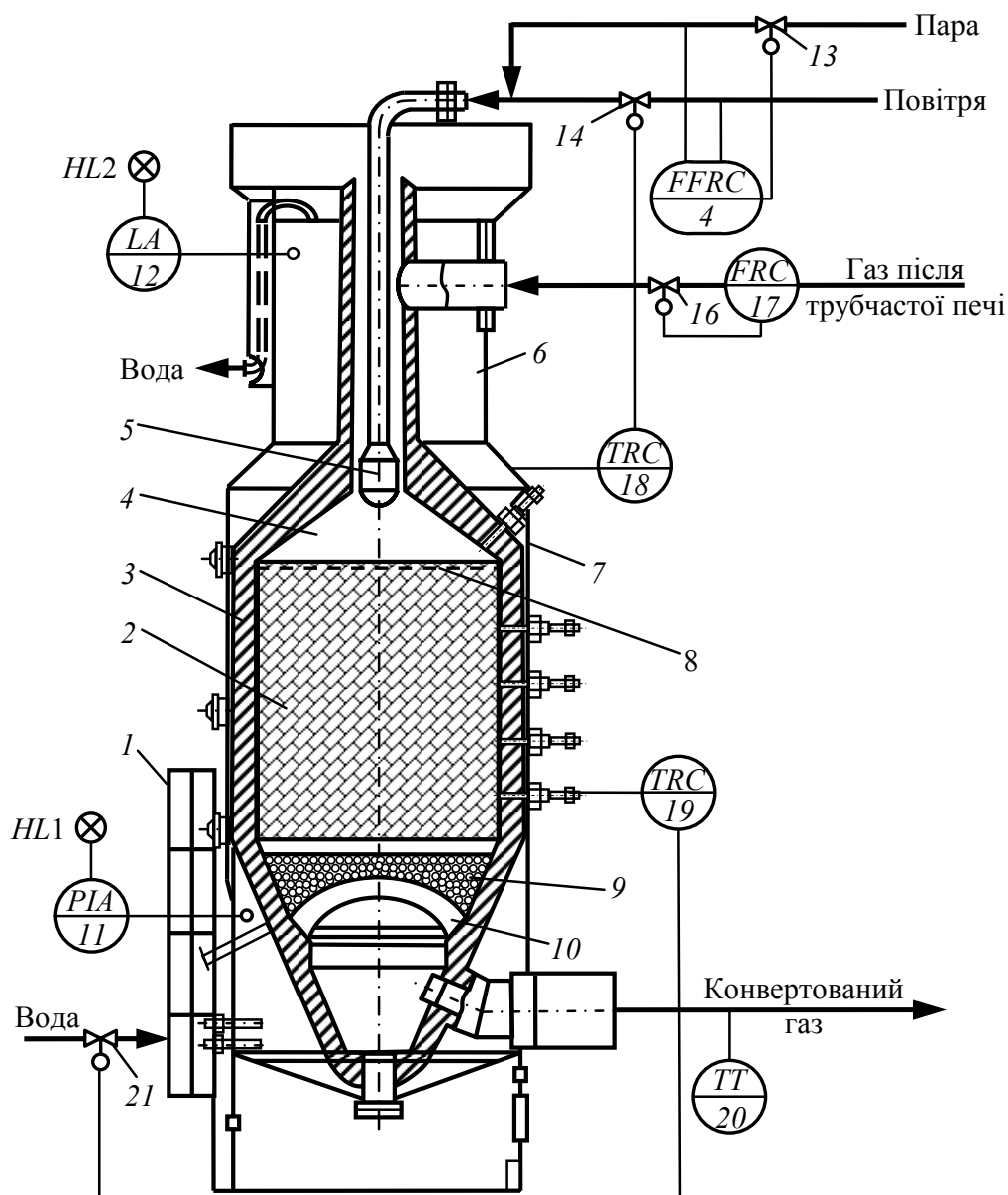


Рис. 6.4. Схема автоматизації процесу конверсії природного газу в шахтному реакторі:

1 – драбина; 2 – шар каталізатора; 3 – футерування; 4 – змішувальна камера; 5 – розподільний пристрій; 6 – корпус конвертора; 7 – водяна оболонка (сорочка); 8 – захисний прошарок; 9 – корундові кулі; 10 – склепіння; 11 – електроконтактний манометр; 12 – сигналізатор рівня; 13, 14, 16 – регулювальні клапани; 15 – регулятор співвідношення; 17 – регулятор витрати; 18, 19 – регулятори температури; 20 – датчик температури

Об'єм повітря для процесу у шахтному реакторі підбирають таким чином, щоб перед відділенням синтезу аміаку забезпечити співвідношення $N_2 : N_2 = 3 : 1$. Перед введенням у конвертор метану в повітря постійно дозується водяна пара

тиском 4,1 МПа і температурою 640 К. Співвідношення пара : повітря становить 0,1 : 1. Відповідно до витрати газу регулюється витрата пароповітряної суміші. Температура пароповітряної суміші на вході до реактора становить 755–773 К. Під час змішування потоків швидкість течії повітря із сопел розподільного пристрою досягає 60 м/с, а швидкість руху газу в циліндричній частині змішувача – 20 м/с.

Після змішувача парогазоповітряна суміш потрапляє на нікелевий каталізатор. Для запобігання перегріванню та забезпечення нормального режиму роботи каталізатора над ним у конверторі метану є вільний об'єм, де відбувається згоряння частини газу з киснем повітря. Теплове навантаження у вільному об'ємі шахтного реактора сягає понад $117 \cdot 10^6$ кДж/м³. Середня температура парогазової суміші над каталізатором після зв'язування кисню повітря горючими компонентами конвертованого газу, головним чином – воднем, становить 1573 К.

На опорне склепіння 10, виготовлене з фасонних корундових деталей, кладуть три шари корундових куль 9 діаметрами 70, 50 та 20 мм відповідно і розмішують нікелевий кільцеподібний або циліндричний каталізатор об'ємом 32 м³ і потім – 6 м³ алюмохромового каталізатора. На нього по периметру апарата кладуть кільцеву корундову цеглу і всю поверхню каталізатора закривають щільно укладеними шестигранними корундовими плитками, що мають по 12 отворів для проходження газу. Плитки, укладені у центрі, під розподільником повітря, отворів не мають. Така конструкція розподільної корундової решітки над шаром каталізатора забезпечує низькі температурні градієнти у поперечному перерізі шару каталізатора та рівномірне розподілення потоків газу шаром. Температура газу на виході з реактора не перевищує 1250 – 1300 К.

Окиснення метану киснем у шахтному реакторі – процес сильно екзотермічний, тому процес пароповітряної конверсії перебігає автотермічно. При цьому передбачено охолодження реакційної суміші та шару каталізатора за допомогою водяної сорочки. Крім того, у шарі каталізатора можуть виникати локальні перегріви, спричинені нерівномірністю потоків, ерозією матеріалу каталізатора тощо. Тому для запобігання вибуху реактора від теплового навантаження у разі перегрівання реакційної суміші витрата охолоджувальної води має бути збільшена. Об'ємна частка залишкового вмісту метану в сухому конвертованому газі складає 0,35 – 0,55 %.

Автоматизація конверсії природного газу у шахтному реакторі. Оскільки час контактування газової суміші з шаром каталізатора у шахтному реакторі є чітко визначеним, то об'ємна витрата конвертованого газу після трубчастої печі має перебувати у встановлених межах. Регулювання об'ємної витрати газу після трубчастої печі здійснюється регулятором 17 через зміну подавання конвертованого газу за допомогою регулювального клапана 16.

Підтримання потрібної температури у зоні над каталізатором забезпечується регулятором 18 зміною витрати пароповітряної суміші (відповідно до ви-

трати газу) за допомогою регулювального клапана 14. Задане співвідношення між витратами пари та повітря на вході в змішувальну камеру шахтного реактора забезпечується регулятором співвідношення 15 шляхом зміни подавання пари за допомогою регулювального клапана 13. Регулювання температури в шарі каталізатора здійснюється регулятором 19 через зміну подавання води у водяну оболонку (сорочку) шахтного реактора за допомогою регулювального клапана 21.

Частина охолоджувальної води в оболонці реактора перетворюється на пару, тому з водяної оболонки виходить пароводяна емульсія. Для запобігання розриву оболонки слід контролювати в ній тиск та рівень води. Датчик-реле рівня 12 забезпечує сигналізацію перевищення рівнем води в оболонці реактора граничнодопустимого значення, а електроконтактний манометр 11 – граничнодопустимого тиску.

Після шахтного реактора утворений синтез-газ охолоджується, тому необхідно вимірювати температуру на виході з шахтного реактора. Автоматичний контроль температури на виході з шахтного реактора здійснюють за допомогою датчика температури 20.

6.5. ПРОЦЕС ГІДРООЧИЩЕННЯ ДИЗЕЛЬНОГО ПАЛИВА

Процес гідроочищення дизельного палива призначено для видалення сірчистих сполук із прямогонного дизельного палива. Показником ефективності процесу є склад очищеного палива (гідрогенізату).

Схему автоматизації реакторного блока установки гідроочищення дизельного палива показано на рис. 6.5. Сировина (її витрата стабілізується за допомогою регулятора 1 і регулювального клапана 2) змішується з циркуляційним водневмісним газом, витрата якого контролюється за допомогою датчика 3. Газосировинна суміш, пройшовши через теплообмінник 4, нагрівається в печі 5 до температури реакції. Температуру продукту на виході печі стабілізують за допомогою регулятора 6 впливом на регулювальний клапан 7 подавання палива в піч.

Після трубчастої печі нагріта суміш проходить послідовно через реактори 8 і 9. У реакторах сірка, що міститься в дизельному паливі, сполучається з воднем циркуляційного газу. Під час роботи реакторів особливу увагу приділяють контролю теплового режиму, для чого в них встановлено багатозонні термоелектричні перетворювачі, підключені до багатоточкового автоматичного потенціометра 10 (автоматизація обох реакторів аналогічна, тому показано на прикладі одного).

Температуру зовнішніх стінок реакторів контролюють за допомогою розміщених у різних точках датчиків температури і багатоточкового автоматичного потенціометра 11. Стан каталізатора (ступінь його закоксованості) оцінюють опосередковано – за перепадом тисків на вході і виході реакторів, вимірюваним датчиком 12. Температуру продуктів реакції на виході реактора 8 контролюють датчиком 13. Перед поділом продуктів реакції їхнє тепло використовують для нагрівання газосировинної суміші в теплообміннику 4.

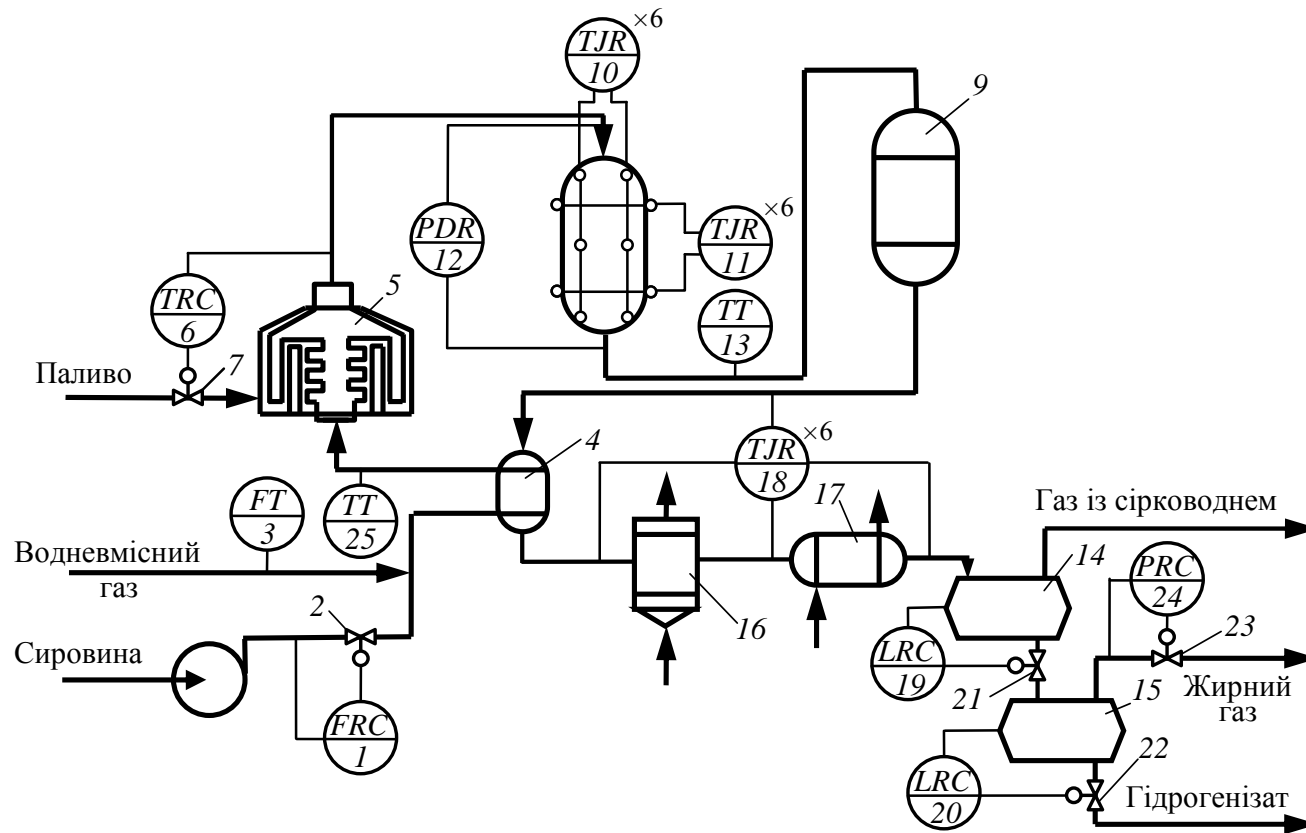


Рис. 6.5. Схема автоматизації реакторного блока установки гідроочищення дизельного палива:
 1 – регулятор витрати; 2, 7, 21, 23 – регульовальні клапани; 3 – датчик витрати; 4 – теплообмінник;
 5 – трубчаста піч; 6 – регулятор температури; 8, 9 – реактори; 10, 11, 18 – багатоточкові автоматичні
 потенціометри; 12 – датчик перепаду тисків; 13, 25 – датчики температури; 14, 15 – сепаратори;
 16, 17 – холодильники; 9, 20 – регулятори рівня; 24 – регулятор тиску

Перед поділом продуктів реакції в сепараторах 14 і 15 відповідно високого і низького тисків вони охолоджуються в повітряному та водяному холодильниках 16 і 17. Температури продуктів реакції на вході та виході теплообмінника 4, а також на виходах холодильників 16 і 17 контролюють за допомогою багатоточкового автоматичного потенціометра 18. Із верхньої частини сепаратора 14 відводиться насичений сірководнем циркуляційний газ, а з нижньої – гідрогеніза́т, який у сепараторі 15 частково звільняється від розчиненого в ньому так званого жирного газу, що містить ряд компонентів. Із сепаратора 15 гідроочищене дизельне паливо надходить на стабілізацію. Рівень у сепараторах регулюють дією регуляторів 19 і 20 на регулювальні клапани 21 і 22 відбору гідрогеніза́ту. Тиск у сепараторі 15 стабілізують регулятором 23, скидаючи газ регулювальним клапаном 24.

6.6. ЛАКОФАРБОВЕ ВИРОБНИЦТВО

6.6.1. Процес вироблення лакових смол

Лакофарбове покриття зазвичай являє собою полімерну плівку, що утворюється на захищеній поверхні. Для надання покриттю визначених декоративних і захисних властивостей до складу лакофарбового матеріалу, з якого надалі утворюється плівка, перед нанесенням на поверхню вводять частинки пігментів (барвників) і наповнювачів. Плівкоутворювальними для лакофарбових покриттів можуть служити лакові смоли різних типів, серед яких найпоширеніші алкідні. Їх одержують у результаті реакції поліконденсації під час взаємодії спирту і кислоти з утворенням складного ефіру та води. Як кислоти використовують здебільшого природні жирні кислоти, що містяться в рослинних оліях, а як спирти – гліцерин.

Процес вироблення лакових смол реалізується таким чином, щоб в основному апараті можна було синтезувати різні лакові смоли з урахуванням зміни характеристик сировини та кінцевих продуктів. Можливість перебудови режиму синтезу найкраще забезпечується за періодичного ведення процесів у вертикальному реакторі з механічними перемішувальними пристроями. У таких реакторах досягаються достатній ступінь гомогенізації реакційної суміші та заданий температурний режим.

Технологічний процес одержання алкідних смол має стадії нагрівання та охолодження. Дослідження перехідного процесу з регулюванням температури в реакторі на різних ділянках температурно-часової програми синтезу алкідної смоли показали, що пропорційно-інтегральний регулятор температури, здатний відповідним налагодженням забезпечити оптимальні показники перехідного процесу лише для однієї ділянки температурно-часової програми. Для підвищення якості регулювання температурного режиму в реакторі потрібно на різних ділянках температурно-часової програми змінювати параметри налагодження регулятора температури.

Принципову схему регулювання температурного режиму в реакторі через зміну температури теплоносія за постійної його витрати показано на рис. 6.6. Під час нагрівання вся кількість теплоносія, що проходить через оболонку (сорочку) 2 реактора 1, через клапани 3 і 4 повертається у циркуляційну лінію. Із досягненням визначеної, заздалегідь заданої температури продукту спрацьовує автоматичний регулятор температури 7, який діє на клапан 4, і теплоносій через цей клапан насосом 8 повертається в реактор. Якщо потрібно охолоджувати продукт, регулятор 7 впливає на клапани 3 та 4, і частина теплоносія спрямовується через холодильник 9. Кількість теплоносія, що проходить через холодильник, залежить від величини відхилення поточного значення температури в реакторі від її заданого значення.

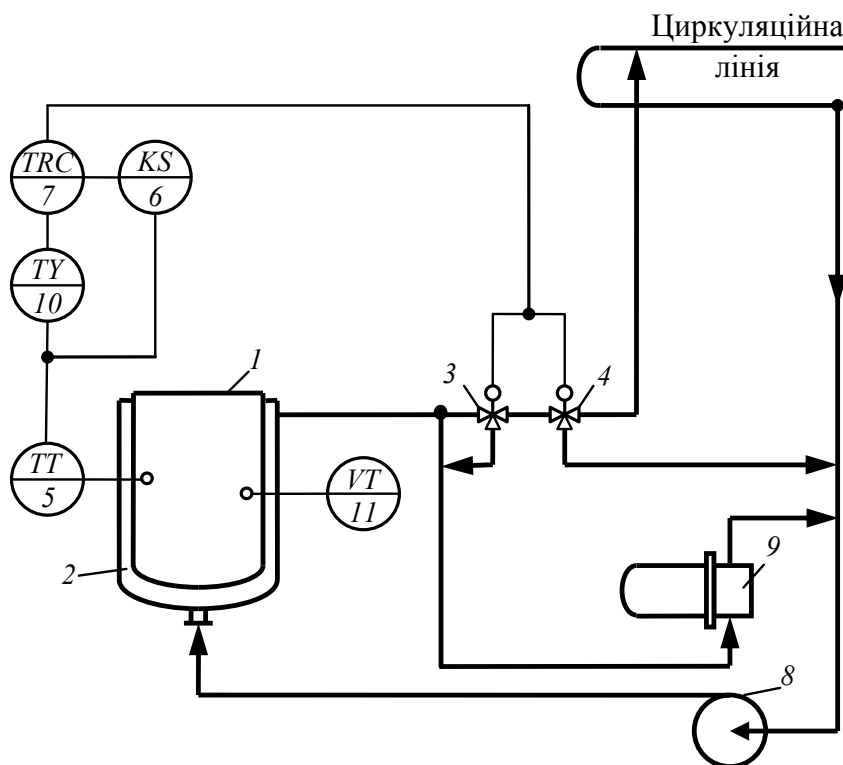


Рис. 6.6. Принципова схема регулювання температурного режиму в реакторі:
 1 – реактор; 2 – оболонка (сорочка) реактора; 3, 4 – триходові клапани; 5 – датчик температури; 6 – програмний задатчик температури; 7 – регулятор температури;
 8 – циркуляційний насос; 9 – холодильник; 10 – коригувальний пристрій;
 11 – датчик в'язкості

Коригувальний пристрій 10 за сигналом від датчика температури 5 видає на регулятор 7 сигнал, пропорційний заздалегідь розрахованим залежностям налагоджень регулятора від температури в реакторі. Отримуючи сигнал від програмного задатчика 6, регулятор 7 з урахуванням скоригованих налаштувань впливає на триходові клапани 3 та 4, змінюючи температуру теплоносія на вході в сорочку 2 реактора, щоб забезпечити потрібну температуру реакційної маси. Можливі й інші варіанти системи автоматичного регулювання

(САР) температурно-часовою програмою, наприклад каскадна схема, у якій до регулятора температури реакційної маси може бути додано регулятор температури теплоносія в сорочці реактора, який одержуватиме завдання від основного контура регулювання.

Процес поліконденсації під час синтезу алкідних смол контролюють за зміною в'язкості реакційної маси, вимірюваної датчиком *11*, оскільки на стадії поліконденсації доведення молекулярної маси смоли до заданої, визначається в'язкістю смоли на цій стадії.

6.6.2. Процес вироблення пігментованих лакофарбових емалей

Емалі являють собою дрібнодисперсні суспензії пігментів у плівкоутворювальному компоненті. Зазвичай неорганічні пігменти забезпечують захисні та декоративні властивості лакофарбового покриття, а органічні – колір. Основним технологічним процесом одержання емалей є диспергування пігментів у плівкоутворювальному компоненті. В існуючих технологічних схемах виробництва емалей використовують диспергувальне устаткування з вільнорухомими розмелювальними тілами, що приводяться в рух мішалками, розміщеними на вертикальній осі відповідного апарата. Найчастіше в технологічних процесах одержання емалей як диспергувальне устаткування використовують бісерні млини.

Дослідження процесу одержання емалей показали, що в'язкість суспензії залежить від об'ємної концентрації пігменту в системі, яка включає пігмент і лакову смолу (плівкоутворювальний компонент), тому в'язкість суспензії можна використовувати для контролю співвідношення пігменту і плівкоутворювального.

Пігментовані лакофарбові покриття повинні мати не тільки захисні, але й декоративні властивості. Тому колірні й оптичні характеристики є одними з головних параметрів контролю в процесі вироблення як однопігментних, так і багатопігментних емалей. На оптичні параметри пігментованих систем істотно впливають розміри пігментних частинок. Тому використовують непрямі методи контролю розмірів частинок у пігментованих лакофарбових системах, що ґрунтуються на взаємозв'язку між оптичними або колірними характеристиками пігментованої лакової системи і діаметром пігментних частинок.

Схему контролю та регулювання процесу диспергування пігментних суспензій для вироблення емалей показано на рис. 6.7. Рідка сировина (плівкоутворювальна) зі сховища *1* і пігмент з бункера *2* завантажуються дозаторами *3* та *4* у змішувачі-дисольвери *5*. Пігментна паста («заміс») після дисольверів *5* насосом *6* спрямовується для диспергування на два послідовно працюючі бісерні млини *7* і *8*. Виходячи з виявлених взаємозв'язків між дисперсністю частинок і фізико-хімічними та колірними характеристиками пігментних суспензій, за основні контрольовані параметри обрано в'язкість і коефіцієнти відбиття пігментних суспензій.

Робота системи автоматичного керування багато в чому визначається тим, чи виробляється відразу кольорова емаль (тобто, чи відбувається в дисольвері змішування всіх пігментів, що входять у цю кольорову емаль, з наступним диспергуванням багатопігментної суспензії в бісерних млинах), чи виробляється однопігментна емаль (тобто в дисольвер надходить один пігмент, а на бісерні млини – однопігментна суспензія).

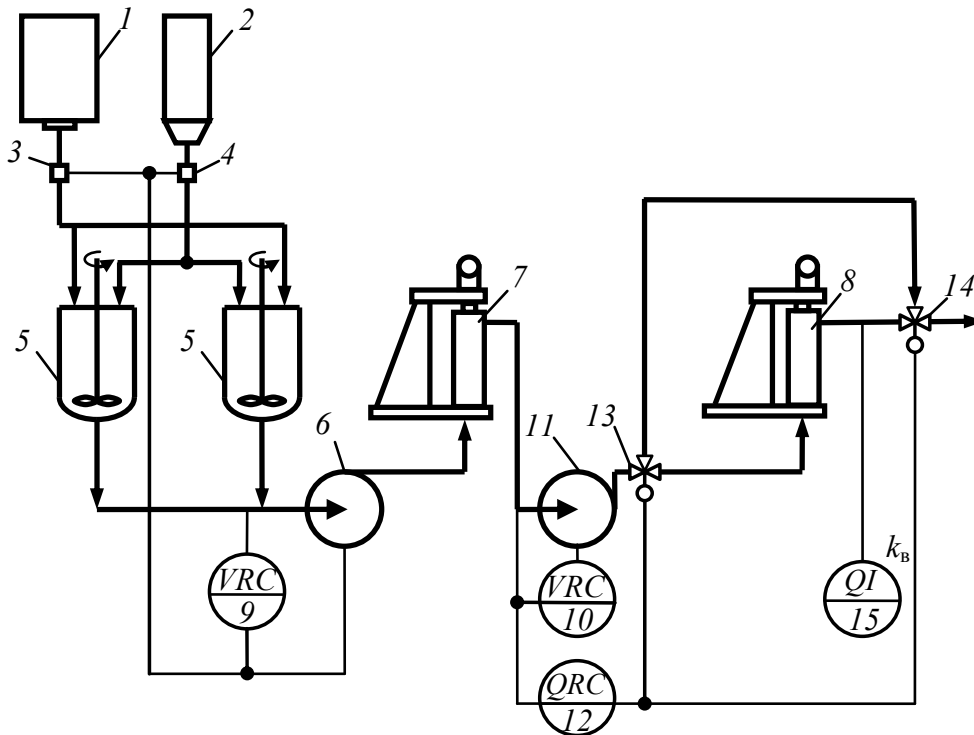


Рис. 6.7. Схема контролю і регулювання процесу диспергування пігментованих лакофарбових систем:

1 – сховище; 2 – бункер; 3, 4 – дозатори; 5 – змішувачі-дисольвери; 6, 11 – насоси;
7, 8 – бісерні млини; 9, 10 – регулятори в'язкості; 12 – регулятор коефіцієнта відбиття;
13, 14 – триходові клапани; 15 – датчик коефіцієнта відбиття

У першому випадку завантаженню пігментів у змішувач мають передувати розрахунок рецептури пігментної частини за допомогою ЕОМ і автоматичне керування дозаторами пігментів, що надходять у дисольвери. Плівкоутворювальне через відповідний дозатор подається відповідно до заданого значення об'ємної концентрації пігментів.

У процесі виробництва однопігментних емалей відповідно до обраної об'ємної концентрації пігментів визначається подання як плівкоутворювального, так і пігменту; при цьому відпадає потреба розраховувати рецептуру суміші. Обране співвідношення між пігментом і смолою підтримується залежно від значення в'язкості пігментної пасти після дисольвера 5. Відповідно до нього регулятор 9 змінює завдання дозаторам 3 і 4, а також формує випереджувальний імпульс на насос 6 для керування подаванням пігментної пасти в перший бісер-

ний млин 7, оскільки зміна об'ємної концентрації пігменту в пасті після дисольверів призведе до порушення фактичного співвідношення обсягів розмелювальних тіл і пігментних частинок у бісерному млині, а отже, до зміни розмірів пігментних частинок на виході млина.

Подання продукту з першого бісерного млина 7 у другий 8 змінюється за значенням в'язкості продукту на виході млина 7, залежно від якого регулятор 10 впливає на подачу насоса 11. Зміну розмірів частинок на виході млина 7 контролюють за коефіцієнтом відображення пігментної суспензії, регулювання якого виконує регулятор 12 за допомогою триходових клапанів 13 і 14, які визначають напрямок пігментної суспензії: на фільтрування і фасування або на другий бісерний млин 8.

Включення до технологічної схеми другого бісерного млина зумовлено потребою в усуненні виникнення на виході першого млина істотних відхилень розмірів пігментних частинок від заданих. При цьому триходові клапани 13 і 14 забезпечують надходження пігментної суспензії на повторне диспергування в другому млині з додатковим контролем коефіцієнта відбиття пігментованої системи за допомогою датчика 15.

6.7. СИСТЕМИ ОЧИЩЕННЯ СТИЧНИХ ВОД

Склад і концентрація забруднень стічних вод більшості виробничих об'єктів хімічних галузей промисловості не дозволяють скидати їх у водойми без попереднього оброблення. До основних методів очищення стічних вод належать: механічні (проціджування, відстоювання, фільтрування); хімічні чи реагентні (нейтралізація кислот і лугів, виділення металів, хімічне окиснення органічних речовин, знезаражування, коагуляція тонкодисперсних суспензій за рахунок додавання реагентів); фізико-хімічні (іонний обмін, електрохімічне окиснення та відновлення, екстракція, термічне оброблення спалюванням); біохімічні (біохімічне окиснення органічних речовин, анаеробне зброджування).

Кожний з цих методів окремо чи у визначеній сукупності застосовують для очищення стічних вод усіх хімічних виробництв. Наприклад, очищення загального стоку підприємств штучного волокна виконують за схемою: змішування всіх стоків, нейтралізація їх, відстоювання, підлужування та біохімічне очищення. Реагентне оброблення та біохімічне очищення є неодмінними й основними способами очищення стічних вод, що скидаються підприємствами основної, азотної та нафтохімічної галузей промисловості, виробництвами синтетичного каучуку, пластичних мас і т. ін.

Нижче розглянуто способи автоматизації хімічного, фізико-хімічного та біохімічного методів очищення стічних вод.

6.7.1. Хімічне очищення стічних вод

На станціях хімічного очищення переважного поширення набуло оброблення стічних вод різними реагентами. Реагентне очищення виробничих стічних вод найчастіше застосовують для коагуляції колоїдних і завислих речовин, нейтралізації кислот і лугів, звільнення від іонів важких металів, знешкодження отруйних речовин (наприклад, ціанідів, хрому). Ці методи застосовують і для руйнування органічних і поверхнево-активних речовин. Незважаючи на таку різноманітність завдань, установки для реагентного очищення стічних вод більш-менш однотипні за складом споруд і видами устаткування (негато з них в інженерній практиці відомі під назвою станцій нейтралізації, хоча функції їх набагато ширші).

Схему системи контролю та керування очищенням стічних вод, що скидаються заводом штучного волокна, показано на рис. 6.8.

Технологічна схема процесу. Технологією оброблення кислих і лужних стоків передбачається їх взаємна нейтралізація, реагентне оброблення з наступним відстоюванням суспензії та віддуванням газів, фільтрування, завершальна нейтралізація фільтрату, ущільнення осаду та його механічне зневоднення.

Кислі та лужні стоки подають на очищення роздільно в резервуари 1 і 2, у яких відбувається певне вирівнювання складу стоків. У змішувачі 3 здійснюється взаємна нейтралізація кислих і лужних стоків і віддування основної маси сірководню та сірководню. Потім стоки надходять у змішувач 4, де піддаються обробленню вапняним молоком. На виході зі змішувача необхідно підтримувати постійне значення $pH = 9-10$. При цьому розчинений у воді сульфат цинку переходить у малорозчинний гідроксид цинку. Утворений осад випадає у відстійнику 5. Далі освітлена вода додатково очищується в освітлювачі 6.

Оскільки очищена вода має підвищену лужність, то перед скиданням у каналізацію її підкислюють. Для цього її подають у закритий напірний йоржевий змішувач 7, на вхід якого подають розчин сірчаної кислоти. На виході зі змішувача 7 значення pH має підтримуватися рівним 7.

Нейтралізовані стоки після змішувача 7 скидаються в каналізацію. Осад з відстійника 5 з вологістю 98 % ущільнюється в декантаторі 8 і після зниження вологості до 96 % подається для механічного зневоднення в барабанний вакуум-фільтр 9. Вода з вакуум-фільтра 9, перетікаючи через ресивер 10, надходить у резервуар 11 і надалі використовується для промивання контактних просвітлювачів.

Автоматизація процесу. Рівень стічних вод у резервуарах 1 і 2 контролюється датчиками рівня 19 і 20, у декантаторі 8 – датчиком 21, а в резервуарі 11 – датчиком 22 (датчики 19–22 забезпечують також сигналізацію граничнодопустимих значень рівнів).

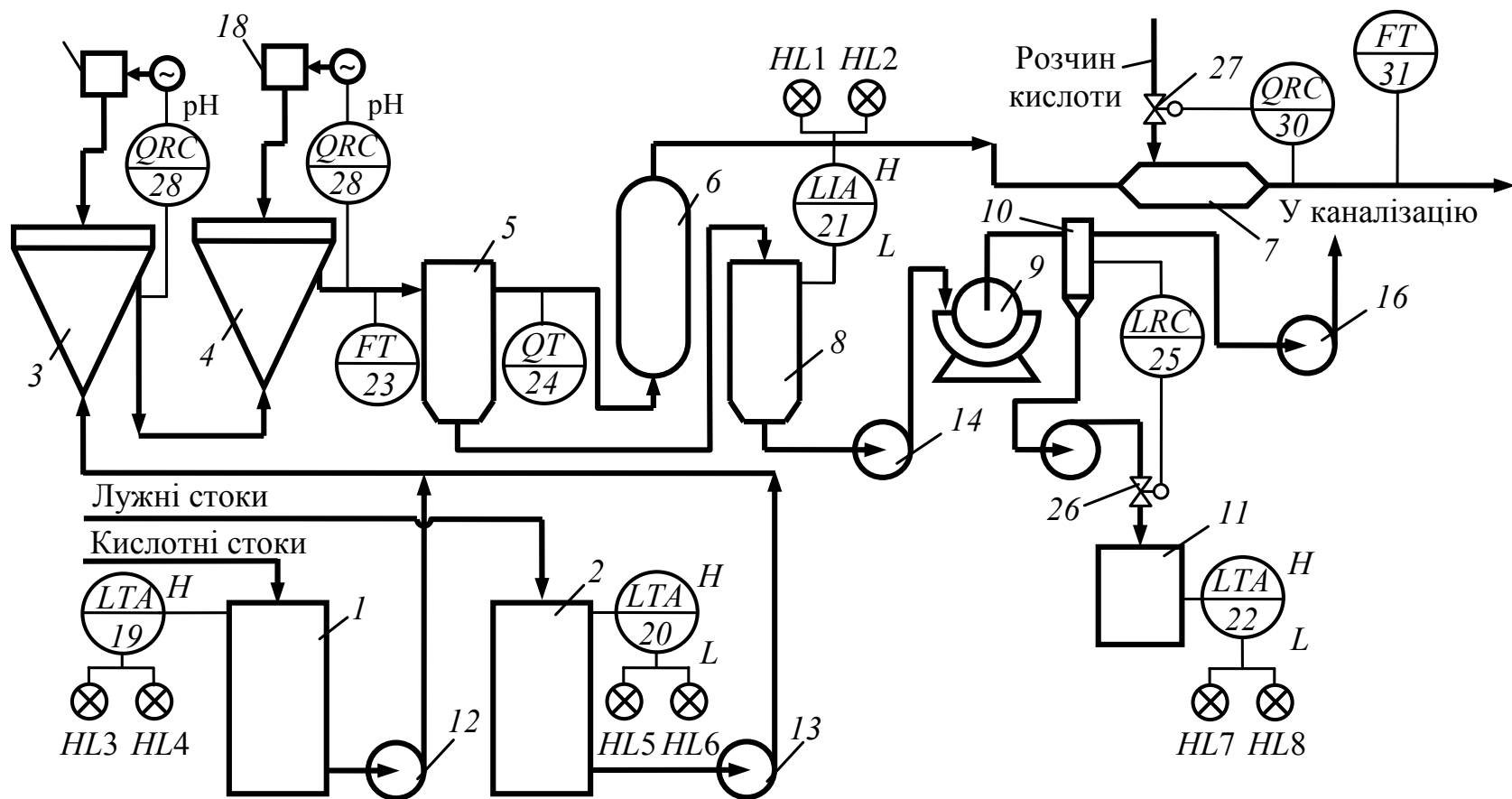


Рис. 6.8. Принципова схема контролю та регулювання комплексу очищення стічних вод:
 1, 2 – резервуари; 3, 4 – змішувачі; 5 – відстійник; 6 – освітлювач; 7 – йоржовий змішувач; 8 – декантатор; 9 – вакуум-фільтр;
 10 – ресивер; 11 – резервуар; 12–16 – насоси; 17, 18 – дозатори; 19–22 – датчики рівня; 23, 31 – датчики витрати;
 24 – датчик каламутності; 25 – регулятор рівня; 26, 27 – регулювальні клапани; 28–30 – регулятори рН

Витрата оброблюваних стоків на вході у відстійник 5 контролюється датчиком 23, а витрата стоків, які скидаються в каналізацію, – датчиком 31. Робота відстійника контролюється за допомогою датчика каламутності 24. Рівень рідини в ресивері 10 регулюється регулятором 25, який керує клапаном 26 на трубопроводі подання декантату. Автоматичне регулювання величини рН у змішувачах 3 і 4 виконують регулятори 28 і 29, які впливають на приводи дозаторів 17 і 18, що забезпечують дозування вапняного молока в змішувачі 3 та 4. Подання кислоти в йоржовий змішувач 7 регулюється за допомогою регулятора рН 30 і регулювального клапана 27.

6.7.2. Термічне оброблення стічних вод

Очищення промислових стоків, що містять органічні та мінеральні речовини широкого складу й високої концентрації (до яких належать, наприклад, стоки виробництва капролактаму), із застосуванням механічних, біохімічних, хімічних та інших методів або не дає позитивного ефекту, або недоцільне з економічного погляду. Одним з перспективних методів знешкодження таких промислових стоків є термічний (вогневий), а найбільш ефективні й універсальні установки для вогневого знешкодження промислових стоків – апарати вихрового типу, зокрема циклонні реактори.

Процес термічного знешкодження перебігає у вертикальній циклонній камері, призначеній для повного згоряння органічних відходів, нейтралізації $\text{SO}_2 + \text{SO}_3$ та HCl в об'ємі камери й уловлювання розплаву мінеральних солей, що виводяться через льотку. Камеру обладнано тангенціальними вводами паливно-повітряної суміші та гарячого вторинного повітря і трьома ярусами механічних форсунок для розпилювання стоків. Охолодження камери водяне, зона горіння природного газу футерована вогнетривкою цеглою.

Паливно-повітряна суміш і вторинне повітря з високою швидкістю (30–100 м/с) вводяться в циклонну камеру й утворюють у ній інтенсивну вихрову систему. Зону горіння органічних домішок стоків розміщено в нижній частині камери. Завдяки розпилюванню кислих і лужних стоків у високотемпературній зоні (до 1700 °С) забезпечується інтенсивний перебіг процесів випаровування вологи, реакцій термічного розкладання органічних домішок і окиснення горючих складових, реакцій сполучення лугів і кислот з утворенням мінеральних солей та перегонном деяких солей. Температура відхідних димових газів становить 800 °С.

Якість знешкодження стоків визначається кількістю токсичних газових викидів в атмосферу (зокрема, концентрацією оксиду вуглецю в димових газах) і енергетичними витратами. Регулювання процесу знешкодження значно ускладнюється безупинно змінюваним складом стоків, які подаються в ци-

клон, а також тим, що на знешкодження надходять одночасно три різні за складом потоки: кубові залишки (оливи), лужні та кислі стоки. Визначення складу сумарного стоку й окремих його складових пов'язано з відбираннями проб і тривалим лабораторним аналізом. Тому ефективність процесу термічного знешкодження стоків багато в чому визначається якістю системи автоматичного керування процесом, яка дозволяє в умовах неповної інформації про процес із достатньою точністю ним керувати.

Структурну схему системи автоматичного керування термічним знешкодженням промислових стоків показано на рис. 6.9. Відхідні гази, спричинені спалюванням палива і термічним знешкодженням стічних вод у циклоні 1, переміщуються через нагромаджувач 2 і в хвостовій частині відбираються газовідбірним пристроєм, з якого надходять у хроматографічний газоаналізатор 3 для аналізу на вміст у них водню й оксиду вуглецю.

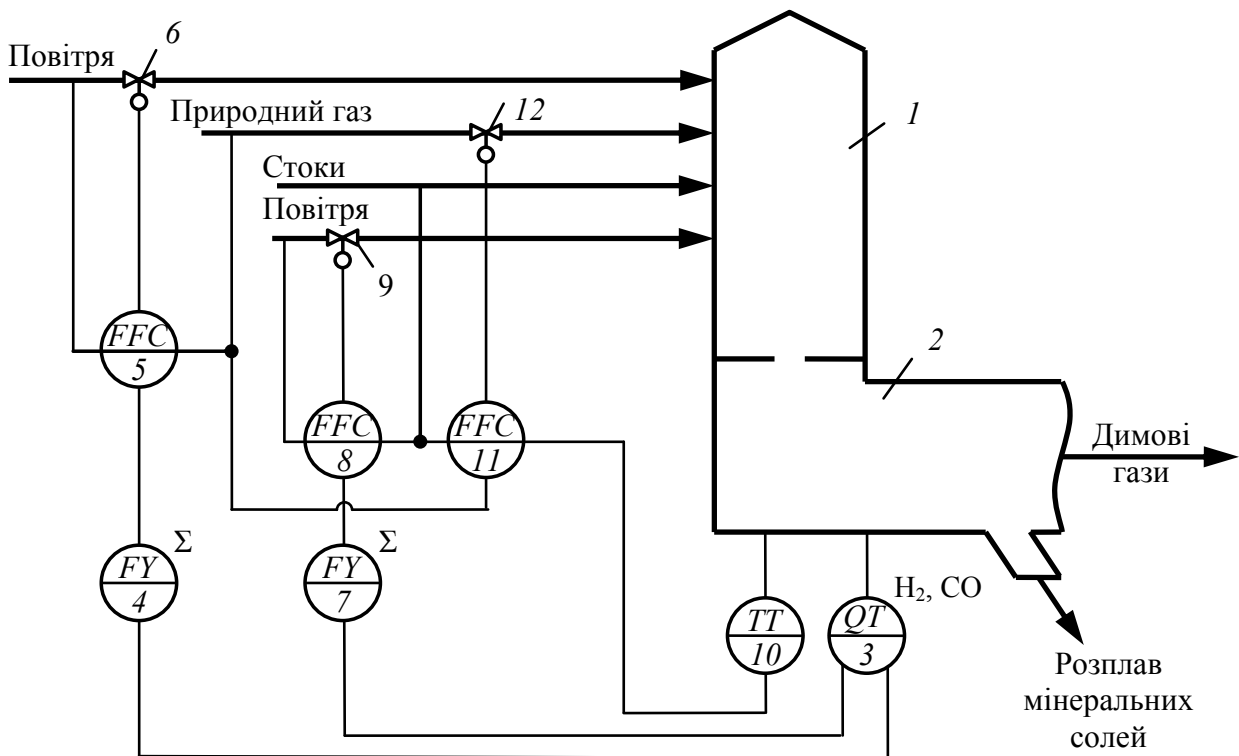


Рис. 6.9. Структурна схема системи автоматичного керування процесом термічного знешкодження промислових стоків:

- 1 – циклон; 2 – нагромаджувач; 3 – хроматографічний газоаналізатор; 4, 7 – суматори; 5, 8, 11 – регулятори співвідношення витрат; 6, 9, 12 – регульовальні клапани; 10 – датчик температури

Сигнал, пропорційний концентрації водню, надходить у суматор 4, у якому формується сигнал різниці між поточним і заданим значеннями концентрації водню, а відтак – на вхід регулятора співвідношення витрат *паливо* : *повітря* 5.

Вихідний сигнал регулятора 5 подається на регулювальний клапан 6 подавання первинного повітря в циклон 1.

Сигнал, пропорційний концентрації оксиду вуглецю, надходить з газоаналізатора 3 у суматор 7, на виході якого формується сигнал різниці між поточним і заданим значеннями концентрації оксиду вуглецю. Цей сигнал подається на вхід регулятора співвідношення витрат *стічні води : вторинне повітря* 8, який керує витратою вторинного повітря за допомогою регулювального клапана 9.

Температура димових газів у нагромаджувачі 2 вимірюється датчиком температури 10, вихідний сигнал якого надходить на регулятор співвідношення витрат *стічні води : паливо* 11, який впливає на регулювальний клапан 12 подавання палива в циклон 1.

Сигнал датчика температури 10 подається на регулятор співвідношення витрат 11 для забезпечення надійної роботи циклонного реактора в умовах змінного складу стічних вод для обмеження (зниження) температури нижче від критичної, за якої реакції окиснювання складових стічних вод значно сповільнюються.

6.7.3. Біохімічне очищення стічних вод

Пристрої біохімічного очищення стічних вод є кінцевою ланкою очисного комплексу. Очищення провадять в апаратах (аеротенках) чи у водоймах (ставках, каналах) окисненням органічних речовин, які містяться в стоках. Стічні води після аеротенка спрямовують у відстійники, звідки очищені стоки стікають у каналізацію, а частина мулу, що містить бактерії, рециркулює в аеротенк. Для доброго перемішування та насичення отриманої мулової суміші киснем у нижню частину аеротенка подається повітря. Головне завдання автоматизації біохімічного очищення полягає в підтриманні на оптимальному рівні ряду факторів, які забезпечують життєдіяльність мікроорганізмів (окиснювачів) в умовах, коли вміст органічних речовин і розчиненого кисню в стічній воді й активному мулі, концентрація активного мулу та інші параметри піддаються коливанням.

Систему автоматичного регулювання блока «аеротенк – відстійник», що складається з трьох контурів регулювання: концентрації розчиненого кисню, навантаження на активний мул і виведення надлишкового мулу, показано на рис. 6.10.

Регулятор 3 концентрації розчиненого кисню впливає на регулювальний клапан 15 на повітроводі аеротенка 1 для підтримання заданої концентрації

розчиненого кисню в усьому об'ємі мулової суміші. Контур регулювання навантаження на активний мул діє таким чином, щоб співвідношення між кількістю забруднень, які надходять в аеротенк, і кількістю поворотного мулу залишалось постійним. Сигнали від датчика концентрації органічних сполук 7 і датчика 4 витрати стічної води перемножуються блоком множення 9, вихідний сигнал якого подається в регулятор співвідношення витрат 11. Сюди ж надходять сигнали від датчика концентрації активного мулу 8 (у поворотному мулі) та датчика витрати поворотного мулу 5, перемножені блоком 10. Регулятор співвідношення витрат 11 впливає на регулювальний клапан 13, який змінює витрату поворотного мулу.

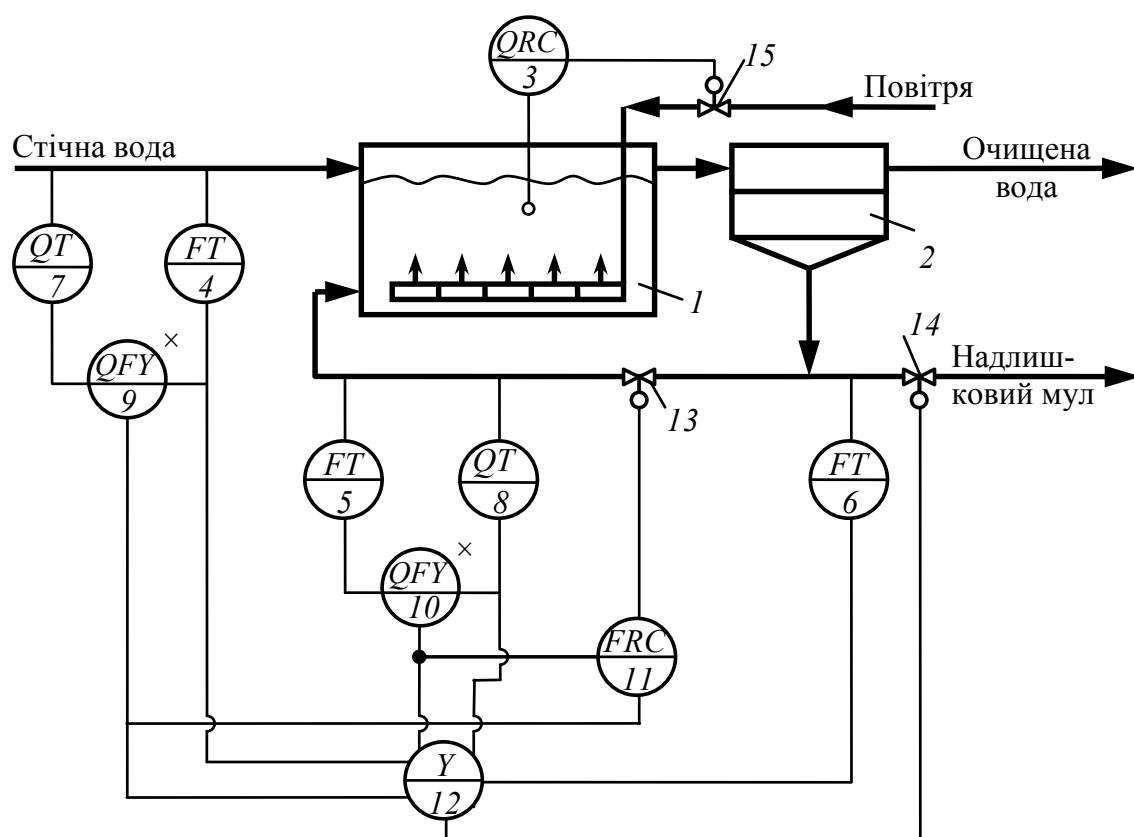


Рис. 6.10. Система автоматичного регулювання блока аеротенк – відстійник:
 1 – аеротенк; 2 – відстійник; 3 – регулятор концентрації; 4–6 – датчики витрат;
 7, 8 – датчики концентрацій; 9, 10 – блоки множення; 11 – регулятор співвідношення
 витрат; 12 – обчислювальний блок; 13–15 – регулювальні клапани

Контур регулювання виведення надлишкового мулу діє таким чином, щоб загальна маса мулу в аеротенку та відстійнику 2 залишалася постійною. Сигнали від датчиків витрат стічної води та надлишкового мулу 4 і 6, датчика концентрації активного мулу 8 та блоків множення 9 і 10 надходять в обчис-

лювальний блок 12, який розраховує масу активного мулу, що перебуває в системі очищення. Обчислювальний блок 12 впливає на регулювальний клапан 13, який змінює кількість виводжуваного із системи мулу.

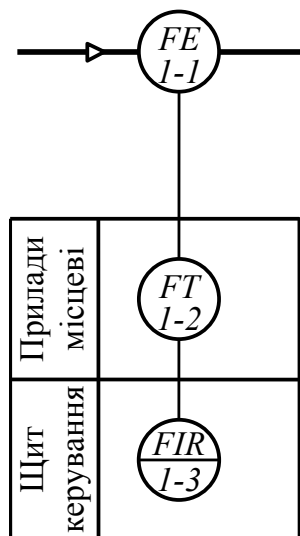
Показник ефективності процесу очищення – концентрація органічних забруднень на виході з аэротенка, а мета керування – підтримання цієї концентрації в межах, що не перевищують граничнодопустимих значень. На цей параметр впливають концентрація органічних забруднень у вхідних стоках, витрата стоків (навантаження на очисну установку), концентрація бактерій і розчиненого кисню в намуловій суміші аэротенка, а також тривалість перебування стоків у апараті. Концентрація органічних забруднень, їх витрата і, отже, час перебування стоків визначаються режимом попередніх технологічних процесів. Зазвичай вони змінюються в широкому діапазоні. Тому для досягнення мети керування слід було б регулювати кінцеву концентрацію органічних речовин у стоках шляхом впливу на концентрації бактерій і розчиненого кисню в намуловій суміші. Однак автоматичних вимірювачів вмісту органічних речовин у сточних водах на тепер немає, тому процесом керують за непрямим параметром – кількістю органічних речовин у стоках, що надходять на очищення, які розраховують за витратою стоків і змінюваністю в них концентрації розчиненого кисню.

ДОДАТКИ

ДОДАТОК 1

1. СХЕМИ АВТОМАТИЧНОГО КОНТРОЛЮ ТА СИГНАЛІЗАЦІЇ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ

Приклад 1.1. Контроль витрати газу в технологічному трубопроводі



Комплект технічних засобів¹:

– на базі пневматичних технічних засобів автоматизації: 1-1 – звужувальний пристрій: діафрагма камерна ДКС0,6-75 (перша цифра визначає умовний тиск P_y , МПа, друга – внутрішній діаметр трубопроводу $D_{тр}$, мм); 1-2 – пневматичний передавальний перетворювач перепаду тиску 13ДД11 із квадратичною функцією перетворення; 1-3 – пневматичний показувальний і реєструвальний прилад ФК0071;

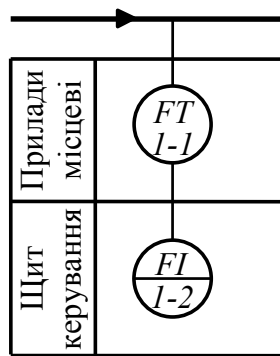
– на базі електричних технічних засобів автоматизації: 1-1 – звужувальний пристрій (окрім діафрагм – камерних і дискових, до стандартних звужувальних пристроїв також належать сопла ИСА 1932 і труби Вентурі²); 1-2 – вимірювальний тензоперетворювач різниці тисків «САФІР» мод. 2450; 1-3 – показувальний і реєструвальний прилад ДИСК-250ДД (із вмонтованим блоком добування квадратного кореня БК)³.

¹ Підбираючи технічні засоби автоматизації, необхідні для реалізації наведених нижче схем автоматизації, перевага надавалася зразкам, виробленим в Україні (прим. авт.).

² Межгосударственный стандарт ГОСТ 8.563–97. Диафрагмы, сопла ИСА 1932 и трубы Вентури, установленные в заполненных трубопроводах круглого сечения. В Україні чинний від 24.04.2001.

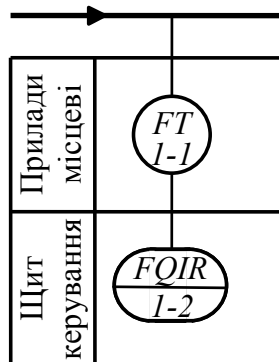
³ Останнім часом замість «класичних» реєструвальних приладів з паперовими носіями (діаграмами) дедалі більшого поширення набувають електронні реєстратори, призначені для нагромадження (архівування), зберігання, оброблення (зокрема й добування квадратного кореня) та відображення інформації про стан технологічного параметра – такі, наприклад, як реєстратор електронний МТМ-РЕ-160 (виробник: НВП «Мікротерм», м. Сіверськонецьк).

Приклад 1.2. Контроль витрати рідини в технологічному трубопроводі



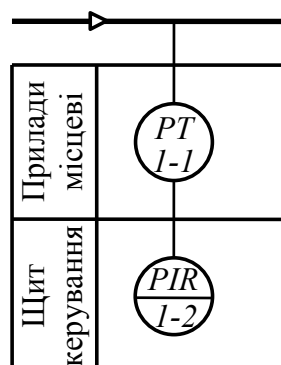
Комплект технічних засобів: 1-1 – перетворювач витрати електромагнітний (індукційний) ПРЕМ-2 (вихідний інтерфейс RS-485); 1-2 – індикатор технологічний мікропроцесорний ІТМ-11В.

Приклад 1.3. Контроль витрати та кількості рідини у технологічному потоці



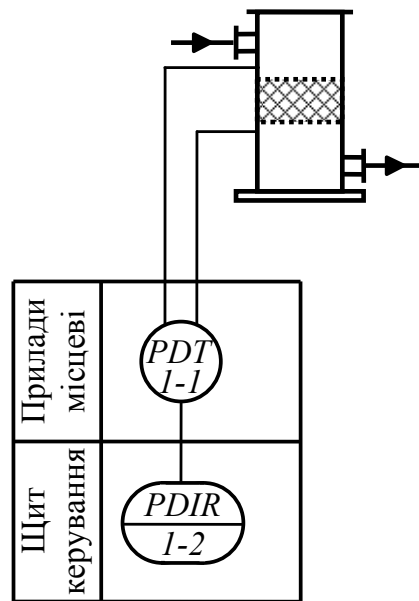
Комплект технічних засобів: 1-1 – ротаметр електричний РЕД з диференціально-трансформаторною системою передавання вимірювальної інформації; 1-2 – показувальний і реєструвальний прилад серії КСД2-054 з квадратичною характеристикою шкали та вмонтованим інтегрувальним пристроєм.

Приклад 1.4. Контроль тиску газу в технологічному трубопроводі



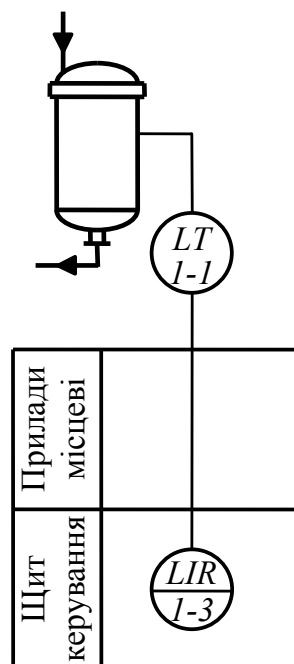
Комплект технічних засобів: 1-1 – вимірювальний тензоперетворювач тиску МТ100Р; 1-2 – вторинний показувальний і реєструвальний прилад ДИСК-250ТН.

Приклад 1.5. Контроль перепаду тиску на фільтрі



Комплект технічних засобів: 1-1 – вимірювальний перетворювач різниці тисків серії КВАНТ; 1-2 – вторинний показувальний і реєструвальний прилад РМТ 39D/1 (аналого-цифровий з точковим записом вимірюваного параметра).

Приклад 1.6. Контроль рівня рідини в технологічному апараті

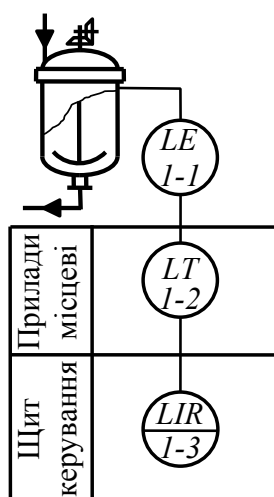


Комплект технічних засобів:

– на базі пневматичних ТЗА: 1-1 – вимірювальний пневматичний перетворювач рівня УБ-П; 1-2 – пневматичний показувальний і реєструвальний прилад ПКР.1;

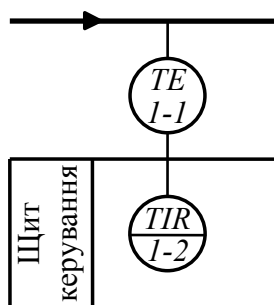
– на базі електричних ТЗА: 1-1 – датчик безконтактного радарного рівнеміра (серія 5600, УЛМ, ВМ-70 тощо); 1-2 – показувальний і реєструвальний прилад А100-Н.

Приклад 1.7. Контроль рівня рідини в технологічному апараті з мішалкою



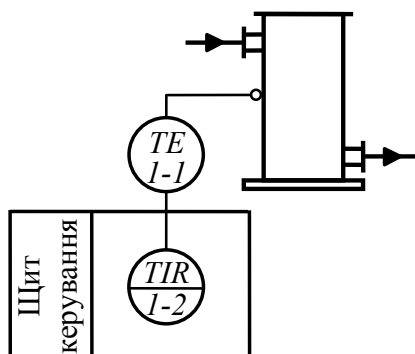
Комплект технічних засобів: 1-1, 1-2 – первинний АП-91 і проміжний ППІ-5Н вимірювальні перетворювачі акустичного рівнеміра ЭХО-5Н; 1-3 – прилад вторинний показувальний вузькопрофільний М1830.

Приклад 1.8. Контроль температури рідини в технологічному трубопроводі



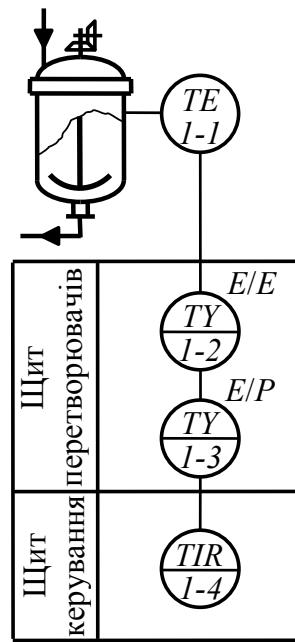
Комплект технічних засобів: 1-1 – термоелектричний перетворювач з номінальною статичною характеристикою (НСХ) B, L, K тощо або термоперетворювач опору платиновий (ТОП) чи мідний (ТОМ) градуювання 50П, 50М тощо; 1-2 – прилад вторинний показувальний і реєструвальний РП-160.

Приклад 1.9. Контроль температури поверхні технологічного апарата



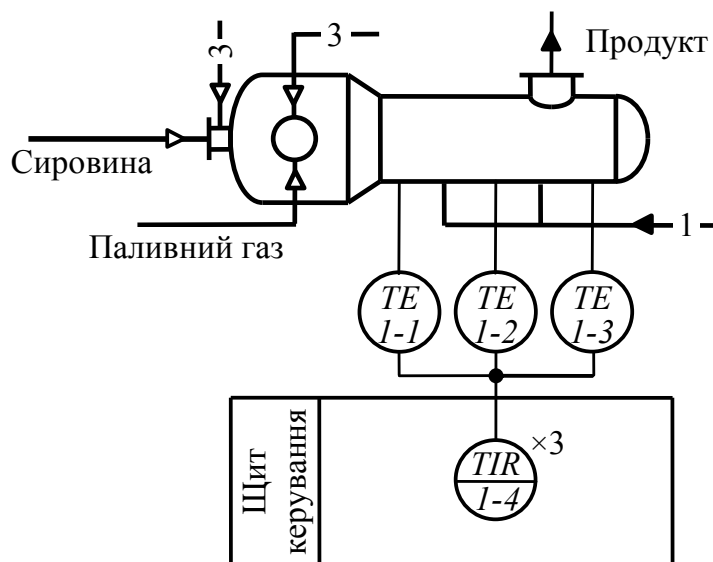
Комплект технічних засобів: 1-1 – термоелектричний перетворювач поверхневий ТХКП-ХVІІІ (НСХ L); 1-2 – потенціометр автоматичний показувальний і реєструвальний КСП2.

Приклад 1.10. Контроль температури реакційної маси в апараті



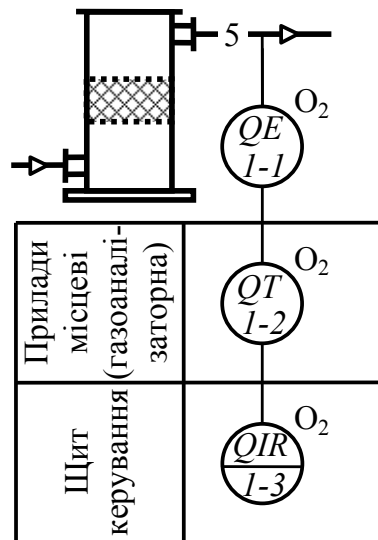
Комплект технічних засобів: 1-1 – термоелектричний перетворювач ТХА-1087 (НСХ К); 1-2 – нормувальний перетворювач Ш 78 (або Ш 79, П 282, П 292, БПО-32 і т. ін.); 1-3 – електропневматичний перетворювач ПЕП-95; 1-4 – прилад вторинний пневматичний показувальний і реєструвальний ПКР.2.

Приклад 1.11. Контроль профілю температур у технологічному апараті (циклонному реакторі для виробництва технічного вуглецю)



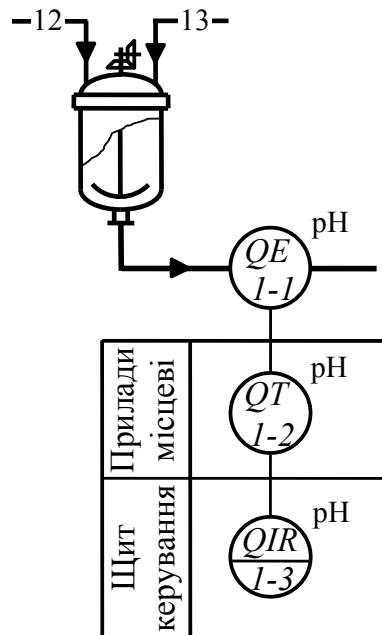
Комплект технічних засобів: 1-1, 1-2, 1-3 – термоелектричні перетворювачі з НСХ В, L, К тощо або термоперетворювачі опору ТОП чи ТОМ градуювання 50П, 50М тощо; 1-4 – автоматичний потенціометр (треточковий з автоматичним обіганням показувальний і реєструвальний) КСП2 або автоматичний міст (треточковий з автоматичним обіганням показувальний і реєструвальний) КСМ2.

Приклад 1.12. Контроль концентрації кисню на виході технологічного апарата



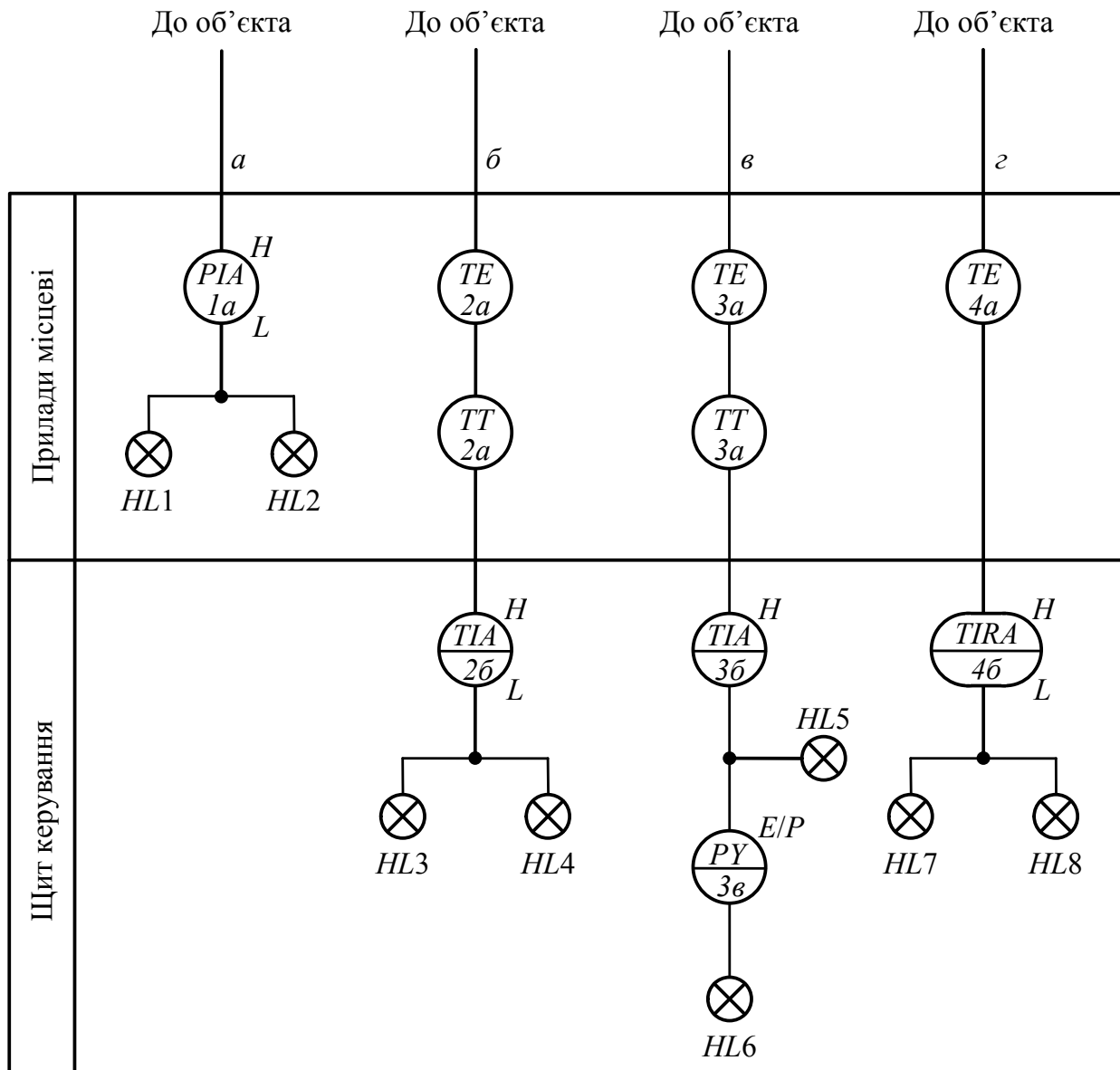
Комплект технічних засобів: 1-1 – первинний перетворювач ПП-16 термомагнітного газоаналізатора ГТМК-18; 1-2 – проміжний вимірювальний перетворювач ПРП-18 газоаналізатора ГТМК-18; 1-3 – електронний показувальний і реєструвальний прилад РП-160АД.

Приклад 1.13. Контроль рН розчину в технологічному трубопроводі



Комплект технічних засобів: 1-1 – чутливий елемент рН-метра магістрального виконання ДМ-5М (для контролю рН в апараті застосовують чутливі елементи заглибного виконання ДПг-4М); 1-2 – перетворювач високоомний П-201; 1-3 – показувальний і реєструвальний прилад А543.

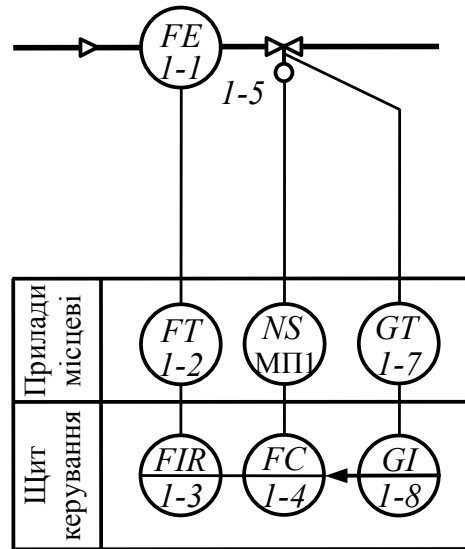
Приклад 1.14. Схеми контролю з технологічною сигналізацією



Комплект технічних засобів: *a* – схема з місцевою сигналізацією; *б–г* – схеми сигналізації на щиті керування; *1a, 2б* – електроконтактні манометри; *HL1–HL4, HL6–HL8* – лампи електричні сигнальні; *HL5* – лампа пневматична сигнальна; *2a, 3a* – манометричні термометри (термобалон і проміжний перетворювач – пристрій дистанційного передавання сигналу, наприклад, пневматичний передавальний перетворювач 13ДД11); *3б* – пневматичний показувальний вторинний прилад ПКП.1П з пневматичною сигналізацією граничнодопустимих значень (здіяна сигналізація тільки верхнього значення); *3в* – пневмоелектричний перетворювач ПЕП-11; *4a* – термоелектричний перетворювач (НСХ *B, L, K* і т. ін.) або термоперетворювач опору (ТОП чи ТОМ градування 50П, 100П, 50М, 100М); *4б* – відповідний вторинний прилад (ДИСК-250, РМТ, КС2, МІК-21 тощо), оснащений пристроєм сигналізації.

2. СХЕМИ АВТОМАТИЧНОГО РЕГУЛЮВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ

Приклад 2.1. Одноконтурна стабілізуюча САР витрати газу

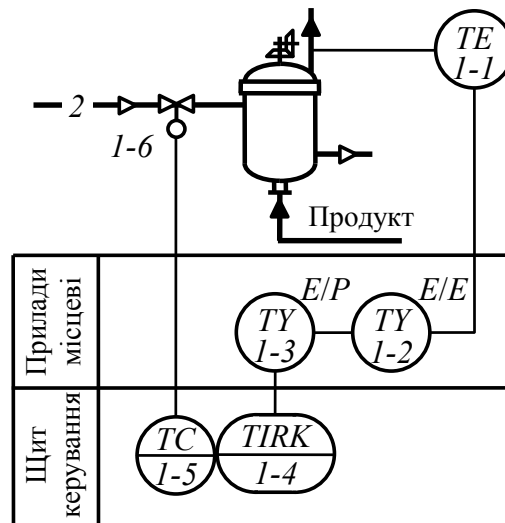


Комплект технічних засобів: 1-1 – звужувальний пристрій: діафрагма камерна ДКС6-200 (умовний тиск P_y до 6 МПа, внутрішній діаметр трубопроводу 200 мм); 1-2 – вимірювальний тензоперетворювач різниці тисків «САФІР» мод. 2464; 1-3 – показувальний і реєструвальний прилад ДИСК-250ДД; 1-4 – мікропроцесорний регулятор МІК-21 (реалізує дво- та трипозиційне регулювання, а також пропорційний (П), пропорційно-інтегральний (ПІ), пропорційно-диференціальний (ПД) та пропорційно-інтегрально-диференціальний (ПІД) алгоритми регулювання з імпульсним або аналоговим виходами)⁴; МП1 – пускач магнітний безконтактний реверсивний ПБР-2М; 1-6 – електричний виконавчий механізм однообертовий типу МЕО на основі самогальмівного однофазного електродвигуна з фазозрушувальним конденсатором, наприклад МЕО 6,3/10-0,25 (6,3 – номінальне значення навантаження на вихідному органі, Н · м; 10 – номінальне значення часу повного ходу вихідного органа, с; 0,25 – номінальне значення ходу вихідного органа, оберти); 1-7, 1-8 – дистанційний показчик положення регульовального органа типу ДУП-М (також формує для регулятора сигнал зворотного зв'язку за положенням регульовального органа⁵).

⁴ Якщо в складі регулятора немає потужних (тиристорних) реверсивних підсилювачів для керування одно- чи трифазними електродвигунами, до складу САР додатково вводять тиристорні реверсивні підсилювачі типу У300, У330 та інші для керування однофазними електродвигунами, У24 – для керування трифазними або відповідні пускові пристрої (контактори чи магнітні пускачі – контактні типу ПМЕ, МКР, безконтактні типу ПБР тощо). Виробляються також тиристорні підсилювачі потужності (твердотільні реле) типу УМ, що застосовуються для регулювання та комутації змінного струму в різноманітних силових електричних установках і системах автоматики. Вони є проміжними пристроями між малопотужними вихідними пристроями регулятора й потужними активними навантаженнями: ТЕНами, електроприводами клапанів, обмотками електродвигунів і т. ін.

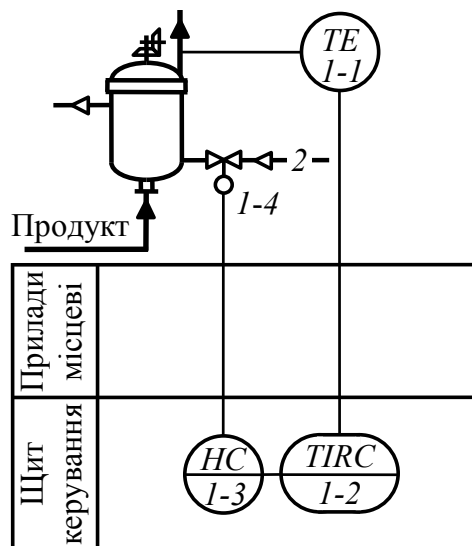
⁵ Більш потужні МЕО (модифікації МЕО 16 і більше) оснащені вбудованими блоками сигналізації положення вихідного органа виконавчого механізму – реостатними (БСПР), індуктивними, (БСПІ), струмовими (БСПТ). Для перетворення сигналів БСПР і БСПІ в уніфіковані можна скористатися перетворювачем положення механізму ППМ-1 (виробник – «Мікрол», м. Івано-Франківськ).

**Приклад 2.2. Одноконтурна стабілізувальна САР температури
(з використанням станції керування)**



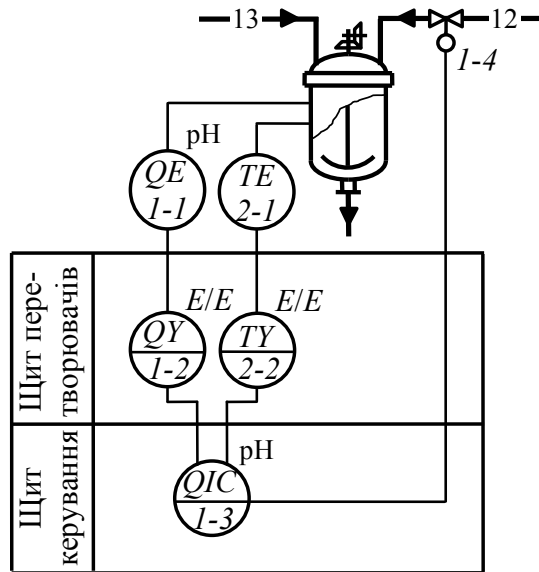
Комплект технічних засобів: 1-1 – термоелектричний перетворювач з НСХ *B, L, K* тощо або термоперетворювач опору ТОП чи ТОМ градування 50П, 50М тощо; 1-2 – нормувальний перетворювач П 282; 1-3 – електропневматичний перетворювач ПЕП-95; 1-4 – пневматичний показувальний і реєструвальний прилад ПВ 10.1П зі станцією керування; 1-5 – регулятор пневматичний пропорційно-інтегральний ФР0091 (система СТАРТ); 1-6 – виконавчий механізм мембранний пневматичний прямохідний МИМ ППХ 01 з боковим дублером.

**Приклад 2.3. Одноконтурна стабілізувальна САР температури
(з використанням панелі керування)**



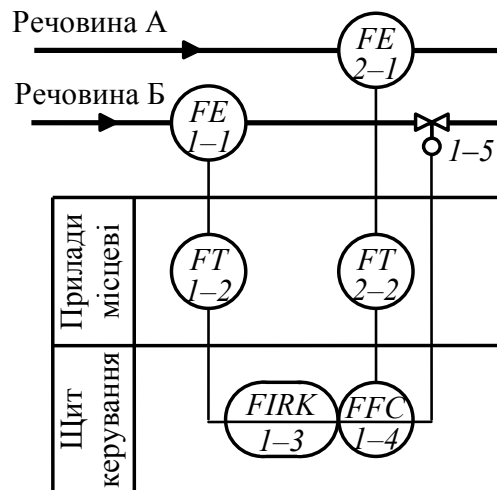
Комплект технічних засобів: 1-1 – термоелектричний перетворювач з НСХ *B, L, K* тощо або термоперетворювач опору ТОП чи ТОМ градування 50П, 50М тощо; 1-2 – показувальний і реєструвальний прилад ДИСК-250 із вмонтованим пропорційно-інтегральним регулювальним пристроєм з пневматичним вихідним сигналом 0,02–0,1 МПа; 1-3 – пневматична панель керування ДПУ.1; 1-4 – пневмодвигун поворотний типу ППР.

Приклад 2.4. Одноконтурна стабілізуюча САР значення рН у апараті з корекцією за температурою



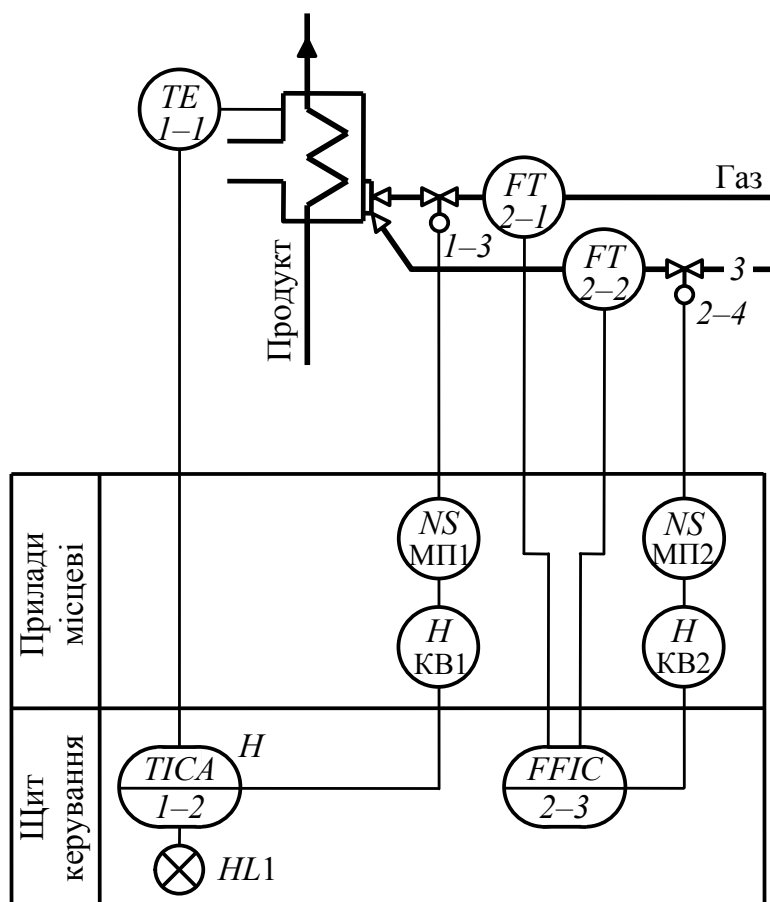
Комплект технічних засобів: 1-1 – чутливий елемент рН-метра заглибного виконання ДПг-4М; 1-2 – нормувальний перетворювач (нормалізатор) рН-метра ПП-10-1; 1-3 – мікропроцесорний регулятор ПП-10-2 (реалізує дво- та трипозиційне регулювання, а також П-, ІІ- та ПІД-алгоритми (імпульсні) регулювання, формує вихідний імпульсний сигнал керування зовнішнім інтегральним виконавчим механізмом); 1-4 – універсальний дистанційно-керований (імпульсне керування, широтно-імпульсна модуляція (ШІМ)) електропривід СТЕП-Р; 2-1 – термоелектричний перетворювач з НСХ В, L, К тощо або термоперетворювач опору ТОП чи ТОМ градуювання 50П, 50М тощо; 2-2 – нормувальний перетворювач П 282.

Приклад 2.5. Слідкувальна САР співвідношення витрат



Комплект технічних засобів: 1-1, 2-1 – звужувальні пристрої (труби Вентурі); 1-2, 2-2 – пневматичні передавальні перетворювачі перепаду тиску 13ДД11; 1-3 – пневматичний показувальний і реєструвальний прилад ФК0071 зі станцією керування; 1-4 – регулятор пневматичний пропорційно-інтегральний співвідношення ПР3.33-М1 (система СТАРТ); 1-5 – виконавчий механізм пневматичний мембранний прямохідний МИМП ППХ 05В з позиціонером і верхнім дублером.

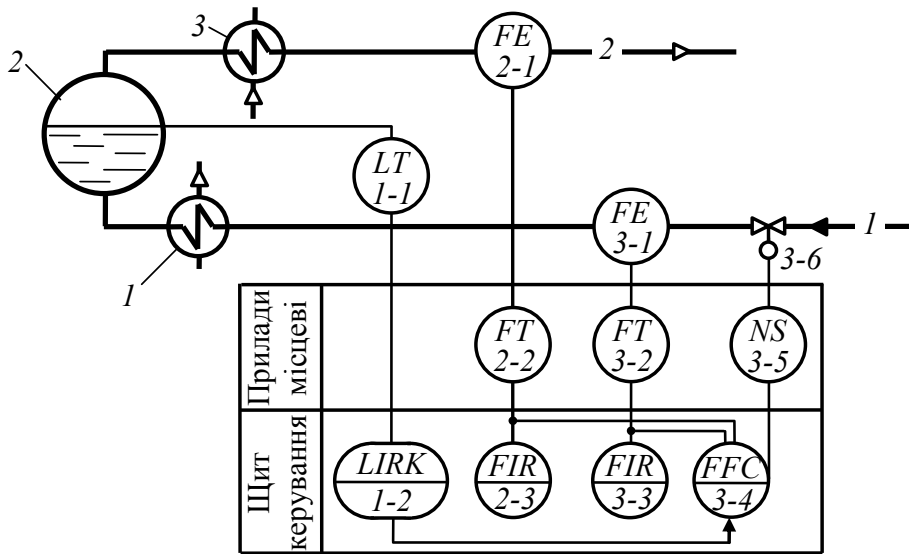
Приклад 2.6. Система автоматичного регулювання температури в печі та стабілізації співвідношення витрат газ : повітря



Комплект технічних засобів: 1-1 – термоелектричний перетворювач з НСХ В, L, K тощо або термоперетворювач опору ТОП чи ТОМ градування 50П, 50М тощо; 1-2 – мікропроцесорний регулятор МК-21 (забезпечує цифрову індикацію та сигналізацію, реалізує дво- та трипозиційне регулювання, а також П-, ПІ-, ПД- та ПІД-алгоритм регулювання з імпульсним або аналоговим виходами; додатково має П-, ПІ-, ПД-, ПІД-ШІМ-регулятори); KB1, KB2 – кнопки запобіжного відмикання магнітних пускачів КМЕ-5111 УЗ; МП1, МП2 – пускач магнітний безконтактний реверсивний ПБР-3М; 2-1, 2-2 – вихрові електромагнітні перетворювачі витрати газів (Метран-331, Метран-332, ВЕПС тощо); 1-3, 2-4 – електричні виконавчі механізми багатообертові МЕМ з трифазним асинхронним електродвигуном, оснащені вбудованими блоками сигналізації положення вихідного органа виконавчого механізму – реостатними (БСПР), індуктивними (БСПІ), струмовими (БСПТ) (на схемі не показано)⁶ та блоками кінцевих вимикачів (БКВ); 2-3 – мікропроцесорний регулятор співвідношення МК-25 із внутрішнім зворотним зв'язком за положенням вихідного органа виконавчого механізму (забезпечує цифрову індикацію та сигналізацію, реалізує П-, ПІ-, ПД- та ПІД-алгоритми регулювання з імпульсним або аналоговим виходами).

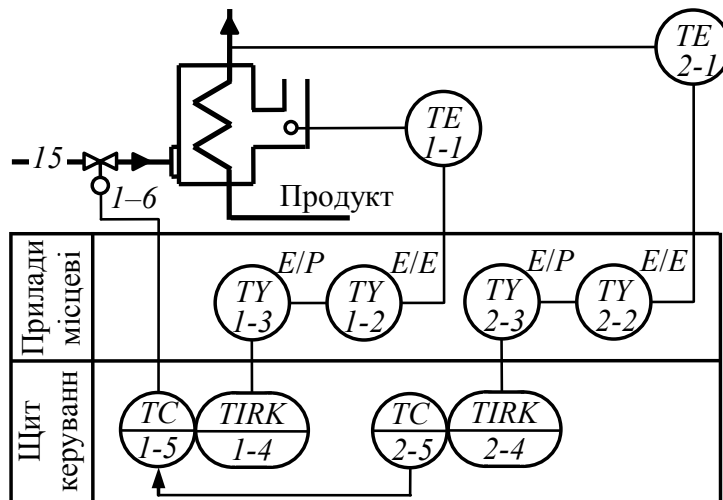
⁶ Завдяки оснащенню багатообертових виконавчих механізмів типу МЕМ вбудованими датчиками зворотного зв'язку за положенням вихідного органа вони можуть бути застосовані в автоматичних системах для реалізації П-, ПІ-, ПД- та ПІД-алгоритма регулювання (решта багатообертових виконавчих механізмів є пристроями позиційної дії).

Приклад 2.7. Система автоматичного регулювання співвідношення витрат вода : пара з корекцією за рівнем води у барабані парогенератора



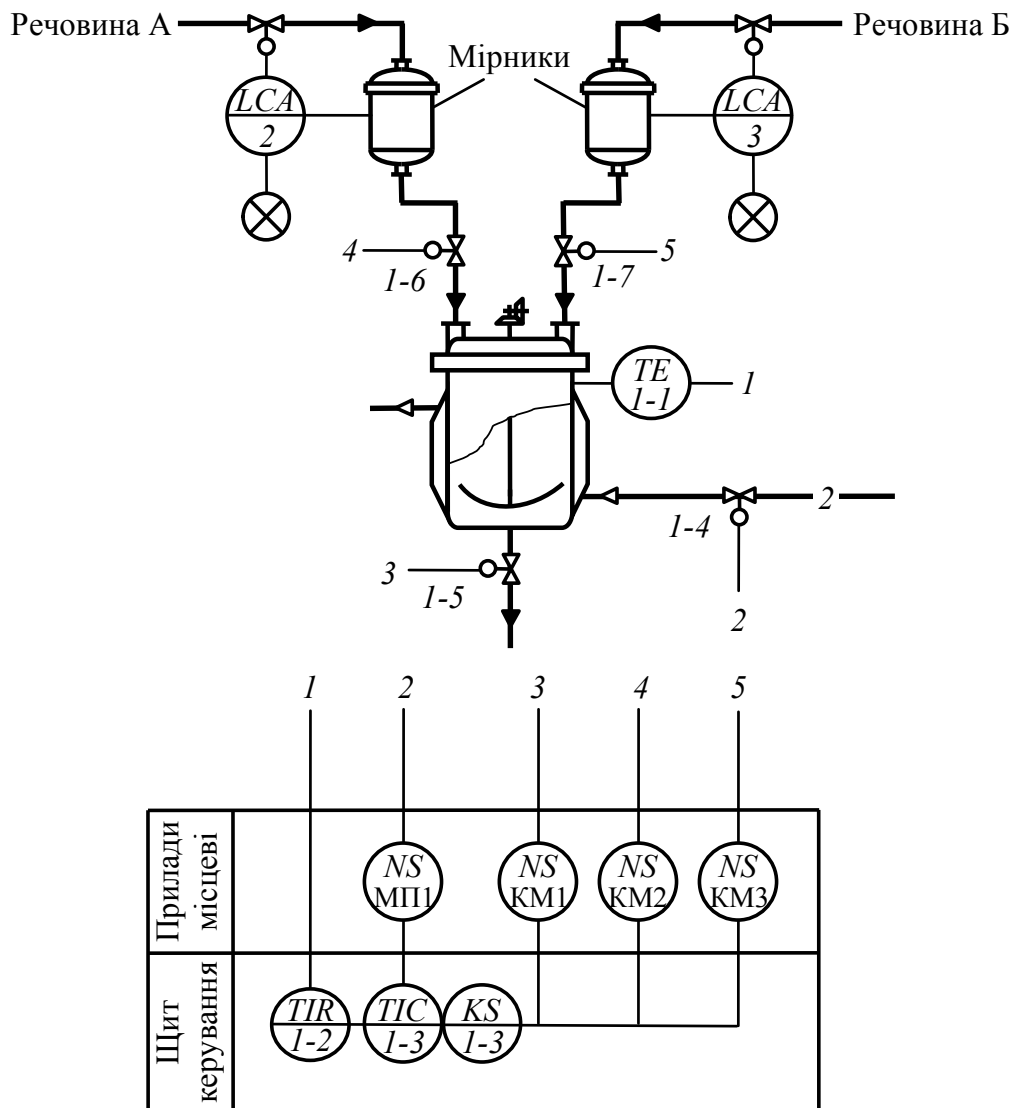
Комплект технічних засобів: 1-1 – дифманометр «Сафір» з лінійною функцією перетворення (додатково використовують стандартні зрівняльні посудини – на схемі не показано); 2-1, 3-1 – звужувальні пристрої; 2-2, 3-2 – електричні передавальні перетворювачі перетпаду тиску (дифманометри) з квадратичною функцією перетворення; 1-2, 2-3, 3-3 – показувальні та реєструвальні прилади ДИСК-250; 3-4 – мікропроцесорний регулятор співвідношення МК-25 з корекцією за третім параметром; 3-5 – тиристорний реверсивний підсилювач потужності У300; 3-6 – електричний виконавчий механізм однообертовий типу МЕО; 1 – нагрівник води; 2 – барабан парогенератора; 3 – перегрівник пари.

Приклад 2.8. Система каскадно-зв'язаного регулювання температури



Комплект технічних засобів: 1-1, 2-1 – термоелектричний перетворювач з НСХ В, L, K тощо або термоперетворювач опору ТОП чи ТОМ градування 50П, 50М тощо; 1-2, 2-2 – нормувальні перетворювачі П 288; 1-3, 2-3 – електропневматичні перетворювачі ПЕП-95 або багатоканальний електропневматичний перетворювач типу АСТРА; 1-4, 2-4 – пневматичні показувальні та реєструвальні прилади ФК0071 зі станціями керування; 1-5, 2-5 – регулятори пневматичні пропорційно-інтегральні ФР0091 (допоміжний регулятор 2-5 формує завдання головному регуляторові 1-5); 1-6 – пневмодвигун поворотний ППР-3-9, оснащений позиціонером пневматичним двобічної дії.

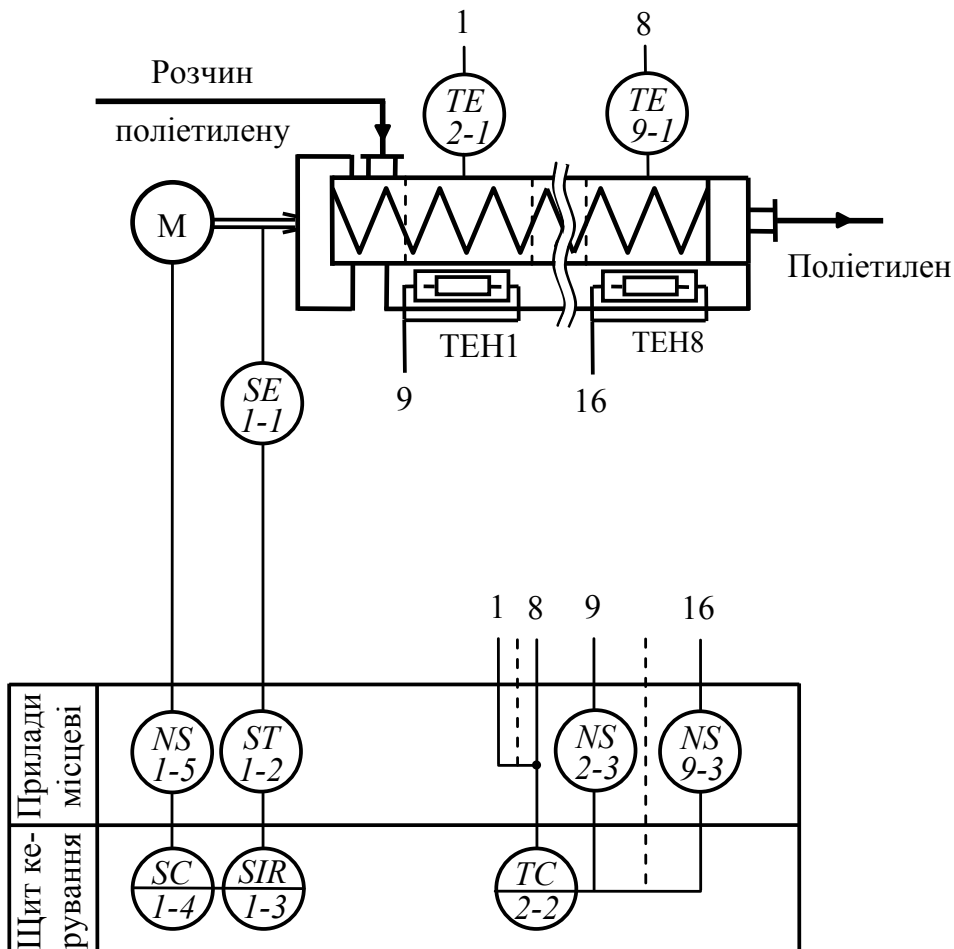
Приклад 2.9. Система програмного керування циклічним (періодичним) технологічним процесом⁷



Комплект технічних засобів: 1-1 – термоелектричний перетворювач з НСХ В, L, K тощо або термоперетворювач опору ТОП чи ТОМ градування 50П, 50М тощо; 1-2 – вторинний показувальний та реєструвальний прилад ДИСК-250; 1-3 – малоканалний багатофункціональний мікропроцесорний контролер МК-51 (дозволяє вести локальне, каскадне, програмне, супервізорне, багатозв’язне регулювання; логічні функціональні блоки формують логічну програму крокового керування з аналізом умов виконання кожного кроку, завданням контрольного часу на кожному кроці й умовним або безумовним переходом програми до заданого кроку, забезпечує цифрову індикацію та сигналізацію); МП1 – пускач магнітний безконтактний реверсивний ПБР-3М; 1-4 – електричний виконавчий механізм однообертний типу МЕО; КМ1–КМ3 – контактори малогабаритні КМИ-10910; 1-5–1-7 – клапани запірні малогабаритні соленоїдні серії ЗСК; 2, 3 – датчики-реле рівня ємнісні РДЕ-01-2112.

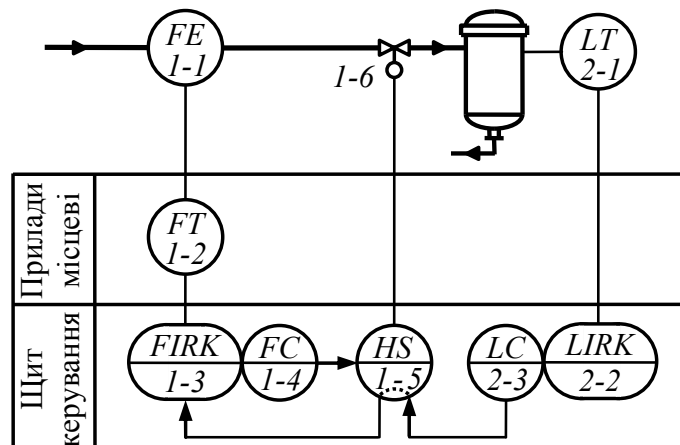
⁷ Застосовано комбінований спосіб виконання схем автоматизації (прим. авт.).

Приклад 2.10. Система керування багатозонним шнековим екструдером



Комплект технічних засобів: 1-1, 1-2 – первинний Г-113 і проміжний Р-1813 перетворювачі електронного дистанційного тахометра типу К-1803; 1-3 – вторинний показувальний і реєструвальний прилад РП-160; 1-4 – мікропроцесорний регулятор МІК-2; 1-5 – трипозиційний підсилювач потужності У24; 2-1-9-1 – термоперетворювачі опору ТОП або ТОМ градування 50П, 50М тощо; 2-2 – мікропроцесорний терморегулятор МТР-8 восьмиканальний двопозиційний, дозволяє підключати вісім ТОМ (НСХ 100М) або ТОП (НСХ 100П) за три- або чотирипровідними схемами; 2-3-9-3 – підсилювач потужності аналоговий У13Н (призначений для керування потужністю електронагрівників і забезпечує лінійне перетворення вхідного сигналу постійного струму 0–5 мА чи постійної напруги 0–10 В у вихідну потужність у режимі фазоімпульсного керування); ТЕН1–ТЕН8 – електронагрівники трубчасті.

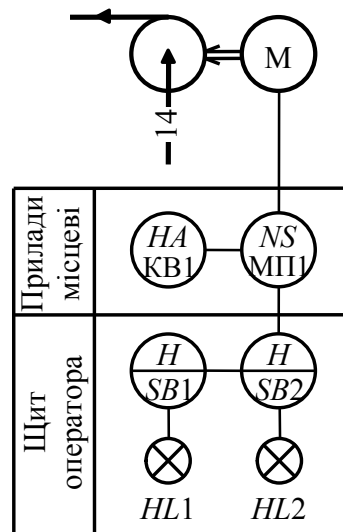
Приклад 2.11. Система каскадно-зв'язаного регулювання рівня рідини (регулювання витрати рідини з коригуванням за рівнем)



Комплект технічних засобів: 1-1 – діафрагма камерна ДКС0,6-150; 1-2 – пневматичний передавальний перетворювач перепаду тиску 13ДД11 із квадратичною функцією перетворення; 1-3, 2-2 – вторинні пневматичні показувальні та реєструвальні прилади ФК0071 зі станціями керування; 1-4, 2-3 – регулятори пневматичні пропорційно-інтегральні ФР0091 (система СТАРТ); 1-5 – перемикач пневматичних каналів ПМТ-4; 1-6 – мембранний пневмопривід В26-41; 2-1 – буйковий рівнемір УБ-П з пневматичним передавальним перетворювачем.

Примітка. Перемикач забезпечує перехід до одноконтурного регулювання рівня. Для отримання схеми регулювання витрати без коригування за рівнем, а також для ручного регулювання витрати використовується станція керування у вторинному приладі 1-3 (при цьому перемикач 1-5 переводиться в положення одноконтурного регулювання).

Приклад 2.12. Система керування роботою електроприводу (з двох постів)



Комплект технічних засобів: SB1 – кнопка керування ХВ2-ВА31, зелена («ПУСК»); SB2 – кнопка керування ХВ2-ВА42, червона («СТОП»); KB1 – кнопка запобіжного відключення КУ 121-2 з підсвічуванням; HL1 – лампа сигнальна, «зелена» Б215-225-40; HL2 – лампа сигнальна, «червона» Б215-226-40; МП1 – пускач магнітний нереверсивний ПМЕ-222 з тепловим реле ТРН-8.

Специфікація устаткування, виробів і матеріалів (зразок)

Позиція на схемі	Назва параметра	Середовище, місце відбору інформації	Граничне значення параметра	Місце монтажу	Назва, технічна характеристика	Тип, марка моделі	Код	Завод-виробник	Кількість	Маса одиниці, кг
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
УСТАТКУВАННЯ ТА ПРИЛАДИ										
1-1, 17-1	Витрата	Пермеат, трубопровід	24,6 м ³ /год	Трубопровід 29	Діафрагма камерна, $P_y = 0,6$ МПа; $D_{тр} = 75$ мм	ДКС0,6-75		ВАТ «Промприлад», м. Івано-Франківськ	2 од.	11,2
1-2, 17-2	Те саме	Те саме	Те саме	Місцевий	Дифманометр безшкальний з квадратичною функцією перетворення; $\Delta P_{max} = 40$ кПа; клас точності 1; $P_{вих} = 20-100$ кПа	13ДД11 (мод. 720)		ВО «Теплоприбор», м. Рязань	2 од.	6,5
1-3, 17-3	— " —	— " —	— " —	Щит керування	Прилад вторинний пневматичний показувальний реєструвальний зі станцією керування; $P_{вих} = 20-100$ кПа	ФК0071		АТ «ТИЗПРИБОР», м. Москва	2 од.	7,5
1-4, 12-5, 17-4	— " —	— " —	— " —	Щит керування	Регулятор пневматичний пропорційно-інтегральний; витрата повітря живлення – 4,5 л/хв, $P_{вих} = 20-100$ кПа	ФР0091		АТ «ТИЗПРИБОР», м. Москва	3 од.	2
1-5, 12-6, 17-5	— " —	— " —	— " —	Трубопровід 29	Механізм виконавчий пневматичний прямої дії з позиціонером ПП-1.25 і боковим дублером; $P_{живл} = 0, 25$ МПа	МИМП ППХ 05		ВАТ «Прикарпат-промарматура», м. Івано-Франківськ	3 од.	33
6-1	Температура	Пермеат, трубопровід	140 °С	Трубопровід 29	Термоперетворювач опору мідний, НСХ 50М, діапазон вимірювання (-50)–150 °С, довжина монтажної частини 90 мм; діаметр захисної арматури 6 мм; $P_y = 6,3$ МПа; інерційність 20 с; клас допуску В	ТСМ-1188-01		НВО «Електротермія», м. Луцьк	1 од.	4

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
6-2, 9-2, 10,2 12-3	Те саме	Те саме	Те саме	Щит керування	Автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад; вхідні сигнали: 0–5 мА, 4–20 мА; НСХ перетворювачів: термоелектричних – В, К, L, S, опору – 50П, 100П, 50М, 100М	ДИСК-250		ЗАТ „Промышленная группа «Метран»”, м. Челябинськ	4 од.	13
7-1	Перепад тиску	Пермеат, вугільний фільтр	30 кПа	Місцевий	Вимірювальний перетворювач різниці тисків серії КВАНТ, $\Delta P_{\max} = 63$ кПа; $P_{\text{доп}} = 1,6$ МПа; $I_{\text{вих}} = 4\text{--}20$ мА	КВАНТ ДДЦ1, мод. 2420В/П/М		НВФ «АГАТ-1», м. Харків	2 од.	7,2
11-1	Перепад тиску	Вода, мембранний апарат	50 кПа							
7-2, 11-2	Те саме	Те саме	Те саме		Індикатор технологічний мікропроцесорний двоканальний з універсальними аналоговими входами, чотирма дискретними виходами; цифрова індикація	ІТМ-20У		Підприємство «МІКРОЛ», м. Івано-Франківськ	2 од.	2,3
8-1	Температура	Ретант, трубопровід	180 °С	Трубопровід 30	Термоелектричний перетворювач, НСХ L, діапазон вимірювання (-40)–200 °С, довжина монтажної частини 900 мм; діаметр захисної арматури 10 мм; $P_y = 4$ МПа; інерційність 12 с; клас допуску 2	ТХК-2788		НВО «Електротермія», м. Луцьк	1 од.	1,2
9-1, 10-1	Рівень	Пермеат, бак-збирач пермеату і ретанту	3,5 м	Апарати 4, 6	Рівнемір буйковий з пневматичним передавальним перетворювачем, $L_{\max} = 4$ м, $p_{\text{доп}} = 4$ МПа, $P_{\text{вих}} = 20\text{--}100$ кПа	УБ-ПА		ВО «Теплоприбор», м. Рязань	2 комплекти	40
12-1	pH	Водний розчин H ₂ NO ₃ , мембранний апарат	4–6	Апарат 3	Чутливий елемент pH-метра заглибного виконання з електродами скляними ЭВП-08 і регулятором тиску РДС-1; глибина занурення 1600 мм	ДПг-4М, тип IV		Гомельський завод вимірювальних приладів, м. Гомель	1 од.	13
12-2	Те саме	Те саме	Те саме	Місцевий	Перетворювач високоомний, $I_{\text{вих}} = 0\text{--}5$ мА (для $R_n > 200$ Ом); клас точності 1	П-201		Гомельський завод вимірювальних приладів, м. Гомель	1 од.	6

Закінчення додатка

1	2	3	4	5	6	7	8	9	11	12
13-1	Каламутність	Вода, трубопровід	1 мг/дм ³	Байпас трубопроводу 31	Первинний перетворювач (фотометрична комірка) аналізатора каламутності води (ніфелометр); $I_{\text{вих}} = 4 - 20$ мА	УММ-06С-1		НВО «ОРІОН», м. Харків	1 комплект	7,5
13-2	Те саме	Те саме	Те саме	Щит керування	Блок вимірювальний аналізатора каламутності води показувальний з пристроєм сигналізації; $I_{\text{вх}} = 4 - 20$ мА	УММ-06С-2		НВО «ОРІОН», м. Харків	–	8,7
9-2, 10,2 12-4	–	–	–	Місцевий	Перетворювач електропневматичний, $I_{\text{вх}} = 0-5$ мА; $p_{\text{вих}} = 20-100$ кПа; $P_{\text{живл}} = 0,25$ МПа	ПЕП-95		НВП «Мікротерм», м. Сіверсько-донецьк	3 од.	1,5
ЕЛЕКТРОАПАРАТИ										
SB1, SB2	Витрата	Насоси Н-1, Н-2	80 м ³ /год	Щит керування	Пост керування кнопковий	ПКУ-123-11		Трест «Променергоавтоматика», м. Київ	2 од.	0,27
МП1, МП2	–	–	–	Місцевий	Пускач магнітний безконтактний реверсивний	ПБР-3А		ВО «Електроприбор», м. Чебоксари	2 од.	3,5
МП3, МП4	–	–	–	Місцевий	Пускач магнітний безконтактний нереверсивний з реле IP-20	ПМ 12-01025		ВО «Електроприбор», м. Чебоксари	2 од.	3,2
HL1, HL2	–	–	–	–	Лампа сигнальна із зеленим індикатором	ЛС 47-1		«ІЕК Україна», м. Київ	2 од.	0,12
HL3, HL4	–	–	–	–	Лампа сигнальна з червоним індикатором	ЛС 47-2		«ІЕК Україна», м. Київ	2 од.	0,12
КАБЕЛІ ТА ПРОВІДНИКИ										
	–	–	–	–	Кабель 4 × 1,5	КВБШ		Завод «Південкабель», м. Харків	450 м	0,08
МОНТАЖНІ ВИРОБИ										
	–	–	–	–	Коробка з'єднувальна вибухозахисного виконання	КСВ-1-1		Завод «Південкабель», м. Харків	4 од.	2,2
МАТЕРІАЛИ										
	–	–	–	–	Труби захисні для електропроводок (з муфтами БНМ 100)	БНТ 100		Південнотрубний завод, м. Нікополь	3 комплекти	0,4

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ТА РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. **Бондаренко, Б. И.** Альбом технологических схем процессов переработки нефти и газа [Текст] / Б. И. Бондаренко, О. Ф. Глаголева, Г. И. Глазов и др.; под. ред. Б. И. Бондаренко. – М.: Химия, 2003. – 202 с. – Библиогр.: с. 186–192. – 3000.
2. **Дыбина, П. В.** Расчеты по технологии неорганических веществ [Текст] / П. В. Дыбина, Ю. И. Вишняк, А. С. Соловьева; под. ред. П. В. Дыбиной. – М.: Высш. шк., 1967. – 524 с. – Библиогр.: в конце глав. – 22000.
3. **Еремин, Н. И.** Процессы и аппараты глиноземного производства [Текст] / Н. И. Еремин, А. Н. Наумчик, В. Г. Казаков; под ред. Н. И. Еремина. – М.: Металлургия, 1980. – 360 с. – Библиогр.: с. 353 – 356. – 2100.
4. **Зайцев, В. А.** Производство фтористых соединений при переработке фосфатного сырья [Текст] / В. А. Зайцев, А. А. Новиков, В. И. Родин. – М.: Химия, 1982. – 248 с. – Библиогр.: с. 221–241. – 883.
5. **Кожухар, В. Я.** Автоматичні системи керування хіміко-технологічними процесами [Текст]: навч. посіб. для студ. хім.-технол. спец. / В. Я. Кожухар, В. В. Брем, Ю. Ф. Каверін, Ю. Ф. – Одеса: Екологія, 2005. – 222 с. – Бібліогр.: с. 221. – 300. – ISBN 966-8740-06-8.
6. **Кононов, А. В.** Основы технологии комплексных удобрений [Текст] / А. В. Кононов, В. Н. Стерлин, Л. И. Евдокимова. – М.: Химия, 1988. – 320 с. – Библиогр.: с. 307–319. – 4550. – ISBN 5-7245-0066-3.
7. **Кузнецов, Э. В.** Альбом технологических схем производства полимеров и пластической массы на их основе [Текст] / Э. В. Кузнецов, И. П. Прохорова, Д. А. Файзуллина. – М.: Химия, 1976. – 108 с. – Библиогр.: с. 108. – 5500.
8. **Лобойко, О. Я.** Методи розрахунків у технології неорганічних виробництв. Ч. 1. Зв'язаний азот [Текст]: Підруч. / О. Я. Лобойко, Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, І. О. Слабун та ін. – Х.: НТУ «ХП», 2001. – 512 с. – Бібліогр.: с. 510. – 1000. – ISBN 966-593-236-5.
9. **Миниович, М. А.** Соли азотистой кислоты (нитриты) [Текст] / М. А. Миниович, В. М. Миниович. – М.: Химия, 1979. – 168 с. – Библиогр.: с. 163–168. – 2300.
10. **Михайлюк, Ю. И.** Алгоритмический метод изучения химии элементов в курсе общей химии [Текст]: учеб. пособие для вузов / Ю. И. Михайлюк, В. Х. Хамаев, А. К. Мазитова; Уфимский гос. нефтяной технический ун-т. – Уфа : Изд-во УГНТУ, 1999. – 138 с. – Бібліогр.: с. 132-136. – 300. – ISBN 5-7831-0272-5.
11. **Мухленов, И. П.** Основы химической технологии [Текст]: учеб. для хим.-технол. спец. вузов / И. П. Мухленов, А. Е. Горштейн, Е. С. Тумаркина, Н. В. Кузичкин; под ред. И. П. Мухленова. – 4-е изд., перераб. и доп. – М.: Высш. шк., 1991. – 463 с. – Библиогр.: с. 454. – 3000. – ISBN 5-06-001735-4.
12. **Мухленов, И. П.** Основы химической технологии [Текст]: учеб. пособие / И. П. Мухленов, В. Д. Тамбовцева, А. Е. Горштейн. – 2-е изд., доп и переработ. – М.: Высш. шк., 1975. – 344 с. – Библиогр.: с. 340–342. – 40000.
13. **Позин, М. Е.** Технология минеральных солей [Текст] / М. Е. Позин. – Ленинград: Гос. науч.-техн. изд-во хим. лит., 1961. – 1008 с. – Библиогр. : в конце глав. – 7000.
14. **Бабіченко, А. К.** Промислові засоби автоматизації [Текст]: навч. посіб.: У 2 ч. / А. К. Бабіченко, В. І. Тошинський, В. С. Михайлов та ін.; за заг. ред. А. К. Бабіченка. – Х.: НТУ «ХП», 2003. – Ч. 1. Вимірювальні пристрої. – 470 с. – Бібліогр.: с. 467. – 500. – ISBN 966-593-232-2.

15. **Бабіченко, А. К.** Промислові засоби автоматизації [Текст]: навч. посіб.: У 2 ч. / А. К. Бабіченко, В. І. Тошинський, В. С. Михайлов та ін.; За заг. ред. А. К. Бабіченка. – Х.: НТУ «ХП», 2003 р. – Ч. 2. Регулювальні і виконавчі пристрої. – 658 с. – Бібліогр.: с. 644–645. – 500. – ISBN 966-593-292-6.
16. **Соколов, Р. С.** Химическая технология [Текст]: учеб. пособие для студ. вузов: У 2 т. / Р. С. Соколов. – М.: Гуманит. изд-во «Центр ВЛАДОС», 2003. – Т. 2. – 448 с. – Библиогр.: с. 443-444. – 5000. – ISBN 5-691-00355-0.
17. **Стенцель, Й. І.** Автоматизація технологічних процесів хімічних виробництв [Текст]: навч. посіб. для студ. спец. «Автоматизація технол. процесів і виробництв» / ІСДО; Східноукр. нац. ун-т ім. Володимира Даля; Сіверськодонецький технологіч. ін-т. – К.: ІСДО, 1995. – 360 с. – Бібліогр.: с. 343–345. – ISBN 5-7763-2347-9.
18. **Атрощенко, В. И.** Технология связанного азота [Текст] / В. И. Атрощенко, А. М. Алексеев, А. П. Засорин и др; под ред. В. И. Атрощенко. – К.: Вища шк., 1985. – 327 с. – Библиогр.: с. 318. – 4000.
19. **Запольський, А. К.** Фізико-хімічні основи технології очищення стічних вод [Текст]: підруч. для студ. хіміко-технолог. і еколог. спец. вузів; за ред. Запольського А. К. / А. К. Запольський, Н. А. Мішкова-Кліменко, І. М. Астрелін та ін. – К.: Лібра, 2000. – 552 с. – Бібліогр.: в кінці розділів. – 4000. – ISBN 966-7035-28-X.
20. **Ахметов, Т. Г.** Химическая технология неорганических веществ [Текст]: учеб. пособие для вузов: В 2 кн. Кн. 1 / Т. Г. Ахметов, Л. Т. Ахметова, Л. Г. Гайсин и др.; под ред. Т. Г. Ахметова. – М.: Высш. шк., 2002. – 688 с.– Библиогр.: с. 686. – 5000. – ISBN 5-06-004147-6.
21. **Ахметов, Т. Г.** Химическая технология неорганических веществ [Текст]: учеб. пособие для вузов: В 2 кн. Кн. 2 / Т. Г. Ахметов, Л. Т. Ахметова, Л. Г. Гайсин и др.; под ред. Т. Г. Ахметова. – М.: Высш. шк., 2002. – 533 с. – Библиогр.: с. 529-530. – 5000. – ISBN 5-06-004147-6.
22. **Шувалов, В. В.** Автоматизация производственных процессов в химической промышленности [Текст]: учеб. для сред. спец. учеб. заведений по спец. «Эксплуатация автомат. устройств хим. пр-в» / В. В. Шувалов, Г. А. Огаджанов, В. А. Голубятников. – М.: Химия, 1991. – 480 с. – Библиогр.: с. 479. – 10400. – ISBN 5-7245-0142-2.

ЗМІСТ

Передмова	3
1. ТЕХНОЛОГІЧНІ СХЕМИ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕРОБЛЕННЯ НАФТИ ТА ГАЗУ	
1.1. Установа знесолення та зневоднення нафти на НПЗ.....	4
1.2. Установа вакуумної перегонки мазута для розділення оливних фракцій	7
1.3. Установа деструктивної перегонки мазутів і гудронів	9
1.4. Установа термічного крекінгу для виробництва термогазойлю	11
1.5. Установа каталітичного крекінгу з прямотечійним реактором.....	14
1.6. Установа риформінгу з рухомим шаром платиного каталізатора.....	17
1.7. Установа гідрокрекінгу з псевдозрідженим шаром каталізатора.....	19
1.8. Установа гідрокрекінгу в стаціонарному шарі каталізатора	22
1.9. Установа гідроочищення нафтових олив.....	25
1.10. Установа гідроочищення гасу з використанням високотемпературної сепарації	28
1.11. Установа контактного доочищення олив відбілювальними глинами.....	31
1.12. Установа для виробництва мильних та вуглеводневих мастил періодичним способом.....	33
1.13. Установа для виробництва мастил на мильних загусниках з використанням контактора	35
1.14. Установа для виробництва мастил на неорганічних загусниках.....	38
1.15. Установа для виробництва мастил на сухих милах напівнеперервним способом.....	40
1.16. Бітумна установа неперервної дії колонного типу	42
1.17. Бітумна установа з реактором зміювикового типу.....	45
1.18. Установа для виробництва технічного вуглецю термічним розкладанням	47
1.19. Установа для виробництва сірчаної кислоти із сірководню.....	51
1.20. Лужне очищення оливних дистилатів	54
2. ТЕХНОЛОГІЧНІ СХЕМИ ПРОЦЕСІВ ВИРОБНИЦТВА НЕОРГАНІЧНИХ РЕЧОВИН	
2.1. Виробництво білої сажі	56
2.2. Виробництво глинозему з бокситу методом спікання	58
2.3. Виробництво залізохромового каталізатора для конверсії оксиду вуглецю.....	61
2.4. Виробництво неконцентрованої азотної кислоти	63
2.5. Виробництво кальцинованої соди.....	66
2.6. Виробництво концентрованої азотної кислоти безпосередньо з оксидів азоту.....	68
2.7. Виробництво нітрофоски сірчано-кислотним способом.....	70
2.8. Процес пароповітряної каталітичної конверсії метану у виробництві аміаку.....	72
2.9. Виробництво аміачної селітри безвипарним способом	76
2.10. Виробництво розведеної азотної кислоти під атмосферним тиском	78
2.11. Концентрування розведеної азотної кислоти за допомогою нітрату магнію.....	80
2.12. Процес синтезу аміаку середнього тиску	81
2.13. Процес випарювання нітрату амонію	84
2.14. Виробництво азотної кислоти під тиском 0,73 МПа	85
2.15. Виробництво елементарної сірки з концентрованого сірководню	89
2.16. Виробництво нітриту калію	92
2.17. Перероблення флотаційного концентрату сірчаної руди автоклавним способом....	94

2.18. Двоступеневе газове очищення природних газів від сірководню моноетаноламіновим методом	97
2.19. Виробництво амофосу з барабанним гранулятором-сушаркою.....	99
2.20. Виробництво діамонійфосфату соляним способом (стадії форнейтралізації та змішування розчинів)	101
2.21. Виробництво комплексних добрив методом азотнокислотного розкладання з виморожуванням нітрату кальцію	102
2.22. Виробництво карбаміду з повним рідинним рециклом	105
2.23. Виробництво хлороксиду міді.....	106
2.24. Виробництво безводного фтористого водню сірчано-кислотним розкладанням флюориту.....	110
2.25. Виробництво глинозему з нефеліну	112
2.26. Виробництво фторид-біфториду амонію та білої сажі	115
2.27. Виробництво арсенату кальцію каталітичним окисненням розчину арсеніту натрію повітрям.....	117
3. ТЕХНОЛОГІЧНІ СХЕМИ ПРОЦЕСІВ ВИРОБНИЦТВА ПОЛІМЕРІВ ТА ПЛАСТМАС	
3.1. Виробництво поліетилену середнього тиску	120
3.2. Виробництво поліпропілену	123
3.3. Виробництво поліізобутилену.....	126
3.4. Виробництво полістиролу.....	129
3.5. Виробництво суспензійного полівінілхлориду.....	130
3.6. Виробництво полівінілацетату	133
3.7. Виробництво полівінілового спирту.....	135
3.8. Виробництво резольних фенолформальдегідних олігомерів	138
3.9. Виробництво карбамідних олігомерів	140
3.10. Виробництво капронового волокна	142
3.11. Виробництво поліефірів	145
4. ТЕХНОЛОГІЧНІ СХЕМИ ПРОЦЕСІВ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД	
4.1. Адсорбційне очищення стічних вод у виробництві віскози.....	148
4.2. Екстракційне знефенолювання стічної води фенолсульваном	151
4.3. Очищення стічних вод ректифікацією.....	154
5. РОЗРОБЛЕННЯ СХЕМ АВТОМАТИЗАЦІЇ, СХЕМИ КОНТРОЛЮ ТА КЕРУВАННЯ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИМИ ПРОЦЕСАМИ	
5.1. Призначення схем автоматизації та загальні принципи їх виконання	158
5.2. Графічне зображення технологічного устаткування та комунікацій.....	160
5.3. Графічне зображення засобів вимірювання та автоматизації	162
5.4. Методика побудови умовних графічних позначень засобів автоматизації	165
5.5. Позиційні позначення на схемах автоматизації.....	173
5.6. Вимоги до оформлення та приклади виконання схем автоматизації технологічних процесів	175
6. АВТОМАТИЗАЦІЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ	
6.1. Загальні підходи до вироблення стратегії керування хіміко-технологічними процесами	184
6.2. Виробництво аміачної селітри	186
6.3. Виробництво портландцементу.....	189
6.4. Процеси конверсії метану у виробництві аміаку.....	192
6.4.1. Процес парової каталітичної конверсії метану в трубчастій печі	192

6.4.2. Процес пароповітряної каталітичної конверсії природного газу у шахтному реакторі	195
6.5. Процес гідроочищення дизельного палива	198
6.6. Лакофарбове виробництво	200
6.6.1. Процес вироблення лакових смол	200
6.6.2. Процес вироблення пігментованих лакофарбових емалей	202
6.7. Системи очищення стічних вод	204
6.7.1. Хімічне очищення стічних вод	205
6.7.2. Термічне оброблення стічних вод	207
6.7.3. Біохімічне очищення стічних вод	209
ДОДАТКИ	
Додаток 1. Схеми автоматичного контролю та сигналізації технологічних параметрів	212
Додаток 2. Схеми автоматичного регулювання технологічних параметрів	219
Додаток 3. Специфікація устаткування, виробів і матеріалів (зразок)	227
Список використаної та рекомендованої літератури	230



Кафедру автоматизації хімічних виробництв було створено на хіміко-технологічному факультеті Київського політехнічного інституту (КПІ) наказом ректора О. С. Плигунова за № 434 від 02.06.1960 р., згідно з яким вона отримала назву «Кафедра теоретичних основ автоматики». Її першим завідувачем був знаний спеціаліст з теорії автоматичного регулювання професор Ю. Г. Корнілов, автор першого в СРСР

підручника з теорії автоматичного регулювання.

Колектив кафедри у стислий термін створив лабораторну базу, займаючись одночасно підготовкою курсів лекцій і навчанням студентів. Викладачі кафедри читали курс теорії автоматичного регулювання на різних факультетах (ця традиція підтримується донині). Першими студентами кафедри були студенти хіміко-технологічного факультету, які висловили бажання перекваліфікуватися на спеціальність «Автоматизація технологічних процесів хімічних виробництв». Через рік кафедру перейменували на кафедру теоретичних основ автоматики і автоматизації хімічних виробництв, а згодом – на кафедру автоматизації хімічних виробництв (остання назва зберігається вже майже півстоліття).

Перший випуск підготовлених кафедрою інженерів відбувся 1963 року. Того ж року кафедра перейшла на факультет хімічного машинобудування КПІ. Надалі кафедру очолювали доцент М. Д. Ступак (1963–1964), професори Р. Я. Ладієв (1964–1977), Ю. О. Остапепко (1977–1984), В. С. Коваленко (1984–1990), М. З. Кваско (1990–2007). Із січня 2007 року кафедру очолює доктор технічних наук професор А. І. Жученко.

На кафедрі працюють 35 спеціалістів, із них 23 викладачі, наукову лабораторію очолює доцент Б. Б. Булгаков. Серед викладачів кафедри чотири професори, 15 доцентів. У різні роки на кафедрі автоматизації хімічних виробництв працювали відомі вчені – професори О. М. Крижанівський, А. З. Грищенко, В. М. Кунцевич.

На кафедрі виконується значний обсяг науково-дослідних робіт за такими пріоритетними напрямками: «Збереження навколишнього середовища (довкілля) та сталий розвиток», «Новітні технології та ресурсозберігаючі технології в енергетиці», «Фундаментальні дослідження з найважливіших пріоритетів природничих, суспільних і гуманітарних наук», «Новітні технології та ресурсозберігаючі технології в енергетиці, промисловості та агропромисловому комплексі». Загальний обсяг фінансування науково-дослідних робіт за п'ять останніх років (2003–2007) становив понад 660 тис. грн, з них 188 тис. грн у 2007 році.

За останні 5 років кафедра підготувала 288 спеціалістів (в тому числі 12 іноземців) і 107 магістрів (в тому числі 46 іноземців).

Кафедрою провадиться підготовка бакалаврів за напрямом «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» та магістрів за спеціалізаціями «Комп'ютерно-інтегровані технологічні комплекси» і «Автоматизація і комплексна механізація технологічних процесів».

Адреса: 03056, Київ, просп. Перемоги, 37, корпус № 19.

E-mail: kozachok@ntu-kpi.kiev.ua.

Навчальне видання

Лукінюк Михайло Васильович

**Автоматизація
типових технологічних процесів:
технологічні об'єкти керування
та схеми автоматизації**

Навчальний посібник

Редактор
Р. М. Шульженко

Комп'ютерний набір, правка та верстка – *авторські*

Темплан 2007 р., поз. 1-3-003

Підп. до друку 17.07.2008. Формат 60×84¹/₁₆. Папір офс. Гарнітура Times.
Спосіб друку – офсетний. Ум. друк. арк. 13,72. Обл.-вид. арк. 22,81. Зам. № 8-204. Наклад 200 пр.

НТУУ «КПІ» ВПІ ВПК «Політехніка»
Свідоцтво ДК № 1665 від 28.01.2004 р.
03056, Київ, вул. Політехнічна, 14, корп. 15
тел./факс (044) 241-68-78