

Міністерство освіти і науки України  
Сумський державний університет

Склабінський В. І., Ляпощенко О. О.

**ТЕХНОЛОГІЧНІ ЛІНІЇ ТА КОМПЛЕКСИ  
НАФТО- І ГАЗОПЕРЕРОБНИХ  
ВИРОБНИЦТВ**

Навчальний посібник

*Рекомендовано вченою радою Сумського державного університету*



Суми  
Сумський державний університет  
2023

УДК 665.6(075.8)

С 43

**Рецензенти:**

*О. В. Паневник* – доктор технічних наук, професор, професор кафедри нафтогазових машин та обладнання Івано-Франківського національного технічного університету нафти і газу;

*М. П. Юхименко* – кандидат технічних наук, доцент, доцент кафедри хімічної інженерії Сумського державного університету

*Рекомендовано до видання  
вченою радою Сумського державного університету  
як навчальний посібник  
(протокол № 3 від 19 жовтня 2023 року)*

**Склабіньський В. І.**

С 43      Технологічні лінії та комплекси нафто- і газопереробних виробництв :  
навчальний посібник / В. І. Склабіньський, О. О. Ляпощенко. – Суми :  
Сумський державний університет, 2023. – 516 с.  
ISBN 978-966-657-960-0

Навчальний посібник спрямований на формування базових знань із питань роботи та проектування основних ліній, комплексів і обладнання нафто- та газопереробних виробництв, раціонального вибору технологічних схем перероблення нафти та газу в корисні продукти, уміння керувати фізичними та хімічними процесами, які відбуваються в обладнанні, що поєднане між собою в технологічні лінії та комплекси в нафто- та газопереробній галузі, особливостей сучасних промислових нафтохімічних виробництв.

Призначений для студентів технічних спеціальностей, а також усіх, хто прагне розширити свої знання щодо принципів роботи та керування сучасними нафто- та газопереробними виробництвами.

**УДК 665.6(075.8)**

ISBN 978-966-657-960-0

© Сумський державний університет, 2023

## ЗМІСТ

	С.
Вступ .....	10
1 Загальні відомості	
про нафто- та газопереробні заводи .....	13
1.1 Нафтопереробні заводи в різних країнах світу .....	13
1.2 Нафтопереробні заводи України .....	15
1.3 Історична довідка щодо нафтопереробних заводів в Україні .....	16
1.4 Транспортування нафти та газу .....	17
1.5 Основні групи нафтопереробних заводів. Заводи з неглибоким і глибоким переробленням нафти .....	23
2 Первинна підготовка нафти до перероблення .....	36
2.1 Підготовка нафти до перероблення .....	36
2.2 Дегазація нафти .....	45
2.3 Стабілізація нафти .....	47
2.4 Очищення нафти від нафтових емульсій .....	49
2.5 Способи руйнування нафтових емульсій .....	54
2.6 Зневоднювання нафти .....	55
2.7 Знесолення нафти .....	56
2.8 Принципові схеми установок простого переганяння нафти .....	58
3 Первинне перероблення нафти .....	62
3.1 Призначення процесу первинного перероблення нафти й типи установок .....	63
3.2 Переганяння нафти в промислових умовах .....	72
3.3 Гідрооблагороджування легких фракцій .....	76
3.4 Режим роботи установки переганяння та вибір технологічної схеми .....	78
4 Технологічні схеми первинного перероблення нафти .....	81
4.1 Атмосферне переганяння нафти з одноразовим випарюванням .....	82
4.2 Атмосферне переганяння нафти із дворазовим випарюванням .....	83

4.3	Технологічна схема, режим роботи й технічна характеристика встаткування комбінованої установки дворазового випарювання нафти .....	86
4.4	Вторинне переганяння бензину .....	93
5	Комбінована установка триразового випарювання нафти .....	95
5.1	Вторинне переганяння та стабілізація бензину на прикладі роботи установки ЕЛЗУ-АВТ .....	101
5.2	Принципова технологічна схема електрознесолювання нафти .....	106
5.3	Використання трубчастих печей в атмосферно-вакуумних трубчастих установках .....	107
6	Вторинне глибоке перероблення нафти .....	111
6.1	Термічні процеси .....	112
6.2	Термогідрогенізаційні процеси .....	115
6.3	Термічний крекінг .....	118
6.4	Основні чинники, що впливають на процес термічного крекінгу .....	120
6.5	Легкий крекінг (вісбрекінг) .....	127
6.6	Піроліз .....	133
7	Теоретичні основи й обладнання термічних процесів .....	136
7.1	Різновиди термічного крекінгу, сировина та продукція .....	136
7.2	Обладнання установок термічного крекінгу .....	144
7.3	Вісбрекінг як спосіб перероблення гудронів .....	154
8	Коксування, призначення й теоретичні основи процесу .....	160
8.1	Теоретичні основи процесу коксування .....	163
8.2	Сировина та продукція процесів коксування .....	164
8.3	Коксові камери, ректифікаційна колона та печі .....	172
9	Термокаталітичні процеси .....	182
9.1	Деякі різновиди термокаталітичних процесів .....	182

9.2	Каталітичний крекінг. Призначення і продукція каталітичного крекінгу .....	183
9.3	Каталізатори каталітичного крекінгу .....	190
9.4	Роль каталізаторів у термокаталітичних процесах .....	195
9.5	Обладнання процесу каталітичного крекінгу .....	197
9.6	Параметри процесу каталітичного крекінгу .....	202
10	Каталітичний крекінг у промисловості .....	206
10.1	Класифікація промислових установок каталітичного крекінгу .....	206
10.2	Організація руху потоків та основне обладнання установок каталітичного крекінгу .....	207
10.3	Потужність установок каталітичного крекінгу .....	222
10.4	Процес каталітичного крекінгу з мілісекундним (ультракоротким) часом контакту .....	224
11	Каталітичний риформінг .....	227
11.1	Каталітичний риформінг, призначення, теоретичні основи .....	227
11.2	Каталізатори риформінгу .....	241
11.3	Регенерація каталізаторів каталітичного риформінгу .....	245
11.4	Установка каталітичного риформінгу з шаром каталізатора, що рухається .....	248
11.5	Технологічна схема блоку гідроочищення установок риформінгу .....	253
12	Гідроочищення .....	255
12.1	Призначення гідроочищення .....	255
12.2	Теоретичні основи гідроочищення .....	257
12.3	Каталізатори гідроочищення .....	260
12.4	Гідроочищення в промислових умовах .....	261
12.5	Технологічне обладнання установок гідроочищення .....	265
12.6	Гідроочищення бензинових фракцій .....	268

12.7	Гідроочищення газових фракцій .....	270
12.8	Гідроочищення вакуумних дистилятів і вакуумного газойлю .....	271
12.9	Гідроочищення олій і парафінів і нафтових залишків .....	272
12.10	Гідроочищення гудронів і залишкових нафтопродуктів .....	274
12.11	Потужність і матеріальний баланс промислових установок гідроочищення .....	275
13	Гідрокрекінг .....	278
13.1	Призначення гідрокрекінгу .....	278
13.2	Каталізатори процесу гідрокрекінгу .....	280
13.3	Основні чинники, що впливають на процес гідрокрекінгу .....	281
13.4	Гідрокрекінг у промисловості .....	283
13.5	Основні переваги та сировина гідрокрекінгу .....	287
13.6	Промислові схеми гідрокрекінгу .....	289
13.7	Технологічне устаткування процесу гідрокрекінгу .....	292
13.8	Потужність установок і матеріальний баланс установок гідрокрекінгу .....	295
14	Одержання водню та сірки .....	297
14.1	Одержання водню .....	297
14.2	Одержання сірки .....	299
15	Перероблення природних і нафтових газів .....	303
15.1	Шкідливі домішки у природному газі .....	303
15.2	Класифікація газів, що містять сірку .....	307
15.3	Класифікація процесів очищення газів від кислих компонентів .....	310
15.4	Поглиначі і технологічні схеми очищення газів від сполук сірки .....	312
16	Сушіння та очищення природних газів .....	327
16.1	Основи вологометрії природних газів .....	327
16.2	Сушіння охолодженням .....	331
16.3	Сушіння газів абсорбцією .....	332

16.4 Сушіння в барботажних абсорберах .....	333
16.5 Двоступінчаста абсорбція .....	335
16.6 Сушіння газу й добування кислих компонентів .....	338
16.7 Очищення газів розчинами гліколяміну .....	340
17 Сушіння газів із використанням низькотемпературних процесів, регенерація поглиначів .....	343
17.1 Сушіння газів низькотемпературною сепарацією .....	343
17.2 Сушіння газів низькотемпературною конденсацією .....	344
17.3 Технологічна схема сушіння й добування газоконденсату .....	352
17.4 Регенерація поглиначів .....	354
17.5 Регенерація гліколів за атмосферного тиску .....	356
17.6 Регенерація гліколів за допомогою подання віддувного газу .....	359
17.7 Вакуумна регенерація гліколів .....	361
17.8 Регенерація гліколів, насичених сірководнем ....	363
17.9 Регенерація гліколів азеотропною ректифікацією .....	364
17.10 Регенерація гліколів зворотним осмосом .....	368
18 Загальні відомості про товарну нафту та газофракціонування .....	369
18.1 Вимоги до товарних нафти та газу .....	369
18.2 Підготовка нафти та газу до трубопровідного транспорту.....	371
18.3 Нафтозаводські гази та газофракціонування газів.....	373
18.4 Склад газу, сировина і продукція процесу газофракціонування.....	375
18.5 Загальна схема установки газофракціонування.....	377

19	Особливості поділу газів .....	386
19.1	Нафтозаводські ненасичені гази .....	386
19.2	Газофракціювальні установки неграничних газів .....	389
19.3	Газофракціювальні установки абсорбційно-ректифікаційного типу .....	391
20	Обладнання нафтових і газових родовищ і нафтопереробних заводів .....	396
20.1	Попередній розділ продукції свердловин .....	396
20.2	Обладнання для відокремлення нафти від газу .....	397
20.3	Обладнання для відокремлення нафти, газу та пластової води .....	404
21	Схеми приймання нафти на нафтопереробних заводах і резервуарне обладнання .....	413
21.1	Схеми приймання нафти на нафтопереробних заводах .....	413
21.2	Резервуари для зберігання нафтопродуктів .....	418
21.3	Устаткування вертикальних сталевих резервуарів .....	422
21.4	Боротьба із втратами нафтопродуктів у разі зберігання в резервуарах .....	428
21.5	Інженерні рішення для запобігання втрат нафтопродуктів .....	430
22	Насосне та компресорне обладнання нафто- та газопереробних заводів .....	433
22.1	Насосне обладнання .....	433
22.2	Газліфтний та аероліфтний способи видобування нафти .....	436
22.3	Різновиди насосів для відкачування нафти .....	441
22.4	Основні експлуатаційні показники машин для транспортування рідинних середовищ (нафти та нафтопродуктів) .....	444
22.5	Кавітація: основні поняття та причини її виникнення і наслідки .....	450



22.6	Динамічні насоси, їхній устрій .....	451
22.7	Робота насоса на гідравлічну мережу, робоча точка насоса .....	456
22.8	Вибір динамічних насосів .....	461
22.9	Поршневі насоси .....	464
22.10	Струминні насоси .....	467
22.11	Гвинтові насоси .....	469
22.12	Магістральні насоси для перекачування нафти .....	471
23	Обладнання газопереробних заводів для стискання та транспортування газу .....	473
23.1	Класифікація компресорних машин .....	473
23.2	Поршковий компресор .....	475
23.3	Відцентровий компресор .....	480
23.4	Гвинтові, пластинчасті та мембранні компресори .....	482
24	Загальнозаводське господарство газо- і нафтопереробних заводів .....	488
24.1	Приймання, зберігання й відвантаження товарних нафтопродуктів .....	488
24.2	Компаундування товарних нафтопродуктів .....	494
24.3	Електроустаткування нафтопереробних і газопереробних заводів, класифікація й маркування .....	495
24.4	Водопостачання нафтопереробних заводів .....	498
24.5	Каналізація нафтопереробного заводу .....	499
24.6	Охорона навколишнього середовища й нормування забруднень навколишнього середовища .....	500
24.7	Техніка безпеки на нафтопереробних заводах .....	507
24.8	Зріджені вуглеводневі гази. Вимоги безпеки.....	509
	Список літератури .....	510

## ВСТУП

Передумовою вивчення дисципліни «Технологічні лінії та комплекси нафтопереробних виробництв» (ТЛКНПВ) є опанування на попередніх курсах дисциплін «Технологічні основи нафто- та газопереробних виробництв» (ТОНПВ) та «Технологічне обладнання нафто- та газопереробних виробництв». У цих дисциплінах студенти вивчають основні технологічні операції, які використовують на нафтопереробних заводах (НПЗ) і газопереробних заводах (ГПЗ) для перероблення нафти та природного газу з метою отримання корисних товарних нафтопродуктів і палива, що використовуються як у різних галузях промисловості, так і в побуті.

Перед вивченням дисципліни ТЛКНПВ студенти вже мають бути ознайомлені з основними фізичними, хімічними та технологічними процесами, що протікають в обладнанні нафто- та газопереробних підприємств і знають та вміють проводити основні конструктивні розрахунки обладнання, що використовується в цих процесах. Під час вивчення дисципліни ТЛКНПВ студенти набувають навичок вибору відповідного технологічного обладнання, поєднання машин, теплообмінників, колонних та інших апаратів у технологічні лінії та комплекси, з яких складається сучасне промислове виробництво широкого асортименту виробів товарної продукції з нафти та природного газу.

Для вивчення дисципліни «Технологічні лінії та комплекси нафтопереробних виробництв» (ТЛК НПВ) є потреба розуміння світової тенденції щодо створення того чи іншого напрямку перероблення нафти і газу, отримання заданих властивостей продукції. Для цього студенти знайомляться з основними видами робочих нафтопереробних заводів, напрямами їхньої роботи. Ознайомлення зі світовими тенденціями будівництва нафтопереробних заводів

у світі, їхньою кількістю в різних країнах світу дозволяє проектувати виробництво на сучасному світовому рівні.

Додатково виділено нафтопереробні заводи в Україні, їхню кількість і потужність. Студенти також знайомляться з промисловими схемами, які поєднують технологічні процеси та обладнання між собою в цих технологічних лініях поєднанням цих ліній у великі промислові комплекси, починаючи від видобування нафти та газу, їхньої попередньої підготовки та транспортування на нафтобази, на нафтопереробні та газопереробні заводи, закінчуючи безпосередньою первинним і вторинним переробленням нафти і відвантаженням готової продукції споживачам.

Нафта переважно є сировиною для одержання великого спектра рідкого палива. Це бензини, гас, дизельне паливо, мазут. Нафта також є сировиною для виробництва мастил і спеціальних мастил. З важких продуктів можна відмітити нафтовий кокс, будівельні бітуми, консистентні пластичні змащення. Частина нафти перероблюється в нафтохімічну сировину. До таких різновидів можна віднести парафінові вуглеводні (індивідуальні алкани), олефіни (алкени) і ароматичні вуглеводні (арени), парафін (рідкий і твердий). Ця нафтохімічна сировина потрібна для виробництва багатьох корисних продуктів, які використовують у різних галузях промисловості: у сільському господарстві, медицині тощо. Деякі продукти нафтохімічної промисловості широко використовують у побутових умовах: пластичні маси, синтетичні каучуки і волокна, мийні засоби, концентрати (білково-вітамінні), індивідуальний кисень, що містять сполуки, такі як альдегіди, спирти, кислоти, кетони.

Відповідність перероблення нафти з отриманням того чи іншого виду продукції, нафтохімічної сировини для інших галузей промисловості, палива та мастил є основою того, що нафтопереробні заводи (НПЗ) об'єднані у групи відповідно до типу сировини, яку переробляють, та проду-

кції, що випускають ці заводи. Тому основні групи нафтопереробних заводів і загальні відомості та особливості структури цих заводів як глибокого, так і неглибокого перероблення нафти розглянуто в подальших розділах.

Отже, після вивчення дисципліни ТЛК НПВ студенти отримують необхідні знання та навички щодо обрання і розроблення необхідних технологічних схем та обладнання промислових нафто- і газопереробних виробництв для одержання потрібної товарної продукції, а також отримують необхідні знання та навички для роботи в різних сферах нафтогазової галузі.

# РОЗДІЛ 1

## ЗАГАЛЬНІ ВІДОМОСТІ

### ПРО НАФТО- ТА ГАЗОПЕРЕРОБНІ ЗАВОДИ

Ознайомимося з основними характеристиками нафтопереробних заводів. З переліку різних показників можна виділити такі, як величина відбору світлих нафтопродуктів та глибина перероблення нафти, які є дуже важливими характеристиками заводів, що демонструють, яка частина сировини, що надходить на нафтопереробний завод, переробляється в корисні продукти. Окремим питанням є визначення особливостей перероблення сировини на заводах із глибоким і неглибоким переробленням нафти за паливним і паливно-мастильним варіантом.

#### **1.1 Нафтопереробні заводи в різних країнах світу**

Для визначення чинників, що впливають на види та якість продукції нафтопереробних заводів, потрібно знати основні види та склад сировини, що надходить на перероблення, та основні види нафтохімічної сировини, що в подальшому також переробляється в різноманітну продукцію. У таблиці 1.1 надано інформацію щодо кількості нафтопереробних заводів у різних країнах світу.

Якщо провести аналіз цієї таблиці, то можна зробити декілька висновків, що найбільш розвинуті країни світу мають найбільшу кількість нафтопереробних заводів. Так, наприклад, сьогодні перше місце посідають США. Далі йде Японія і низка країн ЄС, які посідають передові позиції серед економік світу, далі розташовані Канада, КНР і деякі інші країни в порядку зменшення кількості нафтопереробних заводів.

Таблиця 1.1 – Обсяг перероблення нафти й кількість нафтопереробних заводів у різних країнах світу

Країна	Потужність перероблення нафти, млн т/рік	Кількість НПЗ	Країна	Потужність перероблення нафти, млн т/рік	Кількість НПЗ
США	928,3	273	Аргентина	33,6	12
Японія	278,0	46	Віргінські острови	31,8	1
Італія	198,7	32			
Франція	163,4	22	Кувейт	30,9	5
ФРН	145,8	19	Румунія	30,7	8
Великобританія	123,2	17	Індія	27,7	9
Канада	109,2	35	Саудівська Аравія	24,2	3
КНР	90,1	> 27			
Нідерланди	84,8	8	Швеція	23,4	6
Іспанія	75,3	10	Тринідад	22,7	2
Мексика	73,0	10	Чехословаччина	22,7	7
Бразилія	69,8	13	Сінгапур	21,9	5
Іран	68,2	14	Греція	21,2	4
Венесуела	65,7	8	ПАР	21,0	4
Бельгія	51,4	8	Польща	19,2	8
Південна Корея	37,5	6	Туреччина	18,2	4
Австралія	36,8	11	Португалія	18,1	3

Навіть такі невеликі країни, як, наприклад, Віргінські Острови мають свої нафтопереробні заводи. Якщо визначити географічне розташування цих країн, то багато країн мають заводи, але не мають власних покладів нафти. Це призводить до необхідності поставляти на ці заводи нафту за допомогою танкерів, що ускладнює логістику, залежність цих країн від сторонніх (політичних, економічних, погодних) чинників і призводить до подорожчання продукції та обмеження номенклатури продукції, що виробляється.

## 1.2 Нафтопереробні заводи України

На території України розташовано шість великих НПЗ сумарною потужністю з первинного перероблення 50,3 млн т нафтової сировини на рік. Водночас в експлуатації перебувають п'ять підприємств потужністю 43,2 млн т на рік.

Таблиця 1.2 – Потужності НПЗ України з первинного перероблення нафти, млн т на рік

<b>Нафтопереробний завод</b>	<b>Потужність, млн т на рік</b>
Кременчуцький («Укртатнафта»)	18,6
Лисичанський («Лисичанськнафтооргсинтез»)	16,0
Одеський (Одеський НПЗ)	2,8
Дрогобицький («Галичина»)	3,2
Надвірнянський («Нафтохімік Прикарпаття»)	2,6
Херсонський	7,1

Як бачимо з наведених даних, найбільш потужним є Кременчуцький нафтопереробний завод. Середній рівень завантаження НПЗ України не перевищує 21 %. Основний обсяг первинного перероблення забезпечують два НПЗ – Лисичанський (46,1 % перероблення нафти в Україні) і Кре-

менчуцький (34,6 %). У таблиці 1.3 надано інформацію щодо завантаженості нафтопереробних заводів України. Основну частину перероблення нафти забезпечує Лисичанський нафтопереробний завод, він переробляє майже половину всієї нафти, що надходить в Україну, та Кременчуцький нафтопереробний завод (переробляє майже третину всієї нафти).

Таблиця 1.3 – Обсяг первинного перероблення нафтової сировини на НПЗ України, млн т

Нафтопереробний завод	Рік	
	2009	2015
Усього	10,77	10,44
Кременчуцький	3,19	3,61
Лисичанський	4,95	4,81
Одеський	2,05	1,45
Дрогобицький	0,42	0,37
Надвірнянський	0,16	0,19

У цій таблиці також подано приклад динаміки зміни кількості сировини, що переробляється, протягом декількох років. Зниження відбувалося залежно від зовнішніх чинників, що загалом впливали на економіку країни. Різні заводи по-різному реагували на ці чинники, зменшуючи чи збільшуючи перероблення сировини.

### **1.3 Історична довідка щодо нафтопереробних заводів в Україні**

Лисичанський НПЗ уведений в експлуатацію в 1976 році. Потужність первинного перероблення – 16,0 млн т нафтової сировини на рік.

Кременчуцький НПЗ, уведений в експлуатацію в 1961 році, має потужність із первинного перероблення 18,6 млн т нафтової сировини на рік.



Одеський НПЗ – уведений в експлуатацію в 1937 році. Має потужність із первинного перероблення 3,2 млн т нафтової сировини на рік.

Надвірнянський НПЗ, уведений в експлуатацію в 1961 році, має потужність із первинного перероблення 2,6 млн т нафтової сировини на рік.

Херсонський НПЗ був уведений в експлуатацію в 1938 році. Потужність із первинного перероблення – 7,1 млн т нафтової сировини на рік.

#### **1.4 Транспортування нафти та газу**

На підприємства з перероблення нафту подають транспортом:

- трубопровідним;
- водним (танкери, баржі);
- залізничним у цистернах.

Якщо порівняти економічну доцільність транспортування нафти тими чи іншими видами транспорту, то виявляється, що собівартість перекачування нафти по трубопроводах удвічі-утричі нижча, ніж вартість перевезення залізницею.

На теренах європейської та азіатської частин земної кулі в середньому нафту перекачують на відстань близько 1500 км. Транспортується нафта по *трубопроводах діаметром 300–1200 мм*, причому більш ніж 40 % від загальної довжини припадає на магістральні трубопроводи діаметром 800–1200 мм. Для підтримання тиску у трубах по довжині магістральних нафтопроводів розміщується мережа вбудованих у лінію перекачувальних станцій, на яких встановлено насоси, *що мають продуктивність 1250–12 500 м<sup>3</sup>/год*. Такі насоси створюють тиск до 6,5 МПа.

На виході з магістральних нафтопроводів додатково розташовані й нафтопроводи-відводи. Цими відводами на-

фти надходить на нафтопереробні заводи. Нафту на НПЗ із магістрального трубопроводу подають на приймально-здавальні пункти, на яких її додатково фільтрують від механічних домішок і проводять облік її кількості.

Трубопроводи руйнуються від корозії. Для запобігання такого руйнування нафтопроводи захищають від блудних електричних токів. Для цього застосовують спеціальну *антикорозійну ізоляцію й електрохімічні захисні методи*. Якщо нафта, яка перекачується, має високу в'язкість, що підвищує температуру її застигання, то в цьому разі споруджують додаткові *станції підігрівання*, сполучаючи, де це можливо, з перекачувальними станціями.

На рисунку 1.1 подано схему транспортування нафти від головної насосної станції (ГНПС), розташованої поблизу нафтовидобувних шпар і резервуарів, у які збирається нафта, що видобувається з цих шпар, проходить попереднє перероблення, очищення, до кінцевого пункту приймання (КП), що розташований або на нафтопереробному заводі, або на нафтобазі. На кінцевому пункті приймання, зазвичай, розміщено велику кількість резервуарів для нафти.

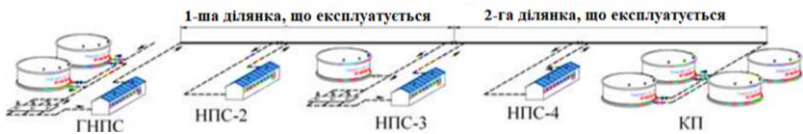


Рисунок 1.1 – Схема магістрального нафтопроводу

Але під час перекачування нафти тиск у ній зменшується внаслідок втрати гідравлічної енергії на тертя по стінках трубопроводу, між шарами нафти, що рухаються з різними швидкостями, на подолання місцевого опору в різному трубопровідному обладнанні (засувки, фільтри, повороти тощо). Для створення тиску і подальшого перекачування нафти на магістральному трубопроводі по всій

його довжині розташовують насосні перекачувальні станції (НПС), які додатково створюють тиск, за допомогою якого і створюються умови для подальшого транспортування нафти до кінцевого прийомного пункту.

На рисунку 1.2 подано узагальнену схему магістрального нафтопроводу, що відображає найбільш суттєві природні перешкоди, такі як річки, яри, інші нерівності місцевості. Також більш докладно позначено шлях від промислу, нафтозбірного пункту, де нафта зазнає попереднього очищення, головної нафтоперегінної станції, де нафту підготовлюють до транспортування, до головної лінійної засувки, через яку нафта подається в магістральний нафтопровід і далі перекачується до нафтобази.

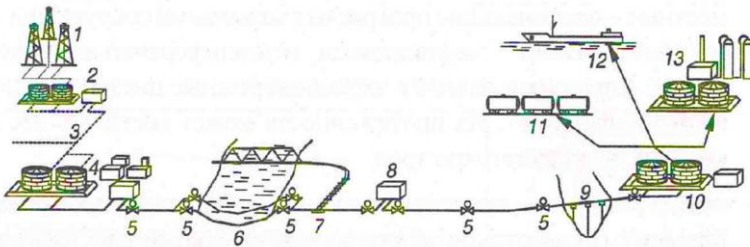


Рисунок 1.2 – Схема магістрального нафтопроводу у складній місцевості з природними перешкодами:  
 1 – промисли; 2 – нафтозбірний пункт; 3 – підвідні трубопроводи 4 – головна нафтоперегінна станція;  
 5 – лінійна засувка; 6 – підвідний перехід; 7 – перехід під залізницею; 8 – проміжна нафтоперегінна станція;  
 9 – надземний перехід через яр (струмок); 10 – кінцевий пункт нафтопроводу (нафтобаза); 11 – пункт наливання нафти в залізничні цистерни; 12 – перевалювання на водний транспорт; 13 – пункт здавання нафти на нафтопереробному заводі

Після нафтобази шлях нафти може бути різним. Нафту можна подавати:

- до пункту наливання в залізничні цистерни;
- пункту наливання нафти в нафтові танкери;
- пункту приймання нафти на нафтопереробному заводі.

Після завершення шляху проходження нафта надходить на кінцевий пункт (КП). Тут здійснюють її приймання, облік, перевалювання на інші види транспорту або здавання споживачеві. Резервуарний парк КП повинен мати таку ж саму місткість, що й резервуарний парк ГНПС.

На рисунку 1.3 подано приклади побудованих терміналів для завантаження суден (танкерів) нафтою. Розміри, архітектура, кількість причалів для танкерів залежить від рельєфу місцевості, потужності та ємності резервуарного парку нафтового сховища та ін. Нафтопроводи будуються від резервуарного парку до нафтоналивних естакад, де нафта завантажується в танкери. Естакади можуть одночасно приймати декілька танкерів. Під час завантаження нафти навколо танкера на поверхні води встановлюється спеціальне захисне спорудження, яке забезпечує нерозповсюдження нафти поверхнею моря в разі непередбаченого розливання нафти або іншої аварії.



Рисунок 1.3 – Нафтоперевалочні пункти для завантаження нафти в танкери

Розмір резервуарного парку на такій нафтобазі повинен бути не меншим, ніж ємність резервуарного парку, звідкіля нафта перекачується до цієї нафтобазі. Отже, повинен бути матеріальний баланс між ємністю вихідного резервуарного парку, звідки транспортується нафта, і ємністю кінцевого резервуарного парку, куди надходить нафта, що транспортується.

На рисунку 1.4 можна побачити візуально, які великі резервуари, яку кількість треба будувати, щоб забезпечити безперебійне функціонування нафтопереливних терміналів на узбережжі.

Магістральні трубопроводи для транспортування газу не менш складні, ніж магістральні нафтопроводи.



Рисунок 1.4 – Нафтова база та наливні естакади на узбережжі моря

На рисунку 1.5 загалом подано схему магістрального газопроводу для постачання газу від родовищ до газопереробного заводу (ГПЗ). Зі схеми бачимо, що шлях газу

починається на газовому промислі 1 та від окремих свердловин надходить на газозбірний пункт 2. На цьому газозбірному пункті може бути розташоване обладнання для первинного очищення газу від твердих домішок, від крапельної вологи. Далі газ надходить на головну компресорну станцію 3 і під великим тиском подається в основну магістральну лінію. Цей магістральний газопровід долає на своєму шляху різні перешкоди, такі як залізничні та автомобільні шляхи, річки, ярки, і газ проходить велику відстань, долаючи різні гідравлічні опори, унаслідок чого тиск у газі знижується до такої величини, що подолати подальші гідравлічні перешкоди він не може. Для відновлення тиску в газі по всій довжині магістрального трубопроводу будують проміжні компресорні станції 7. Для антикорозійного захисту встановлюють також станції катодного захисту 11.

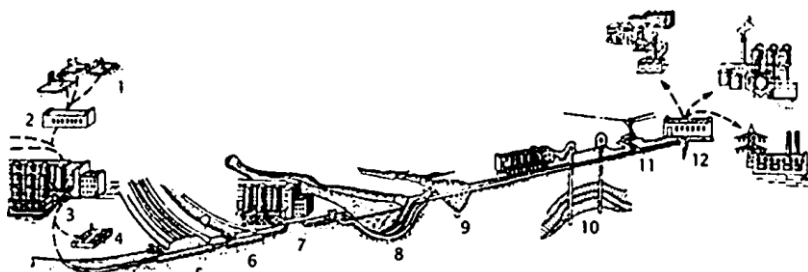


Рисунок 1.5 – Схема магістрального трубопроводу (інженерне спорудження), призначеного для транспортування газу з району видобутку в райони його споживання або перероблення:

- 1 – газовий промисел;
- 2 – газозбірний пункт;
- 3 – головна компресорна станція (КС);
- 4 – відведення до газорозподільної станції (ГРС);
- 5 – перехід через залізницю;
- 6 – перехід через автомобільну дорогу;
- 7 – проміжна компресорна станція (КС);
- 8 – перехід через річку;
- 9 – перехід через яр;
- 10 – підземне сховище газу (ПСГ);
- 11 – станція катодного захисту;
- 12 – кінцева газорозподільна станція (ГРС)

На кінцевих пунктах частина газу може надходити в підземне сховище газу (ПСГ) для компенсації витрат газу в пікові періоди його споживання (в Україні існують найбільші в Європі підземні сховища газу), а інша частина надходить на кінцеву газорозподільну станцію (ГРС).

З кінцевої газорозподільної станції газ надходить різним споживачам:

- газопереробним заводам;
- тепловим електростанціям (ТЕЦ), де використовується як пальне;
- побутовим споживачам газу в містах, селах для споживання газу як палива.

### **1.5 Основні групи нафтопереробних заводів. Заводи з неглибоким і глибоким переробленням нафти**

Перед тим як перейти до розгляду того, які є види, групи та типи підприємств, треба розглянути і визначити, які корисні продукти виробляють на цих нафтопереробних заводах (НПЗ). Відповідно до напрямку перероблення нафти з одержанням тих чи інших корисних продуктів є різні групи НПЗ.

На нафтопереробних заводах одержують такі види рідкого палива:

- бензини;
- гас;
- дизельне й пічне паливо (мазут).

Додатково з нафти отримують:

- різні мастила і спеціальні олії;
- нафтовий кокс;
- будівельні бітуми;
- пластичні змащення.

Нафтохімічна сировина, що потім поставляється на заводи хімічної промисловості:

- парафінові вуглеводні (індивідуальні алкани);

- олефіни (алкени) і ароматичні вуглеводні (арени);
- парафіни (рідкий і твердий).

З цієї нафтохімічної сировини роблять широку гаму корисних продуктів, які застосовуються:

- у сільському господарстві;
- різних галузях промисловості;
- медицині.

Для побутового вживання використовують похідні нафтопродуктів:

- індивідуальні кисневмісні сполуки, такі як кислоти, кетони, альдегіди;
- пластичні вироби;
- білково-вітамінні концентрати;
- синтетичні каучуки і смоли;
- синтетичні волокна й мийні засоби.

Різноманіття нафтопродуктів призводить до того, що й перероблення нафти на нафтопереробних заводах здійснюють за допомогою різних технологічних процесів, які умовно поділено на такі групи:

1) *первинне перероблення* (знесолення і зневоднювання, атмосферне й вакуумне переганяння нафти, переганяння мастильних і дизельних фракцій і бензинів);

2) *термічні процеси* (такі як термічний крекінг, коксування, вісбрекінг і піроліз);

3) *термокаталітичні процеси* (гідроочищення, каталітичний крекінг, гідрокрекінг, риформінг, селектоформінг);

4) *процеси, що стосуються перероблення різних нафтових газів* (наприклад, алкілювання – це процес, в основу якого покладено реакції взаємодії ізобутану з олефінами на каталізаторі, метою якого є одержання бензинових фракцій високої стабільності і детонаційної стійкості, а також ізомеризація та полімеризація);



5) процеси виробництва парафінів і мастил (депарафінація, деасфальтизація, селективне очищення, гідрогенізаційне та адсорбційне доочищення);

б) процеси виробництва різних бітумів, консистентних змащень, нафтових кислот, присадок і сировини для одержання інших продуктів;

7) процеси, пов'язані з виробництвом ароматичних вуглеводневих сполук (гідроеалкілювання, екстракція, деалформінг, диспропорціонування).

Залежно від асортиментів одержуваної продукції, від комбінації технологічних виробництв, що використовують для одержання цієї продукції, від характеру промислових схем перероблення **нафтопереробні заводи поділяють:**

- на паливні, основною продукцією яких є паливо;
- паливно-мастильні – це заводи, на яких поряд із паливами випускають і різні олії та мастила;
- заводи з нафтохімічними виробництвами, де додатково до палива, олій, мастил випускають нафтохімічну продукцію.

Для того щоб охарактеризувати НПЗ з погляду сучасності виробництва, наскільки він глибоко та якісно переробляє нафту як сировину і має мінімальні відходи, зазвичай характеризують заводи за величиною відбирання світлих нафтопродуктів і глибиною перероблення нафти.

**Величину відбирання світлих нафтопродуктів «С»** визначають за формулою

$$C = (B + Г + Д + А + РП + ЗГ + Р) / H,$$

де *B, Г, Д, А, ЖП, СГ, Р* – кількість одержуваних на НПЗ відповідно: бензинів (автомобільних і авіаційних), гасу, дизельних палив, ароматичних вуглеводнів, рідких парафінів, зріджених газів, розчинників, тис. т/рік; *H* – потужність, тис. т/рік.

Другим показником, який характеризує нафтопереробний завод, є **глибина перероблення нафти «Г»**, яку розраховують за виразом

$$Г = (НП - ТМ - П) / Н,$$

де *НП* – кількість вироблених на НПЗ товарних нафтопродуктів (без топкового мазуту); *ТМ* – кількість топкового мазуту; *П* – безповоротні втрати, тис. т/рік; *Н* – потужність НПЗ, тис. т/рік.

З огляду на наведені вище дані НПЗ можна поділити за напрямками, що схематично подано на рисунку 1.6.

### **Потокові технологічні схеми НПЗ**

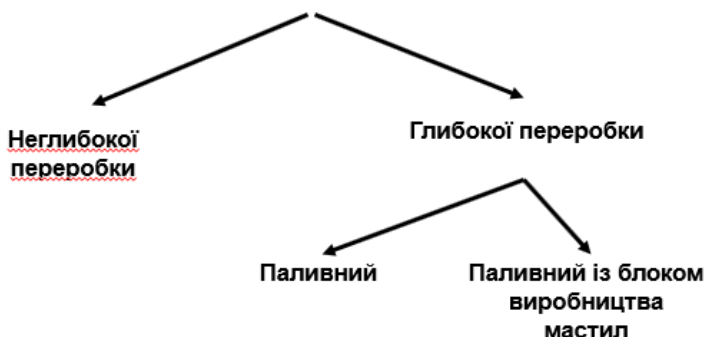


Рисунок 1.6 – Потокові технологічні схеми НПЗ

*Заводи з неглибоким переробленням нафти за паливним варіантом* раніше будували в тих районах, де відсутні інші джерела органічного палива (вугілля, природний газ), а для постачання енергетичних установок використовується залишок від переганяння нафти – мазут.

На таких заводах із нафти виділяють, світлі дистилятні фракції, що споконвічно містяться в ній, які потім облагороджують із застосуванням вторинних процесів – каталітичного риформінгу, ізомеризації, гідроочищення.

У схемі заводу з неглибоким переробленням нафти передбачено також одержання рідкого парафіну – сировини для біохімічних виробництв і вакууму. Поточкову схему заводу з неглибоким переробленням нафти за паливним варіантом, яка має у своєму складі сірку, зображено на рисунку 1.7, де подано, як перерозподіляються потоки продуктів перероблення нафти, які додаткові технологічні процеси використовують для покращання якості продуктів і збільшення їхньої номенклатури.

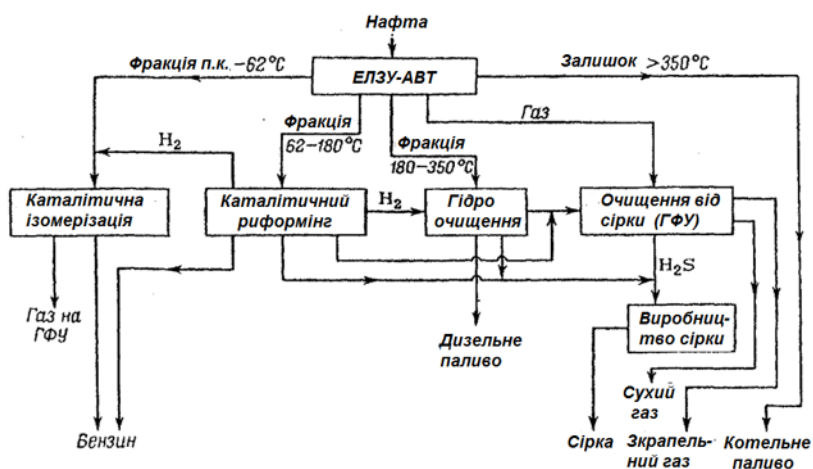


Рисунок 1.7 – Поточкова схема заводу неглибокого перероблення сірчистої нафти за паливним варіантом

**На заводі неглибокого перероблення** нафта спочатку надходить на первинне перероблення на електрознесольовальну установку (ЕЛЗУ) для зневоднення та знесолування нафти. Потім очищена нафта подається на атмосферну вакуумно-трубчасту АВТ-установку, яка має у своєму складі атмосферну та вакуумну колони для поділу на декілька фракцій (приклади таких фракцій див. на рисунку 1.7), а залишок ( $> 350\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) можна використовувати як ко-

тельне паливо. Зазвичай установки очищення нафти та поділу її на фракції об'єднують в одну технологічну установку ЕЛЗУ-АВТ.

Газова фракція піддається очищенню від сірки на газофракційному заводі, де виділяється сірководень, який спрямовують на установку виробництва сірки. Унаслідок цього отримують сірку, сухий (С1–С2) і зріджений газ (С3–С4).

Наступна фракція з більшими температурами кипіння (до 62 °С) подається на установку каталітичної ізомеризації, де додатково отримують газову фракцію, яка теж подається на ГФУ, та бензинову фракцію.

Фракція з більшими температурами кипіння (до 180 °С) подається на установку каталітичного риформінгу, де також додатково отримують бензинову фракцію, виділяють сірководень, який спрямовують на установку виробництва сірки, та отримують дуже необхідний у декількох технологічних процесах водневий газ, який використовують у процесах каталітичної ізомеризації та гідроочищення важкої фракції (180–350 °С). Цю важку фракцію після видалення сітчастих сполук використовують як дизельне паливо.

На рисунку 1.8 подано схему потоків одного з варіантів «складного» перероблення нафти, що відрізняється від розглянутого попередньо варіанта неглибокого перероблення нафти наявністю виробництв, у яких використовуються термічні та каталітичні процеси вторинного перероблення нафти.

Згідно з цією схемою попередньо очищена та знесолена нафта надходить на установку, у складі якої є атмосферна та вакуумна ректифікаційні колони. У вакуумній колоні переробляється залишок перероблення нафти атмосферної колони – мазут. В атмосферній колоні отримують газову фракцію, яка далі подається на ГФУ, кінцеві продукти роботи якої – сірководень, що в подальшому є сировиною для отримання сірки, та паливний газ.

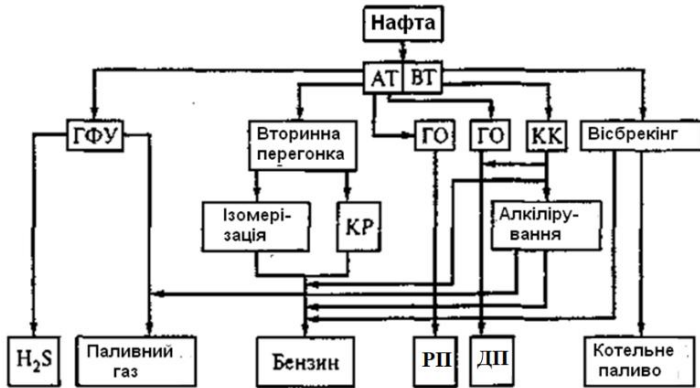


Рисунок 1.8 – Принципова схема варіанта «складного» перероблення нафти

Більш важкі вуглеводневі компоненти з атмосферної колони подаються на вторинне переганання, ізомеризацію, каталітичний риформінг (КР), гідроочищення (ГО) для отримання бензину та інших якісних продуктів, наприклад, дизельного (ДП) та ракетного палив (РП).

Продукти, що отримують у вакуумній трубчастій установці (ВТ), надходять теж на подальше перероблення для покращання їхньої якості. Більш легкі фракції піддаються каталітичному крекінгу (КК), алкілюванню та є компонентами якісного бензину. Більш важка фракція піддається вісбрекінгу з видаленням компонентів бензинової фракції, а більш важка частина використовується як котельне паливо.

Значно складнішою є схема потоків заводу із глибоким переробленням нафти. Поклад такої схеми подано на рисунку 1.9.

**На заводах із глибоким переробленням нафти**, яка має у своєму складі сірчані сполуки, спочатку надходить на установку ЕЛЗУ-АТ, де в атмосферній колоні отримують легку бензинову фракцію (до 180 °С), газову фракцію (180–240 °С), фракцію дизельного палива (240–350 °С). Залиш-



Гасову фракцію (180–240 °С) та фракцію дизельного палива (240–350 °С) піддають гідроочищенню та отримують якісні паливні продукти, такі як газове, реактивне, дизельне палива.

Більш складний шлях проходить мазут, який подають на ВТ-установку, де у вакуумній колоні поділяють на дві основні фракції. Більш легку фракцію (350–500 °С) подають на установки гідравлічного крекінгу (ГК) та каталітичного крекінгу (КК) з гідроочищенням і під час подальшого перероблення отримують сірку, бензинове, реактивне та дизельне палива. Більш важку гудронову фракцію подають на установки коксування для подальшого виробництва низки корисних продуктів і на установку виробництва бітуму.

Якщо поєднати інформацію, наведену вище, щодо схем потоків і продукції заводів із неглибоким та із глибоким переробленням нафти, можна визначити загальні особливості у вигляді схеми, наведеної на рисунку 1.10.

Сира нафта, яка містить у своєму складі тверді домішки, сірчані та інші сполуки, пластову воду, гази, спочатку подається на очищення від усіх цих домішок, а потім на перероблення в атмосферну колону. Потім залежно від того, які продукти фракції отримують в атмосферній колоні, потоки подаються:

- на газофракційні установки для поділу на окремі гази або фракції;
- установки ізомеризації легких бензинових фракцій для покращання якості бензинів та отримання ароматичних вуглеводневих сполук, що є сировиною нафтохімічних виробництв;
- установки каталітичного риформінгу, де отримують каталізатор із високим октановим числом як компонент високоякісного бензину, та гідроочищення для покращання якості фракцій, що подають на подальше перероблення;
- установки гідроочищення гасу, дизельного палива;
- установки для видалення парафінів;

- установки виробництва сірки;
- установки виробництва бітуму.

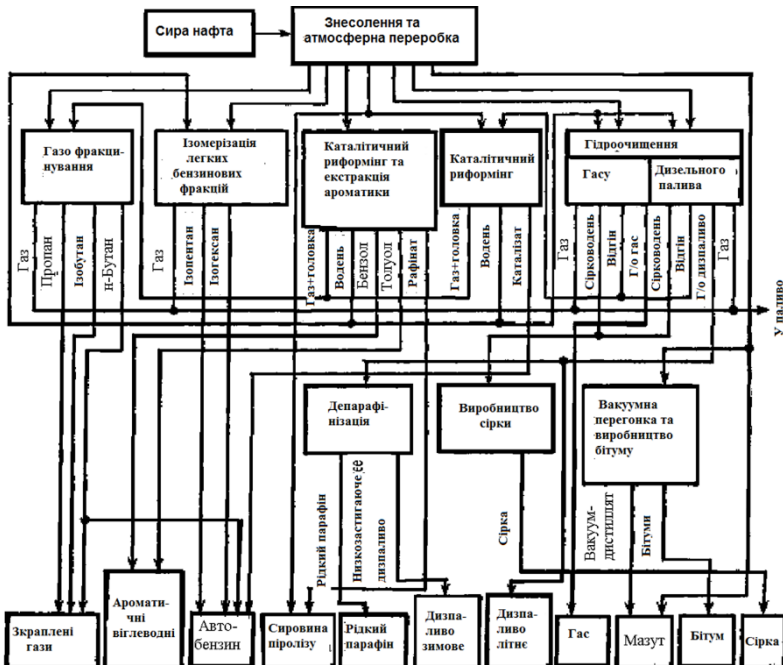


Рисунок 1.10 – Загальна схема основних структурних підрозділів і руху потоків між установками перероблення нафти і продуктами, що виробляють на НПЗ

Різні НПЗ можуть виробляти різний перелік продукції, але загалом у порядку зростання маси фракцій вуглеводневих компонентів, їхньої в'язкості, агрегатного стану речовини, можна виділити такі основні види продукції НПЗ: гази сухі та зріджені; ароматичні вуглеводневі сполуки; автомобільні бензини; сировина піролізу та рідкі парафіни; дизельне паливо зимове та літнє; гасове паливо; дизельне паливо; котельне паливо, мазут; бітуми; сірка, кокс.



На заводах *із глибоким переробленням нафти* за паливним варіантом, крім установок первинного переганяння й облагороджування світлих дистилатів, до складу заводу входять:

- установки гідрокрекінгу;
- каталітичного крекінгу й коксування.

На базі легких неграничних вуглеводних фракцій, отриманих каталітичним крекінгом і коксуванням, може бути організоване виробництво:

- високооктанових компонентів автомобільного бензину – алкілату;
- або метил-трет-бутилового ефіру (МТБЕ).

На *НПЗ паливно-мастильного профілю* схема перероблення містить:

- деасфальтизацію гудрону;
- селективне очищення вузьких мастильних дистилатів і деасфальтизату;
- депарафінізацію рафінатів селективного очищення;
- гідроочищення або контактне очищення депарафінованого мастила;
- змішування очищених залишкових і дистилатних компонентів один з одним і з композиціями присадок.

У таблиці 1.4 наведено приклади виробництва основної продукції на заводах із різними схемами перероблення нафти та подано, яку частку в загальному обсязі сировини, що переробляється, становить той чи інший вид продукції НПЗ.

На НПЗ, крім паливних продуктів, виробляють також низку продуктів для нафтохімічної промисловості.

Нафтохімічні виробництва можуть входити до складу нафтопереробного заводу. Є самостійні нафтохімічні заводи. Вони одержують сировину із НПЗ залізницею, трубопроводами або автотранспортом.

Таблиця 1.4 – Приклади товарних балансів нафтопереробних заводів із різними схемами перероблення нафти

Компонент	Паливний варіант		Паливно-мастильний варіант
	з неглибоким переробленням	з глибоким переробленням	
1	2	3	4
Перероблено, % на нафту			
нафта знесолена	100,00	100,00	100,0
Вода на виробництво водню	–	1,55	–
Домішки до мастил	–	–	0,50
Усього	100,00	101,55	100,50
Отримано, % на нафту			
автомобільний бензин	15,25	22,65	15,19
Гас гідроочищений	9,72	9,72	9,72
Зріджені гази	1,58	2,56	1,58
Кокс нафтовий	–	2,40	–
Бітуми дорожні й будівельні	5,76	5,76	5,76
Сировина для виробництва технічного вуглецю	–	0,95	–
Пічне паливо	40,08	15,59	37,33

Продовження таблиці 1.4

1	2	3	4
Мастила	–	–	3,80
Парафіни тверді й церезин	–	–	0,88
Сірка елементарна	0,14	0,63	0,14
Паливний газ	2,05	3,10	2,19
Діоксид вуглецю	–	1,80	–
Відходи і втрати	0,80	1,88	0,90
Усього	100,00	101,55	100,50

Такі основні види нафтохімічної сировини на НПЗ:

- зріджені гази;
- бензинова й гасогазойлева фракції, що подаються на піроліз;
- індивідуальні алкани, вироблювані на газофракційних установках граничних газів;
- пропан-пропіленова (ППФ) фракція;
- бутан-бутиленова (ББФ) фракція;
- пентан-аміленова (ПАФ) фракції, одержувані з газофракційних установок неграничних газів;
- ароматичні вуглеводні (бензол, толуол, ксилоли);
- рідкі й тверді парафіни.

## РОЗДІЛ 2 ПЕРВИННА ПІДГОТОВКА НАФТИ ДО ПЕРЕРОБЛЕННЯ

Важливими показниками нафти, що надходить на перероблення на НПЗ, є її якість, яка, зі свого боку, залежить від ступеня очищення нафти від шкідливих домішок. Якість нафти як сировини НПЗ є основою для отримання в подальшому якісних нафтопродуктів. Першою стадією підготовки нафти до перероблення на НПЗ є стадія очищення нафти від шкідливих домішок. Ця стадія підготовки нафти до перероблення містить у собі декілька процесів, наприклад: дегазація нафти; стабілізація нафти; очищення нафти від нафтових емульсій; знесолення нафти; зневоднювання нафти. Для усвідомлення фізичних явищ, що використовуються в таких процесах, потрібно знати способи руйнування нафтових емульсій та основні характерні принципові схеми установок простого переганяння нафти. Ці питання і розглянуто в цьому розділі.

### **2.1 Підготовка нафти до перероблення**

Видобутку нафти та газу, транспортуванню нафти і газу магістральними трубопроводами та переробленню на нафтопереробному заводі (НПЗ) та газопереробному заводі (ГПЗ) передують розроблення нафтового або газового родовища – це комплекс заходів, спрямованих на забезпечення припливу нафти й газу з покладу до вибою шпар, що передбачають із цією метою певний порядок розміщення шпар на площі, черговість їхнього буравлення і введення в експлуатацію, установлення й підтримання певного режиму їхньої роботи. На рисунку 2.1 схематично подано в перерізі шару землі розташування основних компонентів нафтового родовища.

Як подано на рисунку 2.1 під шаром землі розташований пласт нафти, з якого нафтовий насос (на цій схемі умовно подано штанговий насос) нафту викачує на поверхню. Для збільшення тиску в нафтовому пласті використовують, як подано на рисунку 2.1, додаткове закачування води через свердловину для подання води.

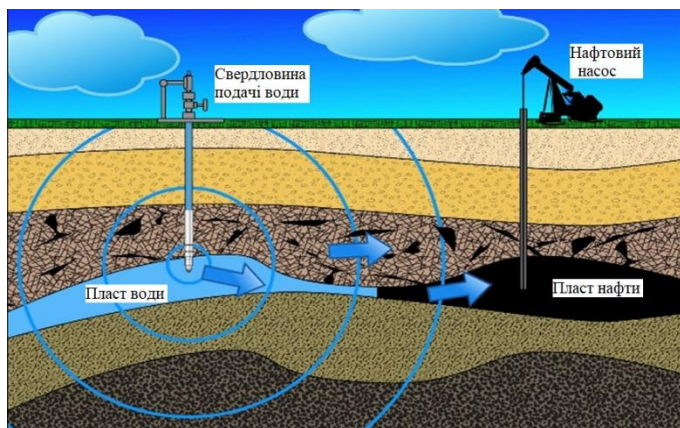


Рисунок 2.1 – Умовний вигляд нафтового родовища

Під дією тиску з боку шару води створюються більш сприятливі умови для піднімання нафти на земну поверхню. З цієї схеми бачимо, що в нафті є домішки у вигляді твердих часток, у нафту, що викачується, потрапляє так звана пластова вода. Суміш води та нафти створюють досить стійкі нафтові емульсії, які не розшаровуються тривалий термін. У цій суміші розчинені шкідливі сполуки (солі, сірчані сполуки тощо). Нафта в підземному шарі перебуває під тиском і в ній розчинено різні гази. Усі вказані домішки потрібно видаляти з нафти, що частково і роблять прямо на нафтовому родовищі перед поданням нафти в магістральний трубопровід. На рисунку 2.2 подано загальною основні складові лінії збирання та підготовки нафти на промислах.

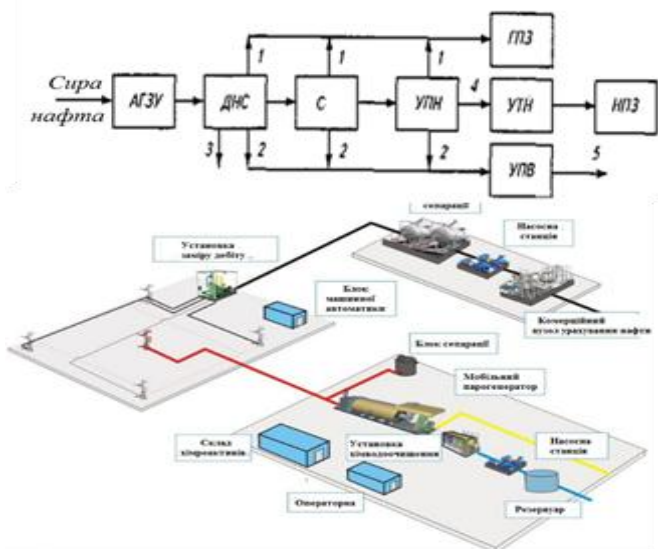


Рисунок 2.2 – Схема збирання і підготовки нафти на промислах:

*АГЗУ* – автоматизована група замірних установок;  
*ДНС* – дотискна насосна станція; *С* – сепаратори другого щабля; *УПН* – установка підготовки нафти; *УПВ* – установка підготовки води; *ГПЗ* – газопереробний завод;  
*УТН* – установка здавання товарної нафти; *НПЗ* – нафтопереробний завод; *1* – газ; *2* – неочищена вода;  
*3* – механічні домішки; *4* – стабільна нафта;  
*5* – очищена вода

Для підвищення тиску в нафті та її подальшого перекачування нафта подається на дотискну насосну станцію (ДНС). Перед цією станцією встановлюють фільтри, які відділяють тверді домішки, що можуть пошкодити насосне обладнання, та вже частково починається відділення газів, які в подальшому подаються на газопереробний завод (ГПЗ). Далі очищена від твердих домішок і частково від газів нафта подається на більш досконале відокремлення

газів у систему сепараторів (рис. 2.3) другого ступеня, де від нафти відділяється основна частина газів, що була розчинена в нафті, та крапельна вода.

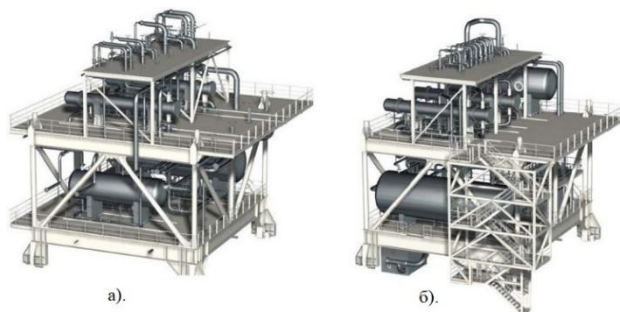


Рисунок 2.3 – Модульні сепараційні установки:

*а)* модуль 1-ї стадії сепарації нафти: вхідний сепаратор (нафта / газ / вода), випробувальний сепаратор (нафта / газ / вода); підігрівачі нафти; *б)* модуль 2-ї стадії сепарації нафти: сепаратор низького тиску; електростатичний дегідратор; нафтовий насос

Сира нафта від свердловин (шпар) надходить до замірних установок (рис. 2.4) для врахування кількості видобутої нафти.

Очищена та дегазована в сепараторах (див. рис. 2.3) нафта в подальшому подається на установку підготовки нафти (УПН), де використовують більш складні методи виділення з нафти газів і розчиненої вологи у вигляді пари і кислих компонентів. На цій стадії також проводиться попередня стабілізація нафти з виділенням легких вуглеводневих сполук (C1–C4).

Виділена пластова вода збирається з усіх блоків очищення нафти і подається на установку підготовки води, де відбувається, зокрема, і хімічне очищення води. Далі очищена вода може використовуватися в технологічних

процесах і подаватися до свердловини закачування води в підземний пласт для інтенсифікації процесу видобування нафти.



Рисунок 2.4 – Автоматична групова замірна установка

Якщо на нафтовому родовищі є велика кількість свердловин, з яких видобувається нафта, використовують схему збирання нафти зі свердловин, подану на рисунку 2.5. На цьому рисунку більш докладно подано устрій нафтовидобувної свердловини та свердловини для закачування води в нафтовий пласт. Нафта з декількох свердловин подається на групову замірну установку. Подальший шлях аналогічний указаному в описі до рисунка 2.2.

Крім основного обладнання, указанного під час описування рисунків 2.4–2.5, на нафтогазових родовищах є допоміжні системи, без яких функціонування системи збирання та підготовки нафти на родовищі не можливо. До складових цієї системи належать:

- смолоскипова система;
- підготовка води;
- система технічного контролю повітря й води КВА (контрольно-виміральної апаратури);



- система азоту;
- підготовка паливного газу;
- дозування хімреагентів;
- дренажна система;
- система теплоносія / холодоагенту.

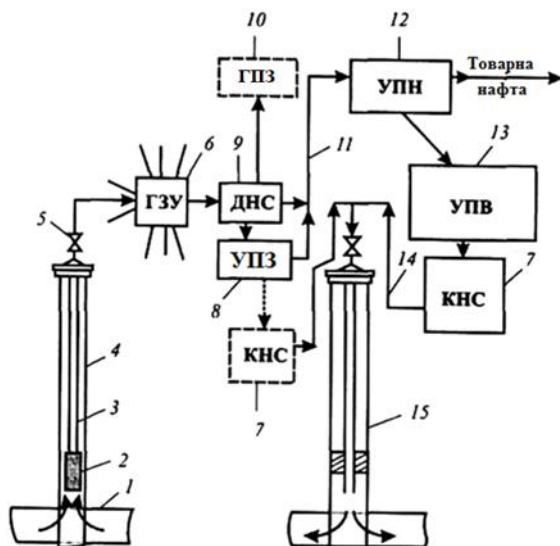


Рисунок 2.5 – Принципова схема системи збирання продукції зі свердловини на нафтовому промислі:  
 1 – продуктивний шар; 2 – свердловинний насос;  
 3 – піднімальні труби; 4 – обсадна колона; 5 – устя видобувної свердловини; 6 – групова замірна установка;  
 7 – кушова насосна станція; 8 – установка попереднього збирання води; 9 – дотискна насосна станція;  
 10 – газопереробний завод; 11 – трубопровід для водонафтової суміші; 12 – установка підготовки нафти;  
 13 – установка підготовки води; 14 – водовід;  
 15 – нагнітальна свердловина

Підготовлена в такий спосіб нафта подається до установки відвантаження нафти (УТН) і далі відвантажуються в магістральний нафтопровід до нафтопереробного заводу (НПЗ).

Якщо кількість газу, що виділяється з нафти під час її очищення, мала та її економічно не доцільно спрямовувати на перероблення до газопереробного заводу, то такий газ, небезпечний для людського здоров'я, спалюють у смолоскиповій системі для того, щоб не засмічувати повітря навколишнього середовища. Є система хімічного очищення води та шкідливих для здоров'я людини хімічних сполук. Така система очищення води потребує обладнання для дозування хімічних реагентів і забезпечення функціонування дренажної системи.

Електричні сигнали подавати на контрольно-вимірювальну апаратуру небезпечно з погляду пожежної та вибухової безпеки. Тому в КВА використовують стиснене повітря, яке потребує також контролю та очищення. З цією метою використовують також і систему азоту.

На нафтових промислах є також печі для отримання теплової енергії для підігрівання нафти та зменшення її в'язкості, використання теплової енергії на побутові та інші цілі. Потрібне також обладнання для системи підготовки паливного газу для видалення кислих корозійно небезпечних сполук і речовин, що після спалювання засмічують навколишнє середовище.

Для створення умов щодо виділення з газу крапельної вологи газ потрібно охолоджувати, що потребує використання системи такого теплоносія, як холодоагент.

Якщо розглядати газові родовища, то загалом можна виділити чотири основні схеми систем збирання газу, узакані на рисунку 2.6.

Кільцеву систему збирання газу використовують, якщо всі свердловини згруповані і можна об'єднати їх ліні-

єю коротких трубопроводів і підвести до пункту приймання газу. Кільцева система є замкнутою з можливістю рівномірного перерозподілу газу по окремих частках і можливістю знеструмлення окремих ділянок трубопроводу без шкоди для загального потоку газу та має одну установку комплексної підготовки газу (УКПГ), що знижує можливість її ефективної роботи в разі коливань кількості газу, що добувається в окремих свердловинах.

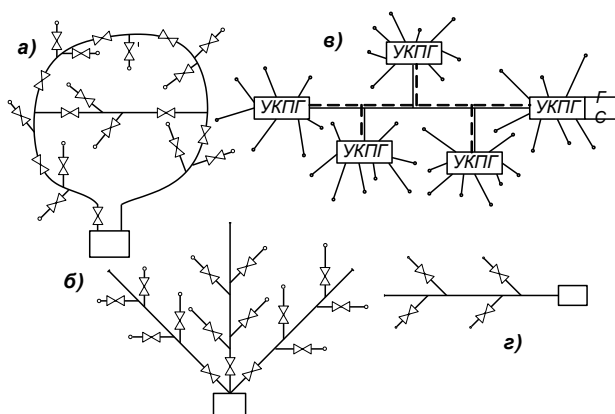


Рисунок 2.6 – Схеми газозбірних мереж:  
*а* – кільцева; *б* – променева; *в* – групова; *г* – лінійна;

Променева система, як і кільцева, має спільну для всіх свердловин установку комплексної підготовки газу (УКПГ), свердловини розташовані в невеликому секторі зі змогою під'єднати їх до декількох променевих ліній, які є колекторами збирання газу, і потім також під'єднані до УКПГ. Є можливість від'єднання окремих ділянок трубопроводу, але в цій схемі також від'єднуються і свердловини, що об'єднані цим трубопроводом. Групова система збирання газу використовується, якщо групи свердловин розташовані на суттєвій відстані одна від одної. У цьому разі

економічно доцільно на кожну групу свердловин встановлювати окрему УКПГ, а потім ці установки об'єднувати між собою та під'єднувати до магістрального газопроводу. Лнійна система труб збирання газу має менше поширення. Вона розрахована, також як і замкнена система, на обслуговування всього родовища й тому їй властиві ті ж самі недоліки.

Як було подано на схемах газо- та нафтозбірних мереж, до установок комплексної підготовки чи нафти, чи газу під'єднуються колектори збирання газу та нафти, а до цих колекторів під'єднуються декілька свердловин (шпар), які можуть налічувати кілька десятків. У цьому разі таку скупченість свердловин, подану на рисунку 2.7, називають кущами шпар, або кущами свердловин.



Рисунок 2.7 – Кущі шпар (свердловин)

На виході кожної свердловини на поверхні встановлюють систему засувок, що регулює роботу тієї чи іншої свердловини, так званого дебіту свердловини. Дебіт свердловини – обсяг продукції, що добувається зі свердловини за одиницю часу (секунду, добу, годину тощо).

У складі збільшеного куща свердловин може перебувати кілька десятків похило-спрямованих шпар. Сумарний дебіт за нафтою одного куща шпар ухвалюється до 4000, а газовий чинник – до 200.

## 2.2 Дегазація нафти

У земних надрах нафта перебуває під тиском. Тому в такій сирій нафті міститься розчинений газ, що називається попутним, або нафтовим газом. В одній тонні нафти міститься від  $50 \text{ м}^3$  до  $100 \text{ м}^3$  нафтового попутного газу. Такий газ є цінною вуглеводневою сировиною, тому ще на родовищі його треба до транспортування магістральним трубопроводом виділити з нафти, що і роблять, використовуючи процеси сепарації газу та стабілізації нафти.

У міру піднімання нафти на земну поверхню тиск у нафті зменшується, і гази, що перебували розчиненими в нафті в умовах великого тиску, починають виділятися з неї. Такі гази, що виділилися з нафти, треба спіймати і спрямувати на перероблення. Цей процес реалізується на нафтових промислах за допомогою використання декількох технологічних схем. У таких схемах є відмінності, які залежать від того, як газ і нафта переміщуються на промислах.

Є такі схеми, де газ відділяють від нафти на невеликій відстані від свердловини. У цьому разі після відділення газу нафта вже з невеликою кількістю газу перекачується до основних збірних резервуарів.

Приклад такої схеми відділення газу від нафти наведено на рисунку 2.8.

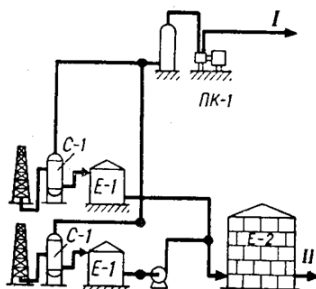


Рисунок 2.8 – Схема одноступінчастого відділення газу з нафти на родовищі: *I* – газ на ГПЗ;

*II* – нафта на НПЗ

Газонафтова суміш зі шпари надходить у ємність-сепаратор *C-1*. У цій ємності (ще називають трап) є відбійники, що запобігають віднесенню крапель нафти з газом. З ємності *C-1* газ подають у колектор для збирання газу з різних свердловин. Нафту із *C-1* подають для вимірювання кількості в мірну ємність *E-1*. З колектора для збирання газу, до якого може бути під'єднано більш ніж 100 свердловин із декількох нафтових родовищ, газ подають на газопереробний завод (ГПЗ), де він підлягає подальшому переробленню, і виробляють, зокрема, і газовий бензин.

Тиск у ємності *E-1* невисокий (1–2 атм.), тому для стиснення та перекачування газу на ГПЗ використовують компресори *ПК-1*.

Нафта з мірника *E-1* подається на нафтозбиральний пункт. Там вона підлягає зневоднюванню. Ця схема досить проста але, на відміну від більш складних схем, не забезпечує достатньої повноти видалення та вловлювання попутного нафтового газу. Після такої одноступінчастої сепарації в сирій нафті залишається до 40–50 % попутного газу. Нафтовий газ разом із нафтою потрапляє в мірники *E-1*. Потім ця суміш потрапляє і в резервуари нафтових збиральних пунктів НПЗ та у великій кількості випаровується в атмосферу. Є більш ефективні системи, що складаються з багатоступеневої сепарації (рис. 2.9).

На усті нафтової шпари підтримується підвищений тиск. Поблизу біля свердловини розміщується газовіддільник першого щабля сепарації *C-1*, тиск у якому дорівнює 6–7 атм. Величина цього тиску достатня, щоб без під'єднання додаткових компресорів подати газ на газопереробний завод (ГПЗ). З газовіддільника першого щабля нафта разом із розчиненим газом, що залишився в ній, під дією різниці напорів (висоти точок входу та виходу нафти) надходить на центральний збірний пункт. На центральному пункті збираються потоки, що виходять від великої кількості шпар. Під час руху потоку внаслідок подолання гідравлічного

опору, відбувається зниження тиску. Тому на центральному збірному пункті також газ виділяється в сепараторі *C-2*. Газ, що виділився, подається на газопереробний завод за допомогою компресорів.

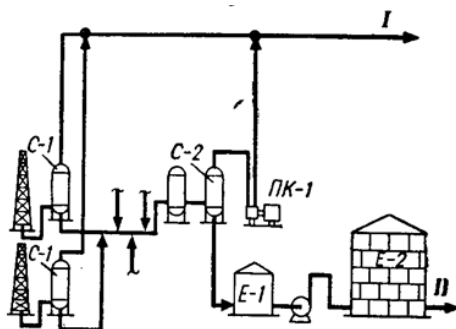


Рисунок 2.9 – Схеми відділення газу від нафти на нафтовому промислі багатоступеневою сепарацією:  
*I* – газ на ГПЗ; *II* – нафта на НПЗ

У багатоступінчастої сепараційної схеми є переваги:

- більш повно газ відділяється від нафти;
- менше крапель нафти виходить із газом;
- зменшення витрати електроенергії на стискання газу.

### 2.3 Стабілізація нафти

Незважаючи на використання багатоступінчастої промислової сепарації, у нафті все ж таки залишається досить значна кількість вуглеводнів  $C_1$ – $C_4$ . Велика частка газових вуглеводнів може губитися під час перекачувань, зберігання і транспортування нафти. Крім газових вуглеводнів, губляться цінні легкі вуглеводневі компоненти бензинової фракції.

З метою ліквідації втрат таких цінних газів і легких бензинових фракцій, уловлення цінних газоподібних ком-

поненти та запобігання забрудненню повітря необхідно витягти вуглеводневі гази С1–С4 з нафти. Це потрібно робити перед відправленням нафти на НПЗ. Саме на установках, де стабілізують нафту, виконується це завдання. Такі установки розташовуються іноді поблизу місця видобування нафти. Методи, що стабілізують нафту, є різними. Наприклад, є багато випадків, коли стабілізація нафти на нафтових промислах проводиться на установках із застосуванням процесу ректифікації. Схему типової стабілізаційної установки наведено на рисунку 2.10.

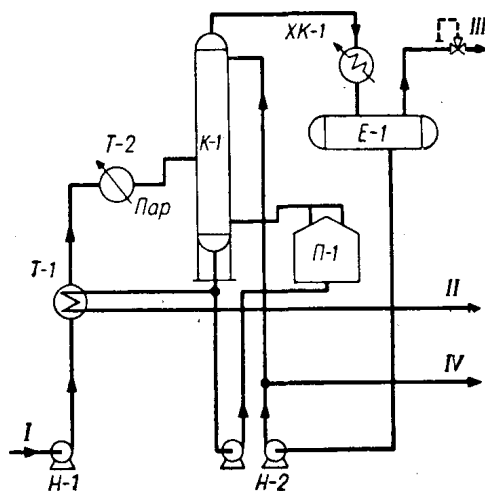


Рисунок 2.10 – Схема потоків установки для стабілізації нафти:

- I* – нафта нестабільна (сира); *II* – нафта стабільна;
- III* – газ несконденсований; *IV* – газ скраплений (головка стабілізації)

Нафта, що надходить із установок сепарації, подається спочатку в теплообмінники *T-1*, де її температура



підвищується завдяки підігріву вже стабілізованою нафтою та використанню парових підігрівників *T-2*. Підігріта в такий спосіб нафта надходить у ректифікаційну колону-стабілізатор *K-1*. Легкі вуглеводні, що йдуть із верху стабілізатора, охолоджуються, конденсуються в холодильнику *XK-1* і надходять у ємність *E-1*. З верхньої частини колони стабілізатора відводять вуглеводні від  $C_1$  до  $C_5$  включно. Охолоджені в холодильнику-конденсаторі *XK-1* проводять оборотною водою. У цьому конденсаторі конденсується лише частка продукту, що відводиться з верху стабілізатора. Додатково в ємності *E-1* відбувається поділ суміші, що надходить із конденсатора. Відбувається поділ на газ і рідину.

Газ із ємності *E-1* подається в технологічні лінії та може використовуватися як паливо. Газовий конденсат, що є рідким продуктом, частково вертається в колону *K-1* як зрошення, а деяка кількість виводиться з установки стабілізації нафти й подається на центральні газофракційні установки (ЦГФУ). Такі установки призначені для поділу газового конденсату в декількох установках стабілізації на індивідуальні вуглеводні.

З нижньої частини стабілізаційної колони йде нафта, що позбавлена легких вуглеводнів. Ця нафта віддає тепло сирій нафті, що надходить у теплообмінник *T-1*, знижується її температура в холодильнику. Тепло, необхідне для проведення процесу ректифікації, підводять у нижню частину колони стабілізації через трубчасту піч. Зміст газу (вуглеводнів  $C_1$ – $C_4$ ) у нафті, що стабілізували, становить 0,8–1,5 %.

#### **2.4 Очищення нафти від нафтових емульсій**

Пластова, або «бурова», вода майже завжди супроводжує видобуток нафти. У пластових водах є розчинені солі. Здебільшого трапляються:

- хлориди й бікарбонати натрію;
- кальцій;

- магній;
- карбонати й сульфати.

Зміст солей у таких пластових водах коливається від невеликої кількості до 30 %. Якщо в нафті, яка надходить на НПЗ, є вода та солі, то це шкодить роботі НПЗ. Якщо в нафті є велика кількість води, це призводить до негативних наслідків:

- підвищується тиск в апаратурі обладнання перероблення нафти;
- зменшується продуктивність установок;
- витрачається додаткове тепло на видалення води з нафти.

Також негативну дію на обладнання мають солі. Наприклад, хлориди відкладаються в трубках теплообмінників і печей. Це призводить до негативних наслідків:

- необхідно більш часто проводити очищення труб;
- знижується коефіцієнт теплопередачі, зростає термічний супротив поверхні труб.

Хлориди (особливо кальцію й магнію) вступають у хімічні реакції. Зокрема вони гідролізуються з утворенням соляної кислоти. Це відбувається навіть за низьких температур. Соляна кислота руйнує апаратуру, обладнання різних установок, відбувається корозія металу. Під дією гідролізованих хлористих солей швидко піддається корозії конденсаційно-холодильна апаратура нафтопереробних установок. Солі також накопичуються в залишкових нафтопродуктах, таких як мазути і гудрони. Це погіршує їхню якість. Тому перед тим, як подавати нафту на перероблення, нафту відділяють від солі та води.

Деяку частину води і солей видаляють ще на родовищах відразу після добування нафти із земних надр, а решту видаляють на НПЗ. Використовують основні два типи промислових процесів видалення води й солей із нафти:

- зневоднювання;

– знесолювання.

В основу обох процесів покладено руйнування нафтових емульсій.

Перед початком знесолення нафту зневоднюють, але потім знову змішують із прісною водою. Це створює штучну емульсію, що потім руйнується. Таке видалення солі з нафти проводиться як на промислах, так і на НПЗ.

Нафта й вода взаємно розчиняються погано. Простим відстоюванням можна проводити виокремлення основної частки води від нафти. Такий процес є простим. Але все ускладнюється внаслідок того, що під час видобутку нафти здебільшого утворюється водно-нафтова емульсія. Переробляти таку обводнену емульговану нафту не можливо. Якщо емульсія не утворюється, то незначна кількість води все ж таки залишається в нафті. Вода є в нафті розчиненою або у зваженому стані. А разом із водою в нафту потрапляють і мінеральні солі. Ці солі викликають корозію апаратури нафтопереробних заводів.

Нафта рухається по свердловині та контактує із пластовою водою. Унаслідок цього нафта досить бурхливо перемішується із пластовою водою. Є різні стадії перероблення. Наприклад, у процесі залуговування нафта і нафтопродукти також стикаються з водою. У такому разі також часто утворюються стійкі нафтові емульсії. Поділ нафтових емульсій на воду та нафту у природних умовах настає після досить тривалого часу, який нараховує роки. Є такі емульсії, що не руйнувалися десятками років. Однак дуже часто відбувається часткове розшаровування нафти та води. Після цього процесу між шарами води та нафти залишається проміжний стійкий емульсійний шар.

Зовнішній вигляд стійких емульсій являє собою густу масу, що нагадує мазь. Колір такої маси буває від ясножовтого до темного. Емульсії, що утворювалися після промивання нафтопродукту в лужному розчині, іноді схожі на

сметану. Емульсії мають значно вищу в'язкість, ніж вода і нафта.

Здебільшого нафтові емульсії є емульсіями типу «вода в нафті». У таких сумішах дисперсним середовищем є нафта, а дисперсною фазою є вода. Така емульсія є гідрофобною. Вона спливає у воді, а в бензині та інших розчинниках рівномірно розподіляється.

Більш рідкою є емульсія, у якій дисперсним середовищем є вода, розподілена в нафті. Така емульсія – гідрофільна. У бензині вона тоне, а у воді рівномірно розподіляється.

Таке утворення емульсій пов'язане з поверхневими явищами. Усі емульсії, також і нафтова, можуть утворюватися тільки тоді, коли є механічний вплив на суміш двох рідин, які є взаємно нерозчинними. Такий вплив буде викликати подрібнення рідини на дуже дрібні частки. Зрозуміло, що зі зменшенням поверхневого натягу рідин легше утворюються краплі. Це призводить до збільшення загальної поверхні рідини, тому що такий процес дроблення буде вимагати меншої витрати роботи.

Після перемішування двох чистих нерозчинних одна в одній рідин стійкість такої емульсії, звичайно, буде невелика. Більш важка рідина внаслідок різниці щільностей осяде на дно. Краплі дисперсної фази внаслідок перемішування стикаються одна з одною та об'єднуються в більші краплі. Обидва ці процеси призводять до розшарування такої емульсії на два шари. Якщо ступінь дисперсності дуже високий, а діаметр краплі дисперсної фази дуже малий і вимірюється десятими частками мікрона (7–10 мкм), тоді міжмолекулярні сили стають рівними гравітаційним силам і руйнування емульсії стає складним.

Якщо в суміші двох рідин, які не розчинені одна в одній, наявний який-небудь різновид поверхнево-активної речовини, то це знижує поверхневий натяг. Таке зменшення

поверхневого натягу відбувається внаслідок утворення адсорбційного шару. Це сприяє також дробленню крапель, і краплі будуть оточені, що має вирішальне значення, не молекулами розподіленого середовища, а плівкою адсорбційного шару. У цьому разі утворюються стійкі емульсії, що важко розділяються на шари. Краплі дисперсної фази захищені зовні своєрідним панциром у вигляді адсорбційної плівки. Вони не можуть об'єднуватися одна з одною. Товщина такої адсорбційної плівки дуже мала і її можна розглянути тільки в мікроскоп.

Є речовини, які сприяють утворенню та стабілізації таких емульсій. Ці речовини називають емульгаторами. Полярні речовини нафти є емульгаторами, такі як:

- смоли;
- асфальтени;
- асфальтогенові кислоти та їхні ангідриди;
- солі нафтоєвих кислот;
- різні неорганічні домішки.

Мікрочастинки змішаних парафіно-нафтоєвих вуглеводнів, церезинів і парафінів адсорбуються на поверхні емульсійних глобул. Утворюється міцний шар. Від властивостей того чи іншого емульгатора залежить характер емульсії. У сирій нафті може утворюватися гідрофобна емульсія. Це такий тип емульсії, як вода в нафті. Емульгаторами в цьому разі є смоли, які добре розчиняються в нафті і не розчиняються у воді. Такі смоли адсорбуються на поверхні розділу нафти та води. Вони потрапляють у поверхневий шар глобули з боку нафти та створюють міцний шар, оболонку навколо глобул води.

Магнієві, алюмінієві, залізні й кальцієві мила нафтоєвих кислот добре розчиняються в нафті і легких нафтопродуктах. Це сприяє утворенню гідрофобних емульсій. Такі речовини, як натрієві мила нафтоєвих кислот, що є продуктами реакцій під час лужного очищення, добре розчиня-

ються у воді та погано розчиняються у вуглеводневих сполуках. Вони адсорбуються в шарі на поверхні з боку водяної фази. Отже, ці речовини створюють на поверхні краплі плівку. Це сприяє утворенню гідрофільної емульсії. Нафта розподілена у воді. Якщо в суміші є емульгатори обох типів, то можливий перехід емульсій з одного типу в інший. Таке явище використовують для руйнування емульсій.

## **2.5 Способи руйнування нафтових емульсій**

Процес руйнування нафтових емульсій можна поділити на такі стадії:

1. Зіткнення крапель води.
2. Злиття маленьких крапель у більші краплі.
3. Випадання крапель під дією сил тяжіння.

Для того щоб зруйнувати нафтові емульсії, на НПЗ використовують такі процеси:

- механічні, такі як оброблення ультразвуком, фільтрування;
- термічні – це відділення нафти від води з попереднім підігрівом;
- електричні, оброблення в електричному полі;
- хімічні, такі як оброблення деемульгаторами.

Отже, щоб створити сприятливі умови, коли краплі води будуть частіше стикатися одна з одною, суміш перемішують. Додатково на суміш впливає електричне поле і її нагрівають, що підвищує різницю щільностей води й нафти, знижує в'язкість нафти, що полегшує прискорення відділення води від нафти. Дією деемульгаторів – спеціальних поверхнево-активних речовин – послабляється механічна міцність шарів, що обволікають краплі води. Як деемульгатори застосовують різні поверхнево-активні речовини (ПАР). Механізм дії поверхнево-активних речовин на емульсії досить складний.

Найпоширеніші термохімічні й електричні способи руйнування емульсій, коли краплі отримують електричний

заряд, застосовуються під впливом електричного поля високої напруги. Під дією таких зарядів краплі спрямовуються до електродів. Частота електричного поля між електродами змінюється. Під дією такого змінного електричного поля змінюється і напрямок руху крапель пластової води. Це призводить до зіткнення крапель, і вони зливаються.

## 2.6 Зневоднювання нафти

На нафтових промислах використовують найбільш простий спосіб для видалення води з нафти. Це термохімічне зневоднювання під атмосферним тиском. Нафту підігрівують до 30–50 °С. До нафти додається деемульгатор. Потім нафта надходить у резервуар, який призначено для відстоювання води. Це може призвести, за такого способу оброблення нафти, до великої втрати легких нафтових продуктів під час відстоювання нафти, якщо зберігати таку нафту в негерметичних резервуарах.

Ці недоліки можливо усунути за термохімічного відстоювання під тиском (рис. 2.11).

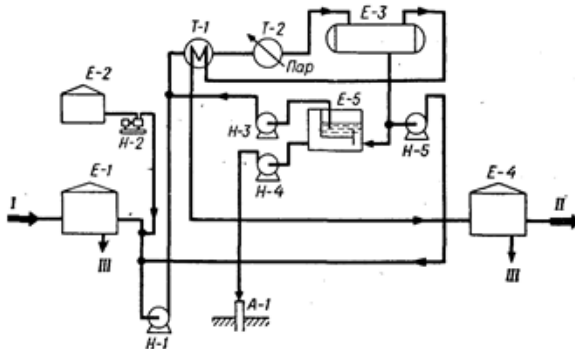


Рисунок 2.11 – Схема установки термохімічного зневоднення нафти:

*I* – сира нафта; *II* – зневоднена нафта; *III* – вода

Сиру нафту забирають із *E-1* насосом *H-1*, змішують із деемульгатором, що подається з *E-2*, прокачують через теплообмінник *T-1* і паровий підігрівник *T-2* у термовідстійник *E-3*. У термічному відстійнику під тиском 15 атм. нафта перебуває протягом 1–3 годин. Зневоднена нафта через теплообмінник *T-1* подається в резервуар *E-4*.

У резервуарі нафта додатково відділяється від води. Відстояна вода скидається в нафтопастку *E-5*, а потім накачується в шпару *A-1*. Частина стічних вод, вилучених із термовідстойника, вертається на приймання сировинного насоса з метою повторного використання деемульгатора, наявного в стічній воді. Нафта з пастки знову подається на зневоднювання.

## 2.7 Знесолення нафти

За умови глибокого зневоднювання деяких нафт, у пластовій воді яких утримується мало солей, відбувається майже повне їхнє видалення. Однак більшість нафт потребує додаткового знесолення.

У деяких випадках використовується тільки термохімічний метод, що дозволяє знесолювати нафту. Але досить часто застосовується спосіб хімічного та термічного впливу на емульсію. Це дозволяє поєднати нагрівання нафти, відстоювання, хімічне її оброблення та оброблення в електричному полі. Такі установки називаються електрознесолювальними установками (ЕЛЗУ).

Схему руху потоків установки електрознесолювання нафти наведено на рисунку 2.12.

У нафту вводиться промивна вода з деемульгатором і лугом, насосом *H-1* прокачується через теплообмінник *T-1* і паропідігрівач *T-2* в електродегідратор першого щабля *E-1*. Тут виокремлюється основна частина води й солей. Вміст води та солі знижується у 8–10 разів. Є установки ЕЛЗУ, де перед *E-1* є термохімічний щабель. З *E-1* нафта надходить



в електродегідратор другого щабля *E-2*, де перероблюється знову. Перед *E-2* в нафту знову подається вода. Кількість води, що подається на установку для знесолення, загалом становить 10 % від кількості нафти, що піддається очищенню. Є установки, де свіжа вода подається тільки на другий ступінь знесолення. У цьому разі перед першим ступенем установки з нафтою змішується промивна вода від другого щабля. У такий спосіб можливо знизити витрата води на знесолення нафти майже вдвічі.

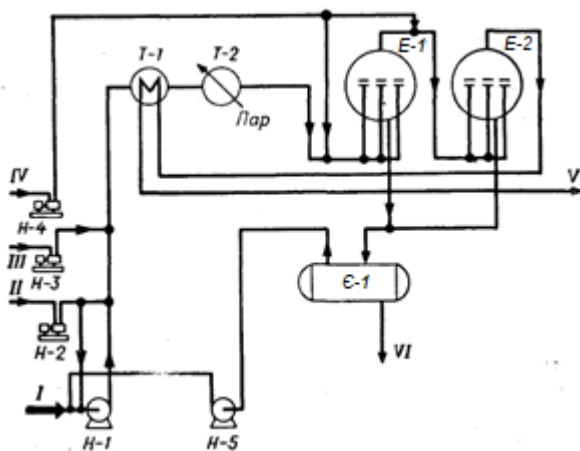


Рисунок 2.12 – Схема установки електрознесолювання нафти:

*I* – сира нафта; *II* – деемульгатор; *III* – луг; *IV* – свіжа вода;  
*V* – знесолена нафта; *VI* – вода в каналізацію

Нафта, з якої видалено солі, з *E-2* віддає частину тепла в теплообміннику *T-1*, холодильнику і подається в резервуари знесоленої нафти. Після відділення в електродегідраторах вода подається в нафтовідділювач *Є-1*. Там вона піддається додатковому відстоюванню. Уловлена нафта вертається на прийом насоса, що перекачує сировину. Вода подається в каналізацію та передається на очищення.

## 2.8 Принципові схеми установок простого переганяння нафти

В основу технологій первинного перероблення нафти покладено процес переганяння. Це процес фізичного поділу нафти на окремі суміші вуглеводневих компонентів, що називаються фракціями. Процес переганяння здійснюється різними методами. Це може бути процес часткового википання нафти з відбором і конденсацією парів, що утворювалися. Ці пари збагачені легко леткими компонентами, якими і є дистильатні фракції. За способом проведення процес переганяння ділиться на два основні види:

- просте переганяння;
- складне переганяння.

*Просте переганяння* здійснюється за допомогою поступового, одноразового й багаторазового випарювання рідких сумішей.

*Переганяння з одноразовим випарюванням* забезпечує більш чіткий поділ на фракції та більшу частку відгону, ніж із поступовим за однакових температури й тиску. Це важлива перевага, яку використовують у практиці переганяння нафти. Під час такого переганяння досягається максимальне випарювання за обмеженої температури нагрівання внаслідок розкладання (крекінгу) окремих компонентів нафти.

*Багаторазове випарювання* полягає в тому, що процес одноразового випарювання повторюється за більш високих температур або низьких тисків. Ці параметри підвищено щодо залишку, який отримується від попереднього одноразового випару суміші вуглеводневих.

*Переганяння з поступовим випарюванням* (рис. 2.13 а) полягає в поступовому безперервному нагріванні рідкої суміші в кубі у вказаних межах (від початкової до кінцевої) температури. Пара, що утворюється, відводиться безперервно. Далі пара конденсується в апараті 3. Кон-

денсат збирається в приймачі 4. Цей конденсат може відводитися цілком, а може відводитися з приймача окремими партіями періодично.

Цей спосіб переганяння нафти й нафтопродуктів переважно застосовують під час визначення фракційного складу в лабораторіях на стандартному апараті періодичної дії. Аналіз дає можливість визначити технічну цінність нафти й експлуатаційні властивості нафтопродукту.

**Переганяння одноразовим (рівноважним) випарюванням** (рис. 2.13 б). Рідку суміш постійно подають у кип'ятильник 2. У кип'ятильнику ця суміш нагрівається до певної кінцевої температури. Тиск підтримується постійним. Пара та рідина, що утворилися, однократно розділяються в адіабатичному сепараторі 5. Пара проходить конденсатор 3 та далі надходить у ємність 4, звідки безупинно виділяється як дистилат (відгін). З нижньої частини сепаратора 5 безупинно виділяється рідка фаза – залишок.

Відношення кількості парів, що утворювалися, за одноразового випарювання до кількості вихідної суміші називають часткою відгону.

Переганяння з одноразовим випарюванням забезпечує більшу частку відгону, ніж із поступовим за однакових температури й тиску. Ця важлива перевага використовується у практиці переганяння нафти. Водночас досягається максимальний випар за обмеженої температури нагрівання внаслідок розкладання (крекінгу) окремих компонентів нафти.

На рисунку 2.13 в подано **схему дворазового переганяння**. Залишок одноразового випару першого щабля після нагрівання до більш високої температури надходить у сепаратор другого щабля, з верхньої частини якого відбирають відгін другого щабля, а з нижньої – залишок другого щабля.

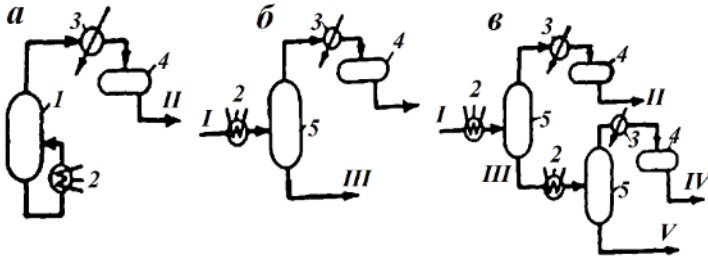


Рисунок 2.13 – Просте переганяння:

*a* – випарювання поступове; *б* – випарювання одноразове; *в* – випарювання дворазове; 1 – ємність; 2 – теплообмінник-кип’ятильник; 3 – теплообмінник-конденсатор; 4 – ємність приймальна; 5 – відділювач парів; I – сира нафта; II – компоненти, що википають (відгін); III – залишок важких продуктів; IV – відгін (легкі вуглеводневі компоненти) другого щабля; V – залишок важких вуглеводнів другого щабля

У технології нафтоперероблення до первинного перероблення відносять такі процеси, як атмосферне переганяння нафти та вакуумне переганяння мазуту. Призначення цих процесів полягає в поділі нафти на декілька фракцій, які піддають подальшому переробленню або використовують як товарні нафтопродукти.

Способи переганяння з одноразовим і багаторазовим випарюванням мають найбільше значення у здійсненні промислового перероблення нафти на установках безперервної дії. Так, прикладом процесу одноразового випарювання є зміна фазового стану (частки відгону) нафти під час нагрівання в регенеративних теплообмінниках і в змійовику трубчастої печі з подальшим відділенням парової від рідкої фази в секції живлення ректифікаційної колони.

На практиці нафта й отримані з неї продукти (мазут, мастильні фракції) можна без помітного розкладання на-

грівати на установках первинного перероблення нафти до температур, поданих у таблиці 2.1.

Таблиця 2.1 – Температури нагрівання нафти та нафтопродуктів без помітного розкладання на установках первинного перероблення нафти, °С

Тип нафти	Перегонка	
	безперервна на промислових установках	періодична лабораторна
<u>Малосірчана високопарафініста й малосмолиста нафта</u>	370–380	350-360
<u>Мазут</u>	420–425	
<u>Сірчиста, парафініста, смолиста нафта</u>	375–385	330–340
<u>Мазут для одержання:</u>		
паливних фракцій	400–410	
масляних фракцій	390–400	
широка масляна фракція	350–360	
<u>Високосірчана парафініста високосмолиста:</u>		
нафта	370–380	320–330
мазут	390–400	

Просте переганяння, особливо варіант з однократним випарюванням, не дає чіткого поділу суміші на складові. Для підвищення чіткості поділу переганяння ведуть із дефлегмацією або ректифікацією.

### РОЗДІЛ 3

## ПЕРВИННЕ ПЕРЕРОБЛЕННЯ НАФТИ

Важлива стадія перероблення нафти – це її первинне переганання, що є першим у технологічних лініях. Далі відокремлена частина важких компонентів надходить на вторинне (термічне) перероблення, де з цієї частини нафти ще додатково отримують легкі фракції нафтопродуктів. На стадії первинного перероблення нафти всі молекули всіх вуглеводневих компонентів, з яких складається нафта, та входять до отриманих продуктів, відділяються від потоку перероблюваної нафти в тому вигляді, у якому вони були перед початком первинного перероблення. Усі молекули не розщеплюються на молекули меншої молекулярної маси.

Отже, під час первинного перероблення газова, бензинова, гасова та дизельна фракції, гази, що були розчинені в нафті, відділяють у тому вигляді, у якому вони були в суміші вуглеводневих компонентів, з яких складається нафта, до первинного перероблення. А вторинному переробленню піддають залишки первинного перероблення, у яких молекулярна маса вуглеводневих компонентів вища, ніж молекулярна маса вуглеводневих компонентів, що отримують у вигляді продуктів первинного перероблення, які входять до світлих нафтопродуктів. Під світлими нафтопродуктами йдеться про бензинову, гасову та дизельну фракції.

У цьому розділі буде розглянуто більш докладно призначення процесу первинного перероблення та типи установок, що використовуються в технологічних лініях і комплексах перероблення нафти, основні схеми (схеми основних потоків) таких установок, які використовуються у промисловості для первинного перероблення нафти, наприклад, за паливним варіантом, значення «гідрооблагороджування» легких фракцій. Останній процес використовують для поширення номенклатури продуктів, що випускається

на нафтопереробних заводах, та їхньої якості. З такою самою метою використовують складне перероблення за бензиновим варіантом. Усі ці знання необхідні для правильного вибору процесів, що використовують у технологічних схемах ліній і комплексів нафтопереробних виробництв.

### **3.1 Призначення процесу первинного перероблення нафти й типи установок**

Сучасні високопродуктивні нафтогазопереробні виробництва оснащені великими і складними за конструкцією апаратами й машинами, здатними функціонувати в умовах низьких температур, глибокого вакууму й високих тисків (до 20 Мпа за гідрокрекінгу вуглеводневої сировини) і часто в агресивних середовищах. Перероблення нафти у промислових умовах на сучасних НПЗ проводиться за допомогою складного багатоступеневого теплового, хімічного та фізичного перероблення на комбінованих технологічних установках, призначених для одержання великого асортименту нафтопродуктів. Перед переробленням нафти, що надходить із промислів, зі змістом солей 100–700 мг/л і води менш ніж 1 % мас, нафта зазнає на НПЗ глибокого очищення від солей до змісту менш ніж 3 мг/л і від води до значень менш ніж 0,1 % мас на електрознесолювальних установках (ЕЛЗУ). Технологічні процеси НПЗ підрозділяються на фізичні (так звані первинні) і хімічні (вторинні).

*За допомогою фізичних процесів* досягають поділу нафти на складові (паливні й мастильні фракції) або видалення із фракцій чи залишків у нафті небажаних групових хімічних компонентів.

*У хімічних процесах* перероблення нафтової сировини здійснюється за допомогою хімічних перетворень з одержанням нових продуктів. Хімічні процеси на сучасних НПЗ підрозділяються:

- 1) за способом активації хімічних реакцій:

- на термічні;
- каталітичні;

2) за типом хімічних перетворень, що протікають у них:

- на деструктивні;
- гідрогенізаційні;
- окисні.

У технології нафтоперероблення до первинних процесів перероблення нафти відносять процеси переганання нафти в атмосферній колоні та переганання мазуту у вакуумній колоні. Метою цих процесів є поділ нафти на фракції, які спрямовують на подальше перероблення або використовують ці фракції як товарні нафтопродукти.

Ці процеси здійснюють, відповідно, на так званих атмосферних трубчастих (АТ – нагрівання нафти перед поділом на фракції в атмосферній ректифікаційній колоні проводиться у змійовиках трубчастих печей, звідки і назва «трубчасті») і вакуумних колонах із підігрівом у трубчастих печах (ВТ-установки) або в атмосферно-вакуумних трубчастих установках (АВТ).

*Атмосферно-трубчасті установки (АТ)* використовують для неглибокого переганання нафти з одержанням таких фракцій:

- бензинових;
- гасових;
- дизельних;
- мазуту.

Але перелічені фракції, так звані прямогонні фракції, становлять невелику частку в нафті (10–20 %). Це залежить від складу нафти. Від кількості легких або важких за молекулярною масою компонентів нафти отримали також відповідну назву – легкі та важкі нафти. Видалення невеликої кількості легких нафтових фракцій і є процесами неглибокого перероблення нафти. Після первинного переро-



блення залишаються рештки суміші важких вуглеводневих компонентів. Цей залишок є також цінним продуктом, що піддається в подальшому вторинному (термічному) переробленню з метою отримання додаткової кількості світлих нафтопродуктів та інших корисних компонентів. Тому на цій стадії первинного перероблення вже частково проводиться додаткове видалення світлих фракцій, що не повністю було відділено від нафти в АТ-установках, у вакуумних ректифікаційних колонах, де завдяки створенню вакууму знижується температура кипіння вуглеводнів і полегшуються умови для поділу на фракції.

**Установки ВТ** (вакуумно-трубчасті) використовують для більш глибокого перероблення нафти з переробленням мазуту. Одержують на них такі фракції:

- газойлеві;
- мастильні;
- гудрон.

Ці фракції також використовують як сировини у процесах вторинного перероблення нафти з метою додаткового виробництва:

- палив;
- мастил;
- коксу;
- бітумів;
- інших нафтопродуктів.

ВТ-установки дають змогу з мазуту отримати ще декілька більш вузьких фракцій, додаткову кількість корисних продуктів і сировину для вторинного перероблення і сировину в нафтохімічній промисловості.

Залежно від напрямку використання фракцій установки первинного переганання нафти зазвичай називають **паливними, мастильними, або паливно-мастильними**, й відповідно до цього – варіанти перероблення нафти.

Головним процесом перероблення нафти (після ЕЛЗУ) є **атмосферне переганяння**, на якому відбираються паливні фракції (бензинові, освітлювального гасу, реактивного й дизельного палива) і мазут, використовуваний або як компонент казанового палива, або як сировина для подальшого глибокого перероблення.

Принципові схеми установок первинного переганяння нафти подано на рисунках 3.1–3.4.

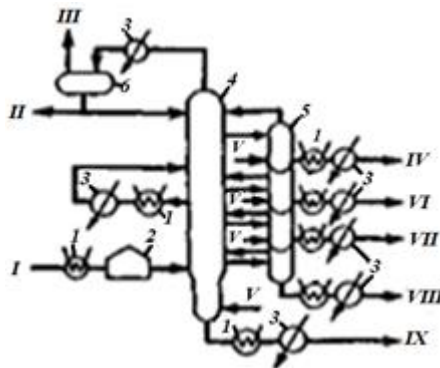


Рисунок 3.1 – Принципова схема установок первинного переганяння нафти АТ (атмосферно-трубчаста):

- I* – теплообмінник рекуперативний; 2 – піч трубчаста;
- 3 – холодильник, конденсатор-холодильник;
- 4 – атмосферна колона; 5 – бокові відгінні колони;
- 6 – газовий сепаратор; *I* – нафта сира; *II* – бензин легкий; *III* – газ вуглеводний; *IV* – бензин важкий; *V* – пара водяна; *VI* – гасова фракція; *VII* – дизельне паливо легке; *VIII* – дизельне паливо важке; *IX* – мазут

Спочатку сира нафта надходить на перероблення до ЕЛЗУ (на рисунках не вказано), де відбуваються процеси зневоднення та знесолування нафти. Після попереднього очищення від солі, залишків пластової води нафта надходить на АТ-установку до ректифікаційної колони. Попере-

дно нафта підігрівається в рекуперативному теплообміннику 1 та в трубчастій печі 2 до температури кипіння. Поділ нафти на фракції відбувається під атмосферним тиском у ректифікаційній колоні. Отримують вуглеводневу газову, бензинову, газову фракції, легке і важке дизельне паливо та мазут.

У верхній частині ректифікаційної колони отримують суміш легких компонентів, які в газовому сепараторі 6 поділяються на газову фракцію та фракцію легкого бензину. Газова фракція, що не конденсується, відводиться у верхній частині газового сепаратора, а сконденсована частина легких вуглеводневих сполук відводиться в нижній частині у вигляді фракції легкого бензину, частина якої відводиться за межі установки АТ у вигляді готового продукту, а частина повертається на зрошення у верхню частину ректифікаційної колони у вигляді флегмового потоку.

Для того щоб підтримувати температуру в ректифікаційній колоні постійною, у середній частині колони (на рисунку 3.1 зліва від колони) створюють потік, що циркулює, з проходженням через охолоджувач 3 та підігрівач 1, у яких, за потреби, потік охолоджують або підігрівають, підтримуючи в такий спосіб постійну температуру в колоні.

По всій висоті ректифікаційної колони відбирають важку бензинову IV, газову VI, легку дизельну VII та важку дизельну VIII фракції. Усі ці фракції для додаткового очищення подаються в бокові (відгінні) колони, у які подають водяну пару V для покращання умов поділу компонентів із їхньої суміші внаслідок зниження парціального тиску вуглеводневих компонентів і зниження температури їхнього кипіння. Відігнані в бокових колонах легкі вуглеводневі частини фракцій повертають у ректифікаційну колону, а готові продукти через теплообмінники, охолоджувачі чи підігрівачі залежно від потреби відводяться з АТ-установки. Для полегшення процесу поділу нафти на окремі фракції

до нижньої частини ректифікаційної колони також подається водяна пара.

У нижній частині ректифікаційної колони отримують залишок – мазут *IX*, який подається на подальше перероблення, що подано на рисунках 3.2–3.4.

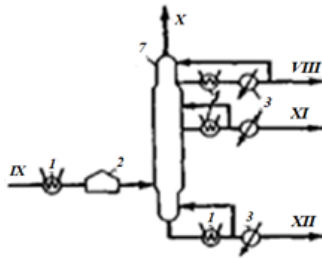


Рисунок 3.2 – Принципова схема установок первинного переганяння нафти ВТ паливна:

*I* – теплообмінник; *2* – піч трубчаста; *3* – охолоджувач, конденсатор-холодильник; *7* – колона вакуумна;

*VIII* – дизельне паливо важке; *IX* – мазут; *X* – газ і водяна пара, що не конденсуються в систему, яка створює вакуум; *XI* – вакуумний газойль (широка мастильна фракція);  
*XII* – гудрон

На рисунку 3.2 подано схему основних потоків вакуумно-трубчастої (ВТ) установки за паливним варіантом. Мазутна фракція, яка надходить зазвичай з АТ-установки, додатково ще підігрівається і надходить у вакуумну колону (7). Створення вакууму запобігає руйнуванню молекул вуглеводневих компонентів завдяки зниженню температур цих компонентів і створює сприятливі умови для їхнього відокремлення від основного потоку. З верхньої частини вакуумної ректифікаційної колони виводиться суміш газів, що не конденсуються, парів легких вуглеводневих компонентів і водяної пари. Ця лінія з'єднана із системою для створення вакууму. По висоті вакуумної колони – декількома

боковими погонями важке дизельне паливо, широка мастильна фракція. Залишком перероблення мазуту в установці ВТ за паливним варіантом є гудрон.

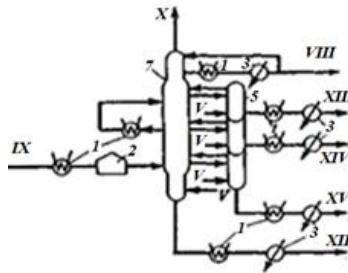


Рисунок 3.3 – Установка первинного переганяння нафти ВТ мастильна (схема потоків):

- 1 – теплообмінник; 2 – піч трубчаста; 3 – охолоджувач, конденсатор-холодильник; 5 – колона відгінна (бокова);  
 7 – колона вакуумна; VIII – дизельне паливо важке;  
 IX – мазут; X – нескраплені гази й водяна пара; XII – гудрон;  
 XIII – малогрузла мастильна фракція; XIV – мастильна фракція середнього грузла; XV – мастильна фракція в'язка

На рисунку 3.3 подано схему руху основних потоків установки первинного перероблення нафти вакуумної трубчастої ВТ за мастильним варіантом. На таку установку як сировина подається мазут, який перед поданням у вакуумну колону попередньо підігрівається до температури кипіння. У вакуумній ректифікаційній колоні для підтримання стабільної температури, як і в атмосферній колоні установки АТ, є потік, що циркулює (рис. 3.3, зліва від колони), який проходить через підігрівач або охолоджувач залежно від потреби, і повертається на зрошення колони. З верхньої частини колони відводяться суміш неконденсованих газів, парів легких вуглеводневих сполук і пари води, ця лінія з'єднана із системою, що створює вакуум у колоні. Для

того щоб розділити широку мастильну фракцію на декілька вузьких мастильних фракцій по висоті вакуумної колони, відбирають три потоки та спрямовують їх у три бокові відгінні колони, куди також подають гостру водяну пару для кращого очищення кожної вузької фракції. Це три фракції: малов'язка мастильна, середньов'язка мастильна та високов'язка мастильна. З верхньої частини кожної з бокових колон суміш водяної пари та парів легких вуглеводневих компонентів повертають у вакуумну колону на повторне перероблення, а з нижньої частини бокових колон відводяться очищені вузькі мастильні вуглеводневі фракції. Через відповідні теплообмінники, підігрівач або холодильник, залежно від потреб, ці фракції відводяться за межі установки як готовий продукт або як сировина для подальшого перероблення та отримання ще низки різних корисних продуктів.

На рисунку 3.4 подано схему руху основних потоків установки первинного перероблення нафти АВТ (атмосферно-вакуумно-трубчастої) за паливно-мастильним варіантом. Практично ця установка складається із двох великих блоків АТ та ВТ за мастильним варіантом, об'єднаних між собою в одну установку. Сировиною для цієї установки є сира нафта, що очищена від солі та води на установці ЕЛЗУ. Склад продуктів, що отримують після проходження нафти через перший блок (АТ) атмосферного перероблення, практично відповідає опису рисунка 3.1.

Установка АВТ складається з атмосферної та вакуумної ректифікаційних колон, має у своєму складі трубчасті печі для підігрівання сирої нафти та мазуту і низку теплообмінних апаратів для підігрівання сировини, потоків, що циркулюють у колонах для підтримання їхнього температурного режиму, та для охолодження нафтопродуктів, що відводяться з установки. Біля атмосферної та вакуумної колони розташовані бокові колони для видалення легких вуглеводневих компонентів і отримання відповідних вузьких

фракцій нафтопродуктів. Також в атмосферну, вакуумну колони та бокові колони подається гостра водяна пара. Вакуум у вакуумній колоні створюють за допомогою вакуумуювальної системи.

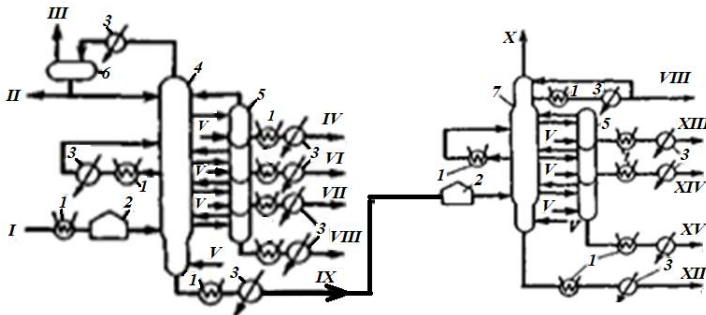


Рисунок 3.4 – Установа паливно-мастильна АВТ (схема основних потоків):

1 – теплообмінник; 2 – піч трубчаста; 3 – конденсатор-холодильник, охолоджувач; 4 – колона атмосферна; 5 – колона відгінна; 6 – газовий сепаратор; 7 – колона вакуумна; I – нафта сира; II – бензин легкий; III – газ вуглеводневий; IV – бензин важкий; V – пара водяна; VI – гасова фракція; VII – дизельне паливо легке; VIII – дизельне паливо важке; IX – мазут; X – нескраплений газ й водяні пари в систему для утворення вакууму; XI – вакуумний газойль (мастильна фракція широка); XII – гудрон; XIII – малогрузла мастильна фракція; XIV – середньогрузла мастильна фракція; XV – в'язка мастильна фракція

Блоки установки АВТ поєднані між собою лінією подання мазуту, що є залишком установки АТ, до блоку установки ВТ. Мазут для блоку ВТ є сировиною. На установці АВТ із сирової нафти виробляється легка та важка бензинові фракції, легка та важка дизельні фракції, широка масляна фракція. Указані фракції піддають додатковому

переробленню для покращання їхньої якості як готових продуктів. Важкі вуглеводневі фракції та гудрон спрямовують на перероблення з метою одержання додаткової кількості паливних продуктів, мастил і сировини для нафтохімічної промисловості.

### **3.2 Переганяння нафти в промислових умовах**

На рисунку 3.5 подано схему руху основних потоків нафти та нафтопродуктів установки атмосферно-вакуумного переганяння нафти та склад основного колонного, теплообмінного та іншого обладнання, що використовується для первинного перероблення нафти в промислових умовах.

Нафта з магістрального нафтопроводу надходить у приймальний резервуар нафти 1. Потім попередньо перед переробленням із цього резервуара нафта надходить до установки ЕЛЗУ 2, де проходить очищення від солі та залишків води. Перед установкою ЕЛЗУ нафта нагрівається для зменшення її в'язкості, що полегшує процес видалення шкідливих домішок із нафти. Далі після підігрівання нафта надходить на попереднє перероблення в колону відбензинювання нафти 3, де проводиться вилучення з нафти тільки легких вуглеводневих компонентів із температурами кипіння до 85 °С і неконденсованих газів. Це дозволяє провести більш глибоке вилучення з нафти газової та бензинової фракцій, полегшити навантаження на атмосферну колону, що сприяє поглибленню процесу перероблення нафти, збільшенню кількості та якості бензинової фракції.

Бензинова фракція, яку отримують у колоні відбензинювання, змішується з більш важкою частиною бензинової фракції, що отримують в атмосферній колоні, та подається в ректифікаційну колону стабілізації 5, де видаляються вуглеводні С1–С2, які не вдалося вилучити в колоні відбензинювання та в атмосферній колоні, і ректифі-



каційну колону вторинного перероблення бензину 6, де вилучають неконденсовані гази та отримують зріджені гази С3–С4, вузькі фракції з температурами кипіння до 85 °С та фракцію 85–180 °С.

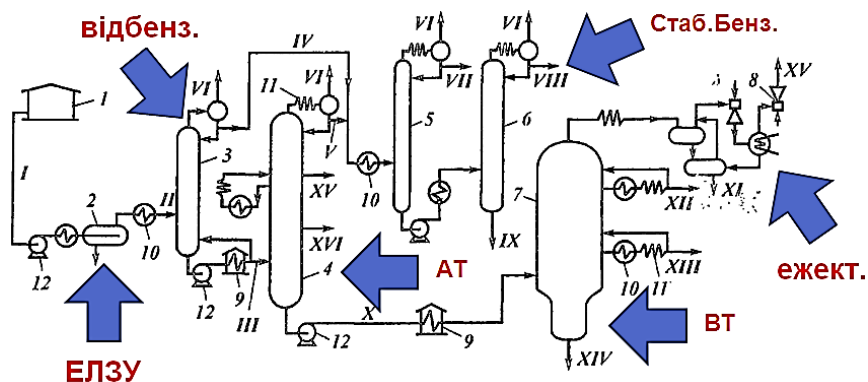


Рисунок 3.5 – Атмосферне і вакуумне переганяння нафти в промислових умовах із відбензинюванням:

- 1 – резервуар із нафтою; 2 – блок ЕЛЗУ; 3 – відбензинювальна колона; 4 – атмосферна колона; 5 – колона стабілізації; 6 – колона вторинного переганяння бензину; 7 – вакуумна колона; 8 – ежектор; 9 – печі; 10 – теплообмінники; 11 – холодильники; 12 – насоси; I – нафта сира; II – знесолена нафта; III – відбензинена нафта; IV, V – бензинові фракції; VI – вуглеводневі гази; VII – газ зріджений; VIII – фракція НК 85 °С; IX – фракція 85–180 °С; X – мазут; XI – газойлева фракція; XII – легкий вакуумний газойль; XIII – вакуумний газойль; XIV – гудрон; XV – гас; XVI – дизельне паливо

Залишок нафти, який виходить з низу колони відбензинювання, насосом прокачується в піч 9, з якої частина у вигляді пари надходить до низу колони відбензинювання та живить парою цю колону, а інша частина надходить на по-

дальше перероблення до атмосферної ректифікаційної колони 4. Боковими погонями атмосферної ректифікаційної колони відбирають газову та дизельну фракції.

Залишком перероблення нафти в атмосферній колоні є фракція мазуту, яка насосом подається для підігрівання в трубчасту піч і далі подається для поділу на фракції до вакуумної колони 7. З верхньої частини вакуумної колони через систему створювання вакууму за допомогою ежекторного насоса відкачують суміш газової та газойлевої фракції, яка частково конденсується та розділяється в сепараційному обладнанні. Використовувати інші види насосного обладнання небезпечно з погляду пожежної та вибухової небезпеки. Боковими погонями з вакуумної ректифікаційної колони відводяться газойлеві фракції, а залишком вакуумної колони є гудрон, який подається на вторинне термічне перероблення.

Паливні фракції атмосферного переганяння далі зазнають облагороджування (гідроочищення від гетероатомних сполук), а бензини – каталітичного риформінгу з метою підвищення їхньої якості або одержання індивідуальних ароматичних вуглеводнів – сировини нафтохімії: бензолу, толуолу, ксилолів тощо.

З мазуту також за допомогою вакуумного переганяння на цій установці одержують широку фракцію (350–500 °С) вакуумного газойлю – сировини для подальшого перероблення на установках каталітичного крекінгу або гідрокрекінгу з одержанням компонентів моторних палив і вузьких дистильатних мастильних фракцій, що подаються далі на подальші процеси очищення (селективне очищення, депарафінізація та ін.). Залишок вакуумного переганяння – гудрон – служить за необхідності для залишкових олій або як сировина для глибокого перероблення з одержанням додаткової кількості моторних палив, нафтового коксу, до-

рожного й будівельного бітуму або ж як компонент казанового палива.

Основним обладнанням установок первинного перероблення нафти є ректифікаційні колони. Інше обладнання, таке як печі, теплообмінники, у вигляді охолоджувачів і підігрівачів, сепаратори, фільтри, різна трубопровідна арматура, що керує потоками нафтопродуктів, має основним своїм завданням забезпечити роботу колонного обладнання в оптимальному режимі.

Пояснення роботи атмосферної ректифікаційної колони та напрями руху потоків у колоні та в контактних пристроях, що забезпечують розвинуту поверхню контакту між потоками пари та рідини, подано на рисунку 3.6.

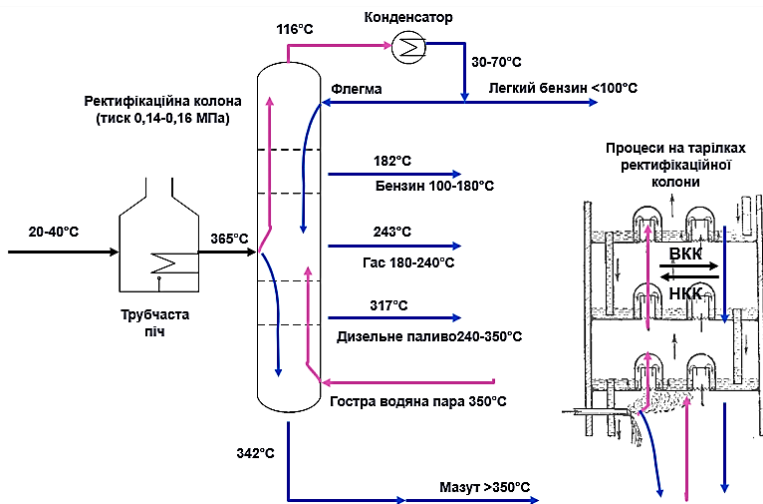


Рисунок 3.6 – Схема потоків в атмосферній ректифікаційній колоні

Як було вказано раніше, сировина після установки ЕЛЗУ або з нафтосховища має температуру 20–40 °С і перед поданням до атмосферної колони підігрівається в печі орієнтовно до температури 365 °С та подається в середню

частину колони на розподільну тарілку. Температура по висоті колони зверху донизу змінюється в межах 116–342 °С. Відповідно до цього у верхній частині відводяться вуглеводневі компоненти (НКК) низького кипіння. У конденсаторі пара конденсується, і вже у крапельному вигляді поділяється на два потоки. Одна частина повертається на верхню тарілку колони як флегмове зрошення, а друга частина суміші компонентів, що мають температуру кипіння менше ніж 100 °С, у вигляді фракції легкого бензину подається на подальше перероблення (див. рис. 3.5). Боковими погонями з колони відводиться бензинова, гасова та дизельна фракції. За контактів пари та рідини в колоні з пари до рідини переходять компоненти (ВКК) високого кипіння, а з рідини до пари переходять компоненти (НКК) низького кипіння. Отже, пара на своєму шляху знизу доверху колони насичується легкими вуглеводневими компонентами, а рідина на своєму шляху зверху донизу колони насичується важкими вуглеводневими компонентами.

### **3.3 Гідрооблагороджування легких фракцій**

Схему виробництва рідкого палива, подану на рисунку 3.7, іноді називають гідрооблагороджуванням легких фракцій, тому що в цьому варіанті легкі дистилати, отримані із сирової нафти, переробляють із використанням водню.

Джерелом водню є каталітичний риформінг, у якому фракції типу нафти переробляються в якісні компоненти бензину, якими є, наприклад, високооктановий бензим. За цією схемою значний обсяг важкого газойлю під час переганяння потрапляє в залишок, тому вихід рідкого палива виявляється досить високим. На рисунку 3.7 подано один із варіантів простого нафтоперероблення з елементами гідрогенізаційних процесів, у яких використовується газ, що містить водень.

Сира нафта надходить на установку первинного переганяння нафти. З цієї установки отримують гази, які далі

надходять на перероблення до газофракційної установки (ГФУ), де сировина, якою для цієї установки є суміш газів, поділяється на «сухий» паливний газ, а із сірчаних сполук виділяється сірка. Бензинова фракція поділяється далі на легку прямогонну фракцію, а більш цінна її частина йде на перероблення на установку риформінгу для видалення шкідливих домішок і покращання якості бензину та збільшення октанового числа. На цій стадії внаслідок отримання ароматичних сполук та інших хімічних перетворень виникає вільна кількість атомів водню, яка є основою водневого газу. Цей водневий газ є цінним компонентом для гідрогенізаційних процесів гідроочищення, каталітичного гідрокрекінгу.

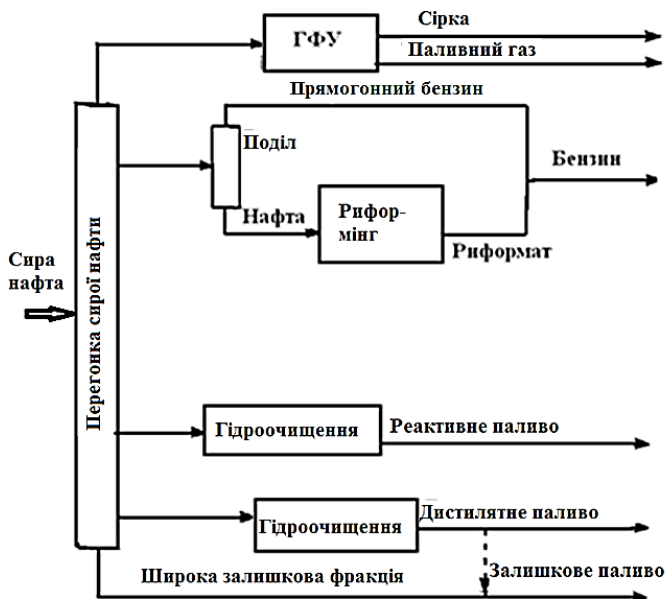


Рисунок 3.7 – Гідрооблагороджування легких фракцій (просте нафтоперероблення)

Важкі вуглеводневі фракції, такі як гасова та дизельна фракції мають у своєму складі багато шкідливих, зокрема й сірчаних сполук. Тому ці фракції проходять стадію очищення на відповідних установках гідроочищення з використанням водневого газу, з них отримують якісне реактивне та дизельне паливо. Залишком такого перероблення нафти є широка залишкова суміш залишкового палива та важких вуглеводневих сполук.

Для більш складних варіантів нафтоперероблення частину залишкового палива перетворюють у бензини або в дистилати у схемах нафтоперероблення (за бензиновим варіантом), що подано на рисунку 3.8. У такій схемі перероблення нафти більш широко використовують процеси з водневим газом і термічні та каталітичні процеси.

Найбільшу складність мають схеми нафтоперероблення, що містять виробництво спеціальних особливо цінних продуктів, наприклад, мастил або нафтохімічної продукції. Для такого складного перероблення додатково використовують установки ізомеризації, каталітичного крекінгу, алкілірування. Додатково для отримання якісного пічного палива використовують процеси вісбрекінгу.

### **3.4 Режим роботи установки переганяння та вибір технологічної схеми**

Одним із головних чинників у разі вибору режиму перероблення нафти та вибору технологічної схеми є якість нафти та її складові.

Якщо в нафті розчинено невелику кількість вуглеводневих газів і вміст бензинових фракцій, що википають до 180 °С, невеликий (12–15 %) і нафта містить небагато газів (0,5–1,2 % по С4 включно) та вихід фракцій до 350 °С не перевищує 45 %, тоді перероблення такої нафти доцільно робити на установках АТ, використовуючи схему одноразового випарювання. Фракції, що утворилися після такого

випарювання, розділяються додатково у складній ректифікаційній колоні.

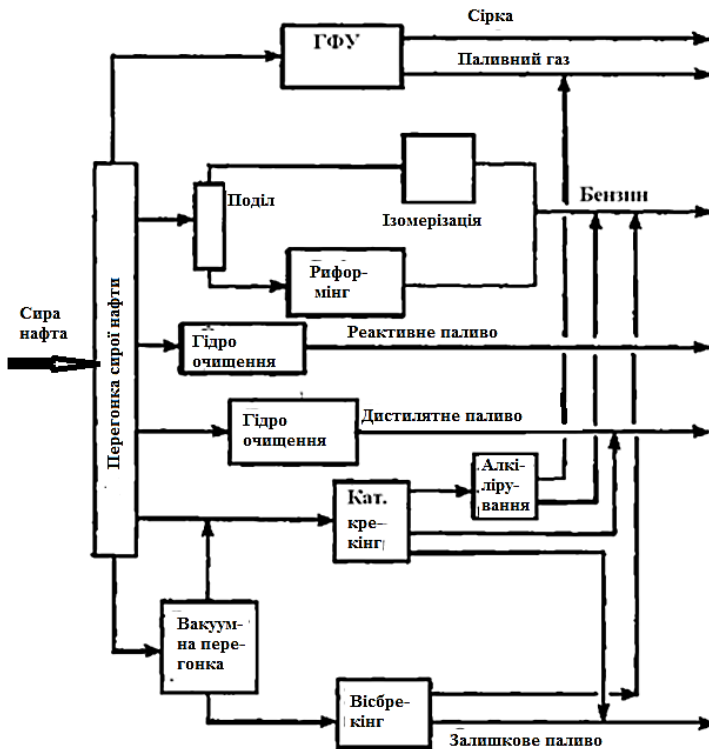


Рисунок 3.8 – Складне нафтоперероблення (бензиновий варіант)

Для переганяння легкої нафти з високим виходом фракцій, що мають температуру кипіння до 350 °С, і їхній вміст у нафті становить від 50 % до 65 %, а також містять підвищену кількість газів (1,5–2,2 %) і вуглеводневих компонентів, що входять до бензинових фракцій, від 20 % до 30 % рекомендують використовувати установки атмосферно-трубчасті (АТ) із дворазовим випарюванням. Схема з попередньою ректифікаційною колоною часткового відбен-

зинювання нафти є кращою. Подальше переганяння залишку з колони часткового видалення бензину проводять у складній колоні під атмосферним тиском. Ця схема характерна тим, що в першій колоні з відбензинювання з нафти відбирають більшу частину газових фракцій і бензинових компонентів низького кипіння. Для більш повного конденсування цих фракцій у колоні підтримують підвищений тиск до 0,35–0,5 МПа ( $P_{абс}$ ). У цьому разі можливо понизити тиск у колоні атмосферного переганяння до  $P_{абс} = 0,14–0,16$  МПа ( $P_{абс}$ ) і реалізувати необхідні значення температури потоку живлення та витрату гострої водяної пари, що дають можливість високого відбору світлих нафтопродуктів із максимально можливою кількістю з тих, що є в нафті.

Частина технологічного тепла повертається до нагрівання сирової нафти в рекуперативних теплообмінниках. Це дає можливість відібрати до 60 % бензинової фракції, що є в сирій нафті. Можливо ще підвищити кількість бензинової фракції, що відбирається, якщо додатково підводити тепло в нижню частину колони. Але це є недоцільним, бо підвищує загальні витрати на переганяння нафти. Також склад сировини атмосферної колони настільки збільшується завдяки компонентам високого кипіння, що виникає потреба в досягненні великих значень температур і загроза появи крекінгу.

Технологічна схема переганяння нафти з використанням колони попереднього часткового відділення бензинової фракції та подальшого переганяння у складній ректифікаційній колоні найбільш поширена в нафтопереробній промисловості. Така схема гнучка і має універсальність.



## РОЗДІЛ 4

### ТЕХНОЛОГІЧНІ СХЕМИ ПЕРВИННОГО ПЕРЕРОБЛЕННЯ НАФТИ

У нафтопереробній промисловості можна загалом виділити два напрями перероблення нафти. Це первинне та вторинне (термічне, каталітичне, гідрогенізаційне) перероблення нафти. У процесах первинного перероблення нафти на нафтопереробних заводах і, в деяких випадках, на нафтовидобувному промислі вже з нафти виділяють шкідливі домішки, такі як тверді включення, пластову воду, відділяють, збирають у колектори та спрямовують на перероблення до ГПЗ різні гази, що було розчинено в нафті під дією тиску в підземному пласті, та солі, які були розчинені в нафтоводневій суміші. А потім така попередньо очищена нафта подається в магістральний нафтопровід, яким перекачується на нафтопереробний завод. Але у процесах попереднього очищення нафти не вдається повністю видалити з нафти шкідливі домішки та гази. Тому таку нафту ще не можна подавати на первинне перероблення на атмосферну колону, тому що ці шкідливі домішки залишаться в продуктах перероблення, що не допустимо для бензинової, гасової, дизельної та інших фракцій. Ці шкідливі домішки також створюють агресивні середовища, що руйнують обладнання НПЗ. Тому в лінії первинного перероблення нафти на нафтопереробних заводах задіюють як необхідну важливу складову електрознесолювальні та зневоднювальні установки (ЕЛЗУ), які виконують функцію очищення та зневоднення нафти до необхідних меж.

Зважаючи на те, що в різних родовищах нафта має різний склад вуглеводневих компонентів, різну кількість важких і легких вуглеводневих сполук і різний склад домішок, перероблення різних нафт вимагає різних технологічних підходів. Тому на НПЗ існують різні схеми одно- та дворазового випарювання, різні схеми атмосферного та

вакуумного переганяння. З деякими схемами промислових установок і технічними характеристиками обладнання таких установок і ознайомимося в цьому розділі.

#### **4.1 Атмосферне переганяння нафти з одноразовим випарюванням**

Найбільш вживаною та простою схемою первинного перероблення нафти в атмосферній колоні є атмосферне переганяння нафти з одноразовим випарюванням, яке подано на рисунку 4.1. Ця установка складається з атмосферної ректифікаційної 1, бокових відпарних колон 12, печі 2, рекуперативних теплообмінників 7, 9, охолоджувачів 5, 6, 8, 10, трифазного сепаратора 4, насосного обладнання 3, 11.

Нафта за допомогою насоса через рекупераційні теплообмінники, у яких завдяки теплу потоків дизельної фракції та мазуту, що відводяться з нижньої бокової колони та з нижньої частини ректифікаційної колони, нагрівається та надходить у піч, де остаточно нагрівається до температури кипіння. Далі потік нафти надходить в атмосферну ректифікаційну колону на тарілку, що розподіляє нафту по перетину колони. З верхньої частини ректифікаційної колони виходить дисциляційна фракція, яка є сумішшю газів, бензину та пари води. Ця суміш надходить у холодильник-конденсатор, де бензинова фракція та водяна пара конденсуються. У трифазному сепараторі ця суміш розділяється на фракції. Гази відводяться з верхньої частини сепаратора, вода та бензинова фракція – з відповідних секцій сепаратора в нижній його частині. Бензинова фракція частково повертається на зрошення ректифікаційної колони у вигляді флегмового потоку, а інша її частина відводиться за межі установки на подальше перероблення. Гази використовуються як паливо або залежно від складу та економічної доцільності теж спрямовують на подальше перероблення.

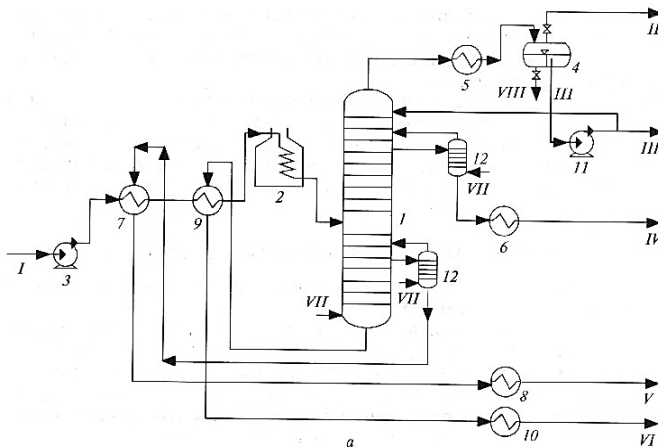


Рисунок 4.1 – Атмосферне переганяння нафти (одноразове випарювання):

1 – атмосферна колона; 2 – піч; 3, 11 – насоси;  
 4 – ємність; 5–10 – теплообмінники; 12 – відпарні колони.  
 I – нафта; II – газ; III – бензин; IV – гас; V – дизельна фракція;  
 VI – мазут; VII – водяна пара; VIII – вода

У ректифікаційну та бокові відпарні колони подають гостру водяну пару. Отримані дизельну фракцію та мазут, що віддали вже частину тепла в рекуперативних теплообмінниках, подають через теплообмінники на подальше перероблення з метою отримання додаткової кількості світлих нафтопродуктів.

#### 4.2 Атмосферне переганяння нафти із дворазовим випарюванням

Для більш глибокого видалення з нафти прямогінної бензинової фракції, зменшення теплового навантаження на атмосферну ректифікаційну колону у промислових технологічних лініях використовують схему атмосферного пере-

ганяння нафти із дворазовим випарюванням, яку подано на рисунку 4.2.

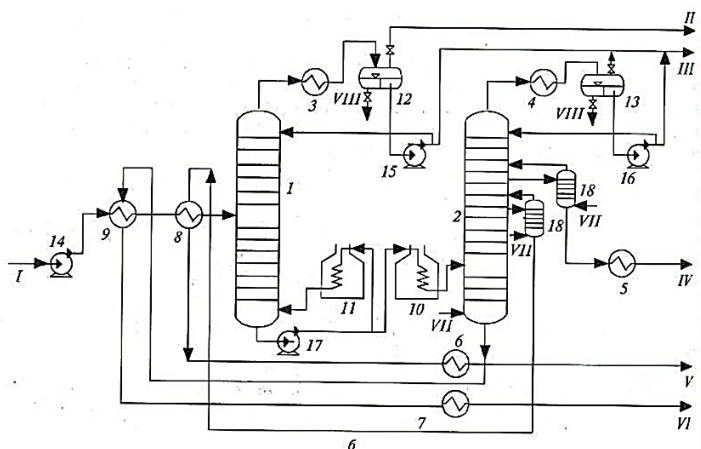


Рисунок 4.2 – Атмосферне переганяння нафти (дворазове випарювання):

1 – відбензинювальна колона; 2 – атмосферна колона;  
 3–9 – теплообмінники; 10–11 – печі; 12, 13 – ємності;  
 14–17 – насоси; 18 – відпарні колони. I – нафта; II – газ;  
 III – бензин; IV – гас; V – дизельна фракція; VI – мазут;  
 VII – водяна пара; VIII – вода

На рисунку 4.2 подано, що, на відміну від одноразового випарювання (див. рис. 4.1), у схемі із дворазовим випарюванням додатково наявні дві печі та дві ректифікаційні колони. Колона відбензинювання слугує для попереднього видалення з нафти тільки легких вуглеводневих фракцій, що входять до складу бензинової фракції.

В атмосферній колоні виокремлюються з нафти залишки бензинової фракції та гасової, дизельної фракції, а залишком такого перероблення є мазут. З верхньої частини колони відбензинювання та атмосферної ректифікаційної колони відводиться суміш газів, парів легких вуглеводне-

вих компонентів і води. У холодильнику пара води та частина більш важких вуглеводнів конденсується. Несконденсовані гази відділяються у трифазному сепараторі, де також поділяються між собою на бензинову фракцію та воду.

Важкі фракції віддають частину теплової енергії сирій нафті та відводяться за межі установки. У бокових відпарних колонах гасова та дизельні фракції додатково проходять очищення від легких вуглеводневих компонентів за допомогою гострої водяної пари, яка подається також і в атмосферну ректифікаційну конону.

У таблиці 4.1 наведено орієнтовні значення температур і тисків у колонах атмосферного переганяння та відбензинювання нафти, які подано на рисунку 4.2.

Таблиця 4.1 – Температура й тиск в апаратах установки атмосферного переганяння нафти

<b>Температура, °С</b>	
У теплообмінниках (підігрівання нафти)	210–230
У змійовиках трубчастої печі (підігрівання відбензиненої нафти)	310–360
Парів із відбензинювальної колони	130–150
Пари внизу відбензинювальної колони	230–240
Парів із атмосферної колони	120–140
Унизу основної колони	330–355
<b>Тиск, МПа</b>	
У відбензинювальній колоні	0,4–0,5
В атмосферній колоні	0,15–0,20

Параметри температури та тиску, що відображено в таблиці 4.1, можуть відрізнятися в різних установках первинного перероблення нафти. Ці значення залежать також від складу вуглеводневих сполук, від кількості тієї чи іншої фракції в загальному об'ємі нафти, що переробляється, від кількості та якості продуктів нафтоперероблення, що отримують на таких установках.

### **4.3 Технологічна схема, режим роботи й технічна характеристика встаткування комбінованої установки дворазового випарювання нафти**

Прикладом установки перероблення нафти з додатковим очищенням сирової нафти є установка ЕЛЗУ-АВТ. У цій установці використовується дворазове випарювання нафти. Схему основних потоків подано на рисунку 4.3. Вона містить один із видів переганяння нафти, де є дворазове випарювання, що складається з попереднього випарника та атмосферної колони з боковими колонами.

Пари з випарника (на схемі не подано) і залишок після того, як нагріється в печі, надходить в атмосферну колону. Перевагою такої схеми є деяке скорочення витрат на поділ унаслідок того, що знижується гідравлічний опір змійовика печі. Також зменшується металоємність колон і теплообмінників-конденсаторів. Схема є ефективною для переганяння нафти, де середній рівень розчиненого газу невеликий (близько 1 %) та бензину в межах 18–20 %.

Атмосферне переганяння нафти на таких установках здійснюється в одній колоні. Кращою сировиною для них є нафти з відносно невисоким вмістом бензинових фракцій і розчинених газоподібних вуглеводнів. Установа призначена для знесолення й переганяння 6–7 млн т на рік суміші нафт. На установці виробляються такі асортименти фракцій:  $C_2-C_4$  – зріджений газ;  $C_5$  – 90 °С – компонент автомобільного бензину; 90 – 140 °С – сировина каталітичного риформінгу для виробництва високооктанового компонента автомобільного бензину; 140–250 °С – авіаційне турбінне паливо; 250–320 °С – легкий компонент дизельного палива для швидкісних двигунів; 320–380 °С – важкий компонент дизельного палива для швидкісних двигунів (зазнає гідроочищення); 380–530 °С – сировина каталітичного крекінгу; гудрон – сировина процесів вісбрекінгу та для виробництва бітумів.

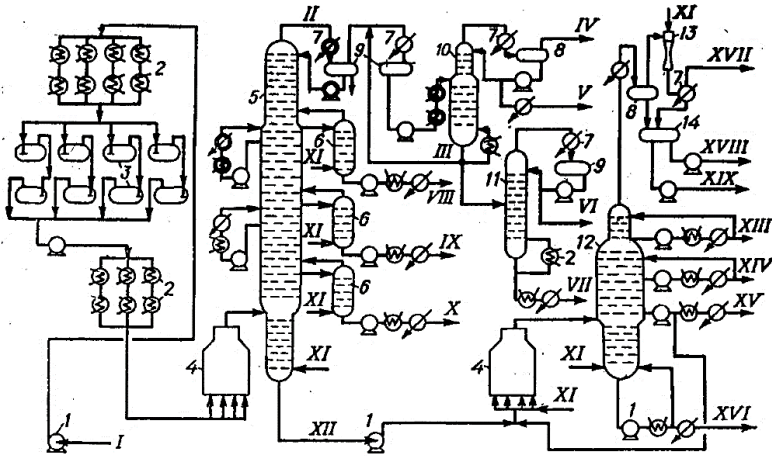


Рисунок 4.3 – Установа ЕЛЗУ-АВТ

(нафта піддається дворовому випарюванню):

- 1 – насос; 2 – теплообмінник, кип'ятильник;  
 3 – електродегідратор; 4 – піч трубчаста; 5 – колона атмосферна; 6 – колона відпарна; 7 – холодильник-конденсатор; 8 – газосепаратор; 9 – ємність;  
 10 – колона видалення з бензину бутану; 11 – колона переганання (вторинного) бензину; 12 – вакуумна колона; 13 – пароежекторний вакуумний насос; 14 – відстійник;  
 I – нафта; II – бензин з атмосферної колони; III – бензин стабільний; IV – газ сухий; V – фракція зріджена C2–C4;  
 VI – фракція C5 – 90 °C; VII – фракція 90–140 °C;  
 VIII – фракція 140–250 °C; IX – фракція 250–320 °C;  
 X – фракція 320–380 °C; XI – водяна пара; XII – мазут;  
 XIII – легкий вакуумний газойль; XIV – фракція 380–530 °C; XV – затемнена фракція; XVI – гудрон;  
 XVII – гази розкладання; XVIII – нафтопродукт;  
 XIX – водний конденсат

**Перша стадія – підготовка нафти до перероблення.** Нафта, нагріта в регенеративних теплообмінниках 2, надходить чотирма потоками в електродегідратори 3. Зне-

солювання проводиться у два щаблі з використанням деемульгатора. Солоня вода з електродегідраторів другого щабля повторно використовується як промивання нафти на першому щаблі. Крім того, як промивну воду на другому щаблі використовують водні конденсати, які утворюються від застосування пари в процесі атмосферно-вакуумного переганання. Це скоротило кількість забруднених стоків, що скидаються з установки.

Знесолена нафта перекачується через декілька регенеративних теплообмінників 2 і після нагрівання дванадцятьма паралельними потоками в печі трубчастій 4 надходить на поділ в колону атмосферну 5.

**Друга стадія – перероблення в атмосферній колоні.** Температура живлення атмосферної колони близько 362 °С, що забезпечує сумарний відбір із нафти дистильованих фракцій на рівні 54,3 %. Пари бензину, що відводяться з верхньої частини колони, конденсуються у два щаблі. На першому забезпечено вміст вуглеводневих газів у складі зрошення більш низький, ніж у дистильаті. Несконденсована газова й фази бензину в рідкому стані додатково охолоджують і подають у сировинну ємність 9. У разі, якщо переробляється нафта з більш високим вмістом газу (C<sub>2</sub>–C<sub>4</sub>) – 2 % проти 1,1 % у проєктній сировині, частина стабільного бензину подається як абсорбент у потік бензину після сепаратора 5. Водночас для повного розчинення газу витрата абсорбенту становить 14 % на завантаження дебутанізатора.

З атмосферної колони 5 через колони відпарні 6 відбирають по висоті колони три погони: фракцію 140–250 °С та компоненти дизельного палива, такі як фракція 250–320 °С і фракція 320–380 °С. Співвідношення компонентів дизельного палива підібране так, щоб балансова суміш фракції 250–320 °С із фракцією 320–380 °С, що пройшла гідроочищення, під час переганання википала до 360 °С на більше ніж 90 % (за об'ємом) і містила до 1 % сірки (вимоги



стандарту). Залишком атмосферної колони є мазут. У нижню частину атмосферної колони й відпарних колон б подається водяна пара. Відбір суми світлих нафтопродуктів дорівнює 95 % від вмісту в нафті фракцій до 380 °С.

**Третя стадія – підвищення якості одержуваних продуктів.** Для стабілізації бензину використовують у дебутанізатор 10. Відбір зрідженого газу досягає 94,5 % від можливого. Бензин стабільний має у своєму складі 0,5 % бутану й 0,0005 %  $H_2S$ .

Вторинному переганянню в колоні 11 підлягає близько 62 % стабільного бензину, тому що потреба у фракції 90–140 °С, одержуваної знизу цієї колони, обмежена. З верхньої частини колони 11 відбирають фракцію  $C_5-90$  °С.

**Четверта стадія – перероблення мазуту й газів.** Мазут нагрівається в печі 4 і надходить на вакуумну колону 12 для переганяння. Верхнім бічним погоном із вакуумної колони відводиться легкий вакуумний газойль, середнім відводиться фракція 380–530 °С і нижнім – затемнена фракція. Гудрон є залишком колони. У змійовик вакуумної печі й у нижню частину колони подається гостра водяна пара. З верхньої частини вакуумної колони 12 відводиться несконденсований газ, пари нафтових фракцій і водяні пари. Після конденсації й охолодження в газосепараторі 8 конденсат, що утворився, відокремлюється від газу й несконденсованих парів води. Суміш останніх відкачується триступінчастим пароежекторним вакуумним насосом 13. Гази надходять на спалювання (утилізацію) у вакуумну піч 4. Водний конденсат і нафтові фракції з вакуумутворювальної системи надходить на відокремлення у відстійник 14. Уловлений нафтопродукт відкачується як легкий вакуумний газойль, а конденсат – на ЕЛЗУ.

У вакуумній колоні переробляється до 2,3 млн т мазуту на рік (74 % від одержуваного в атмосферній колоні). Водночас забезпечується виробіток 1 млн т фракції 380–530 °С

наявної установки, що вимагається для повного завантаження, каталітичного крекінгу.

На рисунку 4.4 більш докладно подано схему потоків установки переганяння мазуту з одноразовим випарюванням, що має у своєму складі одну ректифікаційну вакуумну колону.

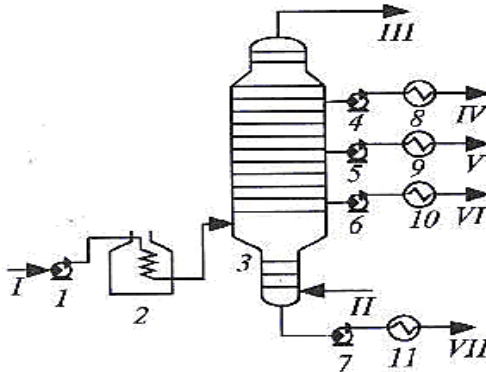


Рисунок 4.4 – Вакуумне переганяння мазуту  
(одноразове випарювання):

1, 4–7 – насоси; 2 – піч; 3 – вакуумна колона;  
8–11 – теплообмінники. I – мазут; II – водяна пара;  
III – пари з верху вакуумної колони;  
IV–VI – мастильні погони; VII – гудрон

Мазут подається у вакуумну колону за допомогою насоса. Перед уведенням мазуту у вакуумну колону він додатково піддається нагріванню в трубчастій печі. З верху вакуумної колони відводиться суміш газів, що не виділилася в попередніх стадіях перероблення з нафти та газів, які утворилися внаслідок крекінгу – розкладання молекул вуглеводневих фракцій під дією великих температур, що наявні у вакуумній колоні. Разом із цими газами відводяться також пари легких вуглеводневих компонентів. З боковими

потоками з колони відводяться мастильні фракції різної в'язкості. У нижню частину вакуумної колони вводиться гостра водяна пара. Залишковою фракцією внизу колони є гудрон.

Для збільшення кількості продуктів, що отримують під час вакуумного переганяння мазуту, покращання чистоти, якості цих продуктів використовують подану на рисунку 4.5 схему вакуумного переганяння мазуту із дворазовим випарюванням.

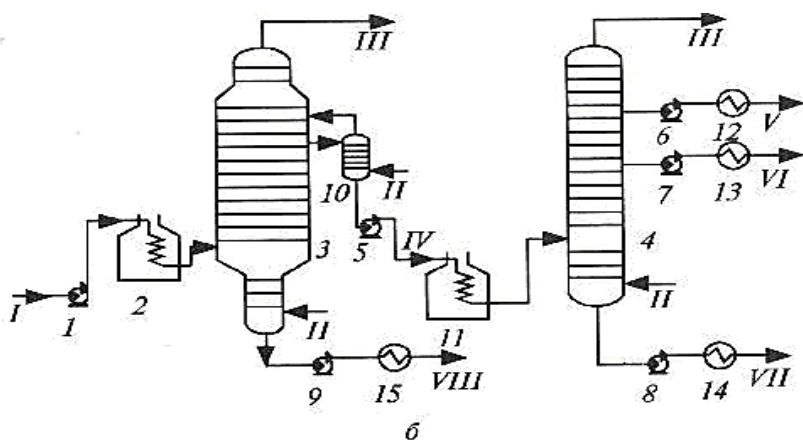


Рисунок 4.5 – Вакуумне переганяння мазуту (дворазове випарювання):

- 1, 5–9 – насоси; 2, 11 – печі; 3, 4 – вакуумні колони;  
 10 – відпарна колона; 12–15 – теплообмінники. I – мазут;  
 II – водяна пара; III – пари з верху вакуумних колон;  
 IV – вакуумний дистилат (фракція 350–500 °С);  
 V–VII – мастильні погони; VIII – гудрон

Вакуумна установка із дворазовим випарюванням має у своєму складі дві ректифікаційні колони. У першу вакуумну колону мазут як сировина надходить попередньо нагрітим у трубчастій печі. У нижню частину цієї вакуум-

ної колони подають гостру водяну пару. Зверху першої вакуумної колони відводиться суміш парів легких вуглеводневих компонентів, води та газів, що далі подається на поділ. Боковим погоном із цієї колони є так званий вакуумний дистилат. Це широка фракція вуглеводневих компонентів, температури кипіння яких – у межах 350–500 °С. Цю фракцію ще додатково нагрівають у печі та подають у другу вакуумну ректифікаційну колону для додаткового поділу на вузькі мастильні фракції.

У другу вакуумну колону також подається гостра водяна пара. З низу першої вакуумної ректифікаційної колони відводиться залишок гудрон. Залишком другої вакуумної ректифікаційної колони є важка в'язка мастильна фракція. Усі вказані фракції подаються на додаткове перероблення з метою отримання додаткових світлих нафтопродуктів і розширення переліку готових продуктів, що виробляється на НПЗ.

У таблиці 4.2 орієнтовно вказано основні параметри, такі як температура і тиск, що є характерними для установки вакуумного переганяння мазуту.

Таблиця 4.2 – Температура й тиск в апаратах вакуумного переганяння мазуту

<b>Температура, °С у вакуумній колоні</b>	<b>Значення</b>
Верх	90–110
Низ	340–360
<b>Тиск, кПа</b>	
Залишковий у вакуумній колоні	5,3–8,0
Витрата водяної пари внизу вакуумної колони, % на гудрон	5,0–8,0



вання через піч 1. Важкі вуглеводневі компоненти з низу цієї колони подаються на поділ у ректифікаційну колону 5. З нижньої частини цієї колони відводиться важка бензинова фракція 140–180 °С. З верхньої частини колони 5 відводиться частина флегмового потоку як фракція 85–120 °С.

Боковий погін цієї колони відводиться до відпарної колони 6, звідки отримують середню бензинову фракцію 120–140 °С. У відпарну (бокову) колону подається гостра водяна пара.

Таблиця 4.3 – Параметри колон вторинного переганяння бензинової фракції

Параметр	Колона (див. рис. 4.6)			
	3	4	5	6
Тиск нагорі колони, МПа	0,3	0,2	0,2	1,2
Температура, °С				
– угорі	104	78	105	130
– унизу	170	122	168	–
Діаметр, мм	3	2	3	1,2
Кількість тарілок, шт.	60	60	60	8
Кратність зрошення	2 : 1	2,5 : 1	1,5 : 1	–
Відстань між тарілками, мм	500	500	500	500

З верхньої частини всіх ректифікаційних колон відводиться суміш парів легких вуглеводневих компонентів і газів, проходить через апарати повітряного охолодження АПО (18–20), холодильники (21–23), де пари конденсуються. Газоводнева суміш поділяється в газосепараторах (15–17). Гази відводяться за межі установки, а конденсована рідина надходить на зрошення ректифікаційних колон у вигляді флегмового потоку. У таблиці 4.3 наведено орієнтовно основні технологічні показники та деякі геометричні і конструктивні параметри ректифікаційних колон вторинного переганяння бензину, який отримано в ректифікаційних колонах первинного перероблення нафти.

## РОЗДІЛ 5 КОМБІНОВАНА УСТАНОВКА ТРИРАЗОВОГО ВИПАРЮВАННЯ НАФТИ

Для збільшення номенклатури продукції, що виробляють на НПЗ, покращання її якості, збільшення глибини перероблення нафти та зменшення відходів виробництва з'явилися технологічні лінії зі збільшеною кількістю ректифікаційних колон. Поширення набули установки первинного переганяння із триразовим випарюванням нафти.

Схема руху основних потоків, основне обладнання, що входить до такої установки, подано на рисунку 5.1. Сировинна нафта декількома паралельними потоками підігривається в теплообмінниках 1 і далі також декількома паралельними потоками послідовно проходить електродегідратори 2 першого та другого щабля знесолення. Теплообмінники та електродегідратори є складовими установки ЕЛЗУ. Ця назва є складовою загальної назви комбінованої установки ЕЛЗУ-АВТ триразового випарювання нафти. До сировинного насоса в нафту вводять деемульгатор і содолужний розчин для попередження появи гідратів і шкідливого корозійного впливу на матеріали обладнання. На вході в електродегідратори нафту змішують із водою, що сприяє розчиненню в ній солі та інших домішок. У подальшому цю воду разом із солями, що розчинені в ній, видаляють із нафти. Використовують водяні конденсатори з технологічних ліній від атмосферно-вакуумного переганяння нафти.

Нафта, з якої видалено солі та воду, додатково нагрівається в теплообмінниках 1 наступного ступеня і подається на розділення в колону часткового відбензинювання 3. Вуглеводневий газ і легкий бензин, що відбирають зверху цієї колони, конденсують і охолоджують послідовно в апаратах повітряного й водяного охолодження 4 і подають у ємність 5. Частина конденсату вертається наверх колони флегмовим-

потокем як гостре зрошення. Газ і бензин роздільно перетікають у сировинну ємність 5 дебутанізатора.

Нафта, з якої виділено основну частку вуглеводневих компонентів (відбензинена нафта), відводиться з нижньої частини колони 3, нагрівається у змішувачах печі 6. Нагріта відбензинена нафта після печі ділиться на два потоки. Перший надходить у низ колони 3 як гарячий струмінь як живлення ректифікаційної колони парою. Другий подається як сировина в атмосферну колону 7. Суміш парів важкого бензину й водяників (залишків води) з атмосферної колони конденсується й охолоджується, послідовно пройшовши апарати повітряного й водяного охолодження. Конденсат збирається в ємності 5, з якої частина важкого бензину вертається наверх атмосферної колони як холодне зрошення. Балансовий надлишок його відкачується в сировинну ємність 5 дебутанізатора 14, де він змішується з вуглеводневим газом і легким бензином.

У суміші бензинів газ повністю розчиняється. З тарілок восьмої, з шістнадцятої до вісімнадцятої і двадцять восьмої до тридцятої атмосферної колони відбирають три бічні погони: фракції 180–220 °С, 220–280 °С, 280–350 °С. Кожна фракція надходить у свою відпарну колону 8. У нижню частину відпарної колон 8 і атмосферної 7 подають перегріту водяну пару для відпарювання низькокиплячих фракцій із низькими температурами кипіння.

Крім гострого зрошення, атмосферна колона має два циркуляційні зрошення, з якими виділяється теплота нижче, ніж тарілки відбору фракцій 180–230 і 230–280 °С.

З нижньої частини атмосферної колони відбирають мазут, який прокачуються декількома паралельними потоками через змішувач печі 9 у вакуумну колону 10.

З верху вакуумної колони відводять фракцію легких вуглеводнів (легкий вакуумний газойль). Частина його охолоджується та вертається у верхню частину колони як верхнє циркуляційне зрошення.



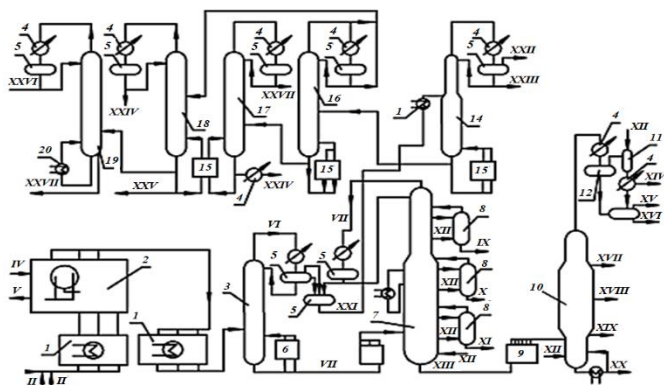


Рисунок 5.1 – Комбінована установка ЕЛЗУ-АВТ триразового випарювання нафти:

- 1 – теплообмінник; 2 – електродегідратор; 3 – колона часткового відбензинювання нафти; 4 – конденсатор, холодильник; 5 – ємність; 6, 9, 15 – трубчасті печі; 7 – атмосферна колона; 8 – відпарна колона; 10 – колона вакуумна; 11 – пароежекторний вакуумний насос; 12 – газосепаратор; 13 – відстійник; 14 – дебутанізатор бензину; 16–19 – колони вторинного переганяння бензину; 20 – кип’ятильник. I – нафта; II – деемульгатор; III – содолужний розчин; IV – оборотна вода; V – солоня вода; VI – легкий бензин і газ; VII – відбензинена нафта; VIII – важкий бензин; IX – фракція 180–220 °С; X – фракція 220–280 °С; XI – фракція 280–350 °С; XII – водяна пара; XIII – мазут; XIV – гази розкладання; XV – нафтопродукт; XVI – водний конденсат; XVII – легкий вакуумний газойль; XVIII – широка мастильна фракція; XIX – затемнена фракція: XX – гудрон; XXI – нестабільний бензин; XXII – зріджена фракція C2–C4; XXIII – вуглеводневий газ; XXIV – фракція C3 – 62 °С; XXV – фракція 62–105 °С; XXVI – фракція 62–85 °С; XXVII – фракція 85–105 °С; XXVIII – фракція 105–140 °С; XXIX – фракція 140–180 °С

Іншим бічним погоном із колони вакуумної 10 відводять широку мастильну фракцію. Частка цієї фракції повертають насосом у вигляді гарячого зрошення на розташовану нижче тарілку. Після охолодження частину цієї фракції подають у колону вакуумну 10 як середнє циркуляційне зрошення.

Із зміцнювальної частини колони вакуумної, з нижньої тарілки відбирається затемнена фракція, якщо є необхідність обважнення гудрону. Частина цієї фракції повертається в колону вакуумну як нижнє циркуляційне зрошення. Інша частина повертається до входу завантаження вакуумної печі 9.

З нижньої частини колони вакуумної 10 відводиться гудронова фракція. Частина гудрону після охолодження в теплообміннику повертається в нижню частину вакуумної колони. Це призводить до зниження температури залишку до 320–330 °С для запобігання розкладання. У змійовик печі 9 та в нижню частину колони вакуумної 10 і подають водяну пару.

Суміш газів розкладання, водяних і нафтових парів з верхньої частини вакуумної колони надходять у вакуумну систему, що створює вакуум у колоні. У конденсаторі 4 і газосепараторі 12 вона розділяється на рідку та газову фази. Гази, що не конденсуються, відсмоктують вакуумним насосом 11. Конденсати з вакуумсистеми, що створюються, надходять у ємність-відстійник 13, де поділяються на нафтовий продукт і водяний конденсат.

Нестабільний бензин, попередньо нагрітий у теплообміннику, надходить на фізичну стабілізацію в дебутанізатор 14. З верхньої частини цієї колони відводять фракцію  $C_2-C_4$ , яка проходить конденсатор-холодильник і надходить у ємність 5. Частина її повертається наверх дебутанізатора як гостре зрошення, балансовим надлишком є зріджений вуглеводневий газ. Підведення тепла в нижню частину ко-

лони-дебутанізатора здійснюється залишком цієї колони, що циркулює через зміювик печі 15.

Дебутанізований бензин піддають вторинному переганянню для одержання вузьких фракцій, використовуваних як сировини каталітичного риформінгу. З колони 16 отримують фракцію  $C_5 - 105\text{ }^\circ\text{C}$ . Пари такої фракції, що виділяються зверху колони, конденсуються в апараті повітряного охолодження. Деяку частина конденсату використовують як гостре зрошення колони 16, надлишок завантажують колону 18. Є можливість частину сировини в колону 18 подати в парах. З верху колони 18 відводять фракцію  $C_5 - 62\text{ }^\circ\text{C}$ , з нижньої частини –  $62-105\text{ }^\circ\text{C}$ . Пари фракції  $C_5 - 62\text{ }^\circ\text{C}$  конденсують і додатково охолоджують в АПО (апарат повітряного охолодження). Частку фракції  $C_5 - 62\text{ }^\circ\text{C}$  повертають як гостре зрошення наверх колони 18, надлишок після додаткового охолодження відкачують з установки. Залишок колони 18 – фракція  $62-105\text{ }^\circ\text{C}$  – інколи виводиться за межі установки як готовий продукт або, за необхідності, частково або повністю завантажуються в колону 19 для поділу на фракції  $85-105\text{ }^\circ\text{C}$  (толуольну) і  $62-85\text{ }^\circ\text{C}$  (бензольну).

З колони 16 фракція  $105-180\text{ }^\circ\text{C}$  (залишок колони) подають на поділ у колону 17, з верху якої одержують фракцію  $105-140\text{ }^\circ\text{C}$ , а з низу –  $140-180\text{ }^\circ\text{C}$ . Необхідну для проведення процесу ректифікації теплоту підводять у низ колон 16, 17 і 18 відповідним залишком, що циркулює через зміювик печі 15. До нижньої частини колони 19 теплоту підводять за допомогою кип'ятильника 20.

Отже, на комбінованій установці ЕЛЗУ-АВТ триразового випарювання нафти перероблення нафти та отримання нафтопродуктів проводиться у п'ять стадій:

1. **Перша стадія** – підготовка нафти до перероблення. Сира нафта нагрівається в теплообмінниках, проходить електродегідратори, нафта додатково нагрівається

в теплообмінниках і надходить на розділення в колону часткового відділення бензину.

2. *Друга стадія* – відбензинювання нафти. Газ і легкий бензин, що відводять із верху колони, конденсують і охолоджують послідовно в апаратах повітряного та водяного охолодження і подають у сировинну ємність дебутанізатора.

3. *Третя стадія* – перероблення в атмосферній колоні. Відбензинена нафта нагрівається у змішувачах печі та подається в атмосферну колону. Як сировина суміш парів важкого бензину й водяних з атмосферної колони конденсується й охолоджується як частина важкого бензину, а частина подається на подальше перероблення в дебутанізатор разом із вуглеводневим газом і легким бензином.

4. *Четверта стадія* – підвищення якості одержуваних продуктів. З тарілок атмосферної колони відбирають три бокових погони: 180–220 °С, 220–280 °С, 280–350 °С. Кожна така фракція надходить у свою бокову (відпарну) колону, у яку подають перегріту водяну пару для видалення низькокиплячих фракцій, а з верхньої частини атмосферної колони нестабільний бензин надходить на стабілізацію в дебутанізатор. З верхньої частини цієї колони-дебутанізатора відбирають фракцію С2–С4. Частина її повертають на верх дебутанізатора як зрошення. Дебутанізований бензин піддають вторинному переганянню. Одержують вузькі фракції, які використовують як сировини каталітичного риформінгу.

5. *П'ята стадія* – перероблення залишків, що утворилися після атмосферного переганяння нафти. З мазу, який прокачується у вакуумну колону, відбирають фракцію легкого газойлю, широку мастильну фракцію, затемнену важку фракцію. З нижньої частини вакуумної колони відбирають гудронову фракцію. У вакуумну колону (у нижню частину) подають водяну пару. З верхньої частини вакуумної колони суміш парів нафти і води, гази розкла-

дання надходять у систему, що створює вакуум, а далі в газосепараторі ця суміш розділяється на рідку й газову фази.

### 5.1 Вторинне переганяння та стабілізація бензину на прикладі роботи установки ЕЛЗУ-АВТ

На рисунку 5.2 більш докладно подано схему основних потоків п'ятої стадії вторинного перероблення бензину на одній із модифікацій установки ЕЛЗУ-АВТ із п'яти колон.

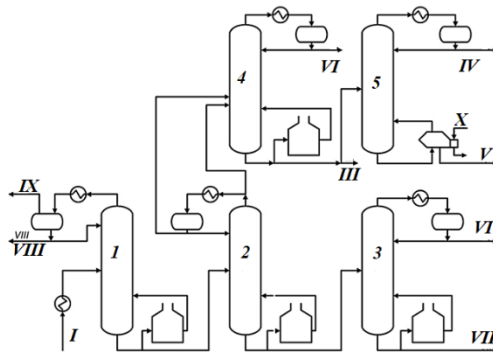


Рисунок 5.2 – Схема блоків і вторинного переганяння та стабілізації бензину установки ЕЛЗУ-АВТ

Прямогінні бензини після стабілізації спочатку розділяються на дві фракції п. к. – 105 °С і 105–180 °С, кожна з яких надалі подається на наступний поділ на вузькі цільові фракції. Нестабільний бензин із блоку атмосферного переганяння надходить у колону стабілізації. З верху колони 1 відбираються зріджені гази.

Зі стабільного бензину в колоні 2 відбирають фракцію п. к. – 105 °С. У колоні 3 відбувається поділ на фракції п. к. – 62 °С і 62–105 °С. У колоні 4 відбувається подальший поділ на фракції 62–85 °С (бензолна) і 85–105 °С (толуольна). Залишок колони 2 подають на поділ у колону 3 на фракції 105–140 °С і 140–180 °С.

У таблиці 5.1 наведено орієнтовно деякі показники блоку стабілізації та вторинного переганяння бензину установки ЕЛЗУ-АВТ-6.

Таблиця 5.1 – Технологічний режим і кількість тарілок ректифікаційних колон блоку стабілізації і вторинного переганяння з п'яти ректифікаційних колон

Показник	Номер колони				
	1	2	3	4	5
Температура, °С					
Живлення	145	154	117	111	150
Верху	75	134	82	96	132
Низу	190	202	135	127	173
Тиск, МПа	1,1	0,45	0,35	0,20	0,13
Кількість тарілок	40	60	60	60	60

Основними параметрами, що характеризують роботу колон ректифікації, а точніше – поділу на вузькі фракції суміші легкого та важкого бензинів і газів, що отримано внаслідок роботи колони попереднього відбензинювання та атмосферної ректифікаційної колони, є температури верху та низу колон, температура потоку живлення колон і тиск у колонах. Також характерним конструктивним показником колон є кількість контактних елементів. У цьому разі – кількість тарілок.

У таблиці 5.2 наведено орієнтовно деякі показники матеріального балансу ректифікаційних колон ділянки стабілізації і вторинного переганяння установки ЕЛЗУ-АВТ.

З таблиці 5.2 можна зробити висновки, що із сирової нафти отримують лише 19 % прямогінних вуглеводневих компонентів, які мають температури кипіння в межах бензинової фракції, їх було відокремлено від сирової нафти без руйнування молекул цих вуглеводневих компонентів. Найбільша кількість вуглеводневих компонентів – на фракцію 62–105 °С. Але варто відзначити, що розподіл за фракція-

ми, що наведено в таблиці 5.2, залежить від складу нафти, що переробляється, та в різних нафтових родовищах є різний склад вуглеводневих компонентів.

Таблиця 5.2 – Матеріальний баланс блоку стабілізації і вторинного переганання бензину

Надійшло	Відсоток, %
Нестабільний бензин	19,1
Отримано, % на нафту:	
Сухий газ ( $C_1-C_2$ )	0,2
Зріджений газ ( $C_2-C_4$ )	1,13
Фракція $C_5 - 62\text{ }^\circ\text{C}$	2,67
Фракція $62-105\text{ }^\circ\text{C}$	6,28
Фракція $105-140\text{ }^\circ\text{C}$	4,61
Фракція $140-180\text{ }^\circ\text{C}$	4,21

На первинне перероблення нафти треба витратити енергетичні ресурси, що позначається на вартості кінцевих нафтопродуктів і собівартості їхнього виробництва. Різні технологічні лінії перероблення нафти мають різну продуктивність. Тому енергетичні витрати доцільно позначати як витрати на одиницю ваги нафти, що переробляється. Такий підхід дає можливість порівнювати між собою ефективність роботи різних технологічних схем перероблення нафти та вибирати з-поміж них схему, що найбільш годиться для майбутнього виробництва. У таблиці 5.3 подано приклад видаткових показників одного з таких виробництв ЕЛЗУ-АВТ, що припадає на одну тонну сирової нафти, яка переробляється.

Різноманіття складу різних нафт із різних нафтових родовищ, різні вимоги до якості продуктів, що виробляються, різні можливості до витрати того чи іншого виду енергоресурсів сприяло появі різних схем установок АВТ. На рисунку 5.3 подано приклад одного з варіантів ЕЛЗУ-АВТ із трьох основних блоків перероблення нафти, де блок

вторинного перегонання складається із двох ректифікаційних колон.

Таблиця 5.3 – Видаткові показники установки ЕЛЗУ-АВТ на 1 тону нафти, що переробляється

Показник	Значення
Паливо рідке, кг	33,4
Електроенергія, кВт/годину	10,4
Оборотна вода, м <sup>3</sup>	4,3
Водяна пара, кг	1,1

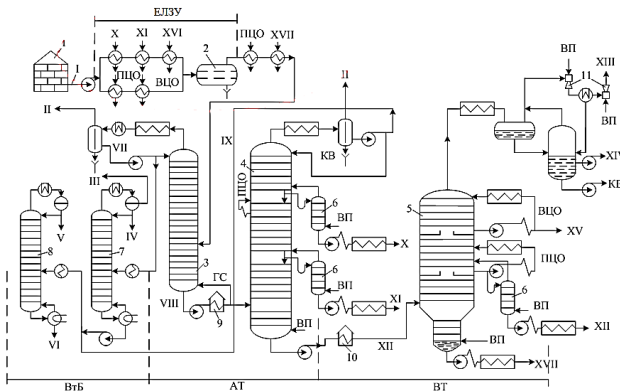


Рисунок 5.3 – Принципова технологічна схема ЕЛЗУ-АВТ 6:  
 ЕЛЗУ – блок електрознесолювальних установок;  
 ВмБ – блок вторинного перегонання бензину; АТ – блок атмосферно-трубчастого перегонання нафти; ВТ – блок вакуумно-трубчастого перегонання мазуту

Як приклад можна навести такі характеристики нафти та потоків (рис. 5.3) за складом і фізичними властивостями:

- нафта (I) (100 %) надходить на установку із вмістом мінеральних солей від 50–300 мг/л і води 0,5–1,0 % (мас.);



- вуглеводневий газ (II). У легкій нафті ( $\rho = 0,80\text{--}0,85$ ) – 1,5–1,8 % (мас.). Для важкої нафти – 0,3–0,8 % (мас.);
- зріджена голівка стабілізації бензину (IV) містить пропан і бутан із домішкою пентанів (0,2–0,3 % мас.), використовується для побутових потреб (зріджений газ) або як газове моторне паливо для автомобілів;
- легка голівка бензину (V) – фракція бензину П. К. (початок кипіння) – 85 °С (4–6 % мас.); О. Ч. М. (октанове число за моторним методом) – не більше ніж 70;
- бензинова фракція (VI) 85–180 °С. Вихід її від нафти залежно від фракційного складу зазвичай становить 10–14 % мас. Октанове число (О. Ч. М.) – 45–55;
- гас (X): 1) відбір авіаційного гасу – фракція 140–230 °С (вихід – 10–12 % мас.); компонент зимового дизельного або арктичного дизельного палива (фракції 140–280 °С або 140–300 °С), вихід – 14–18 % (мас.);
- дизельне паливо (XI) – атмосферний газойль 180–350 °С (вихід – 22–26 % мас.), якщо потоком (X) відбирається авіаційний гас, або 10–12 % (мас.), якщо потоком (X) відбирається компонент зимового або арктичного дизельного палива;
- легка газойлева фракція (XIV) (вихід 0,5–1,0 % мас);
- легкий вакуумний газойль (XV) – фракція 240–380 °С, вихід цієї нафтової фракції становить 3–5 % мас.

Первинне пряме переганання нафти дає порівняно невелику кількість бензину (вихід від 4 % до 25 %). Досягається збільшення виходу бензину за допомогою використання вторинного перероблення залишкових важких нафтових фракцій, мазуту, гудрону та ін. Водночас використовують деструктивні (термічні, каталітичні) методи, які буде розглянуто в наступних розділах.

## 5.2 Принципова технологічна схема електрознесолювання нафти

На рисунку 5.4 подано окремо технологічну схему установки ЕЛЗУ, за допомогою якою виконується знесолення нафти, що далі подається на установку АВТ для подальшого перероблення.

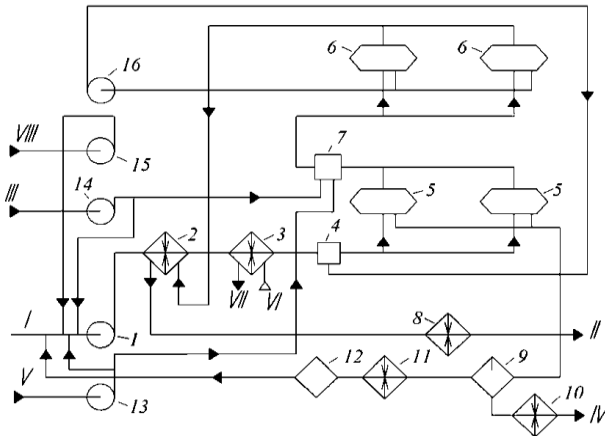


Рисунок 5.4 – Принципова технологічна схема електрознесолювання нафти:

- 1, 13–16 – насоси; 2 – теплообмінник; 3 – паропідігрівач;  
 4, 7 – змішувачі; 5, 6 – електродегідратори; 8, 10, 11 –  
 холодильники; 9 – нафтовідділювач; 12 – ємність.  
 I – сира нафта; II – знесолена нафта; III – деемульгатор;  
 IV – сольовий розчин; V – свіжа вода; VI – пара водяна;  
 VII – конденсат; VIII – содолужний розчин

У сиру нафту вводяться розрахункові кількості деемульгатора і луку. Далі нафту з деемульгатором насос 1 подає через теплообмінник 2 і паропідігрівач 3 і з температурою 110–160 °С подає у змішувач регульований 4, у якому до нафти додається вода. Штучна водонафтова емульсія, що утворилася внаслідок перемішування, надходить на

перший ступінь установки – електродегідратор 5. На цьому ступені видаляється основна частина солей і води (їхній вміст знижується у 8–10 разів). Частково зневоднену і знесолену нафту подають в електродегідратор другого ступеня 6. У нафту додатково додають прісну воду. Загалом витрата води на знесолення становить близько 10 % маси нафти.

Існують промислові схеми ПТП (протитечійне промивання), за яких свіжа вода вводиться тільки перед електродегідратором 6, а перед 5 використовуються промивні води з другого ступеня. Це дає можливість скоротити витрати води приблизно на 10 %.

### **5.3 Використання трубчастих печей в атмосферно-вакуумних трубчастих установках**

Ще однією особливістю установок АВТ є використання трубчастих печей, загальний вигляд яких подано на рисунку 5.5.

Трубчасті печі є апаратами, призначеними для передавання продукту тепла, що виділяється під час спалювання палива безпосередньо в цьому ж самому апараті. Як джерело тепла в них використовують рідкі та газоподібні палива. Широке розповсюдження таких печей на НПЗ перед раніше використовуваними для цього перегінними кубами можна пояснити їхніми незаперечними перевагами, зокрема:

- їхня робота заснована на принципі одноразового випаровування сировини. Це забезпечує більш глибокий рівень випаровування за даної кінцевої температури нагрівання сировини або заданий рівень випаровування, але водночас використовують менші температури;

- мають високу теплову ефективність, оскільки тепло одночасно передається випромінюванням і конвекцією;

- ці апарати компактні, з високим ККД і високою тепловою потужністю;

– час перебування сировини, що нагрівається, у печі досягає лише кількох хвилин, чим зменшується можливість розкладання сировини і коксоутворення на стінках труб;

– у зоні нагрівання одночасно міститься невелика кількість нафтового продукту, що знижує пожежну небезпеку в разі розгерметизації труб.

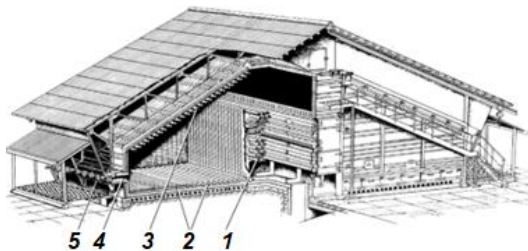


Рисунок 5.5 – Загальний вигляд двосхилої печі з похилим склепінням:

1 – конвекційна камера; 2 – подовий екран радіантної камери; 3 – стельовий екран радіантної камери; 4 – муфелі (форкамери) для форсунок; 5 – форсунки, або пальники

Розглянемо їхню конструкцію на прикладі найбільш поширеної двокамерної печі з похилим склепінням (рис. 5.5–5.6). Вона складається з камери радіації (топкової камери) та камери конвекції.

У камері радіації спалюється паливо і в ній розташовані радіантні труби як екрани. Вони поглинають тепло переважно з допомогою радіації (85–90 %) і лише залишок 10–15 % – з допомогою конвекції. У камері конвекції розташовані труби, якими рухається сировина, що нагрівається.

Ефективність конвективного теплообміну меншою мірою залежить від температури димових газів, але зростає з підвищенням швидкості їхнього руху. Тому конвективну камеру роблять максимально вузькою. Цьому сприяє шахо-

ве розташування труб, за якого коефіцієнт тепловіддачі підвищується на 20–30 % порівняно з коридорним. У деяких випадках у камері конвекції для збільшення тепловіддачі з боку димових газів використовуються оребрені труби. Однак вони схильні до закоксування і тому використовуються тільки під час спалювання газоподібного палива.

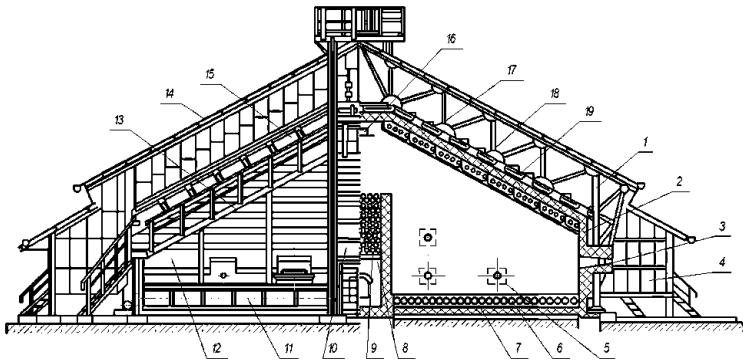


Рисунок 5.6 – Двоскатна двокамерна трубчаста піч (поперечний розріз):

- 1 – металевий каркас; 2 – вогнетривка футеровка;
- 3 – форсункова амбразура (форкамера);
- 4 – передфорсуночний тамбур; 5 – дивила; 6, 9, 17 – відповідно труби подового екрана, конвекційної камери та стельового екрана; 7 – «лежанка» для труб подового екрана; 8 – ґрати труб конвекційної камери; 10, 11, 15 – ретурбентні камери; 12 – металева обшивка стін;
- 13 – майданчик; 14 – покрівля; 16 – вибухове вікно;
- 18 – підвіски для труб стельового екрана; 19 – підвіски для цегляних блоків труби, що сприймають тепло переважно завдяки конвекції (60–70 %)

Відпрацьовані гази залишають конвекційну камеру через спеціальний газохід, розташований під піччю («борів» печі), і викидаються в атмосферу завдяки природній тязі, створюваній димовою трубою (на рисунках 5.5–5.6

умовно не подано). Для підвищення економічності печі у «борові» можуть бути розміщені теплообмінники для вироблення водяної пари та нагрівання повітря, що використовується для спалювання палива.

Паливо вводиться в тонко розпорошеному стані в топку за допомогою форсунок. Сюди вводиться необхідна для горіння кількість повітря. Паливо розпорошується на краплі малого розміру, чим досягається його гарне перемішування з повітрям і краще горіння. Підвищується температура димових газів, частки палива утворюють факел, що світиться. Повітря, необхідне для горіння, підводять до гирла форсунки, що сприяє інтенсивному горінню та зменшенню далекобійності факела.

У трубчастих печах температура факела зазвичай досягає 1550–1750 К, тому інтенсивно випромінює тепло. До складу продуктів горіння входять триатомні молекули, які випромінюють і поглинають тепло певної довжини хвилі.

Зазвичай більшість тепла поглинає сировина в радіантній камері. Сировину здебільшого подають спочатку в камеру конвекції, а потім у камеру радіації, оскільки водночас досягається протитечійний її рух щодо топкових газів (зростає  $\Delta t_{\text{cp.}}$ ).

## РОЗДІЛ 6

### ВТОРИННЕ ГЛИБОКЕ ПЕРЕРОБЛЕННЯ НАФТИ

Після первинного перероблення нафти, яке здійснюється на установках АТ та АВТ в атмосферній і вакуумній колонах, отримують відносно невелику кількість світлих нафтопродуктів (бензинова, гасова та дизельна фракції). Це близько 10–15 % від усієї сирової нафти залежно від складу цієї нафти. Для додаткового отримання вузьких фракцій бензинів, для збільшення переліку нафтопродуктів ще використовують вторинне переганяння широкої бензинової фракції.

Для збільшення номенклатури продукції, що виробляють на НПЗ, покращання її якості, збільшення глибини перероблення нафти та зменшення відходів виробництва існують термічні методи глибокого перероблення середніх і важких фракцій і залишків атмосферного та вакуумного переганяння, що дозволяють унаслідок поділу важких вуглеводневих молекул вуглеводневих компонентів додатково отримати молекули легких вуглеводневих компонентів, які за своїми фізичними властивостями та температурами кипіння входять до фракцій світлих нафтопродуктів.

В основі глибокого термічного перероблення нафтопродуктів – таке явище, як термічний крекінг. У крекінгу дослідники помітили явище, що під час нагрівання нафти, конденсації парів, що утворилися, загальний об'єм нафтопродуктів, що отримують, збільшується. Одночасно у ваговому відношенні кількість нафтопродуктів дорівнює кількості нафти, що піддавалася переганянню. Це явище можна пояснити тим, що молекули важких компонентів під час термічного впливу поділяються на молекули компонентів, що мають меншу молекулярну масу, меншу густину і тому займають більший об'єм. Закон збереження кількості речовини не порушується.

Крім термічного крекінгу, існує легкий варіант крекінгу, який у нафтопереробленні одержав назву вісбрекінгу.

Для ефективного використання в нафтопереробленні явища термічного крекінгу треба знати, яку сировину доцільно використовувати в цьому процесі та які продукти можливо отримати. Також важливо знати, які основні технологічні схеми руху потоків використовують у промисловості та конструктивні особливості реакційного блоку, де саме відбуваються реакції розщеплення молекул вуглеводневих компонентів та інших елементів обладнання установки термічного крекінгу.

Нафтопереробники у спілкуванні між собою інколи використовують специфічні поняття для описування деяких процесів. Тому розглянемо кілька основних понять, що використовують для описування процесів у технології глибокого вторинного перероблення нафти та нафтопродуктів:

– **фізико-хімічна технологія перероблення нафти** – технологія розглядає поряд із фізичними процесами (тепло- і масообмін, сорбцію тощо) хімічні процеси (розщеплення, конденсація, заміщення тощо) і регулює одержання вуглеводневих продуктів необхідного складу і якості;

– **деструктивні процеси** – це процеси, що руйнують макромолекули під дією тепла, що призводять до зменшення молекулярної маси, зміни будови макромолекул, їхніх фізичних і механічних властивостей;

– **вторинні процеси** – це процеси, що йдуть після атмосферно-вакуумної ректифікації нафти (первинні), одержали назву вторинних.

## 6.1 Термічні процеси

На рисунку 6.1 схематично подано основні напрями промислового глибокого вторинного перероблення нафтопродуктів і заводських газів, що утворюються внаслідок дії великих температур на молекули вуглеводневих компонен-



тів із розщепленням цих молекул на більш малі та появою вуглеводневих газів C1–C4.

Під термічними процесами йдеться про вплив на вуглеводневі компоненти нафтопродуктів і газів високих температур, під дією яких розриваються зв'язки між атомами карбону та карбону і водню, а також утворюються нові речовини з молекулярною масою, меншою, ніж складові нафтопродуктів, що використовувалися як сировина цих процесів. Крім дії температур, зазвичай ці процеси відбуваються в умовах підвищеного тиску. До таких процесів належать: термічний крекінг, коксування; піроліз; виробництво бітуму; виробництво технічного вуглецю й пеку.

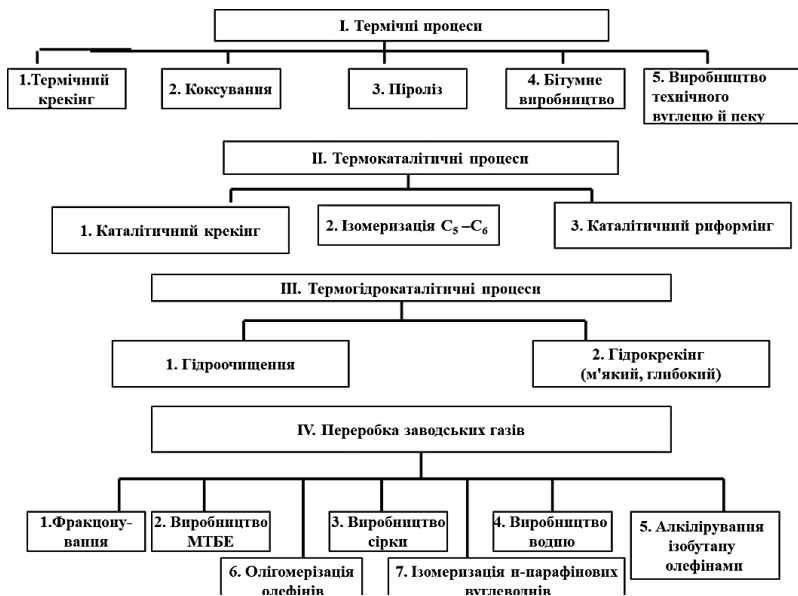


Рисунок 6.1 – Схема зв'язку основних напрямків глибокого вторинного перероблення нафтопродуктів і заводських газів зі складовими технологічними процесів

Кожен вид термічного процесу має декілька різновидів. Це можна пояснити різними фізико-хімічними властивостями нафтопродуктів, що переробляються, та вимогами отримання різних продуктів із сировини, що переробляється. Схема поділу термічних процесів на різновиди таких процесів, які також мають різне апаратурне оформлення та конструктивне виконання обладнання, подано на рисунку 6.2.

Із сукупності процесів термічного крекінгу можна виділити такі різновиди, як термічний крекінг під тиском; вісбрекінг як різновид термічного крекінгу, що проводять у менш жорстких умовах; гідровісбрекінг, який проводять у середовищі газу, що містить водень.

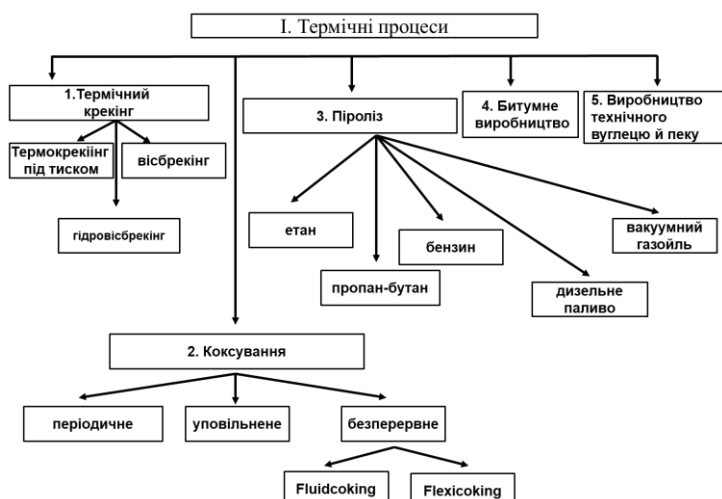


Рисунок 6.2 – Різновиди складових термічних процесів

На рисунку 6.3 подано, на які різновиди поділяються термокаталітичні процеси, що відбуваються під дією температур, тиску та за наявності каталізаторів.



Рисунок 6.3 – Різновиди складових термокаталітичних процесів

Другий за значенням термічний процес коксування також має декілька різновидів: періодичне, уповільнене та безперервне коксування. Те ж саме стосується й інших видів термічних процесів, які стосуються виробництва різних будівельних матеріалів і технічного вуглецю.

## 6.2 Термогідрогенізаційні процеси

На рисунку 6.4 подано основні напрями термічних процесів на каталізаторах, у яких ще додатково використовують насичений воднем (близько 90 %, що залежить від ступеня очищення газу та процесу, який використовується) газ.

Як було вказано вище, розщеплення молекул вуглеводневих компонентів нафти та утворення нових молекул із меншою кількістю атомів і меншою масою відбувається в умовах нестачі атомів водню. Це призводить до появи молекул і вуглеводневих компонентів нафтопродуктів із подвійними зв'язками між атомами карбону. Такі міжатомні зв'язки є нестійкими, що призводить у кінцевому підсумку до появи нестійких схильних до розкладання нафтопродуктів, що значно знижує їхню якість і є небажаним. За-

сторогою таких негативних результатів є використання в термічних процесах газу з великою насиченістю воднем.



Рисунок 6.4 – Схематичний зв'язок між різновидами термогідрогенізаційних процесів

Такі процеси в нафтопереробленні називаються гідрогенізаційними процесами. Гідрогенізаційні процеси з використанням каталізаторів називаються термогідрогенізаційними процесами.

На рисунку 6.5 подано взаємозв'язки між основними методами перероблення нафтозаводських газів і різновидами напрямів реалізації цих методів залежно від складу газів, наявності різних домішок і вимог до якості продукції, що виробляється.

Переважно нафтозаводські гази з'являються унаслідок вторинного перероблення нафтопродуктів. За своїм складом такі гази, унаслідок нестачі молекул водню, містять як граничні (насичені), так і неграничні (ненасичені) вуглеводневі компоненти. Тому перероблення нафтозаводських газів і має таку велику кількість напрямів і різновидів.

Основними напрямками цього перероблення є такі:

- фракціонування, поділ на граничні та неграничні гази, які потім подають на різні газофракційні установки (ГФУ) та на абсорбційні газофракційні установки (АГФУ);
- виробництво ефірів, наприклад, метилтрибутилового ефіру (МТБЕ), етилтрибутилового ефіру (ЕТБЕ), що є сировиною для декількох галузей промисловості;
- ізомеризація нормальних парафінових вуглеводневих сполук;
- виробництво сірки із сірчаних сполук із видаленням їх із газів і подальшим переробленням з отриманням сірки;
- виробництво водневого газу, що затребуваний у різних гідрогенізаційних процесах нафтоперероблення;
- алкілювання та інші напрями.



Рисунок 6.5 – Схематичний зв'язок між різними способами перероблення вторинних нафтових газів, що з'явилися на заводі внаслідок перероблення нафти

Основою вторинних виробничих процесів термічного перероблення нафти та нафтопродуктів є такі:

- термічний крекінг;
- піроліз;
- коксування.

Залежно від умов проведення термічного процесу сировина перебуває в різних агрегатних станах:

- піроліз протікає як газофазна реакція;
- коксування нафтових залишків відбувається в рідкій фазі;
- за термічного крекінгу важкої сировини можливе співіснування газової й рідкої фаз.

Загалом, як подано на рисунках 6.1–6.5, існує багато різних процесів вторинного перероблення нафтопродуктів, але в основу цих процесів покладено промислові процеси термічного крекінгу:

1. Термічний крекінг під тиском.
2. Вісбрекінг.
3. Уповільнене коксування.

Докладне ознайомлення з цими процесами допомагає пізнати суттєвість вторинного перероблення нафтопродуктів.

### **6.3 Термічний крекінг**

*Термічним крекінгом* (ТК) називається розпад молекул вуглеводню з утворенням менших молекул, зазвичай олефінів, тому що в системі недостатньо водню. Парафіни з довгим ланцюгом можуть розірватися в будь-якому місці. Циклічні сполуки зазвичай розриваються в місці приєднання бічної групи, якщо така є. Унаслідок цього важкі продукти крекінгу звичайно мають підвищений вміст олефінів, нафтенів і ароматики.

На рисунку 6.6 подано основні напрями перетворення різних вуглеводневих компонентів, що є складовими

нафти та нафтопродуктів під дією підведення додаткової енергії у вигляді тепла.



Рисунок 6.6 – Схеми перетворень вуглеводнів за технологією термокрекінгу

Термічному крекінгу піддають такі класи вуглеводнів: насичені вуглеводні та легкі гази, ненасичені вуглеводні, ароматичні вуглеводні і смоли, асфальтени. Насичені вуглеводневі компоненти розкладаються з утворенням граничних і неграничних сполук. Розкладення молекул може досягати такої глибини, що утворюються гази. Утворюються ароматичні вуглеводневі сполуки та низькокиплячі сполуки. Зі свого боку ароматичні вуглеводні і смоли внаслідок нагрівання також розкладаються до ненасичених (неграничних) вуглеводнів і газів. З важких вуглеводнів, таких як асфальтени, унаслідок термічного оброблення отримують твердий продукт у вигляді коксу, а також ароматичні сполуки низькокиплячі, ненасичені та гази.

## 6.4 Основні чинники, що впливають на процес термічного крекінгу

Термодинамічний аналіз складу сировини дозволяє прогнозувати компонентний склад продуктів реакції за такими принципами:

1. Важка сировина (велика молекулярна маса) піддається крекінгу легше, ніж низькомолекулярна сировина.

2. Молекули нормальних алканів (парафінів) легше рвуться посередині ланцюга:



3. У молекулах нафтенів енергія зв'язку між атомом С та Н така ж сама, як у зв'язках атомів вторинного С із Н у молекулах алканів ( $C_nH_{2n+2}$ ).

4. Енергія відриву зв'язку С–С у молекулах усіх класів вуглеводнів завжди нижче, ніж енергія С–Н-зв'язку.

5. В алкенах ( $C_nH_{2n}$ ) подвійні зв'язки значно міцніші, ніж одинарні С–С зв'язку в алканах.

6. За міцністю зв'язок С–S у меркаптанах і зв'язок S–S у дисульфідах можна порівняти зі зв'язком С–С в алканах.

**Якість сировини** найбільше впливає на якість продуктів термічного крекінгу (ТК) і насамперед вміст поліциклічних ароматичних вуглеводнів. Останні зазнають глибших хімічних перетворень (поліконденсовані ароматичні структури), тобто якість товарів зростає.

**Залежність від часу.** За ТК одночасно протікають послідовно-паралельні реакції розщеплення та ущільнення: наприклад, реакція синтезу (полімеризації) бутілену з етилену:  $2C_2H_4 \rightarrow C_4H_8$ .

Тому час перебування сировини в зоні реакції надає істотний вплив на результат, наприклад, у реакторі коксування з коротким часом перебування переважають реакції



розщеплення з утворенням коксу, а в реакційній камері – реакції конденсації та ущільнення.

**Вплив температури.** Температура є засобом управління процесом ТК, що дозволяє підтримувати необхідне співвідношення між швидкостями розпаду (крекінгу) та ущільнення (поліконденсація). Регулювання тривалості процесу дозволяє обривати на потрібній стадії хімічного перетворення залежно від цільового призначення процесу.

**Вплив тиску.** Тиск впливає на процес ТК певною мірою зворотно, ніж температура. Зі зростанням тиску зростає швидкість реакцій розпаду з утворенням низькомолекулярних газів (C1–C4). Одночасно зростає швидкість реакцій ущільнення, у які вступають ці продукти. Унаслідок цього зростає вміст нафтових вуглеводнів.

**Вплив рециркуляції** частини продуктів реакції. Оскільки високомолекулярна (важка) сировина ТК вступає в реакції крекінгу легше, ніж низькомолекулярна, рециркуляція останнього продукту (газойлевої фракції) дозволяє поглибити ароматизацію та підвищити хімічну стійкість бензинових фракцій ТК.

Для продуктів термічного крекінгу характерними є такі загальні властивості:

1. **Гази** містять велику кількість неграничних вуглеводнів (переважно етилен, пропілен) унаслідок нестачі в реакторі достатньої кількості атомів водню.

2. **Бензини** містять велику кількість неграничних вуглеводнів, тому мають невисоке октанове число (60–68), що є недоліком якості таких бензинів. З поглибленням процесу в бензинах збільшується вміст ароматичних вуглеводнів і, відповідно, зі збільшенням ароматики і збільшується октанове число. Ненасичені вуглеводні, що містяться в крекінг-бензинах, особливо ті, у молекулі яких є два подвійні зв'язки, під впливом світла, тепла та розчиненого кисню конденсуються, полімеризуються, окиснюються та

утворюють смоли. Найважливішою причиною смоли і полімерів можна пояснити підвищену схильність крекінг-бензину до утворення нагару у двигунах. Утворення смол уповільнюється введенням у бензини спеціальних присадок – інгібіторів окиснення. Вміст сірки в крекінг-бензинах із сірчистих нафт досягає 0,5–1,2 % (мас.), що у 5–8 разів перевищує допустиме за стандартом на автомобільні бензини. Особливо небезпечні активні сірчисті сполуки, сірководень і меркаптани. Очищення бензинів від сірководню проводиться з допомогою лужного промивання.

3. Фракція, що *википає за 200–350 °С*, називається газойлем термічного крекінгу. Вона використовується як компонент флотських мазутів, газотурбінного та пічного палива. Після гідроочищення газойль може використовуватися як компонент дизельного палива.

З обважненням (із збільшенням маси молекул) фракційного складу продуктів крекінгу їхня неграничність знижується, а кількість ароматичних вуглеводнів збільшується.

Декілька штрихів із погляду історичного розвитку процесу термічного крекінгу. Цей процес термічного крекінгу у промисловості застосовують із 1912 р. Його первісним призначенням було одержання автомобільного бензину.

Однак через високі вимоги до якості моторного палива до 60-х років ХХ ст. він був повністю витиснутий каталітичним крекінгом. Сьогодні термічний крекінг важких залишків перероблення нафти проводять із метою:

- одержання вакуумного газойлю (термогазойлю);
- малогрузлого казанового палива (мазуту – крекінг-залишку).

На рисунку 6.7 відображено схему основних потоків установки термічного крекінгу під тиском, у складі якої є печі важкої та легкої сировини, що дозволяє працювати на різних видах сировини, реакційна камера, сепаратори для

відділення газів, що утворилися, ректифікаційна колона для поділу на фракції продуктів реакції, що утворилися, та вакуумна колона для додаткового розділення важкої широкої фракції на більш вузькі фракції.

Сировина за допомогою насоса 10 через рекуперативний теплообмінник 26, де нагрівається частково завдяки потоку важкої фракції, виходить із нижньої частини випарника низького тиску 7. У таблиці 6.1 орієнтовно вказано основні параметри роботи визначального обладнання установки, схему якої наведено на рисунку 6.7.

Далі сировина надходить для відокремлення легких фракцій і газу, що залишилися розчиненими в сировині навіть після оброблення в попередніх технологічних установках.

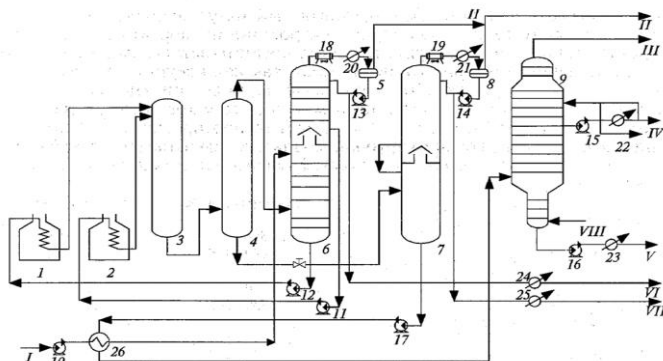


Рисунок 6.7 – Схема потоків установки термічного крекінгу під тиском:

- 1, 2 – трубчасті печі; 3 – виносна реакційна камера;
- 4, 7 – випарники; 5, 8 – сепаратори; 6, 9 – колони;
- 10–17 – насоси; 18, 19 – апарати повітряного охолодження;
- 20–25 – холодильники; 26 – теплообмінник; I – сировина;
- II – гази на ДФУ; III – гази та водяна пара до вакуумної системи; IV – термогазойль;
- V – крекінг-залишок; VI – бензин на стабілізацію;
- VII – важкий бензин; VIII – водяна пара

Таблиця 6.1 – Технологічний режим установки термічного крекінгу (ТК)

Установка	Температура, °С	Тиск, МПа
Піч (1):		
Вхід	390–410	5,0–5,6
Вихід	470–490	2,2–2,7
Піч (2):		
Вхід	290–320	5,5–6,5
Вихід	530–545	2,2–2,8
Реакційна камера (3):		
верх	500	0,85–1,2
низ	460–470	
Ректифікаційна колона (6):		
низ	390–410	0,8–1,2
верх	210–220	

У ректифікаційній колоні ця сировина змішується з легкими продуктами, що виходять із верхньої частини випарника високого тиску. З цієї суміші в колоні відділяються гази та легкі вуглеводневі компоненти бензинової фракції, пари яких конденсуються в апараті повітряного охолодження 18 і холодильнику 20, а конденсат відокремлюється від газів у сепараторі 5 і відводиться з установки.

Залишок ректифікаційної колони насосом 12 через піч важкої сировини 1, де підігрівається, подають у виносну реакційну камеру 3. У цю ж саму виносну реакційну камеру подають насосом 11 через піч легкої сировини 2 боковий погін, що виходить із глухої тарілки ректифікаційної колони.

Важку частину нафтопродуктів, що виходить із нижньої частини випарника високого тиску, подають на поділ від газів і важкої бензинової фракції, які відводяться зверху, у випарник низького тиску 7. Гази та важка бензинова фракція охолоджуються в холодильниках (19, 21), пари

конденсуються. Гази та конденсат розділяються в сепараторі 8. Залишок із випарника низького тиску насосом 17 подають на додатковий поділ через рекуперативний теплообмінник у вакуумну колону 9, з якої зверху боковим погоном і знизу відводяться, відповідно, малов'язка, середньов'язка та в'язка фракції. У нижню частину вакуумної колони вводиться гостра водяна пара.

Сировиною для термічного крекінгу зазвичай є така:

- залишок вакуумного перегону (пек);
- важкий крекінг-газойль;
- рециркулювальний газойль з установки крекінгу.

У таблиці 6.2 наведено деякі основні показники матеріального балансу установки термічного крекінгу (ТК).

За термічного крекінгу дистилятної або важкої залишкової сировини під тиском одержують газ, бензин, газойль і крекінг-залишок.

Таблиця 6.2 – Показники матеріального балансу установки термічного крекінгу (ТК), % мас.

Показник	Значення
Вуглеводневий газ	5,0
Голівка стабілізації бензину	1,3
Стабільний бензин	20,1
Термогазойль	24,2
Крекінг-залишок	48,3
Втрати	1,1
Разом	100,0

У газі термічного крекінгу містяться граничні (від метану до бутану) та ненасичені (від етилену до бутиленів) вуглеводні, водень і сірководень. Газ термічного крекінгу

подається для подальшого перероблення на газофракційну установку (ГФУ).

**Бензини термічного крекінгу** за вуглеводневим складом відрізняються від прямогінних. Якщо в прямогінних бензинах переважно містяться парафінові та нафтонові вуглеводні, то в крекінг-бензині багато ненасичених і ароматичних вуглеводнів. Октанове число крекінг-бензинів становить 66–68 пунктів за моторним методом. За своєю антидетонаційною стійкістю крекінг-бензин не відповідає вимогам, що ставляться до сучасних автомобільних двигунів. Крім того, крекінг-бензини мають низьку хімічну стабільність. Неграничні вуглеводні, що містяться в крекінг-бензинах, особливо ті, у молекулі яких є два подвійних зв'язки, під впливом світла, тепла і розчиненого кисню конденсуються, полімеризуються, окиснюються та утворюють смоли. Наявністю смол і полімерів пояснюється підвищена схильність крекінг-бензину до утворення нагару у двигунах. Утворення смол уповільнюється введенням у бензин спеціальних присадок – інгібіторів окиснення.

**Фракція, що википає в межах 200–350 °С**, називається газойлем термічного крекінгу (газо-газойлева фракція). У ній також міститься велика кількість ненасичених вуглеводнів. Вона використовується як компонент флотських мазутів, газотурбінного та пічного палива. Після гідрооблагодороджування газойль може використовуватися як компонент дизельного палива.

**Крекінг-залишок** є фракцією, що википає вище ніж 350 °С. Він, як і прямогінний мазут, використовується як котельне паливо для теплоелектростанцій, морських суден, печей промислових підприємств. Якість крекінг-залишку як котельного палива вища, ніж прямогінної сировини, тому що крекінг-залишок має дещо вищу теплоємність, нижчу температуру застигання і в'язкість. Особливо важливо те, що у крекінг-залишків знижена в'язкість. Це поле-

гшує умови транспортування котельних палив системою підвідних трубопроводів і розпилювання їх у форсунках. Для одержання малов'язкого пічного палива в крекінг-залишку залишають невелику кількість порівняно низькомолекулярних газойлевих фракцій. За відповідної зміни технології вісбрекінгу можна понизити також температуру застигання залишку.

### 6.5 Легкий крекінг (вісбрекінг)

Існують різноманітні схеми термічного крекінгу. Варіант термічного крекінгу, спрямований переважно на зниження в'язкості пічного палива, дістав у світовій практиці назву «вісбрекінг» (легкий крекінг). Вісбрекінг є сьогодні одним із найбільш перспективних процесів глибокого перероблення високов'язких нафтових залишків. Внесення його у схему перероблення нафти дає можливість одержувати товарне пічне паливо без застосування розріджувачів.

Під час перероблення нафтових залишків, таких як напівгудрони і гудрони, цільовим продуктом зазвичай є пічне паливо, одержуване внаслідок зниження в'язкості вихідного залишку. Такий процес неглибокого розкладання сировини називається *легким крекінгом, або вісбрекінгом*. Процес вісбрекінгу здійснюють за температури 450–480 °С під тиском 2–5 МПа.

Водночас відбувається часткове видалення нестабільних сполук, що містять сірку (сірководень, сульфіди, дисульфіди).

Сировиною служать нафтові залишки:

- суміш гудрону та мазуту;
- гудрони на виході з установки вакуумної перегонки мазуту;
- асфальти;
- важкі нафти;
- важкі газойлі каталітичного крекінгу.

Основні продукти вісбрекінгу:

- вуглеводневий газ;
- крекінг-бензин;
- гасогазойлева фракція;
- термічний газойль і крекінг-залишок (компонент флотського мазуту).

На рисунку 6.8 подано схему основних потоків установки пічного вісбрекінгу.

Сировина *I* за допомогою сировинного насоса *1* подається в нагрівально-реакційну піч *2*. Назва «реакційна» указує, що під час нагрівання сировини у змійовиках печі вже починають відбуватися хімічні реакції. З печі суміш продуктів, що утворилися внаслідок реакцій, надходять для поділу на фракції до ректифікаційної колони *3*. З верхньої частини ректифікаційної колони відводиться суміш газу, пари води та пари бензинової фракції. Ця суміш охолоджується в холодильнику *4*, пари конденсуються.

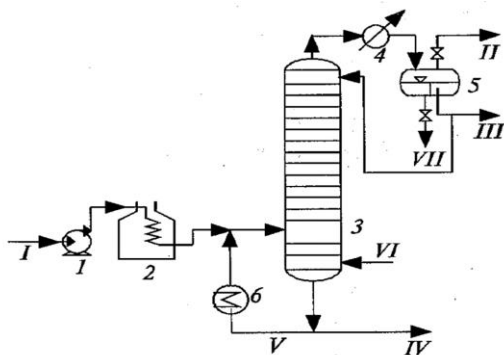


Рисунок 6.8 – Технологічна схема установки пічного вісбрекінгу:

- 1* – сировинний насос; *2* – нагрівально-реакційна піч;  
*3* – ректифікаційна колона; *4* – холодильник; *5* – сепаратор;  
*6* – теплообмінник



У сепараторі 5 (рис. 6.9) жирний газ *II* відводиться з верхньої частини, а вода *VI* та бензинова фракція *III* відводяться з нижньої частини.

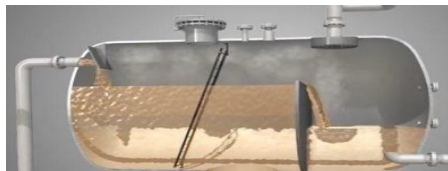


Рисунок 6.9 – Трифазний сепаратор установки вісбрекінгу

Частина бензинової фракції відводиться з установки як готовий продукт, а частина повертається в ректифікаційну колону як флегмовий потік для зрошення колони. Частина пічного палива, що відводиться з низу ректифікаційної колони, залишає установку як готовий продукт *IV*, а частина надходить у випарник *б*, змішується з потоком, що надходить із нагрівально-реакційної печі, і повертається в ректифікаційну колону для перероблення. У нижню частину ректифікаційної колони подається гостра водяна пара *VI*.

Використання нагрівально-реакційної печі знижує кількість обладнання, але виникає загроза появи в трубках печі відкладень твердих продуктів, глибина розщеплення сировини є недостатньою. Тому в промислових умовах використовують схему вісбрекінгу з виносною ректифікаційною камерою, яку подано на рисунку 6.10.

Отже, існують два принципові різновиди процесу вісбрекінгу. Це пічний вісбрекінг, який відбувається в нагрівально-реакційній печі за температури 480–500 °С і часу перебування сировини в зоні реакції 1,5–2,0 хв, і вісбрекінг із виносною реакційною камерою (сокінг-камерою), який здійснюється за температури 430–450 °С та часу реакції 10–15 хвилин.

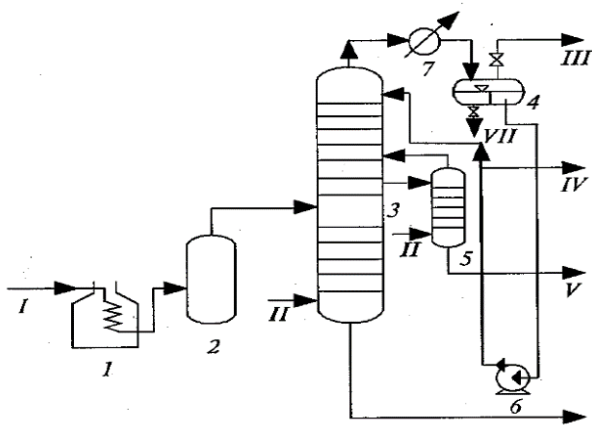


Рисунок 6.10 – Технологічна схема установки вісбрекінгу з виносною камерою:

*I* – піч; *2* – виносна реакційна камера; *3* – ректифікаційна колона; *4* – сепаратор; *5* – відпарна колона; *6* – насос; *7* – холодильник; *I* – сировина; *II* – пара; *III* – газ; *IV* – бензин; *V* – легкий газойль; *VI* – залишок; *VII* – вода

Технологія вісбрекінгу з виносною реакційною камерою має переваги порівняно з пічним вісбрекінгом:

- більша тривалість міжремонтного пробігу;
- менше споживання палива та електроенергії;
- менші капітальні витрати;
- більш висока керованість процесу під час експлуатації завдяки можливості регулювання двох змінних – тиску в сокінг-камері та температури в печі.

Підігріту залишкову сировину подають у піч *1*, де вона нагрівається до температури 430–500 °С і далі надходить у виносну камеру *2*. Продукти крекінгу подаються в колону фракціонування *3*, що працює за атмосферного тиску. Далі після поділу в сепараторі *4* отримують газ і бензин, після відпарної колони *5* отримують легкий газойль і залишок, який можна використовувати як котельне паливо.

Бензин і легкий газойль після облагородження використовують як компоненти товарних нафтопродуктів.

Якщо продукти, що надходять на термічний крекінг, сильно розрізняються за температурами кипіння, то сировину, що легко кипить, не змішують із висококиплячою. Схему руху таких потоків подано на рисунку 6.11.

Кожен із потоків легкої або важкої сировини (див. рис. 6.11) надходить в окрему трубчасту піч, оскільки для легкокиплячих продуктів потрібні більш жорсткі умови (вищі температури). У печах сировина нагрівається до температур не більше ніж 520–550 °С (950–1020 °F). Час перебування сировини у змійовиках, що проходять через печі, підтримують невеликим, щоб там не відбувалися надто глибокі хімічні перетворення. В іншому разі утворюватиметься кокс, який швидко заб'є (закоксує) змійовик, що може призвести до зупинення всього процесу. Потім нагріта сировина надходить у реакційну секцію, яка повинна перебувати під досить високим тиском (близько 140 psi або 10 атм.), що сприяє крекінгу, але не коксуванню.

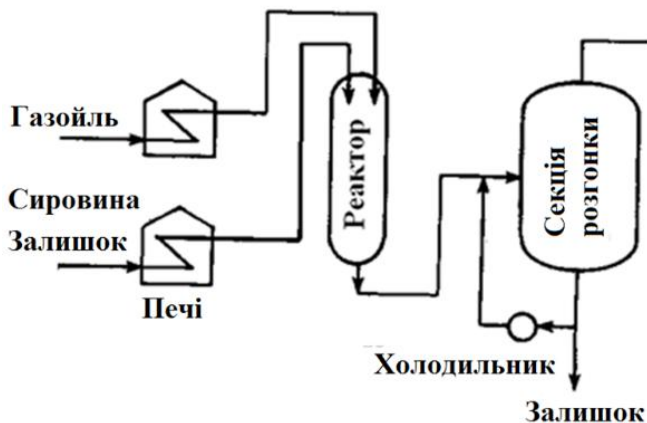


Рисунок 6.11 – Реакційний блок установки термічного крекінгу

На виході з реактора продукт змішується з більш холодним рециркуляційним потоком та зупиняє процес крекінгу. Обидва змішані потоки подаються в секцію розганання, де легкокиплячі продукти відразу піднімаються вгору, оскільки в цій секції знижено тиск (як це відбувається в колоні вакуумного переганання прямогінного залишку). На дні залишається важкий крекінг-залишок, частина якого, як і з ректифікаційної колони, прямує знову в реакційну камеру як рециркулят (рис. 6.12). Те, що залишається, зазвичай використовується як компонент залишкового палива.

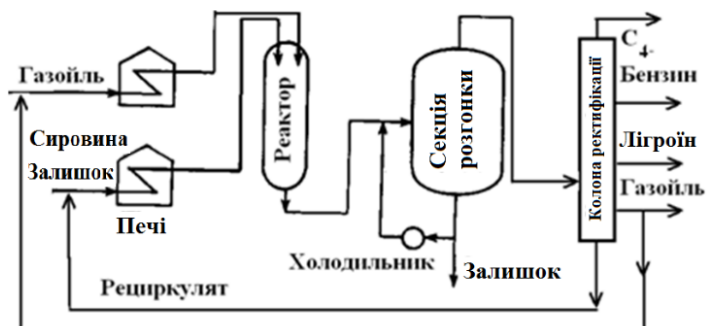


Рисунок 6.12 – Схема руху потоків установки термічного крекінгу з рециркуляцією важких вуглеводнів

Легкокиплячі продукти з верхньої частини секції розганання подають у колону ректифікації, подану на рисунку вище. Продукти С1–С4 відправляють на установку фракціонування крекінг-газу. Бензин і нафту (лігроїн) з установки термічного крекінгу використовують як компоненти бензину або подають на установку риформінгу.

Газойль можна використовувати як дизельне паливо або відправити на рециркуляцію, що подано на рисунку 6.12. Під час термічного крекінгу кількість залишку зменшується на 80 %. У разі коксування залишку загалом нема, але утворюється близько 30 % коксу. Утворюються також бензин, лігроїн і газойль, але вони низької якості. Лігроїн часто

переробляють на установці каталітичного риформінгу, а газойль – на установці гідрокрекінгу.

## 6.6 Піроліз

Призначенням процесу піролізу, що є найбільш жорсткою формою термічного крекінгу, є отримання вуглеводневого газу з високим вмістом ненасичених вуглеводнів і, насамперед, етилену. Тому часто установки піролізу називають етиленовими установками. Процес може бути спрямований і на максимальний вихід пропілену або бутадієну та бутадієну.

Одержуваний за допомогою піролізу етилен йде на виробництво оксиду етилену, пластичних мас і полімерів. Пропілен, що утворюється в процесі піролізу, використовується переважно як сировина у виробництвах бутадієну, акрилонітрилу та поліпропілену.

Сировиною для процесу піролізу служать:

- вуглеводневі фракції газів;
- легкі фракції бензинів;
- газові конденсати;
- продукти каталітичного риформінгу;
- гасові та газойлеві фракції.

Вибір сировини визначається метою піролізу і навіть доступністю сировини, його кількістю, вартістю і навіть економічними показниками процесу. Виходи продуктів піролізу залежать від якості сировини та технологічного режиму, у якому працює установка.

Вихід етилену є найбільш якісним під час піролізу етану. Зі зростанням обтяження сировини знижується вихід етилену з одночасним збільшенням виходу піролізної смоли (вуглеводнів C5 і вище) та коксу. З підвищенням температури процесу та зменшенням часу реакції вихід етилену збільшується. Для підвищення виходу ненасичених вуглеводнів і зниження коксоутворення в реакційну суміш по-

дають різні розчинники, наприклад водяну пару, водень, метан або метано-водневу суміш.

Відомі різні варіанти піролізу:

- із твердим теплоносієм;
- у перегрітій водяній парі;
- електророзрядних трубках;
- вольтовій дузі;
- системі з каталізатором.

Найбільшого ж поширення в промисловості набув піроліз у трубчастих печах. Основними продуктами сучасних піролізних установок є такі:

- етилен чистотою 99,9 % (мас.);
- пропілен чистотою 99,9 % (мас.);
- бутан-бутадієнова фракція, що містить 30–40 % (мас.) бутадієну;
- 25–30 % (мас.) ізобутилену;
- 15–30 % (мас.) н-бутилену;
- смола піролізу.

Смола піролізу розганяється на фракції за різними варіантами:

1) виділяють ароматизовану фракцію ПК – 150 °С, що містить 25–30 % (мас.) бензолу, 20–25 % (мас.) толуолу і 10–15 % (мас.) ксилолів для екстракції ароматичних вуглеводнів; фракція 150–250 °С служить дистилятним паливом, а фракція 250–400 °С – компонентом котельного палива;

2) смолу розганяють на бензин до 200 °С і залишок. Отримують такі фракції:

- ПК – 70 °С, що є компонентом бензину;
- 70–130 °С, використовуювану для вилучення ароматичних вуглеводнів;
- 130–160 °С, що йде на полімеризацію з отриманням полімерів стиролу;

- 160–190 °С, що полімеризується в інденкумаро-нову смолу;

- 190–230 °С, використовувану для вилучення нафталіну;

- залишок > 230 °С – пекпіролізу, що використовується для отримання коксу, пеків або технічного вуглецю.

Установка піролізу складається:

- з реакторного блоку;
- секції виділення піролізного газу та поділу смоли;
- секції компримування;
- очищення та осушення газу піролізу;
- секції газорозділу.

## РОЗДІЛ 7 ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ Й ОБЛАДНАННЯ ТЕРМІЧНИХ ПРОЦЕСІВ

### 7.1 Різновиди термічного крекінгу, сировина та продукція

Як було згадано раніше, на процес термічного крекінгу надходить багато різних видів сировини. Крім цього, у сировини, що надходить, її склад залежить від якості нафти, склад якої, зі свого боку, залежить від родовища, де видобувається ця нафта. Є також різні вимоги до якості продукції, яку одержують у процесі крекінгу нафтової сировини. Також різні нафтопереробні заводи мають різні енергетичні та фінансові ресурси, розташовані в різних географічних умовах.

Усе це вплинуло на появу різних видів термічного крекінгу та можливостей перероблення того чи іншого виду сировини, а, відповідно, і до різної продукції. Для вибору схеми термічного крекінгу потрібні теоретичні знання умов і фізичних та хімічних особливостей процесів, що відбуваються під час термічного крекінгу, а також про мету процесу та сировину, що треба піддавати термічному крекінгу (рис. 7.1).

Процес термічного крекінгу є практичною основою всіх термічних процесів, тому знання теоретичних основ цього процесу допомагає глибше зрозуміти й інші процеси вторинного перероблення нафтової сировини.

Сьогодні у промисловій експлуатації є установки термічного крекінгу і вісбрекінгу потужністю 600–1500 тис. т/рік щодо сировини. В інших країнах діють установки термічного крекінгу потужністю 350–1800 тис. т/рік і вісбрекінгу потужністю 500–2000 тис. т/рік

Схема установки термічного крекінгу залежить:

- від призначення процесу;



- застосовуваної сировини;
- потреби в тих або інших видах продукції.

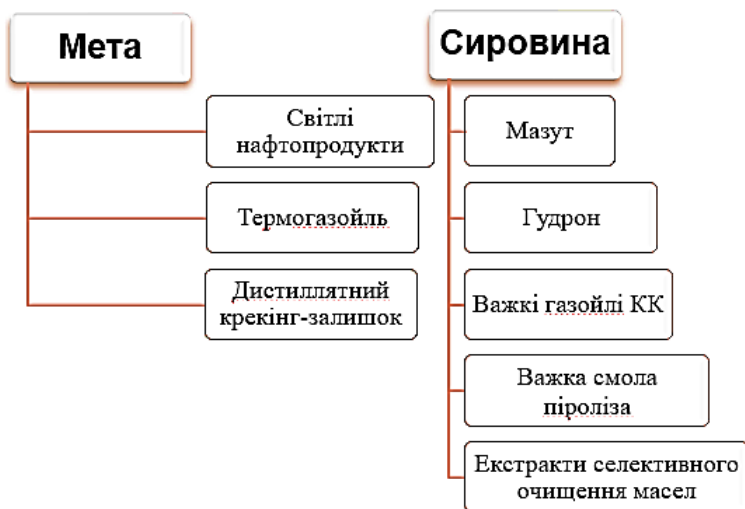


Рисунок 7.1 – Мета та сировина термічного крекінгу (КК – каталітичний крекінг)

У промислових умовах працюють такі схеми термічного крекінгу:

- крекінг у реакційному змієвоцику без виділення зони крекінгу в окрему секцію;
- крекінг із виносною реакційною камерою з різним рівнем рідкої фази;
- повторний крекінг дистилятних продуктів або їхньої суміші з вихідною сировиною в окремій печі;
- крекінг із додатковим розганянням крекінг-залишку у вакуумі.

З цього переліку можливих схем у промисловості широко вживається схема двопічного крекінгу з виносною реакційною камерою, блок-схему якої подано на рисунку 7.2.

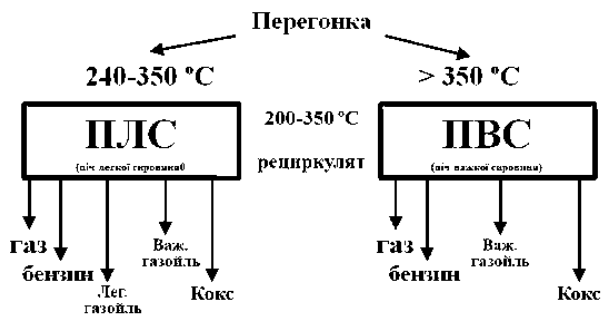


Рисунок 7.2 – Блок-схема двопічного крекінгу з ВРК  
(виносною реакційною камерою)

Найбільше широко розповсюджена схема установки, наведена на рисунку 7.3. Ця схема застосовується:

- для крекінгу нафтових залишків як за «м'якого» режиму вісбрекінгу, так і «жорсткого» режиму крекінгу;
- крекінгу дистилатної сировини під час одержання високоароматизованого термогазойлю як сировини установок виробництва сажі.

Спочатку сировину за допомогою насоса 14 подають через теплообмінник 12 до колони ректифікації 8. Паралельний потік подають до верхньої частини у випарнику низького тиску 9. Сировину, розведену важкими фракціями газойлю, з випарника 9 подають до нижньої частини колони 8. Потік сировини та рециркулянт об'єднують і прокачують у верхню частину виносної реакційної камери 5 через піч важкої сировини 1. На «глухій» тарілці в колоні 8 збирають газойлеві фракції і насосом 19 подають у верхню частину виносної реакційної камери 3 через піч глибокого крекінгу 2. Від продуктів крекінгу, що надходять із 3, за допомогою випарника високого тиску 4 відокремлюється залишок, що перетікає до випарника низького тиску 9. Тут здійснюється відділення парів газойлевих фракцій від залишку. Тяжку частину цих парів конденсують із подаль-

шим поверненням до сировин, що подається на крекінг. Легкі вуглеводневі фракції відводять через верхню частину випарника 9 з установки. З випарника 4 потік парів надходить на поділ у колону ректифікації 8. З верхньої частини колони відводяться суміш парів бензину і газів. Ця суміш охолоджується в конденсаторі-холодильнику 5, ще охолоджується в теплообміннику 6 і поділяється в газосепараторі 7. Отриманий газ подають на газофракційну установку (ГФУ). Бензинову фракцію стабілізують. Відгін стабілізації також надходить на ГФУ.

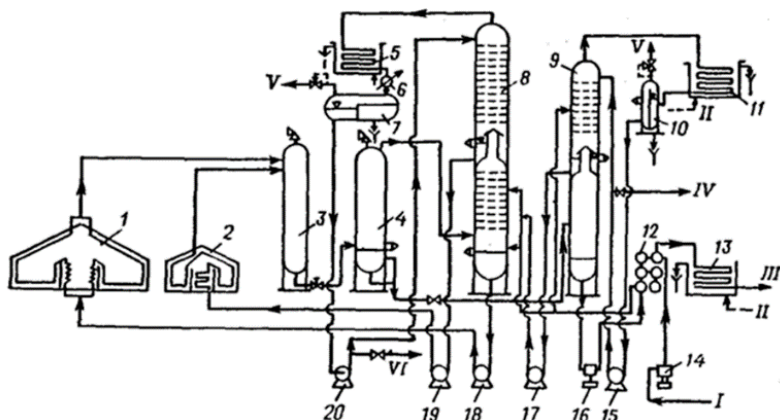


Рисунок 7.3 – Схема потоків двопічного крекінгу, що містить виносну реакційну камеру (ВРК):

- 1 – піч легкого крекінгу для важкої сировини; 2 – піч важкого крекінгу для легкої сировини; 3 – ВРК;
- 4 – випарник під високим тиском; 5, 11 – конденсатори-холодильники; 6, 13 – теплообмінники-холодильники;
- 7 – газовий сепаратор під високим тиском; 8 – колона ректифікаційна; 9 – випарник під низьким тиском; 10 – газовий сепаратор під низьким тиском; 12 – теплообмінник;
- 14–20 – насосне обладнання; I – сировина; II – технічна вода; III – залишок крекінгу; IV – газойлева фракція; V – газ; VI – бензинова фракція

Під час крекінгу дистилятної сировини наведену схему змінюють. Екстракт і важкий газойль каталітичного крекінгу, що використовують як сировину, подають одним потоком до нижньої частини колони ректифікаційної 8. З верхньої частини випарника 9 відводять фракцію гасу. З «глухої» тарілки у випарнику 9 відводять фракцію як термогазойль.

Під час крекінгу дистилятної сировини технологічний режим посилюють: температуру в печі 1 підвищують до 495–500 °С, а в печі 2 – до 550 °С, тиск у випарнику 9 знижують до 0,1 МПа.

Продукти термічного крекінгу (табл. 7.1) двопічної крекінг-установки:

- газ – метан, етан, 25–30 % неграничних – подається на подальше перероблення на АГФУ;

- бензин – октанове число ОЧ = 60–65, сірки – 0,5–1,5 %, до 25 % неграничних – як компонент товарних бензинів або подається на подальше перероблення (гідроочищення та риформінг);

- гасо-газойлева фракція – корисний компонент флотського мазуту, після гідроочищення (ГО) – компонент дизельного палива;

- крекінг-залишок – містить карбоїди, має високу теплоту згоряння, низьку температуру застигання і в'язкість – використовується як компонент пічного палива (для виробництва коксу);

- термогазойль (сировина для виробництва технічного вуглецю) – 200–350 °С.

Термічний крекінг важких залишків нафти останніми роками втратив своє значення для виробництва бензину, переважно через переважання в продуктах термічного крекінгу нестабільних компонентів, що призводять до осмолення та забиття фільтрів і паливопроводів у двигунах внутрішнього згоряння. Сьогодні такий процес дістав нову

назву – ТКДС (термічний крекінг дистильотної сировини), основним завданням якого є термічна підготовка дистильатних продуктів як сировини для подання на установки коксування до виробництв термічного газойлю, який є сировиною для отримання вуглецю технічного (сажі) у виробництві шин.

Таблиця 7.1 – Приклад матеріального балансу процесу двопічної крекінг-установки

<b>Продукти, % мас.</b>	<b>Сировина «мазут»</b>	<b>Сировина «гудрон»</b>
Газ	3,5	2,3
Рефлюкс (головка бензину)	3,6	3,0
Бензин	18,6	6,7
Термогазойль	7,4	–
Крекінг-залишок	63,8	86,8

У вигляді сировини установок ТКДС (рис. 7.4) переважно використовують висококиплячі ароматизовані дистильати. Такими є висококиплячі газойлі процесу каталітичного крекінгу, важка смола піролізу, екстракти процесів очищення олій. Важливими продуктами для термічного крекінгу є термогазойль (фракція – 200–480 °С) і дистильатний крекінг-залишок, що використовуються як сировина для виробництва високоякісного голкового коксу. У процесі як побічні продукти одержують гази розкладання та нестабільну бензинову фракцію.

За апаратурним оформленням обладнання ТКДС мало чим відрізняється від своїх попередників, таких як установки двопічного термічного крекінгу залишків нафти бензинового профілю. Зміна сировини на дистильатну замість залишкового дозволила знизити можливість закоксування технологічного обладнання та полегшити експлуатацію установок ТКДС. На сучасних установках ТКДС збережено принцип дворазового селективного крекінгу

вихідної сировини, що виправдав себе, і рециркульованих середніх фракцій крекінгу завдяки використанню двох печей, в одній із яких здійснюється легший крекінг вихідної сировини, а на другій – жорсткий, глибший крекінг термостійких середніх фракцій термолізу.

Принципову схему установки термічного крекінгу дистильатної сировини для вакуумного термогазойлю подано на рисунку 7.4.

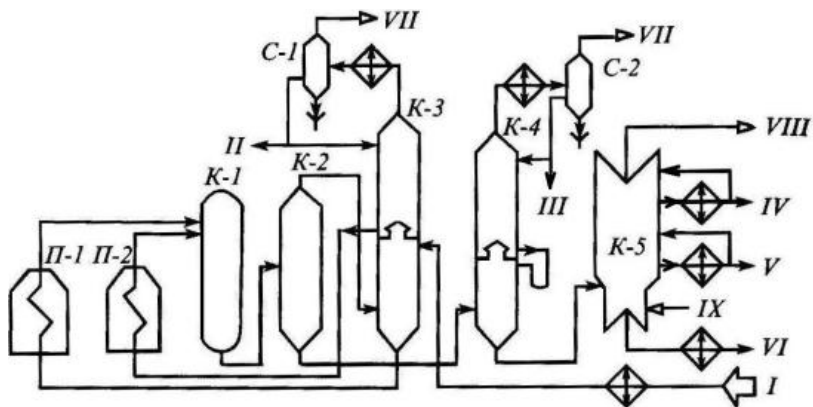


Рисунок 7.4 – Схема установки термічного крекінгу дистильатної сировини (ТКДС) для вакуумного термогазойлю:

Потоки: *I* – сировина; *II* – бензин на стабілізацію; *III* – важкий бензин із *К-4*; *IV* – вакуумний відгін; *V* – термогазойль; *VI* – крекінг-залишок; *VII* – гази на ДФУ; *VIII* – гази та водяна пара у вакуумну систему

Установка містить такі основні блоки: реакторний блок, який має печі крекінгу (*П-1*) та сировини легкої (*П-2*) з виносною реакційною колоною (*К-1*); відокремлення поділу продуктів крекінгу, у якому є випарники високого (*К-2*) і низького (*К-4*) тисків для відокремлення крекінг-залишку, комбіновану колону ректифікації високого тиску (*К-3*), складну вакуумну колону (*К-5*) для відокремлення термо-

газойлю вакуумного і важкого крекінг-залишку та газосепаратори (С-1 та С-2) для відокремлення газів від фракцій нестабільного бензину.

Вихідну сировину *I* після нагрівання в рекуперативних теплообмінниках *T-1* подають до нижньої секції колони ректифікації високого тиску *K-3*. Колона *K-3* розділена глухою тарілкою на секції, що дозволяє пройти на верхню секцію лише парам. Рідинна частина легких парів крекінгу, що стікає зверху колони *K-3*, затримується на глухій тарілці і подається у змішувач печі легкої сировини *П-2*, а рідкі потоки важкої сировини з низу колони *K-3* – у змішувач печі *П-1* важкої сировини, на яких відбувається нагрівання рідкої сировини до температур, відповідно, до 500 °С і 550 °С. З печей нагріту сировину подають для поглиблення крекінгу на виносну реакційну камеру *K-1*, звідки продукти крекінгу подають на поділ у випарник високого тиску *K-2*.

Крекінг-залишок і термогазойль із низу випарника *K-2* через редуційний клапан *РК* подають у низ випарника низького тиску *K-4*, а гази, що утворюються, і пари бензино-гасових фракцій надходять у низ ректифікаційної колони *K-3*.

У таблиці 7.2 надано приклад матеріального балансу процесу термокрекінгу дистилятної сировини.

Таблиця 7.2 – Матеріальний баланс термокрекінгу дистилятної сировини, % мас.

Продукт	Крекінг-залишок	Термогазойль
Газ VII на ГФУ	5,0	5,0
Голівка стабілізації бензину II	1,3	1,3
Стабільний (важкий) бензин III	20,1	20,1
Термогазойль V	24,2	52,6
Дистилятний крекінг-залишок VI	48,3	19,9
Втрати	1,1	1.1

Гази, що йдуть із верху колон *K-3* і *K-4*, і пари бензинової фракції охолоджуються в конденсаторах і подаються на сепаратори-розділювачі *C-1* і *C-2*. Легкі гази *VII*, що відокремилися в *C-1*, з колони *K-3* подають на поділ на ГФУ, частина бензинів *II*, що сконденсувалися, – на стабілізацію, а частину повертають на верх колони *K-3* як гостре зрошення (флегми). З верху випарника *K-4* після поділу в сепараторі *C-2* гази *VII* подаються на поділ на ДФУ, а виділений важкий бензин *III* частково подають як товарний продукт, а частково повертають на зрошення колони *K-4*.

Крекінг-залишок, що виводиться з куба колони *K-4*, піддають вакуумному переганянню у складній колоні ректифікації *K-5* для отримання як двох бічних погонів вакуумного відгону *IV* і вакуумного термогазойлю *V*, а з куба колони відводиться вакуум-відігнаний дистилятний крекінг-залишок *VI*. Для зниження температури в низ колони *K-5* подають водяну пару *IX*, а для створення вакууму гази і пари *VII* із верху колони подають на вакуумстворювальну систему.

## **7.2 Обладнання установок термічного крекінгу**

До основного обладнання установки термічного крекінгу належать:

- трубчасті печі важкої і легкої сировини;
- устаткування для спалювання палива;
- виносна реакційна камера;
- випарник високого тиску;
- ректифікаційна колона;
- випарник низького тиску;
- стабілізатор.

**Трубчасті печі.** На робочих установках термічного крекінгу застосовують радіантно-конвекційні двоххилі трубчасті печі шатрового типу. Вони мають дві камери радіації (топкові камери), у яких по периметру стелі й поду розмі-



щено однорядний екран і одну камеру конвекції, у якій поміщений змійовик. У камері радіації спалюється паливо, і розташовані там труби (екран) сприймають теплоту переважно через випромінювання. З димових газів, що відходять, теплота передається переважно за допомогою конвекції – під час безпосереднього контакту димових газів із трубами конвекційної камери. Більш докладно конструкцію трубчастої печі та опис її роботи було розглянуто раніше в поясненнях до рисунків 5.5–5.6.

**Устаткування для спалювання палива.** До нього належать форсунки та пальники, призначені, відповідно, для спалювання рідкого та газоподібного палива. Конструкції їх повинні забезпечувати гарне розпилювання та змішування палива з повітрям, а також повне згоряння палива за мінімального надлишку повітря. Для розпилювання рідкого палива використовують водяну пару, стиснене повітря або застосовують механічний спосіб. В останньому випадку потрібно фільтрування палива та створення високого тиску паливної лінії. У трубчастих печах, переважно, застосовують форсунки з паровим і повітряним розпилюванням рідкого палива. Розпорошення пари пов'язане з великою витратою водяної пари (до 0,6 кг на 1 кг палива). Розпилювання повітря більш економічне і сприяє зниженню рівня шуму, характерного для форсунок із паровим розпилюванням.

У сучасних печах часто застосовують комбіновані пальники, придатні до роботи як у рідкому, так і газовому паливах. Один із таких пальників із паровим розпорошенням палива наведено на рисунку 7.5.

Він складається із трьох частин: газової, рідинної та повітряної. Газова частина являє собою газовий корпус 1, який містить газовий колектор, виконаний разом із регістром атмосферного повітря, і розподільні трубки 2 для введення газу в топку. Повітряна частина складається з корпусу 4, завихрювача 3, шибера 10 на газовому колекторі. Ма-

зутна форсунка складається з паромазутної головки 6, внутрішньої труби 7, що закінчується дифузором 9. Подання мазуту регулюють вентиляем 8.

Пальник працює так. Первинне повітря від вентилятора подається через завихрювач 3, підхоплює та завихрює мазутну суміш. Вторинне атмосферне повітря для горіння надходить через вікна регістра передньої циліндричної частини газового корпусу і вікна на конічній поверхні газового колектора. Кількість вторинного повітря регулюють шибером на газовому колекторі та шибером, який переміщується всередині регістра.

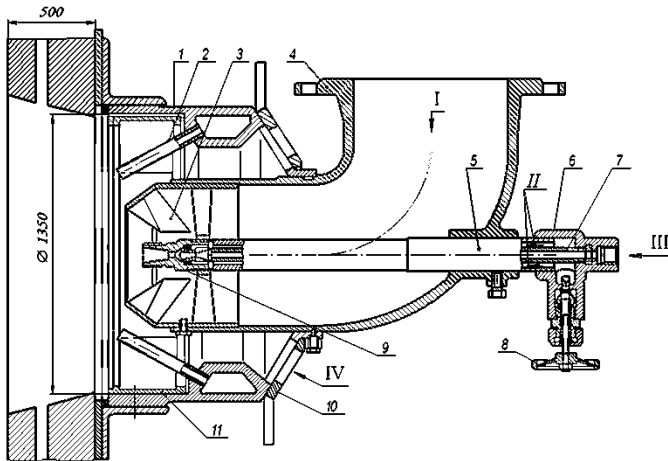


Рисунок 7.5 – Форсунка газомазутна  
(приклад виконання):

- I* – корпус газовий; 2 – трубка розподільна; 3 – завихрювач повітря; 4 – корпус повітряний; 5 – труба зовнішня;  
6 – головка газомазутна; 7 – труба внутрішня;  
8 – вентиль; 9 – дифузор; 10, 11 – шибери. *I* – повітря від вентилятора; *II* – мазут; *III* – водяна пара;  
*IV* – повітря з атмосфери

Рідке паливо може розпоршуватися низьконапірним повітрям від вентилятора, а також водяною парою або стисненим компресором повітрям, що подається у внутрішню трубу форсунки. Під час роботи на газовому паливі може бути використане повітря як від вентилятора, так і атмосферне. Пальник може працювати також одночасно на рідкому та газовому паливах. Теплова потужність пальника 2,3 МВт.

Зручними та високоефективними є безполум'яні панельні пальники (рис. 7.6–7.7), що забезпечують повне згоряння паливного газу за малого коефіцієнта надлишку повітря завдяки високій температурі в зоні горіння.

Пальник (див. рис. 7.7) має розподільчий короб 1, у передню частину якого вварені трубки для виходу газоповітряної суміші. На вільні кінці трубок одягнені керамічні призми 6, кожна з чотирма циліндро-конічними тунелями.

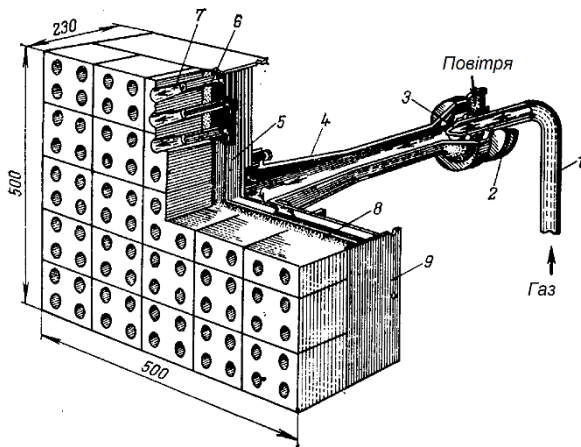


Рисунок 7.6 – Схема безполум'яного панельного пальника:

- 1 – трубопровід для підведення газоподібного палива;
- 2 – заслінка; 3 – розпилувач; 4 – змішувач; 5 – відбійник;
- 6 – трубка; 7 – керамічний блок; 8 – теплоізоляція;
- 9 – корпус (короб)

Призми утворюють квадратну керамічну панель розмірами 500 мм × 500 мм або 605 мм × 605 мм, що служить під час горіння газу акумулятором і випромінювачем теплоти. Між призмами та стінкою короба розташований шар теплоізоляції 7 із діатомітової крихти. До задньої стінки короба 1 прикріплений інжекторний змішувач газу з повітрям, із соплом 3 і заслінкою 4.

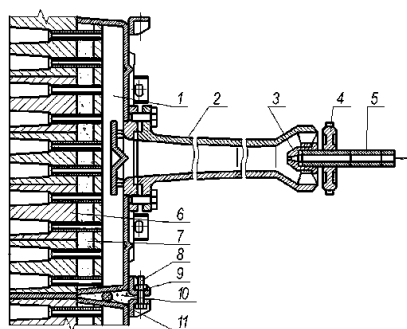


Рисунок 7.7 – Безполум'яний панельний пальник (розріз):

- 1 – короб; 2 – змішувач; 3 – сопло; 4 – заслінка;
- 5 – патрубок; 6 – призми керамічні; 7 – теплоізоляція;
- 8 – болт; 9 – гайка; 10 – діатомітова крихта;
- 11 – шнур азбестовий

Газ надходить у сопло 3 з патрубка 5. Виходячи із сопла з високою швидкістю, газ інжектуює з атмосфери необхідну кількість повітря. Газоповітряна суміш, що утворюється у змішувачі 2, обтікає відбійник, надходить у короб 1, звідки розподіляється трубками пальника.

Згоряння суміші відбувається і, переважно, завершується в тунелях керамічних елементів, куди суміш надходить із трубок. Для того, щоб полум'я з тунелів не проскакувало всередину короба, швидкість газоповітряної суміші в розподільних трубках не повинна бути меншою за швидкість поширення полум'я. У тунелях, завдяки їхній

конічній формі, забезпечується рівність цих швидкостей, що є умовою нормальної роботи пальників. Пальники з'єднані між собою болтами 8 із гайками 9, утворюючи випромінювальні стіни печей. Зазори між пальниками заповнюють діатомітовою крихтою 10 і ущільнюють азбестовим шнуром 11.

Теплопродуктивність пальників регулюють зміною подання газу в колектор, до якого під'єднаний цей ряд пальників. Необхідну для горіння кількість повітря встановлюють заслінкою 4 індивідуально для кожного пальника. Для газу заданого складу таке регулювання необхідне тільки під час запускання печі, оскільки конструкція інжекційного змішувача забезпечує практично постійне співвідношення кількості газу та повітря в межах зміни теплової продуктивності пальника приблизно вдвічі.

Під час роботи пальника поверхня кераміки розжарюється до 1200–1400 °С та інтенсивно випромінює тепло. Завдяки високій рівномірності випромінювання тепла досягається підвищена теплонапруженість труб і її можна піднімати до 50–100 кВт/м<sup>2</sup>. Однак такі пальники можуть застосовуватися тільки для спалювання газоподібного палива.

**Реакційні камери.** Продукти крекінгу, які виходять із реакційного змійовика, несуть багато тепла, мають високу температуру. Це тепло використовується для поглиблення реакцій крекінгу. Пари прямують у виносну реакційну камеру (рис. 7.8), яка є порожнистим циліндричним апаратом діаметром 2–3 м і висотою 10–15 м, розрахованим на високий тиск.

Вхід пари в реакційну камеру передбачений зверху, а вихід – знизу. Камера в такий спосіб увесь час заповнена парами суміші, що крекується, і об'єм рідини, у якій сконцентровані продукти, що найбільш легко коксуються, невеликий.

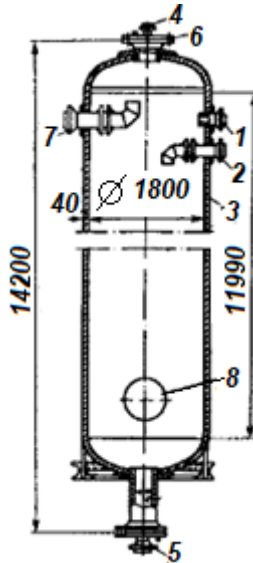


Рисунок 7.8 – Виносна реакційна камера (спадний потік):

1 – штуцер для запобіжного клапана; 2 – штуцер для виходу продукту з печі легкої сировини; 3 – корпус; 4 – продувний штуцер; 5 – штуцер входу продукту до редукційного клапана; 6 – верхній люк; 7 – штуцер для виходу продукту з печі важкої сировини; 8 – люк

Особливо велике значення має виносна реакційна камера під час крекування важкої сировини (мазуту, гудрону). З її допомогою вдається поглибити крекінг, не збільшуючи час перебування в крекінг-печі і, отже, зменшуючи небезпеку швидкого закоксовування змішувача.

Унаслідок зниження тиску перед фляшингом відбувається додаткове випаровування легких фракцій із залишку. Особливо велике значення має виносна реакційна камера під час крекування важкої сировини (мазуту, гудрону). З її допомогою вдається поглибити крекінг, не збільшуючи часу перебування в крекінг-печі і, отже, зменшуючи небезпеку швидкого закоксовування змішувача.

**Випарники.** Безпосередньо з реакційної камери паро-рідинна суміш продуктів крекінгу надходить у випарник високого тиску. Оскільки поділ фаз у цьому апараті відбувається за високого тиску, у залишку, що йде з низу випарника, містяться у великій кількості розчинені газойлеві та бензинові фракції. Для виділення легких фракцій призначений випарник низького тиску (атмосферний). Унаслідок зниження тиску перед атмосферним тиском відбувається додаткове випаровування легких фракцій із залишку.

Випарник низького тиску, поданий на рисунку 7.9, є найпростішим циліндричним апаратом, що працює за тиску, близького до атмосферного; для кращого виділення легких фракцій із залишку передбачене подання в низ випарника водяної пари.

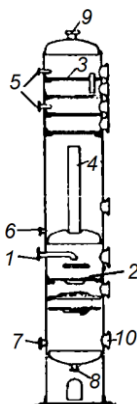


Рисунок 7.9 – Випарник низького тиску (атмосферний):  
 1 – штуцер для введення крекінг-залишку з основного випарника; 2 – відбійні тарілки; 3 – ковпачкові тарілки;  
 4 – шоломова труба; 5 – штуцери для введення сировини;  
 6 – штуцер для виведення сировини; 7 – штуцер для введення водяної пари; 8 – штуцер для виведення залишку; 9 – штуцер для виведення парів; 10 – лаз

Іноді тепло фракцій, що відпарюються, використовується для підігрівання сировини; у цьому разі конструкція випарника трохи ускладнюється. Існують схожі апарати, що належать до схеми двопічної крекінг-установки. Крекінг-залишок надходить у нижню частину апарата на верхню каскадну тарілку. Пари, що виділилися з нього, вступають у контакт із потоком сировини, яка подається на першу і третю тарілки верхньої частини випарника. Унаслідок теплообміну відбуваються конденсація основної частини парів і змішування їх із нагрітою сировиною. Суміш відводиться зі збірної тарілки, що розділяє обидві частини апарата. Якщо сировина обводнена, то пари води, що виділяються, йдуть із верху випарника.

**Ректифікаційні колони** (рис. 7.10) крекінг-установок відрізняються від колон установок первинного переганяння тим, що працюють за високого тиску.

Підвищений тиск у колонах сприяє зменшенню їхніх розмірів, забезпечує подання крекінг-газу на подальше перероблення без додаткового стискування. Однак через підвищений тиск погіршуються умови ректифікації. Ще одна відмінність полягає у відсутності відгінної секції, тобто тарілок, розташованих нижче, ніж введення сировини. У ній немає необхідності, оскільки продукт, виведений із низу колон, надходить на крекінг.

Колони забезпечені ковпачковими тарілками зазвичай жолобчастого типу. Для кращого контакту парів із рідким потоком сировини нижня частина колони має ще кілька каскадних тарілок, установлених під ковпачковими. Характерним для крекінг-колони є відсутність тарілок нижче, ніж введення пари, а також подання пари або підведення тепла в низ колони. У цьому немає необхідності, тому флегма, що виводиться з низу колон, надходить на крекінг.



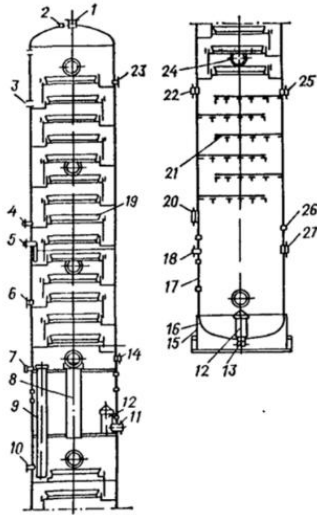


Рисунок 7.10 – Ректифікаційна колона крекінг-установки:  
 1 – для виходу парів; 2 – для продування; 3 – для виходу зрошення до насоса; 4 і 5 – для виходу продукту; 6 – для введення холодного потоку, що припиняє реакцію; 7 – для введення продуктів із реакційної камери; 8 – сполучна труба; 9 – переливна труба; 10 – для введення охолоджувача; 11 – для подання легкої сировини до гарячого насоса; 12 – фільтр; 13 – для подання важкої сировини до гарячого насоса; 14, 27 – для регулятора рівня; 16 – нижнє днище; 17 – корпус; 18 – для виходу сировини; 19 – ректифікаційна тарілка жолобчастого типу; 20 – для входу парів; 21 – каскадні тарілки; 22 – для запобіжного клапана; 23 – для входу зрошення; 24 – люк; 25 – для введення сировини мазуту; 26 – для введення пари

Розміри колон близькі до розмірів випарника; кількість ковпачкових тарілок становить 10–15.

### 7.3 Вісбрекінг як спосіб перероблення гудронів

**Вісбрекінг** – найпростіший спосіб перероблення гудронів із метою одержання казанового (пічного) палива. Поява вісбрекінгу обумовлена тим, що гудрон не може бути використаний як казанове паливо з таких причин:

- у край висока в'язкість;
- потрібен розріджувач (ДП);
- вакуумне переганання нераціональне.

На рисунку 7.11 наведено схему, яка пояснює поділ різновидів вісбрекінгу залежно від призначення та технології проведення цього процесу.



Рисунок 7.11 – Залежність способу проведення вісбрекінгу від призначення та технології

На рисунку 7.12 подано основні технологічні умови проведення процесу вісбрекінгу та технологічні різновиди цього процесу.

Мета проведення процесу вісбрекінгу – зниження в'язкості гудрону з метою одержання казанового палива і зменшення об'єму фракції, що розбавляє гудрон, для виробництва топкового мазуту.

Вісбрекінг проводиться в менш жорстких умовах порівняно з термічним крекінгом (ТК) і під час проведення

цього процесу є більш важка сировина та допустима глибина перероблення. Крекінг не перевищує параметрів початку коксоутворення (параметри: 440–500 °С; 1,4–3,5 МПа). За вісбрекінгу гудрону отримують: 70–75 % казанового палива та 20–22 % світлих дистилатів. Ступінь перетворення сировини – мала.

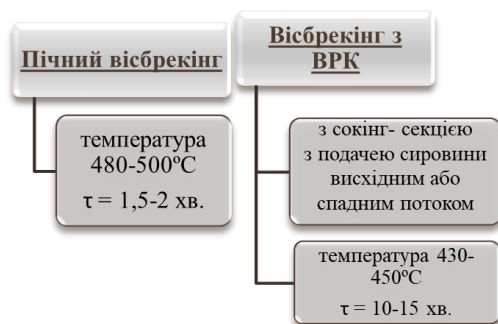


Рисунок 7.12 – Технологічні параметри проведення процесу вісбрекінгу

Сировина – гудрон, важкі нафти, мазути, асфальти деасфальтизації. Температура процесу: 450–500 °С, м’якше, ніж ТК. У процесі тривалості крекінгу в’язкість залишку спочатку знижується до мінімального, потім зростає.

На рисунку 7.13 подано схему одного з різновидів вісбрекінгу – пічного вісбрекінгу.

Для зменшення та запобігання закоксуванню реакційних змійовиків печі в них передбачене подання турбулізатора – водяної пари на ділянці, де температура досягає 430–450 °С.

Пічний вісбрекінг має свої особливості:

1. Більш легка технологія очищення печі від коксу.
2. Більш стабільний крекінг-залишок.
3. Менший вихід газу й бензину.

Установка вісбрекінгу може входити як секція до складу комбінованої установки, наприклад, атмосферне переганяння нафти як вісбрекінг атмосферного мазуту та вакуумне переганяння вісбрекінг-мазуту для виділення газойлевих фракцій, або вісбрекінг атмосферного мазуту, зокрема з метою збільшення виходу газової фракції.

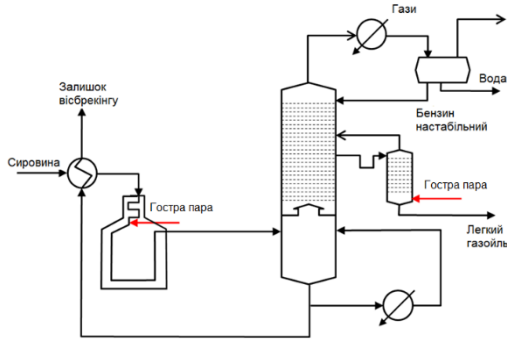


Рисунок 7.13 – Пічний вісбрекінг

У схемах пічного вісбрекінгу процес крекінгу, розщеплення молекул вуглеводнів, починається вже під час нагрівання сировини у трубках печі, що спрощує процес і зменшує кількість обладнання. Але цей процес має як свої переваги, так і низку значних недоліків. Недоліками процесу вісбрекінгу з використанням змійовика печі є такі:

- а) висока швидкість відкладення коксу в печі;
- б) високі експлуатаційні витрати (велика витрата палива);
- в) значні перегриви стін змійовика;
- г) короткий час міжремонтного пробігу (3–6 місяців).

Технологічну схему установки вісбрекінгу визначає насамперед призначення процесу. Існують схеми, що дозволяють отримувати максимальну кількість котельного палива з мінімальною кількістю газу та бензину; є схеми,

що забезпечують виробництво значної кількості легких дистилатів типу дизельного палива.

Зменшити вплив недоліків процесу пічного крекінгу дозволяє технологічна схема установки вісбрекінгу з виносною реакційною камерою (ВРК), технологічну схему якої наведено на рисунку 7.14.

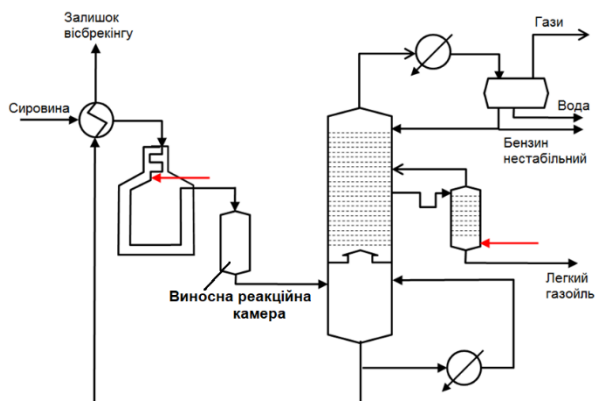


Рисунок 7.14 – Схема вісбрекінгу з ВРК (виносною реакційною камерою)

На відміну від традиційних реакційних камер, що існують на установках термічного крекінгу, у яких продукти реакції проходять зверху вниз, камери, у які продукт із печі надходить знизу, а виходить через верх, що дозволяє значно збільшити час перебування рідкої фази в зоні реакції, що подано у прикладі (табл. 7.3), і призводить до збільшення ступеня перетворення вихідної сировини.

Застосування ВРК, ще має назву «сокінг-камера», із висхідним потоком дозволяє:

- а) зменшити об'єм камери;
- б) зменшити діаметр камери;
- в) використовувати нижчі температури;
- г) використовувати нижчий тиск;

д) проводити процес крекінгу переважно в рідкій фазі;

е) у кілька разів збільшити тривалість міжремонтного пробігу. ВРК – знижує глибину перетворення сировини в печі й доводить її до потрібної у виносній камері.

Недоліком варіанта з виносною реакційною камерою є велика ймовірність закоксування труб у печі, що ускладнює як реакційну камеру, так і печі від коксу, що утворився. Порівняно з установкою, що обладнана зміювиком у реакторі, видалення коксу проводять рідше, але це потребує складного обладнання.

У таблиці 7.3 наведено приклади зіставлення роботи двох установок із потоками у ВРК зверху вниз (спадний потік) і знизу вгору (висхідний потік).

Таблиця 7.3 – Вісбрекінг із ВРК (сокінг-камерою).  
Зіставлення роботи ВРК із різним напрямком потоку

Показник	Напрямок потоку	
	спадний	висхідний
Об'єм камери, м <sup>3</sup>	100	50
Діаметр, м	3	2
Температура, °С	480	450
Тиск, МПа	2,5	0,5–1,5
Крекінг: – у паровій фазі	Переважно	Мінімально
– у рідкій фазі	Мінімально	Переважно
Тривалість міжремонтного пробігу, доба	50	300

У таблиці 7.4 зведено порівняння переваг і недоліків двох напрямків вісбрекінгу пічного та з виносною реакційною камерою (сокінг-камера).

Таблиця 7.4 – Два напрямки вісбрекінгу (порівняння)

Переваги	Недоліки
<b>Пічний ВБ (вісбрекінг)</b>	
<ul style="list-style-type: none"> <li>– наявність двох зон нагрівання;</li> <li>– одержання стабільного пічного палива;</li> <li>– більш легка технологія очищення печі від коксу пароповітряним способом;</li> <li>– менший вихід газу й бензину</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>– низька стабільність пічного палива за часу перебування більш ніж 2 хв</li> </ul>
<b>ВБ із сокінг-камерою</b>	
<ul style="list-style-type: none"> <li>– можливість роботи з потоком більш низької температури (економія пічного палива);</li> <li>– зниження капітальних витрат на 10–15 %;</li> <li>– менший розмір печі;</li> <li>– менші розміри встаткування для утилізації димових газів;</li> <li>– більш низький перепад тиску й менша витрата палива в печі;</li> <li>– більші виходи продуктів і краща селективність;</li> <li>– більша тривалість міжремонтного пробігу;</li> <li>– менша чутливість до аварій</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>– з верхнім поданням – необхідний великий коефіцієнт рециркуляції;</li> <li>– нижнім поданням – сильна закоксованість реакційної камери, зношування пічних зміювиків, проблеми теплообміну, залишок – сировина</li> </ul>

Властивості котельного палива, одержуваного під час вісбрекінгу в реакційній камері і трубчастому зміювику, практично однакові, але внаслідок більш високих температур, що застосовуються під час проведення процесу в реакційному зміювику, і наявності значних перегрівів пристінної плівки рідини стабільність котельного палива дещо вища під час отримання палива реакційної камери.

## РОЗДІЛ 8

### КОКСУВАННЯ, ПРИЗНАЧЕННЯ Й ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСУ

Процес коксування належить до деструктивних процесів перероблення нафтової сировини. Його проводять із підведенням тепла до нафтопродуктів. Виникає кокс як твердий вуглецевий залишок, що утворюється під час розкладання вуглеводнів у великій кількості. Поряд із коксом отримують такі продукти, як вуглеводневий газ, бензин і фракції газойлю.

Коксування – тривалий процес термолізу важких залишків або ароматизованих висококиплячих дистилатів за невисокого тиску та температури (470–540 °С) з метою отримання нафтових коксів різних марок, наприклад, для виготовлення вугільних електродів за електролітичного способу отримання алюмінію. Побічні продукти – малоцінний газ, бензини низької якості та газойлі.

У промисловості широкого вжитку набув нафтовий кокс, який використовують у різних виробництвах. Для отримання карбідів, вугільних електродів, різних абразивних матеріалів, феросплавів і вуглеграфітових матеріалів. Витрата коксу: під час виробництва карбіду кремнію – 1,4 т/т; карбіду кальцію – 0,7 т/т; графіту – 1,25 т/т.

Отже, нафтовий кокс використовують у різних галузях промисловості, тому і вимоги до цієї продукції, залежно від напряму подальшого використання, різні. Виділяють такі показники якості нафтового коксу: гранулометричний склад; вміст легких домішок, сірки, вологи, золи; питомий електричний опір, реакційна здатність, пористість та ін. На підставі того, що наявність сірки в коксі є небажаною, кокс ділять: на високосірчисті (більше ніж 4,0 %); сірчистий (до 4,0 %); середньосірчистий (до 1,5 %); малосірчистий (до 1,0 %). Залежно від розміру шматків коксу визначають: дрібний (менше ніж 6 мм); «горішок» (6–25 мм); шматко-



вий (більше ніж 25 мм). Розділяють кокс за якістю та кількістю золи: високозольний (більше ніж 0,8 %); середньозольний (0,5–0,8 %); малозольний (менше ніж 0,5 % золи).

Властивості сировини та спосіб її отримання також впливають на якість коксу. У деяких випадках кокс додатково піддають прокалюванню за температури 1200–1300 °С. Це підвищує якість коксу як сировини у виробництві електродів. Процес прокалювання призводить до зменшення кількості летких домішок, усуваються усадкові явища і підвищується електропровідність. Для цього придатні тільки частинки розміром більше ніж 25 мм, а дрібні, які становлять приблизно 50 % продукту, у цих печах не можна прожарювати.

Коксування дозволяє не тільки отримувати беззольний електродний кокс, але й збільшити вихід світлих нафтопродуктів завдяки розщепленню висококиплячих вуглеводнів коксівних залишків, і в такий спосіб підвищити глибину перероблення важкої нафтової сировини та збільшити вихід дистильатних продуктів (бензину, газойлів) з важких вуглеводневих залишків.

Коксування нафтових залишків можна проводити в установках різного типу:

– у кубах періодичної дії. Коксування проводять у кубах, які обігріваються, що являють собою горизонтальні апарати діаметром 2–2,5 м і довжиною 10–13 м. Обігрів кубів – вогневий через нижню частину. Сировину завантажують у куб і поступово підігрівають. За температури 300 °С починається виділення дистильатної пари. Після того, як температура в паровій зоні куба досягне 445–460 °С, починається її зниження. Це свідчить про те, що утворення коксового шару здебільшого закінчилося. Подальший підігрів куба необхідний для завершення процесу коксування, прожарювання та підсушування коксу. Після прожарювання (2–3 години) температуру поступово знижують. Для охоло-

дження подають у куб спочатку водяну пару, а потім повітря. Кокс вивантажують за умови 150–200 °С із застосуванням ручної праці. Цей процес малопродуктивний, трудомісткий, але дозволяє отримувати високоякісний кокс із меншим вмістом летких домішок;

– у коксових камерах, що не обігріваються, напів-безперервної дії процес коксування проводиться в коксових камерах, що не обігріваються (уповільнене коксування). Сировину нагрівають у трубчастих печах до 500 °С і подають у порожнистий вертикальний циліндричний апарат (коксу камеру або реактор), що не обігрівається. У камері гаряча сировина перебуває тривалий час (24 год) і завдяки акумульованому ним теплу коксується. Зверху камери видаляються пари легких дистилатів. Після заповнення камери коксом на 70–90 % потік гарячої сировини перемикають в іншу камеру, якщо з вимкненої камери вивантажують кокс. Процес уповільненого коксування має періодичний характер із розвантаження коксу і безперервний щодо подання сировини та виділення парів дистилатних продуктів;

– у реакторах киплячого шару безперервної дії в псевдозрідженому шарі порошкоподібного коксу. Нагріта сировина контактує з рухомим, нагрітим до більш високих температур, інертним подрібненим теплоносієм у твердому вигляді, і виникає процес коксування на його поверхні. Потім кокс разом із теплоносієм надходить у регенератор, тут кокс частково випалюється. Унаслідок цього температура теплоносія зростає і він знову повертається в зону коксування.

На рисунку 8.1 подано основні напрями конструктивного та технологічного оформлення промислових установок коксування.

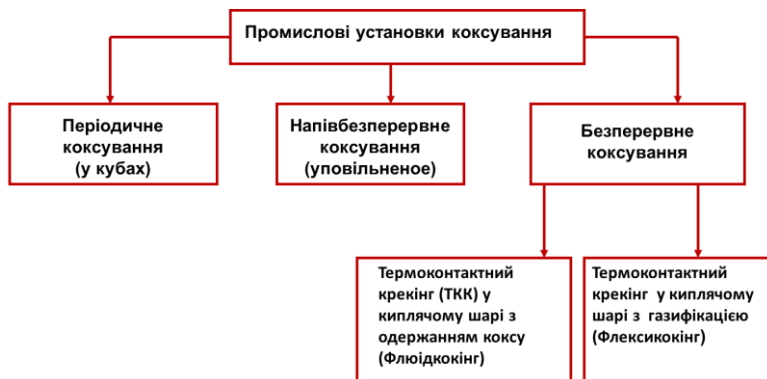


Рисунок 8.1 – Промислові установки коксування

Процес відбувається у псевдозрідженому шарі. Теплоносієм служить кокс у вигляді порошку, що має розмір частинок до 0,3 мм. Завдяки підвищеній температурі одержуваний порошкоподібний кокс має меншу кількість летких домішок, проте вихід коксу знижений у 1,5–1,6 раза, оскільки його частина спалюється в регенераторі. Тому ці установки застосовують, коли основним продуктом є не кокс, а світлі нафтопродукти.

### 8.1 Теоретичні основи процесу коксування

Коксування є термічним процесом із використанням високих температур, тому цей процес характеризується такими хімічними перетвореннями, що відбуваються і в термічному крекінгу, а також на процес коксування впливають такі чинники:

- термічна стійкість сировини. Термічна стабільність сировини знижується у міру збільшення молекулярної маси фракційного складу. Поява великої кількості ароматичних вуглеводневих компонентів робить сировину надзвичайно стабільною. Сировина з великою кількістю парафінів є найменш стабільною;

– температура. Під час крекінгу важкої залишкової сировини – чим вище температура й чим нижче тиск, тим більше частка газової фази;

– тиск;

– час перебування в реакційній зоні. Зі збільшенням тривалості процесу зменшується кількість газоподібних продуктів і збільшується кількість продуктів ущільнення;

– рециркуляція. Показником є коефіцієнт рециркуляції  $K_p = m/n$ , де  $m$  – кількість рециркулювальної фракції,  $t$ ;  $n$  – кількість свіжої сировини,  $t$ .

Як було вказано вище, отримання заданих показників коксу є важливим завданням під час його виробництва, що виконується підбором технологічних параметрів процесу та відповідною підготовкою сировини для досягнення потрібного рівня її якості.

## 8.2 Сировина та продукція процесів коксування

У нафтопереробній промисловості на НПЗ використовують для установок коксування таку сировину:

– мазути (залишки переганання нафти);

– гудрони (залишки перероблення мазуту);

– асфальти та екстракти (залишки виробництва мастил);

– крекінг-залишки (від термokatалітичних процесів);

– важка смола піролізу;

– газойль каталітичного крекінгу (важка фракція);

– гільсоніт, нафтові й кам'яновугільні пеки, важку нафту.

Тип установки коксування і призначення процесу впливають на вимоги до якості сировини. Ці показники якості сировини потребують експериментального визначення, тому на різних заводах можуть бути різними залежно від із сировинних ресурсів конкретного виробництва.

**Продукція процесів коксування.** Основною продукцією є нафтовий кок, який застосовується в таких виробництвах:

- графітових електродів і анодів, використовуваних для електролітичного одержання алюмінію, магнію, сталі, хлору тощо;
- у карбідному виробництві;
- ядерних реакторах;
- ракетній та авіаційній техніці;
- радіотехніці та електричних системах;
- металургії;
- для виробництва кольорових металів як відновного й сульфідмісткого матеріалу.

Крім коксу, у процесах коксування отримують ще низку продуктів, які схожі з продуктами, наприклад, термічного крекінгу, але мають низку своїх особливостей:

- газ коксування схожий за складом на газ термічного крекінгу. Його подають на подальше перероблення до ГФУ та використовують як паливо. Під час коксування сірчистих залишків газ коксування попередньо очищають від сірководню;

- бензин – відрізняється підвищеним вмістом неграничних вуглеводнів, має низьку хімічну стабільність, після гідроочищення й риформінгу його застосовують як компонент бензину;

- легкий газойль (фракція 160–350 °С) – використовується як компонент дизельного, грубого, газотурбінного палива відразу або після гідроочищення;

- важкий газойль (фракція > 350 °С) – додають у пічне паливо або піддають термічному крекінгу для одержання сажової сировини й дистилятного крекінг-залишку. Останній застосовують для виробництва коксу «голчастої» структури.

Для пояснення того, як працюють установки коксування, розглянемо просту схему (рис. 8.2) потоків установки з нагрівальним, реакційним і фракціонувальними відділеннями двоблокової установки сповільненого коксування.

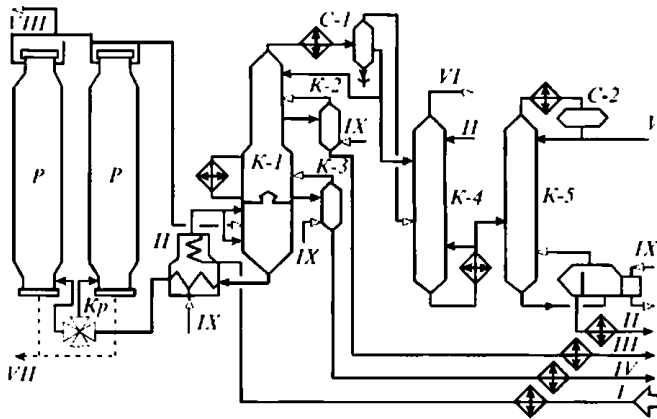


Рисунок 8.2 – Технологічна схема двоблокової установки уповільненого коксування:

*P* – реактори; *II* – нагрівальна піч; *K-1* – ректифікаційна колона; *K-2*, *K-3* – відпарні (стрипінг) колони; *K-4* – фракціювальний абсорбер-деетанізатор; *K-5* – стабілізаційна колона; *C-1*, *C-2* – сепаратори (ємності); *T* – теплообмінники; *Kp* – перемикальні крани. *I* – випарник; потоки; *I* – сировина; *II* – бензин стабільний; *III* – легка газойлева фракція; *IV* – важка газойлева фракція; *V* – головка стабілізації; *VI* – газ сухий; *VII* – кокс; *VIII* – пари відпарювання реакційних камер; *IX* – введення пари водяної

Установка працює так. Сировина *I* – гудрон або суміш із крекінг-залишком попередньо нагрівається в теплообмінниках *T*, а потім подається до конвекційних змійовиків печі *II* і подається на верхню тарілку ректифікаційної колони *K-1*, а частину сировини *I* – на нижню тарілку колони для забезпечення рециркуляції. Під середню каскадну тарі-

лку ректифікації колони *K-1* подають суміш гарячих газів і парів *VIII*, що є продуктами процесу коксування, з коксових камер *P*. Сировина контактує з висхідним потоком суміші гарячих газів і парів та нагрівається до температури 390–405 °С. Унаслідок цього низькокиплячі фракції випаровуються і подаються до верхньої частини колони виділення легких газових фракцій. Висококиплячі фракції парів у нижній частині колони конденсуються, змішуються з вихідною сировиною. Унаслідок цього утворюється так звана вторинна сировина.

Вторинна сировина гарячим пічним насосом відбирається з нижньої частини колони *K-1* і подається у змішувачі печей. Змішувачі працюють паралельно і розташовані в їхній радіантній частині печі. У змішувачах вторинна сировина остаточно нагрівається до 490–510 °С. Через крани *Kp* кількома потоками сировина потрапляє у дві коксові камери *P* (інші камери одночасно готують до роботи). Починаючи з нижньої частини камер гаряча сировина заповнює їх. Великий об'єм камер сприяє достатньо великому часу перебування сировини в камерах. Завдяки цьому відбувається крекінг сировини. Утворені пари, що є продуктами коксування, надходять безперервно з камер *P* у колону *K-1*, а обтяжений рідкий залишок залишається в камерах і з часом перетворюється на твердий кокс, заповнюючи об'єм камери приблизно на 75–80 %.

Фракціювальна частина установки уповільненого коксування містить основну складну колону ректифікації *K-1* із відпарними колонами (секціями) *K-2* і *K-3*, фракціювальний абсорбер *K-4* для виділення етану з газів коксування та стабілізаційну колону бензину *K-5*.

Ректифікаційну колону *K-1* розділено на дві секції за допомогою глухої тарілки: на нижню, яка є конденсатором змішування; і верхню, що виконує функцію зміцнювальної (концентраційної) секції колони ректифікації. На верхній зміцнювальній секції відбувається поділ вуглеводнів,

що утворилися внаслідок коксування, на легкий і важкий газойль, бензин і газ. Температурний режим колони *K-1* регулюють верхні рідкі і проміжні циркуляційні зрошення (ліворуч у середній частині). Гостре рідке зрошення (флегма) утворюється за допомогою повернення на верхню тарілку колони частини пари нестабільного бензину, що конденсувалися в конденсаторі-холодильнику, після поділу їх у сепараторі *C-1*. Легкий *III* і важкий *IV* газойлі виводять із відпарювальних колон (стрипінг-секцій, бокові колони) *K-2* і *K-3*, відповідно, і подають на склад. Для відпарювання вуглеводнів у *K-2* та *K-3* передбачене подання водяної пари *IX*. Несконденсовані гази і частина нестабільного бензину із сепаратора *C-1* подаються в абсорбер *K-4*, що фракціонує, на відпарювання легких газів від компонентів бензину.

У верхню секцію абсорбційної колони *K-4* як свіжий абсорбент подають стабільний бензин *II* з низу колони *K-5*, а в нижню секцію за допомогою випарника-кип'ятильника, що має паровий простір, підводять тепло. З верху *K-4* виводиться сухий газ *VI*, що спрямовується на поділ на ГФУ, а з низу відводять нестабільний бензин. Його стабілізують за допомогою ректифікації в стабілізаційній колоні *K-5*. З верху колони *K-5* із сепаратора *C-2* відводять головку стабілізації *V*. Ця суміш є пропан-бутановою фракцією, а з низу колони з випарника з паровим простором відводиться стабільний бензин *II*, який після лужного очищення від сірчистих сполук спрямовують на склад.

Коксові камери *P*, що є однією з основних складових технологічного обладнання реакторного блоку установки уповільненого коксування, працюють у циклічному режимі. У цих камерах процеси відбуваються послідовно. За процесом коксування здійснюють охолодження коксу, далі кокс вивантажується і знову камери розігрівають. За час коксування камера заповниться коксом на 70–80 % по висоті. Після цього потік сировини з печі *II* за допомогою



перемикальних кранів  $K_p$  перемикається в іншу пару підготовлених камер.

У таблиці 8.1 надано приклад матеріального балансу установки уповільненого коксування гудрону.

Розміри коксових камер залежать від продуктивності установки уповільненого коксування (УУК). Вони різняться потужністю нагрівальних печей і їхньою кількістю. На перших установках застосовували печі шатрового типу. Камер коксування було дві або три, діаметри досягали 4,6 м і висота 27 м. Працювали ці камери по черзі.

Таблиця 8.1 – Матеріальний баланс установки уповільненого коксування гудрону

Показник	Значення
Подано на перероблення, % мас.:	
сировина	100,0
Отримано, % мас.:	
газ	7,0
бензин, фр. (п. к. – 205 °С)	16,0
легкий газойль (205–350 °С)	26,0
важкий газойль (> 350 °С)	23,0
кокс	24,0
втрати	4,0
Усього	100,0

УУК останніх поколінь переважно є двоблочними чотирикамерними, що працюють попарно. На рисунку 8.3 подано схему такої двоблочної чотирикамерної установки.

Вихідна сировина (див. рис. 8.3) подає насос 1 через теплообмінники 2 і праву частину змійовиків трубчастих печей 6 на каскадні тарілки колони ректифікації 16 (375–390 °С). Під нижню (каскадну) тарілку цієї колони подаються гарячі пари продуктів, що утворилися під час коксування, з коксових камер. Унаслідок контакту парів, що мають температуру близько 430 °С, з менш нагрітою

сировиною остання підігрівається до 400 °С, водночас частина парів конденсується.

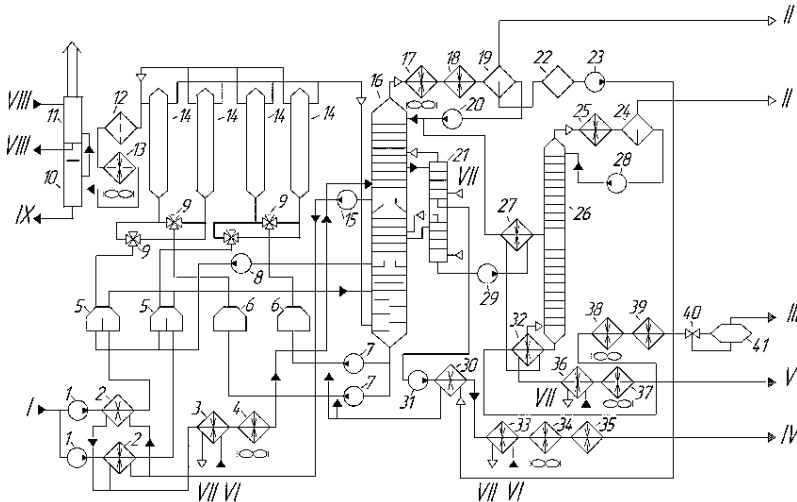


Рисунок 8.3 – Схема потоків чотирикамерної установки уповільненого коксування:

1, 7, 8, 15, 20, 23, 28, 29, 31 – насоси; 2, 27, 30 – теплообмінники; 3, 33, 36 – випарники; 4, 13, 25, 34, 35, 37–39 – холодильники; 5, 6 – трубчасті печі; 9 – чотиреходові крани; 10, 19; 22, 24, 41 – ємності; 11 – скруббер; 12 – фільтр; 14 – коксові (реакційні) камери; 16, 21, 25 – колони; 17, 18, 25 – конденсатори-холодильники; 32 – кип'ятильник; 40 – інжектор. I – сировина, II – газ; III – бензин; IV – газойль легкий; V – газойль важкий; VI – хімічно очищена вода; VII – пара водяна; VIII – вода; IX – важкий нафтопродукт

Продукти коксування, що конденсували, служать рециркулятом. Разом із вихідною сировиною вони йдуть у низ колони 16 і далі насосами 7 подаються в радіантну камеру трубчастих печей 5, де підігріваються додатково до

температури початку коксування (500–510 °С). Далі вони через нижню частину надходять у коксові камери 14. Для поліпшення якості коксу камери подається додаткова кількість теплоти у вигляді парів важкого газойлю коксування. Важкий газойль забирається з колони 16, насосом 8 прокачується через ліву частину змійовика печей 5, де нагрівається до 525 °С, і подається на змішування із сировиною в перемикальні крани 9. Важкий газойль подається в камери не тільки в суміші із сировиною, але й самостійно протягом шостої години після того, як припинили подання сировини – у період «томлення» коксу. Завдяки подання важкого газойлю кокс набуває високої механічної міцності і містить мало летких домішок.

Наприкінці циклу коксування в камеру коксування вводять антипінну присадку, що дозволяє зменшити спінювання сировини і в такий спосіб унеможливити відкладення коксу в колоні, пічних насосах і трубах печей. Для зниження температури парів, що виходять із коксових камер, до верхньої частини коксових камер подається легкий газойль.

На установці є чотири коксові камери, що працюють попарно та незалежно одна від одної. Кожну пару можна вимкнути, не зупиняючи установки. З верхньої частини камер пароподібні продукти коксування виводять у колону ректифікації 16. Нижня частина цієї колони забезпечена каскадними тарілками, стійкими під час роботи із забрудненими парами.

Бензинові фракції і гази йдуть із верху колони в повітряний конденсатор-холодильник 17 і водяний холодильник 18. Конденсат із холодильника 18 надходить у сепаратор 19, де відокремлюється газ від бензину і бензин від води. Вода надходить у ємність 22 і далі у трубчасту піч б як турбулізатор потоків (після попереднього нагрівання в теплообміннику 30).

З колони 16 виводяться два бічні погони – легкий і важкий газойлі, які надходять у секції відпарної колони 21.

Легкий газойль забирається з верхньої секції колони 21 насосом 31, прокачується через теплообмінник нагрівання турбулізатора 30, випарник 33, потім виводиться з установки.

Важкий газойль із нижньої секції відпарної колони 21 прокачується насосом 29 через теплообмінник нагрівання сировини стабілізатора 27, бойлер стабілізатора 32, випарник 36, повітряний холодильник 37, а потім виводиться з установки.

Надмірна теплота колони 16 знімається циркуляційним зрошенням, яке забирається насосом 15 із десятої тарілки, прокачується через теплообмінник нагрівання сировини 2, випарник 3 повітряний холодильник 4, а потім повертається в колону.

Бензинова фракція із сепаратора 19 насосом 20 через теплообмінник 27 подається в стабілізаційну колону 26. У ній відбувається дебутанізація бензину. Пари зверху 26 надходять у конденсатор-холодильник 25, звідки парорідинна суміш подається в газосепаратор 24, де поділяється на газ стабілізації і «голівку» стабілізації. Газ виводиться з установки, а «голівка» повертається в колону 26 як флегма. Стабільний бензин із низу колони 26 проходить кип'ятильник 32, повітряний (38) і водяний (39) холодильники. В інжекторі бензин змішується з циркулювальним лугом, від якого потім відокремлюється в ємності 41.

### **8.3 Коксові камери, ректифікаційна колона та печі**

Основним реакційним агрегатом в установках уповільненого коксування є коксові камери. Процес коксування є ендотермічним і відбувається в камерах коксування завдяки акумульованій енергії, яку сировина одержує в трубчастій печі. Камери працюють почергово, водночас циклічна зміна температури становить близько 500 °С.

Верхня горловина призначена для введення гідрорізака, а нижня – для виходу коксу й води під час гідровивантаження. Корпус, днища, горловина й штуцери виготовлені із двошарової сталі. Опора являє собою конічну обичайку висотою 2 м, приварену по периметру горизонтальним швом до нижнього днища. Знизу до обичайки приварене опорне кільце 7, яке опирається на фундаментне кільце.

Реакційні (кокові) камери установок уповільненого коксування працюють за циклічним графіком. За цим графіком у них чергуються цикли: реакція, охолодження коксу, розвантаження коксу та розігрівання камери.

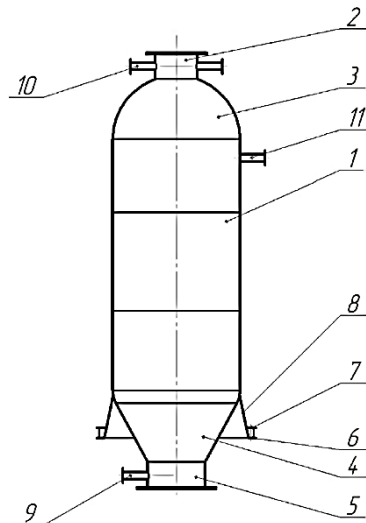


Рисунок 8.4:

1 – корпус; 2, 5 – верхня й нижня горловини; 3, 4 – напівкульове й конічні днища; 6 – фундаментне кільце; 7 – опорне кільце; 8 – опора; 9 – штуцер для введення сировини; 10 – штуцер для виходу пари; 11 – штуцер для введення антипінної присадки

Коксову камеру опресовують і прогривають водяною парою, видаляючи одночасно з неї повітря. Потім через неї

пропускають гарячі пари продуктів коксування із сусідньої камери (до 360 °С) і починають завантаження сировини.

Під час подання гарячої сировини в порожню розігріту камеру відбувається додаткове підігрівання її стінок. У цей період переважають процеси випаровування, і в нижній частині камери накопичується рідка маса, що являє собою важкі фракції сировини. Залежно від температури та типу сировини тривалість цієї стадії коливається від 2 год до 6 год. Під час подальшої роботи сировина проходить через усе більш високий шар цієї маси і водночас відбувається інтенсивне коксоутворення. Цей період характеризується відносною сталістю виходу та складу пароподібних продуктів розкладання.

Коли камера заповнена на 75–80 %, сировину перемикають на іншу камеру. Через поступове зниження температури у вимкненій камері швидкість коксування уповільнюється. Усього по висоті камери налічується три шари коксу:

- нижній, що утворився в перший період;
- середній, що утворився у другий період;
- верхній, який відкладається у вимкненій камері.

Кокс верхнього шару найменш міцний, містить багато легких домішок і має підвищену зольність.

Вимкнену камеру протягом 2,5 годин для видалення зріджених продуктів і нафтової пари продувають водяною парою. Вони надходять спочатку в колону 16. Після охолодження коксу до 400–405 °С потік парів подають через фільтр 12 і конденсатор-холодильник 13 у ємність 10.

Також за допомогою водяної пари охолоджують кокс до 200 °С. Після початкового охолодження парою в коксу камеру подається вода (приблизно 4 години). Пари, що утворюються, конденсуються у скрубєрі 11. Далі починають вивантаження коксового «пирога». Над камерами встановлені бурові вежі. Висота їх становить близько 40 м і використовуються для процесу видалення коксу з камер.

Вивантаження коксу (рис. 8.5) проводиться в декілька стадій. На першій стадії здійснюється гідравлічне буріння центрального стовбура (свердловини) у шарі коксу. Для цього в камеру через верхній люк опускають гідрорізак, переведений у положення «буріння» і за допомогою водяного насоса під тиском до 18 МПа подають воду. Три потужні струмені, що витікають із бурильних сопел, руйнують шар коксу, створюючи наскрізний канал діаметром від 0,6 м до 1,8 м. Після закінчення першої стадії гідрорізак виймають із камери, перемикають у положення «відбійка» і беруться до другої стадії вивантаження. У цьому режимі вода спливає горизонтально із двох бічних сопел гідрорізака, який перемищається камерою, повністю видаляючи кокс.

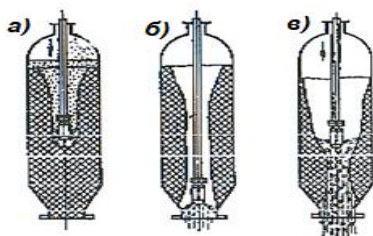


Рисунок 8.5 – Послідовність операцій під час вивантаження коксу:

- a* – висвердлювання шпари; *б* – утворення шпари;  
*в* – різання коксу

**Ректифікаційна колона** (рис. 8.6). Діаметр корпусу в широкій частині – 4,5 м, у вузькій – 2,6 м. Усередині колони є 37 тарілок.

Чотири каскадні тарілки, на яких первинна сировина контактує з парами, що виходять із коксових камер, розташовані у випарній частині апарата. Над верхньою каскадною тарілкою установлений розподільник для рівномірного розподілу первинної сировини. Передбачене введення сировини також під нижню каскадну тарілку. Над каскадними тарілками в широкій частині апарата розташовані 13 тарілок із

S-подібними елементами. З них нижні дев'ять тарілок дво-потокові, інші – чотирипотокові. У вузькій частині колони розташовано 20 прямоточних однопотокових клапанних тарілок.

**Печі.** На установках уповільненого коксування використовують радіантно-конвекційні трубчасті печі шатрового типу та: печі ГС для термічного оброблення вторинної сировини; печі ГН для нагрівання сировини й теплоносія.

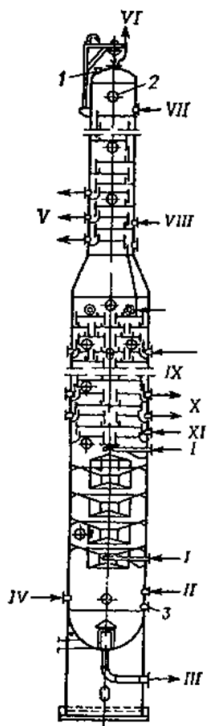


Рисунок 8.6 – Колона установки уповільненого коксування: I – штуцер для запобіжного клапана; 2 – люк; 3 – штуцер для регулятора рівня; I – сировина; II – пари з коксових камер; III – гострий струм; IV – пусковий газойль; V – легкий газойль; VI – пари; VII – зрошення; VIII – пари легкого газойлю; IX – верхнє циркуляційне зрошення; X – фракція важкого газойлю; XI – пари важкого газойлю



Вузькокамерні печі ГН і ГС мають відведення димового газу у верхній частині; ГС печі є вертикальними зі смолоскиповим спалюванням палива та однією радіаційною камерою; у ГН печах використовують об'ємно-настильний метод спалювання палив, вони мають дві камери радіації.

Конвенційні камери в печах цих типів розташовані над радіаційною камерою. У виробництвах уповільненого коксування використовують варіант цього типу печі – із дво потоковою конвекційною камерою, розділеною металеву перегородкою.

Основні недоліки УУК (установка уповільненого коксування):

1. Періодичність роботи реакторного блоку.
2. Трудомісткість операції вивантаження коксу.
3. Малий міжремонтний пробіг (6–12 місяців).
4. Закоксування змійовиків печей.

Одним із напрямів подолання цих недоліків є організація безперервного вивантаження коксу із зони реактора та безперервної роботи всієї установки.

На рисунку 8.7 подано приклад розташування коксових камер, колони ректифікації та технологічних печей на НПЗ.

Здебільшого перед безпосереднім використанням кокс проходить процедуру облагородження. Вона необхідна для видалення зі складу летких речовин і частини гетероатомів і навіть зниження питомого електричного опору.

Сам процес є прожарюванням під впливом високих температур. На різних стадіях відбувається нагрівання від 500 °С до 2800 °С. Конкретна процедура варіюється залежно від початкової якості та властивостей продукту, необхідних змін у його складі під впливом облагороджування. Прожарений нафтовий кокс має широку сферу застосування.

Існує декілька напрямів діяльності, у яких його використовують, проте переважна більшість споживання припадає на металургійну галузь.



Рисунок 8.7 – Розташування коксових камер, колони ректифікації та технологічних печей на сучасному НПЗ

На рисунку 8.8 показано деякі напрямки використання нафтового коксу.



Рисунок 8.8 – Способи використання продуктів коксування

Основним недоліком установки уповільненого коксування (УУК) є періодичність процесу, що значно ускладнює як саму технологію виробництва коксу, так і автоматизацію цього процесу. Указаний недолік було усунуто завдяки розробленню процесів безперервного коксування (БК). Технологі-



ного коксування (УБК). У таблиці 8.1 надано приклад основних температурних режимів установки (УБК).

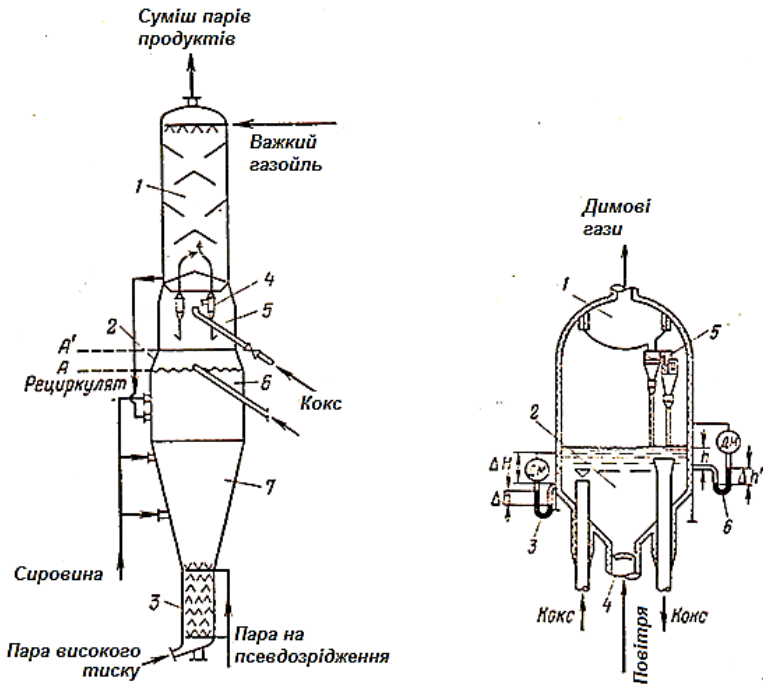


Рисунок 8.10 – Реактор і коксонагрівач установки безперервного коксування (УБК) зі скрубєром

У реакторі розташовано до 100 форсунок для подання сировини по периметру. Малий діаметр верхньої секції реактора потрібний, щоб збільшити швидкість парів, для зменшення вторинних реакцій розкладання, зменшення закоксування циклонів. Нижня кінцева частина реактора слугує для зменшення витрати водяної пари на псевдозрідження.

З нижньої секції реактора кокс відводиться за допомогою пневмоприводу. Як транспортувальний агент використовується пара. Кокс пневмотранспортом подається в коксонагрівач 5, його температура підвищується до 600–

650 °С (табл. 8.2). З нижньої частини коксонагрівача гарячий кокс підхоплює потік сировини і транспортує у верхню частину реактора. Частина коксу відводиться з установки у вигляді товарної продукції, а друга частина подається в газифікатор, де відділяються гази, які потім повертаються разом із повітрям, що також подається до газифікатора повітродувкою, до коксонагрівача.

Таблиця 8.2 – Основні температурні режими установки (УБК)

Установка	Температура, °С
Кокс-теплоносій	620–650
Реактор	510–520
Сировина в реактор	300–350
Коксонагрівач	600–650

З верхньої частини ректифікаційної колони відводиться суміш легких вуглеводневих фракцій, пари яких конденсуються в холодильнику. Частина конденсату подається у верхню частину ректифікаційної колони у вигляді флегмового потоку для її зрошення, а інша через сепаратор 10, де відділяються гази, подається на стабілізацію в наступну ректифікаційну колону (стабілізатор), з нижньої частини якої відводиться бензинова фракція. Боковим погоном із ректифікаційної колони через відпарну колону 12 відводиться легкий газойль, а з нижньої частини відводиться важкий газойль, частина якого може подаватися на рециркуляцію для повторного оброблення у верхню частину реактора.

Реакція проводиться в режимі *псевдозрідження*. Глибина крекінгу залежить від тривалості перебування коксу-теплоносія в реакційній зоні.

Отже, кокс не накопичується в коксовій камері (реакторі), а постійно рухається, циркулює в системі та відводиться за межі установки в міру його готовності. Обладнання працює безперервно.

## РОЗДІЛ 9 ТЕРМОКАТАЛІТИЧНІ ПРОЦЕСИ

### 9.1 Деякі різновиди термокаталітичних процесів

У нафтопереробній промисловості існує багато процесів, у яких використовується вплив високих температур і тисків на нафтову сировину та різні нафтопродукти з метою отримання нових вуглеводневих сполук або надання нових властивостей уже отриманим нафтопродуктам. Але спектр дії цих чинників обмежений низкою фізичних властивостей нафти та її продуктів.

Наприклад, підвищення температури може призвести до неконтрольованого поділу вуглеводневих молекул, утворення великої кількості легких вуглеводнів, що становлять газову фракцію. Для розширення контрольованого впливу на процеси термічного деструктивного перероблення нафти та нафтопродуктів, надання їм бажаних властивостей було розроблено низку процесів із додатковим використанням, крім впливу температури та тиску, різних каталізаторів. Такі процеси отримали назву термокаталітичних процесів. На рисунку 9.1 подано деякі основні види термокаталітичних процесів, що використовуються в сучасній нафто- та газопереробній промисловості.



Рисунок 9.1 – Термокаталітичні процеси

## 9.2 Каталітичний крекінг. Призначення і продукція каталітичного крекінгу

**Призначення.** Каталітичний крекінг (КК) – це процес деструктивного перетворення різних фракцій нафти на каталізаторах:

- у палива моторні;
- нафтохімічну сировину та сировину для алкілювання;
- сировину для виробництва технічного вуглецю й коксу.

**Сировиною для процесу каталітичного крекінгу** звичайно є така:

- прямогонний важкий газойль;
- легка фракція вакуумного переганяння.

Температура кипіння сировини для крекінгу повинна бути в межах 340–590 °С. Щоб процес почався, потрібне нагрівання; температура в реакторі під час крекінгу – близько 480 °С. Деякі різновиди сировини вказано на рисунку 9.2. Це легка сировина, що має легкі газові та газойлеві фракції з температурами кипіння до 350 °С і вакуумні газойлі з температурами кипіння в межах 350–500 °С. Також є важка дистилятна сировина, що має температури кипіння вуглеводневих фракцій до 590 °С та сировина вторинного походження з установок вторинного перероблення нафти з використанням термічних процесів. Ще одним видом сировини є залишкова сировина, що утворюється як залишок того чи іншого виду перероблення нафти. Наприклад, залишком атмосферного переганяння нафти є мазут.

**Основною сировиною** каталітичного крекінгу є вакуумні дистиляти різних нафт, що містять (за об'ємом) 5–10 % фракцій, які мають початок температур кипіння до 350 °С, та мають кінець температури кипіння – 500–540 °С.

Є важливі характеристики сировини, які мають великий вплив на характеристики процесу каталітичного

крекінгу. Це характеристичний чинник, фракційний склад, груповий вуглеводневий склад, зміст смол і асфальтенів, металів, сірчистих і азотистих сполук, коксівність.

Впливає також на результати крекінгу склад сировини щодо груп вуглеводневих сполук. У більшості вакуумних дистиллятів, використовуваних у промисловості, зміст парафінових вуглеводнів перебуває в межах 15–30 %, нафтових – 20–30 %, ароматичних – 15–60 %. Із сировини бажано видалити шкідливі домішки які, як подано на рисунку 9.3, знижують якість продуктів каталітичного крекінгу та негативно впливають на каталізатори цього процесу.



Рисунок 9.2 – Різновиди сировини каталітичного крекінгу

Такі небажані домішки трапляються в сировині для процесів каталітичного крекінгу, і відповідні речовини та вуглеводневі компоненти відносять до небажаних на підставі того, які шкідливі наслідки можуть виникнути в разі використання цих компонентів у процесах каталітичного крекінгу.

Деякі шкідливі домішки сприяють утворенню коксу на поверхні каталізаторів і зменшують активну площу поверхні каталізатора, що контактує із сировиною. Зменшення цієї поверхні призводить до зменшення активної дії ката-



лізатора та зменшення виходу продуктів і їхньої якості. Такими шкідливими компонентами є смоли, що покривають поверхню каталізатора, поліциклічні ароматичні вуглеводні.

Інша група небажаних шкідливих компонентів викликає оборотне або необоротне зниження і навіть повне припинення активної дії каталізатора. Ці речовини ще називають «каталітичною отрутою». Такими речовинами переважно є азотисті й сірчисті сполуки та важкі метали.



Рисунок 9.3 – Небажані сполуки в сировині каталітичного крекінгу

У таблиці 9.1 наведено приклад складових, що характеризують якість сировини для процесів каталітичного крекінгу для двох видів сировини – мазут і вакуумний газойль.

Залежно від переліку продукції, що випускається, від особливостей технологічних процесів, що використовують на тому чи іншому виробництві, верхні межі кипіння

вакуумного газойлю і, відповідно, і склад компонентів можуть бути різними.

Як бачимо (див. табл. 9.1), сировина за своїм складом відрізняється вмістом водню, вуглецю, сірки, азоту, смол, асфальтенів, металів. У деяких видах сировини вміст цих складових значний, а в деяких і зовсім відсутній. Загалом більш високі температури кипіння відповідають складу компонентів із більш важкими молекулами. А ці важкі молекули мають більшу вірогідність мати у своєму складі атоми металів.

Таблиця 9.1 – Характеристика сировини каталітичного крекінгу

Показник	Мазут	Вакуумний газойль		
		350–500 °С	350–540 °С	350–590 °С
Показники, $\rho_4^{20}$ г/см <sup>3</sup>	0,932	0,921	0,9242	0,9282
Вміст, % мас.:	–	–	12,57	12,02
Водню	–	–	85,20	85,78
Вуглецю	2,5	1,55	1,73	1,82
Сірки	0,25	0,13	0,15	0,18
Азоту	13,2	–	–	–
Смол	1,7	–	–	–
Асфальтенів	–	–	–	–
Вміст металів, г/т:	56	–	0,55	3,3
Ванадію	22	–	0,26	1,6
Нікелю	–	–	–	–

**Виходи продуктів крекінгу.** У таблиці 9.2 наведено типові виходи продуктів каталітичного крекінгу для різних видів сировини.

Вуглеводневий склад сировини також впливає на вихід продуктів крекінгу, як це подано на прикладі в таблиці 9.3, де подано вихід продуктів із парафінової, нафтової та ароматичної сировини.

Таблиця 9.2 – Типові виходи продуктів каталітичного крекінгу

<b>Сировина</b>	<b>Значення, % об.</b>
Важкий газойль	40,0
Легка фракція вакуумного переганяння	60,0
Рециркулювальний газойль	(10,0)
Усього	100, 0
<b>Продукти</b>	
Кокс	8,0
Гази	35,0
Крекінг-бензин	55,0
Легкий крекінг-газойль	12,0
Важкий крекінг-газойль	8,0
Рециркулювальний газойль	(10,0)
Усього	118, 0

Таблиця 9.3 – Вплив вуглеводневого складу сировини на вихід продуктів крекінгу

<b>Вихід продуктів крекінгу, % об.</b>	<b>Сировина</b>		
	<b>парафінова</b>	<b>нафтенова</b>	<b>ароматична</b>
Сухий газ ( $C_1 - C_2 + H_2$ )	2,6	33,2	3,4
Зріджений газ ( $C_3 - C_4$ )	34,5	27,5	24,3
Бензин ( $C_3 - 221\text{ }^\circ\text{C}$ )	73	70	54,2
Легкий газойль	5	10	20
Важкий газойль	2	5	10
Кокс	4,8	5,4	6,3

Такі властивості сировини, як вміст смол, асфальтів і коксівність, здебільшого визначають утворення додаткового коксу на катализаторі.

Зазвичай у сировині крекінгу обмежують вміст сірчаноокислотних смол на рівні 8–10 % (об.), коксівність – не більш ніж 0,3–0,5 % (мас.). З регенератором катализатора із запасом потужності за кількістю коксу, що випадає, використовують сировину з коксівністю до 2–3 %. На установках крекінгу мазуту є системи для відведення теплоти з регенератора. Допустима коксівність сировини тоді досягає 5 %.

Сірчисті й азотисті сполуки, метали, що містяться в сировині, дуже впливають на активність і селективність застосовуваних катализаторів. Майже у всіх випадках зростання кількості металів вище ніж 1–2 мг/кг сприяє погіршенню показників крекінгу. Для запобігання цьому використовують спеціальні катализатори. У цьому разі максимально допустимий вміст металів у сировині крекінгу – не більше ніж 10 мг/кг.

Якщо в сировині крекінгу є сірка, то це шкодить катализатору та вона переходить частково (до 40–60 %) у продукти й суттєво погіршує якість цих продуктів. Рахують щодо середнього розподілу сірки в продуктах (% розраховують на сірку в сировині крекінгу): сірководень 20–50 %, бензин 2–5 %, фракція 195 °С – к. к. 30–60 %, кокс 5–10 %.

На рисунку 9.4 схематично наведено взаємозв'язок із різними способами підготовки сировини каталітичного крекінгу залежно від використання гідрогенізаційних (з використанням водневого газу) процесів очищення сировини від небажаних компонентів і сполук.

**Продукція** каталітичного крекінгу має якісні показники, які змінюються залежно від технологічного режиму, складу сировини, характеристик катализатора тощо в досить широких межах.

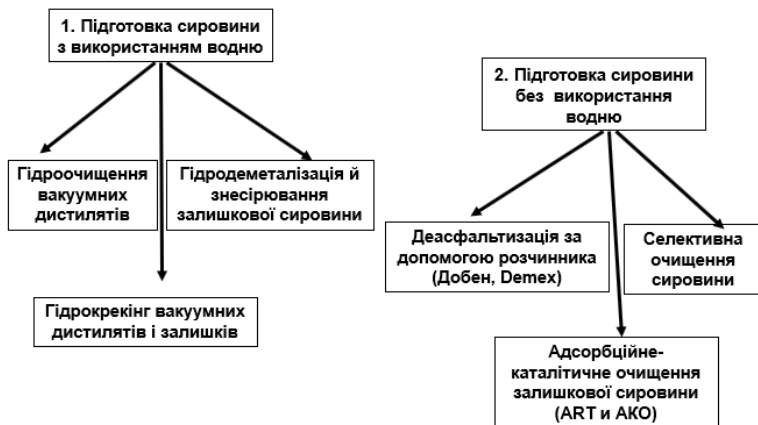


Рисунок 9.4 – Способи підготовки сировини для каталітичного крекінгу

**Вуглеводневий газ** крекінгу зазвичай містить:

- 10–25 % вуглеводнів C1–C2;
- 25–35 % вуглеводнів C3;
- 30–50 % бутанів;
- 10–20 % фракції C5.

Цей газ подається на газофракціонування. Після поділу сухий газ можливо використати:

- як газ паливний;
- фракції ППФ і ББФ (пропан-пропіленова й бутан-бутиленова фракції) як сировини для алкілування й нафтохімії;
- фракції C5 і вище вертаються до бензинової фракції як її складові.

Кількість пропілену в пропан-пропіленовій фракції може досягати 70–80 %, бутіленів у ББФ – 45–55 %, ізобутану в ББФ – 40–60 %. Зміст н-бутану в ББФ-крекінгу великий і є в межах 10–20 %.

**Бензинова фракція** на вітчизняних установках крекінгу отримують із к. к. 195 °С, на закордонних – 204 °С

і 220 °С. Застосовується як базовий компонент автомобільного бензину й у середньому має такі характеристики:

Щільність $\rho_4^{20}$	0,72–0,77	Вуглеводневий	
Вміст сірки, %	0,01–0,2	склад, %	
Октанове число		ароматичні	25–40
в чистому вигляді		неграничні	15–30
В. М (випробувальний метод)	87–95	нафтенові	2–10
М. М (моторний метод)	78–85	парафінові	5–60

Фракції з температурами кипіння вище ніж 195 °С розділяють на фракцію 195–350 °С і залишкову вище ніж 350 °С під час роботи в паливному варіанті. Існують варіанти поділу на фракції 195–270 °С; 270–420 °С і залишкову вище ніж 420 °С під час роботи в нафтохімічному варіанті. Фракція 195–270 °С використовується як флотоагент. А фракція 195–350 °С застосовується як компонент дизельних палив або сировини для одержання спеціальних палив, фракція 270–420 °С – як сировина у процесах виробництва технічного вуглецю, фракції вище ніж 350 °С і вище ніж 420 °С – як компонент казанового палива або як сировина у процесах виготовлення високоякісного коксу.

### 9.3 Каталізатори каталітичного крекінгу

Каталізатор – це речовина, яка прискорює або навіть викликає хімічну реакцію, але коли реакція закінчується, каталізатор залишається в незмінному вигляді – таким самим, яким був спочатку. Інакше кажучи, він не змінюється хімічно, але змушує інші речовини реагувати одна з одною.

На рисунку 9.5 схематично зображено основні етапи розвитку та вдосконалення каталізаторів.

**Каталізатор** буває зазвичай одного із **двох типів**. Це каталізатори у вигляді кульок або мікросфер. Діаметр кульок звичайно 0,3 см чи 0,6 см. Мікросфери набагато

менше. Сьогодні кульки вже використовують мало. Мікросфери мають дві незвичайні властивості. Порошок каталізатора поводить ся як рідина, якщо посудину з ним нахилити або струшувати. Тому процес із такими каталізаторами називають «крекінгом із псевдозрідженим каталізатором».

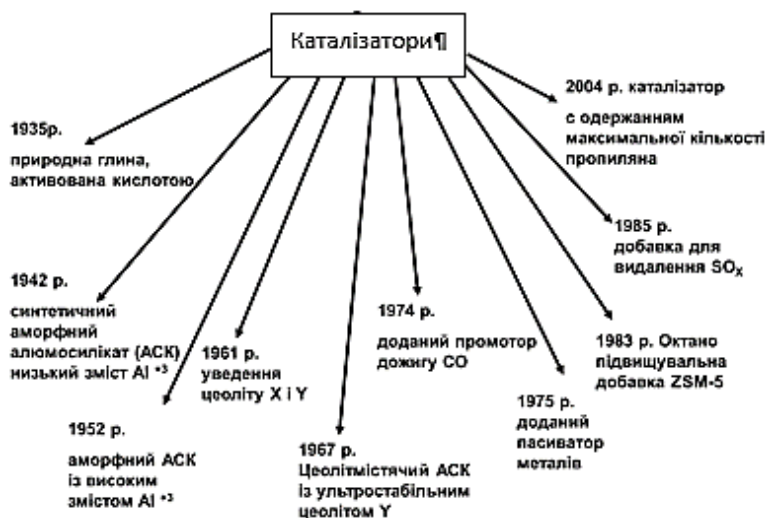


Рисунок 9.5 – Каталізатори, основні етапи розвитку

Сучасні каталізатори крекінгу складаються: із 10–25 % цеоліту V у рідкісноземельній або декатіонованій формі, що розподілений у 75–90 % аморфного алюмосилікату і сформований у вигляді мікросфер із середнім розміром кульок діаметром 3–4 мм або часток 60–65 мкм.

Каталізатор містить активний компонент, яким є цеоліт. Також до складу каталізатора входить аморфна матриця. Вона потрібна для забезпечення оптимальної межі активності цеоліту, пористої структури, що забезпечує дифузію суміші в реакторі під час крекінгу і регенерації, відводить тепло від цеоліту. Матриця також забезпечує розміри й міцність часток і форму каталізатора. Найбільш високу акти-

вність і стабільність мають цеоліти форми V у рідкісноземельній обмінній формі. Вони застосовуються здебільшого поміж інших видів промислових цеолітів, що містять каталізатори крекінгу.

Розроблено спеціальні модифікації каталізаторів і промоторів, що дозволяють здійснювати в регенераторі окиснення оксиду вуглецю в діоксид, уловлювання оксидів сірки з димових газів регенерації й подальше їхнє відновлення в сірководень у зоні крекінгу, підвищувати на 3–4 пункти октанове число (в. м.). У каталізаторів останніх модифікацій різко виросла здатність зберігати каталітичні властивості під час осадження більших кількостей металів із сировини. Так, на звичайних промислових цеолітвмістних каталізаторах за сумарного вмісту нікелю і ванадію 0,5 % конверсія сировини знижується більш ніж удвічі, різко погіршується селективність крекінгу, підвищується вихід коксу, сухого газу й водню. На спеціально приготовлених цеолітвмістних каталізаторах за цих самих умов конверсія сировини практично не знижується, селективність змінюється незначно.

Кращі мікросферичні каталізатори характеризуються такими властивостями:

Вміст, %		Мікроактивність	
оксиду алюмінію	35–40	за ASTM:	
оксидів		Міцність	
рідкісноземельних		на зношування, %	75–80
елементів	2–4	Гранулометричний	
оксиду натрію	0,3–0,4	склад, %	> 94–96
Насипна густина,		фракція до 20 мкм,	< 2–3
г/см <sup>3</sup>	0,8–0,9	40 мкм	15–25
Стабільна		100 мкм	> 97–98
активність, %	55–60		



На рисунку 9.6 подано основний склад каталізаторів каталітичного крекінгу.



Рисунок 9.6 – Каталізатори крекінгу

У таблиці 9.4 подано порівняльні показники найвідоміших і вживаних у промисловості каталізаторів каталітичного крекінгу.

Таблиця 9.4 – Порівняльні показники деяких каталізаторів

Показник	Brilliant, Grace	LS-60P Engelhard	Cobra-44 Albemarle
Вихід бензину, % мас.	52–53	52–53	52–53
ВОЧ (випробувальне октанове число)	90,5	92,0	91,5
МОЧ (моторне октанове число)	79,5	81,0	80,5
Вихід коксу, % мас.	4,6–4,8	4,2–4,5	4,4–4,5
Витрата каталізатора, кг/т сировини	0,35	0,25–0,3	0,4
Хімічний склад, % мас.			
Оксид натрію	0,2–0,25	0,2–0,25	0,3–0,35
Оксид алюмінію	48	46	45
Оксиди РЗЕ	2,2	1,8	1,8
Вміст цеоліту, % мас.	22	22	22
Насипна густина, кг/м <sup>3</sup>	780	920	760

### **Властивості каталізаторів:**

1) в оборотних реакціях каталізатори прискорюють досягнення рівноваги, але не заміщують її;

2) прискорювальна дія каталізаторів значно відрізняється за ефективністю й механізмом впливу від різних параметрів процесу. Сутність прискорювальної дії каталізаторів полягає у зниженні енергії активації хімічної реакції внаслідок зміни реакційного шляху за участю каталізатора або внаслідок здійснення реакції за ланцюговим механізмом під час дії каталізатора;

3) каталізатор характеризується активністю. Як захід активності застосовують різницю швидкостей хімічних реакцій за наявності каталізатора  $V_K$  і без каталізатора  $V$  з урахуванням частки об'єму реакційного простору  $\varphi_K$ , що займає каталізатор, і недоступного для реагуючих речовин:  $\alpha_i = V_K - V(1 - \varphi_K)$ ;

4) каталізатори мають селективні властивості. Під селективністю (вибірковістю) каталізатора йдеться про здатність прискорювати тільки одну окрему реакцію з переліку можливих. Селективність каталізатора можна визначити за таким рівнянням:  $J_K = G_{Ц.П} / (G_{Ц.П} + G_{П.Р})$ , де  $G_{Ц.П}$ ,  $G_{П.Р}$  – кількість вихідної речовини, яка, відповідно, перетворилася на цільовий продукт, що й вступив у побічні реакції;

5) важлива властивість каталізатора – його здатність протидіяти отруєнню. Під отруєнням каталізатора йдеться про зниження або повне придушення його активності за наявності деяких речовин, причому часто в малих кількостях. Такі речовини були названі *каталітичними отрутами*;

6) промотування й модифікування каталізаторів. Каталізатори можуть змінювати свою активність під дією різних речовин. Речовини, які каталітично неактивні, але підвищують активність каталізатора, називають *промоторами*, а саме явище – промотуванням. Якщо за малих додавань речовини в каталізатор активність каталізатора зрос-

тає, досягаючи максимуму, а потім зменшується, то таку речовину називають *модифікатором*, а явище – модифікуванням.

#### **9.4 Роль каталізаторів у термокаталітичних процесах**

У попередніх розділах обговорювали деякі аспекти хімізму процесу крекінгу, а також хімію нафти загалом. Розглянемо як приклад технологічний процес крекінгу у крекінг-установці, де сировиною є прямогонні фракції важкого газойлю, які нагрівають за підвищеного тиску в контакті з каталізатором, що сприяє протіканню процесу.

Для реалізації процесу каталітичного крекінгу потрібні температури 450–550 °С, тиск 0,1–0,3 МПа і наявність каталізатора. У таких умовах відбувається велика кількість реакцій. Визначальними та тими, що впливають на результати процесу найбільше, є такі: реакції розриву вуглець-вуглецевих зв'язків, перерозподілу водню, ізомеризації, ароматизації, полімеризації, конденсації, розриву й перегрупування вуглеводневих кілець і коксоутворення.

Пояснити сутність реакцій каталітичного крекінгу найбільш можливо в межах карбкатіонової теорії, згідно з якою активними проміжними частками є карбкатіони. Останні утворюються за умови гетеролітичного розривання зв'язків у молекулі вуглеводню під впливом каталізатора або в разі приєднання до вуглеводню електрондефіцитних кислотних груп каталізатора.

Реакційна здатність вуглеводнів стосовно розриву зв'язку С-С убуває в такій послідовності: аліфатичні й циклоолефінові (ароматичні з числом атомів вуглецю в алкільній групі більше ніж 3) → нафтоєнові й ізопарафінові → нафтен-ароматичні → н-парафінові → поліметилбензоли → моноалкілбензоли (з числом атомів вуглецю 8 і менше аcriлових кілець).

Більш точного опису кінетики каталітичного крекінгу нафтових фракцій можна досягти в разі використання рівнянь, що враховують дезактивацію каталізатора у процесі реакції.

**Швидкість крекінгу** й вихід продуктів суттєво змінюються залежно від якості сировини, властивостей каталізатора й повноти його регенерації, технологічного режиму, конструктивних особливостей реакційних апаратів.

Процес розроблено так, щоб особливо сприяти протіканню крекінгу. *Завдання полягає в тому, щоб перетворити важкі фракції в бензин.* В ідеалі температури кипіння продуктів крекінгу повинні бути в інтервалі, відповідному до бензину, але технологія не буває ідеальною. Під час роботи установки відбувається кілька процесів. Коли більші молекули розриваються на частини, то водню виявляється недостатньо, щоб наситити всі молекули, і тому деяка частина вуглецю переходить у кокс, який майже цілком складається з атомів вуглецю, зліплених разом. Під час розривання великих молекул виходить повний набір дрібних – від метану й вище. Оскільки водню недостатньо, багато з молекул, що утворюються, виявляються олефінами. Якщо деякі молекули в сировині складаються з декількох ароматичних або нафтових циклів, з'єднаних разом, вони розвалюються на менші ароматичні або нафтові молекули й олефіни. І, нарешті, молекули, що складаються із декількох ароматичних або нафтових циклів і довгих бічних ланцюгів, зазвичай, втрачають бічні ланцюги. Отримані внаслідок цього молекули, хоча й містять менше атомів вуглецю, але виявляються більш важкими, тобто мають більш високу відносну густину. Крім того, і температури кипіння зазвичай також вище. Ці молекули утворюють продукт, який важче, ніж вихідна сировина. Отже, продуктами крекінгу є повний набір вуглеводнів – від метану до залишку і, крім того, кокс.

**Сучасні вимоги** до каталізаторів крекінгу вакуумного газойлю такі:

1. Висока активність (вихід бензину до 56 % мас., октанове число до 94 ВОЧ і 84 МОЧ, легкого газойлю до 24 % мас. за умови конверсії сировини до 70 %).

2. Висока термopарова стабільність за температури регенерації 680–730 °С.

3. Стійкість до отруєння металами в сировині (за рівня відкладання металів до 5000 ррт).

4. Висока механічна міцність, насипна густина, низька витрата каталізатора – 0,1–0,5 кг/т.

5. Здатність зв'язувати  $\text{SO}_x$  і  $\text{NO}_x$ .

### 9.5 Обладнання процесу каталітичного крекінгу

Установка каталітичного крекінгу загалом складається із трьох основних секцій:

- реакторної;
- регенераторної;
- ректифікаційної.

**Реактор.** Це основна частина установки каталітичного крекінгу (рис. 9.7). Сировина спочатку надходить до нагрівача, потім до неї вводиться каталізатор, і ця суміш надходить у вертикальну трубу, що має назву райзера. Ця труба веде в нижню ємність, що називається реактором. До часу надходження сировини в реактор реакції вже йдуть у райзері. Сировина, що надходить у реактор, перебуває в реакторі всього кілька секунд. З огляду на те, що багато реакцій вже відбулося в райзері, призначенням реактора також є відділення вуглеводнів від каталізатора. Це роблять за допомогою відцентрових пристроїв, де використовується дія відцентрових масових сил.

Кожна мікросфера (або кулька) каталізатора завдяки наявності пор має величезну площу поверхні. Оскільки активність каталізатора визначається величиною цієї пло-

щі, що контактує із сировиною, то велика площа поверхні є для каталізатора важливою характеристикою.

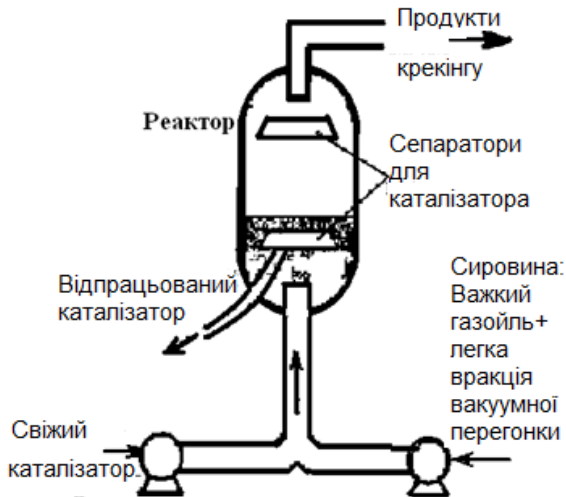
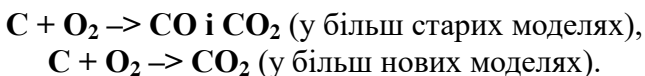


Рисунок 9.7 – Реакторний блок каталітичного крекінгу

**Регенератор.** Частина вуглеводнів під час крекінгу перетворюється в кокс. Кокс відкладається на поверхні каталізатора. Унаслідок цього поверхня каталізатора покривається відкладенням, що викликає зниження активності каталізатора. Є термін «відпрацьований» каталізатор. Активність каталізатора відновлюють за допомогою видалення цих вуглецевих відкладень із поверхні каталізатора. Для цього відпрацьований каталізатор подають у ємність, яка називається «регенератор» (рис. 9.8). У регенераторі відпрацьований каталізатор змішують із повітрям, яке нагрівають приблизно до 600 °C (1100 °F). Це створює умови для протікання такої хімічної реакції:



Відбувається процес окиснення. Вуглець з'єднується з киснем. Виникає діоксид вуглецю  $\text{CO}_2$  та монооксид вуглецю. Унаслідок реакції виникає велика кількість тепла. Гарячий потік  $\text{CO}$  і  $\text{CO}_2$  звичайно використовують у процесах нагрівання сировини в теплообмінниках. Раніше в більш старих моделях потік  $\text{CO}/\text{CO}_2$  відправляли в піч для доокиснювання  $\text{CO}$  до  $\text{CO}_2$ , перш ніж  $\text{CO}_2$  нарешті подається на викид в атмосферу.

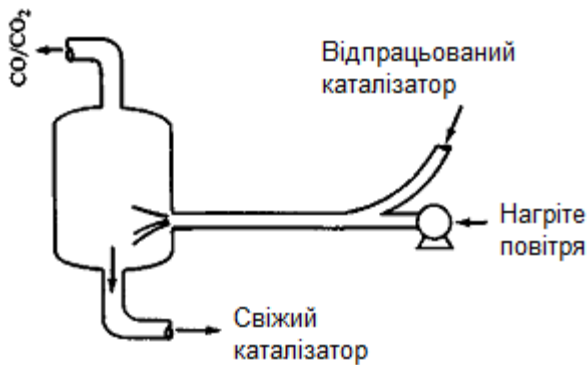


Рисунок. 9.8 – Регенерація каталізатора

Каталізатор, який відновлено, виходить із низу корпусу регенератора. Цей каталізатор знову змішують із сировиною, отриману суміш знову подають до реактора. У сучасному виробництві каталізатор безперервно перебуває в русі. Він циркулює між реактором і регенератором.

**Ректифікаційна колона крекінгу.** Унаслідок крекінгу в реакторі отримують вуглеводневу суміш. Для поділу на окремі фракції ця суміш подається в ректифікаційну колону (рис. 9.9). У ректифікаційній колоні отримують такі вуглеводневі фракції: кубовий залишок, який називається рециркулювальним газойлем, важкий крекінг-газойль, легкий крекінг-газойль, крекінг-бензин, вуглеводневі гази ( $\text{C}_4$  і більш легкі, тобто  $\text{C}_4$ ). Рециркулювальний газойль пере-

важно змішують зі свіжою сировиною. Отриману суміш знову подають у процес крекінгу. За великої кількості циклів рециркуляції цей газойль майже повністю переробляють у продукти каталітичного крекінгу.

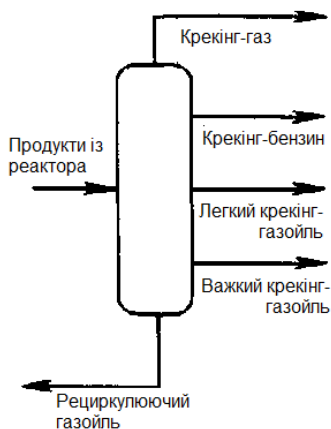


Рисунок 9.9 – Фракціонування в ректифікаційній колоні

Важкий крекінг-газойль використовують як сировину для термічного крекінгу та додають до мазуту як компонент залишкового палива. Легкий газойль є гарним компонентом дизельного й дистильного палива. Бензин процесу каталітичного крекінгу використовують як компонент автомобільного бензину. Межа між бензиною фракцією і фракцією легкого газойлю не є чітко фіксованою. Переміщення цієї межі дозволяє регулювати співвідношення між бензином і дистилатом залежно від пори року. Коли настає зимовий опалювальний сезон, багато нафтопереробних заводів переходять у режим отримання максимальної кількості дистилату. У цьому разі змінюють температуру кипіння для крекінг-бензину, щоб більша кількість продукту потрапила у фракцію легкого газойлю. Улітку для переходу на режим випуску збільшеної кількості крекінг-бензину межу між фракціями зрушують у протилежному напрямку.



Фракції, що виходять із ректифікаційної колони крекінгу з верхньої частини, відрізняються за складом від легких фракцій, що виходять із ректифікаційних колон під час перероблення сирової нафти. Утворюються олефіни. У зв'язку з цим вуглеводневі гази крекінгу, крім метану, етану, пропану і бутану, містять також водень, етилен, пропилен і бутилени. Через ці додаткові компоненти крекінг-газ подають на поділ до установки ГФУ крекінг-газу. Отже, є відмінність складу крекінг-газу від газу, що отримують під час поділу за допомогою ректифікації сирової нафти. У газі, що воникає в процесі перероблення сирової нафти, є тільки насичені сполуки. Ці гази подають на установку ГФУ насичених газів. Пропілени і бутілени, ізобутан з установки каталітичного крекінгу є гарною сировиною для процесів алкілування, у яких такі вуглеводні перетворюються на компоненти компаундинованого бензину.

Усі вузли обладнання процесу каталітичного крекінгу з'єднані в загальну систему (рис. 9.10). У схемі є два потоки циркулювальних продуктів. Один потік із каталізатором, що виходить із зони реакції, надходить до регенератора і знову повертається до реактора. Другий потік важких вуглеводнів із ректифікаційної колони (рециркулювальний газойль) змішують із сировиною, що йде на перероблення, тому деякі компоненти постійно циркулюють у системі.

З урахуванням того, що важкі вуглеводневі компоненти перетворюються на легкі вуглеводні, що мають більший об'єм, отримують важливий результат, а саме збільшення загального об'єму продуктів. Насправді сума об'ємів продуктів, які виходять із установки, становить 118 % від об'єму сировини, що надходить на крекінг. Це визначається співвідношенням щільностей продуктів і сировини. Вимір виходу у вагових, а не в об'ємних відсотках, демонструє, що сумарна кількість продуктів виявляється рівною 100 %.

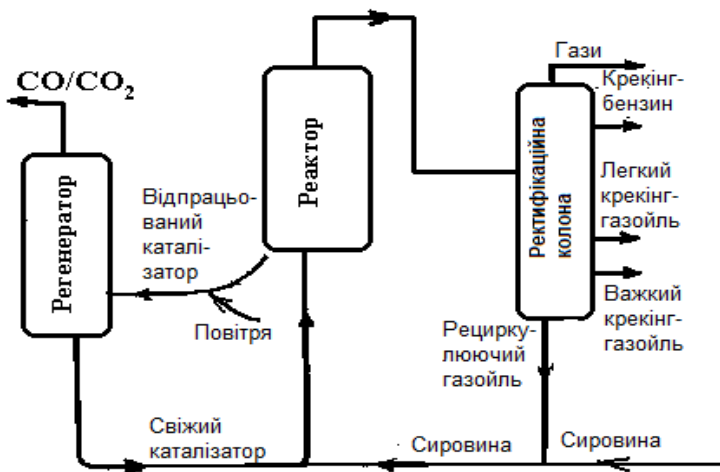


Рисунок 9.10 – Установа каталітичного крекінгу

Зважаючи на те, що під час реалізації продуктів споживачеві нафтопродукти продають за об'ємом, а не за вагою, їхня кількість зазвичай виражається в одиницях об'єму. Оскільки під час крекінгу відбуваються зміни із щільністю, виходи продуктів значно збільшуються.

## 9.6 Параметри процесу каталітичного крекінгу

Зазвичай установа каталітичного крекінгу працює, поки не досягає межі своїх можливостей щодо випалювання коксу. Вихід продуктів з установки крекінгу залежить від різних чинників (рис. 9.11):

- температури в реакторі;
- якості сировини;
- швидкості подання сировини;
- швидкості циркуляції;
- часу доби;
- зовнішньої температури.



Рисунок 9.11 – Основні чинники процесу каталітичного крекінгу

**Якість сировини.** Процес каталітичного крекінгу, по своїй суті, досить складний, тому що на нього впливає велика кількість різних чинників. Але експериментальні та промислові дані, що накопичувалися у процесах досліджень, можливо використати для прогнозування властивостей очікуваної продукції, зважаючи на конкретні характеристики того чи іншого виду сировини. Такими характеристиками сировини є кількість нафтенів, ароматики та парафінів.

**Температура в реакторі.** З підвищенням температури пришвидшується та стає більш інтенсивною реакція крекінгу. З іншого боку, це призводить до збільшення кількості газів, що отримують. Зі свого боку, такий перерозподіл між фракціями продуктів призводить до зменшення виходу легкого газойлю та бензину. На підставі аналізу цих обставин та з економічних міркувань вибирають оптимальне значення температури в реакторі.

### ***Швидкості надходження сировини й циркуляції.***

Кількість сировини та швидкість її подання регламентується балансом із кількістю залишку, що потім подають на поділ на фракції чи відводять з установки разом із фракцією важкого газойлю. Тому швидкість циркуляції та подання сировини треба узгоджувати з балансами по інших потоках.

***Час доби та температура повітря.*** Свіже повітря з навколишнього простору постійно подається у блок регенерації каталізатора.

Зниження температури зовнішнього повітря призводить до збільшення його густини, а на підставі того, що кількість повітря в об'ємному численні є постійною величиною, кількість повітря у ваговому обчисленні стає більшою. Тому зі зниженням температури навколишнього повітря його кількість стає більшою, ніж кількість теплого повітря, яке подається. А зі збільшенням кисню, що несе із собою повітря, коксу з поверхні каталізатора випаляється більше. Чим свіжіший каталізатор, тим ефективніша реакція. Унаслідок цього реакції стають більш ефективними, що сприяє збільшенню кількості бензинової фракції, яка виходить з установки.

Отже, уночі, коли повітря має низьку температуру, виходи продуктів збільшуються. І, навпаки, удень, коли температура повітря збільшується, виходи продуктів з установки зменшуються. Цей ефект стосується пори року.

Але це негативне явище, тому що, навпаки, улітку, коли температура повітря збільшується, а кількість легких продуктів зменшується, потреба в бензиновій фракції зростає.

На рисунку 9.12 подано, як поєднання апаратного обладнання виглядає в комплексі.



Рисунок 9.12 – Технологічна схема нафтоперероблення з установкою КК

З погляду технології установку каталітичного крекінгу можна умовно зобразити на загальній технологічній схемі нафтопереробного заводу як якийсь блок із вхідною сировиною й вихідними продуктами. Щодо цього моменту розглянуто питання ректифікації сирової нафти, вакуумного переганяння й каталітичного крекінгу.

## РОЗДІЛ 10 КАТАЛІТИЧНИЙ КРЕКІНГ У ПРОМИСЛОВОСТІ

### 10.1 Класифікація промислових установок каталітичного крекінгу

У сучасних промислових виробництвах процес каталітичного крекінгу відбувається в системах із каталізатором, що безупинно циркулює, який послідовно проходить через зони каталітичного крекінгу сировини, десорбції адсорбованих вуглеводнів, окисної регенерації. На рисунку 10.1 подано один із варіантів класифікації установок каталітичного крекінгу вакуумного газойлю, що є сировиною таких процесів, тому що газойль – це фракція нафти. Вона є сировиною каталітичного крекінгу. Це суміш вуглеводнів різної будови ( $C_{12}$ – $C_{35}$ ). У газойлі містяться домішки, такі як сполуки азоту, сірки та кисню. Межі википання цієї фракції – 200–500 °С, молекулярна маса – 50–500 г/моль.

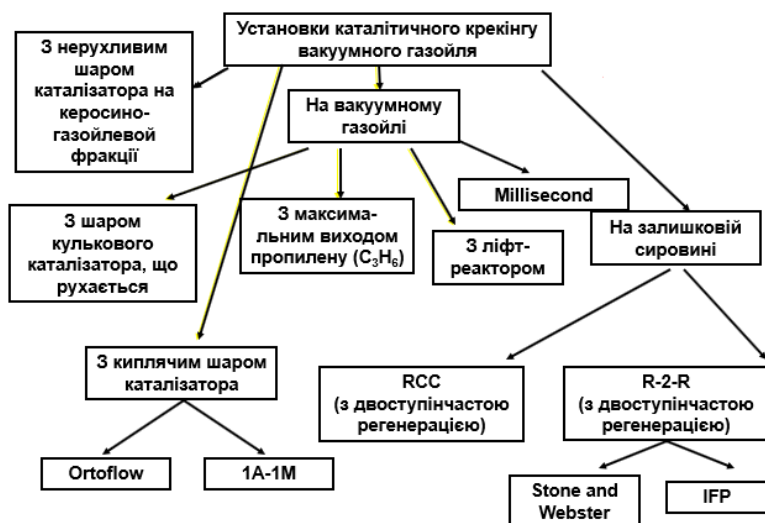


Рисунок 10.1 – Класифікація промислових установок каталітичного крекінгу



в реакторі. У регенератор подають повітря, яке потрібне для випалювання коксу з поверхні каталізатора, а отримані внаслідок горіння димові гази подають у котел утилізатор для корисного використання теплової енергії, яку мають димові гази, у промислових технологічних процесах.

У різних країнах діють різновиди установок каталітичного крекінгу. Значного поширення набули установки 43-102 і 43-102PPC із циркулювальним кульковим каталізатором, установки 1A/1M, ГК-3, 43-103 і Г-43-107 із циркулювальним мікросферичним каталізатором та установки крекінгу типу MSCC (мілісекундний каталітичний крекінг). Установки першого типу сьогодні практично не будують. Основного розвитку у промисловості в перспективі набудуть комбінована установка каталітичного крекінгу на базі установки Г-43-107 і її модифікації.

**Реакторно-регенераторний блок** із циркулювальним мікросферичним каталізатором, що подано на рисунку 10.3, має численні варіанти конструктивного оформлення. Основні з них такі:

1) паралельне різновисотне розташування реактора й регенератора з напірним транспортом каталізатора (установки 1A/1M і Г-43-107);

2) паралельне рівновисотне розташування реактора й регенератора із транспортом каталізатора в U-подібних каталізаторопроводах за принципом сполучених посудин (установка 43-103);

3) співвісне розташування реактора й регенератора з напірним транспортом каталізатора (установки ГК-3).

Реактор сучасної конструкції являє собою прямооточний ліфт-реактор постійного або змінного перетину, що закінчується відбійними пластинами, розділовими циклонами, зоною форсованого киплячого шару (або ж зона киплячого шару, секціонована горизонтальними непрвальними ґратами).



На рисунку 10.4 подано види організації руху основних потоків і каталізатора між реактором та регенератором. Можливі такі комбінації: з киплячим (псевдозрідженим) шаром каталізатора; з ліфт-реактором; з ліфт-реактором і двоступінчастим регенератором.

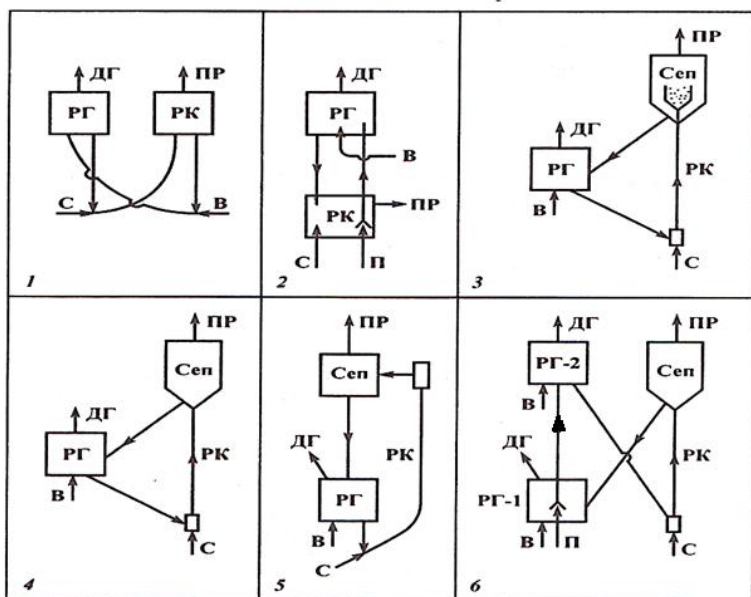


Рисунок 10.3 – Варіанти схем реакторно-регенераторних блоків різних систем каталітичного крекінгу:

1 – модель III; 2 – модель V; 3 – модель Г-43-107;

4 – модель «УОР» (Г-43-107А); 5 – система

фірми «Келлог»; 6 – система фірми «Тотал». РК – реактор;

РГ – регенератор; Сеп. – сепаратор; С – сировина;

ПР – продукти реакції; ДГ – димові гази; В – повітря;

П – водяна пара

Примітка: жирними лініями вказаний рух каталізатора.

На рисунку 10.5 подано варіанти виконання реактно-регенераторного блоку установки каталітичного крекінгу з шаром шарикового каталізатора, що рухається, у таких країнах, як США.

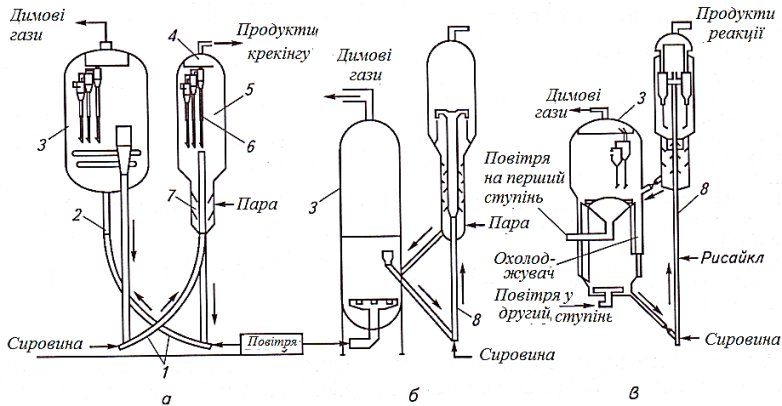


Рисунок 10.4 – Каталітичний крекінг:

- а) з киплячим (псевдозрідженим) шаром каталізатора;
  - б) з ліфт-реактором;
  - в) з ліфт-реактором і двоступінчастим регенератором.
- 1 – пневмотранспорт; 2 – циліндрична камера; 3 – регенератор; 4 – сепараційна камера; 5 – реактор із кінцевим киплячим шаром; 6 – циклон; 7 – десорбер; 8 – ліфт-реактор

На рисунку 10.6 подано технологічну схему каталітичного крекінгу з шаром кулькового (шарикового) каталізатора, що рухається. Основні параметри технологічного режиму такого каталітичного крекінгу наведено в таблиці 10.1.

Установка каталітичного крекінгу з щільним шаром шарикового каталізатора, що циркулює, має два основних апарати: реактор для безперервного каталітичного крекування сировини і регенератор для безперервного видалення коксу з поверхні каталізатора.

Каталізатор у вигляді куль діаметром 3–5 мм пересипається з бункера-сепаратора пневмопідйомника в бункер реактора і рівномірно проходить щільним шаром реакційну зону, зону відділення продуктів крекінгу і зону відпарювання. Після цього каталізатор виводиться з реактора, надходить у завантажувальний пристрій пневмопідйомника і по стояку піднімається димовими газами в бункер-сепаратор.

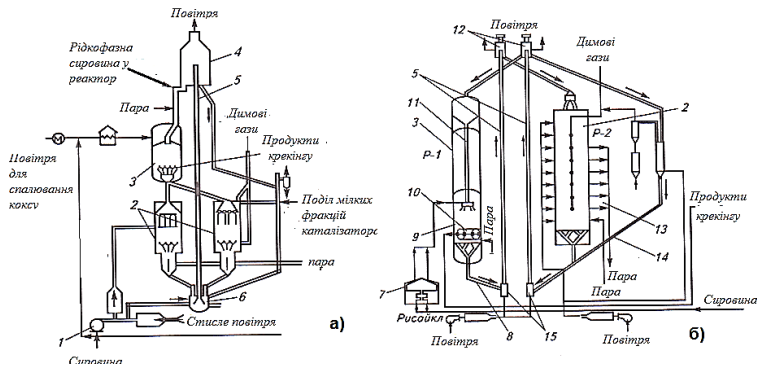


Рисунок 10.5 – Реакторно-регенераторний блок каталітичного крекінгу з шаром кулькового каталізатора, що рухається:

- а)* установка ТСС (США); *б)* установка 43-102;  
 1 – повітряний компресор; 2 – регенератор; 3 – реактор;  
 4 – зрівняльний сепаратор; 5 – пневмотранспорт;  
 6 – ємність пневмотранспорту; 7 – нагрівальна піч; 8 – напірний стояк; 9 – зона крекінгу; 10 – секція відпарювання;  
 11 – розподільний пристрій; 12 – бункер; 13 – змійовик;  
 14 – трубопровід; 15 – дозатор

Димові гази відокремлюються і викидаються в атмосферу, а каталізатор пересипається в бункер регенератора, каталізатор проходить через секції регенератора.

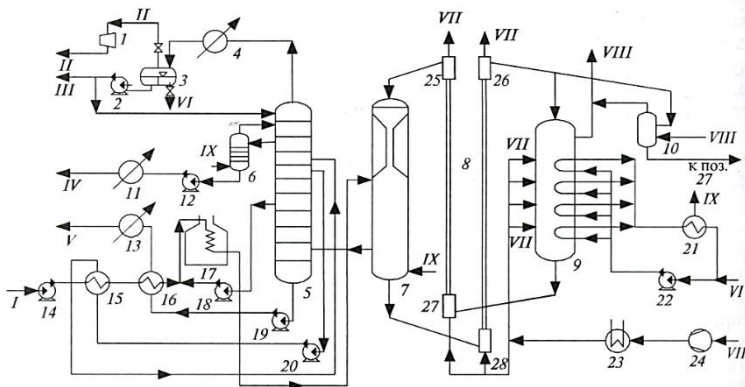


Рисунок 10.6 – Технологічна схема каталітичного крекінгу з шаром кулькового каталізатора, що рухається:  
 1 – компресор; 2, 12, 14, 18–20, 22 – насоси; 3 – ємність;  
 10 – циклонний сепаратор; 4, 11, 13 – холодильники;  
 5, 6 – колони; 7 – реактор; 8 – пневмопідійомник;  
 9 – регенератор; 15, 16 – теплообмінники; 17 – печі; 21 – парозбірник; 23 – підігрівник повітря; 24 – повітродувка;  
 25, 26 – бункери-сепаратори; 27, 28 – дозатори пневмотранспорту. I – сировина; II – газ; III – бензин;  
 IV – фракція 195–350 °С; V – фракція вище ніж 350 °С;  
 VI – вода; VII – повітря; VIII – димові гази; IX – водяна пара

У кожен секцію подається повітря випалювання коксу. Секції регенератора забезпечені змійовиками для відведення теплоти регенерації завдяки утворенню водяної пари. Регенований каталізатор зсипається в завантажувальний пристрій пневмопідійомника і піднімається каталізатором у бункер-сепаратор. Каталізаторна крихта відвіюється в сепараторі. Повітря в регенератор і димовий газ, що транспортується, у пневмопідійомник подаються за допомогою повітродувок і печей під тиском.

Пара, що отримується в регенераторі, надходить у парозбірник, а далі витрачається на потреби установки.

Таблиця 10.1 – Параметри каталітичного крекінгу (рис. 10.6)

Параметр	Значення
Температура крекінгу, °С	475–485
Температура нагрівання сировини, °С	320–350
Швидкість подання сировини, ч <sup>-1</sup>	10–12
Кратність циркуляції	5,0–5,5
Тиск у реакторі, атм.	0,60–0,68
Температура регенерації, °С	610–620
Тиск у регенераторі, атм.	0,08–0,10
Зміст залишкового коксу на каталізаторі, % (мас.)	0,20–0,25

Сировину подає насос через теплообмінник у піч, де нагрівається до температури реакції і випаровується. Пари сировини надходять у реакційну зону реактора, де контактують із каталізатором, переміщуючись зверху донизу. Пари продуктів крекінгу та водяні пари, що подаються в реактор для відпарювання каталізатора, виводяться з реактора через спеціальний пристрій і подаються в нижню частину колони ректифікації. Зверху колони йдуть пари бензину, водяні пари та жирний газ. Ця суміш після конденсації та охолодження в конденсаторі-холодильнику поділяється в сепараторі на бензин, воду та жирний газ. Газ за допомогою компресора виводиться на обладнання газофракціонування, бензин частково подається насосом на зрошення колони ректифікації, балансова кількість бензину подається на установку стабілізації. Легкий газойль (фракція 195–350 °С) надходить із колони ректифікації у відпарну колону, де відпарюється водяною парою, після чого через холодильник виводиться з установки. Важкий газойль (фракція вище

ніж 350 °С) відкачується з низу колони ректифікації насосом і після охолодження в теплообміннику і холодильнику також виводиться з установки.

Розглянемо принцип роботи двох основних секцій в установці, де відбувається каталітичний крекінг, на спрощеній технологічній схемі секції крекінгу й ректифікації установки Г-43-107, що подано на рисунку 10.7.

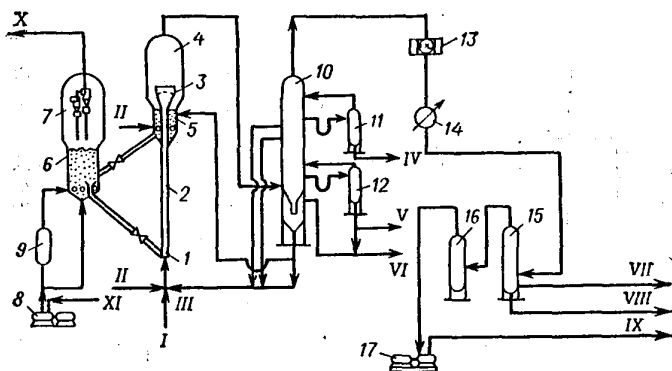


Рисунок 10.7 – Секція каталітичного крекінгу й ректифікації установки Г-43-107:

- 1 – вузол змішування; 2 – прямоточний ліфт-реактор;
- 3 – зона форсованого киплячого шару; 4 і 5 – відстійна й відпарна реакторна зона; 6 – регенераторна секція; 7 – зона відстою в регенераторі; 8 – компресор повітряний;
- 9 – топлення під тиском; 10 – ректифікаційна колона крекінг-продуктів; 11 і 12 – колони відпарні; 13 і 14 – холодильники повітряний і водяний; 15 – сепаратор газовий; 16 – акумулятор; 17 – відцентровий компресор.
- I – сировинний потік із секції гідроочищення; II – пари;
- III – потік рециркуляції; IV – фракція 195–270 °С;
- V – фракція 270–420 °С; VI – фракція > 420 °С;
- VII і IX – бензин нестабільний і газ жирний на абсорбцію й газофракціонування; VIII – конденсат водяний;
- X – гази димові на утилізацію; XI – свіже повітря

Сировина попередньо проходить гідроочищення, нагрівається в рекуперативному теплообміннику та в печі і змішується з рециркуляційним потоком, водяними парами. Далі ця суміш подається до вузла змішування 1 у прямоточний ліфт-реактор 2.

У ліфт-реакторі суміш контактує з нагрітим до високої температури цеолітвмісним каталізатором, що попередньо був регенований. У таких умовах сировина випаровується і її крекінг починається вже у прямоточному ліфт-реакторі. У самому реакторі сировинна суміш із каталізатором надходить у зону киплячого шару 3. У цій зоні формується якість продукції. Суміш каталізатора та газів надходить у реакторі у відстійну зону 4, у якій каталізатор відділяється від парів нафтопродуктів. У парі залишається невелика кількість каталізатора, тому цей потік подається на двоступінчасті внутрішні циклони і, відділившись від пилу, каталізатор надходить у колону ректифікаційну 10 для подальшого поділу на фракції.

У реакторі поверхня каталізатора покривається коксом, потрапляє у відстійну зону. З цієї зони реактора через циклон подається до десорбера 5. З нього похилим трубопроводом каталізатор надходить у регенератор 6 у зону киплячого шару. Тут кокс випалюється практично до повного окиснення CO в CO<sub>2</sub>. Далі каталізатор, який регеновано, похилим трубопроводом надходить до вузла змішування у прямоточний ліфт-реактор. На регенерацію каталізатора за допомогою повітродувки подають свіже повітря, яке додатково нагрівається в топленні під тиском 9. Утворені під час спалювання коксу димові гази спочатку надходять до зони відстою в регенераторі 7, а потім через внутрішні циклони надходять у вузол утилізації тепла 4.

Ректифікаційна колона розділяє продукти крекінгу (каталізатор) на задані фракції. Режим роботи колони регулюють за допомогою коригування температури. Для відведення теплоти, що є надлишковою, використовують циркуляційне зрошення. У нижній (відмивально-сепараційній) частині пари й рідкі продукти відмивають від залишкового пилу каталізатора та частково конденсують фракції, що мають температури кипіння вище ніж 420 °С. Важкі фракції каталізатора разом із відстояним каталізаторним пилом подаються на змішування з потоком сировини або через розпилувальні форсунки до верхньої частини десорберу.

З відстійної зони, з верхньої частини колони відбирають фракцію з температурами кипіння вище ніж 420 °С. Після охолодження цю фракцію виводять з установки. Через декілька бічних потоків і колони відпарювання 11 і 12 відводяться фракції 195–270° і 270–420 °С. З верхньої частини колони ректифікації суміш парів, бензину, жирного газу та парів води, що утворилася в конденсаторі-холодильнику 13, через водяний холодильник 14 і надходить у газовий сепаратор 15. У газосепараторі суміш розділяється на водний конденсат, жирний газ і бензин. Через акумулятор 16 жирний газ подають на вхід компресорів 17. Далі його піддають компримуванню й охолодженню та подають до секції 3. Бензин, що ще є нестабільним, із газового сепаратора 15 надходить також до секції 3. Водяний конденсат очищають від азотистих і сірчистих вуглеводнів та відводять з установки.

Існують також конструктивні рішення, де реакторний блок і блок регенерації об'єднані в одну секцію та містяться в одному корпусі. Приклад такого конструктивного рішення втілено в установці каталітичного крекінгу типу «Ортофлоу», що подано на рисунку 10.8.



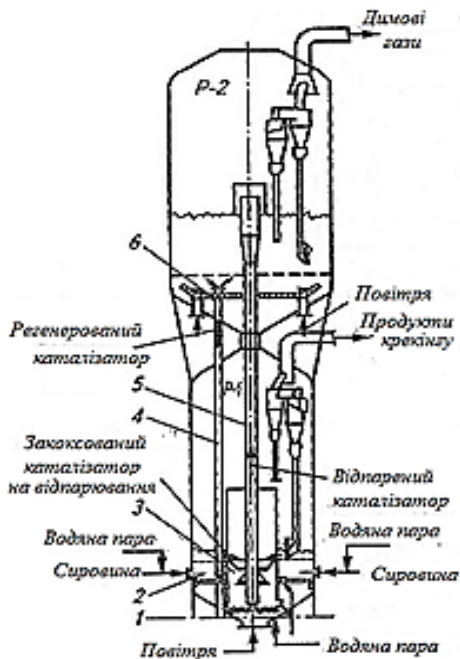


Рисунок 10.8 – Схема реакторно-регенераторного блоку секції каталітичного крекінгу типу «Ortoflow»:

*P-1* – реактор; *P-2* – регенератор; 1 – сировинні форсунки; 2 – сировинні розподільники; 3 – повітряний розподільник; 4 – десорбер; 5 – напірний стояк; 6 – транспортна лінія

Основні параметри технологічного режиму такої лінії каталітичного крекінгу наведено в таблиці 10.2.

На рисунку 10.9 наведено схему лінії каталітичного крекінгу (на прикладі установки 43-102) з шаром каталізатора, що рухається.

Сировина нагрівається в печі 2 до температури 350–380 °С і подається в реактор 8. Туди ж із бункера-накопичувача через 12 напірний стояк 13 надходить регенований каталізатор із температурою 500–520 °С. Каталізатор рівномірно розподіляється по всьому перерізу реактора за допомогою спеціального розподільного пристрою. Час ко-

нтакту сировини з каталізатором у реакторі – близько 20 хв. Пароподібні продукти з реактора надходять у колону ректифікації 3. У реакторі 8 підтримується надлишковий тиск 0,125 МПа.

Таблиця 10.2 – Технологічний режим каталітичного крекінгу «Ortoflow»

Параметр	Значення
Температура крекінгу, °С	465–475
Температура нагрівання сировини, °С	90–110
Масова швидкість подання сировини, ч <sup>-1</sup>	2–3
Кратність циркуляції	4,5–5,0
Тиск у реакторі, атм.	0,95–1,05
Температура регенерації, °С	660–680
Тиск у регенераторі, атм.	0,35–0,40
Вміст залишкового коксу на каталізаторі, % (мас.)	< 0,1

На блоці фракціонування в колоні 3 зверху виділяють жирний газ і нестабільний бензин, а через відпарну колону – легкий газойль. Знизу колони 3 виводять важкий газойль. Газ надалі подається на газофракційну установку (ГФУ), де з нього виділяють пропан-пропіленову (ППФ) та бутан-бутиленову (ББФ) фракції.

Вниз реактора 8 для видалення з парів каталізатора адсорбованих газоподібних і рідких продуктів реакції крекінгу подають водяну пару. Після відпарювання за допомогою спеціальних воронок каталізатор збирається в один потік і надходить у дозатор 9.

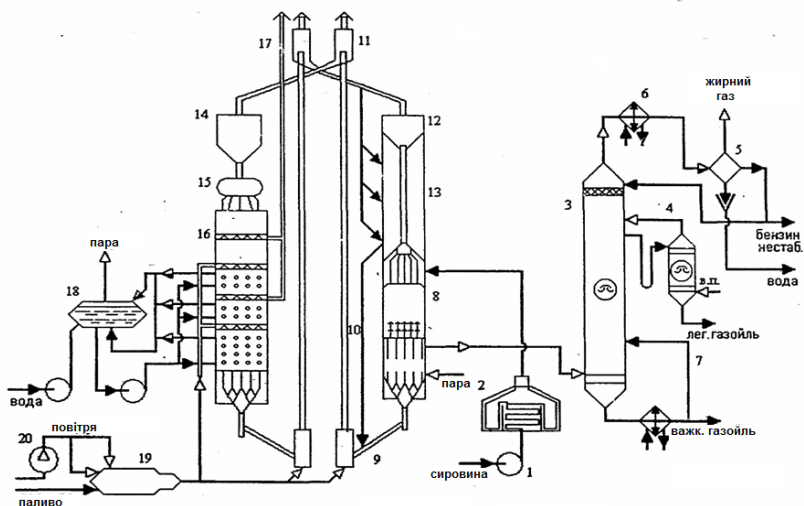


Рисунок 10.9 – Схема каталітичного крекінгу установки з шаром каталізатора, що рухається:

- 1 – насос сировинний; 2 – піч; 3 – колона ректифікаційна;
- 4 – відпарна колона; 5 – сепаратор;
- 6 – холодильник-конденсатор; 7 – випарник; 8 – реактор;
- 9 – дозатори каталізатора; 10 – стояк; 11 – циклон;
- 12 – бункер-накопичувач; 13 – напірний стояк;
- 14 – бункер-накопичувач; 15 – розподільник каталізатора;
- 16 – регенератор; 17 – димохід; 18 – сепаратор пари від конденсату;
- 19 – підігрівач повітря (топка); 20 – компресор

Транспорт каталізатора по стояку 10 здійснюється гарячими газами, що утворюються в топці 19 (температура димових газів – 480 °С).

У циклоні 11 каталізатор відокремлюється від димових газів і надходить у бункер-накопичувач 14. З нього через розподільник 15 каталізатор надходить у регенератор 16 – це апарат квадратного перерізу, розділений на

8 зон. У кожен зону подається повітря і з кожної зони виводяться димові гази.

Починаючи з третьої зони в регенератор вбудовані змійовики, які подають гарячий конденсат, унаслідок чого знімається надлишкове тепло реакцій окиснення коксу. Суміш пари і конденсату із змійовиків надходить у барабан-сепаратор 18, де відбувається відділення пари від конденсату. Тиск у барабані – 1,2–1,6 МПа.

Отриману водяну пару використовують на установці або подають у загальну заводську мережу.

Після регенератора каталізатор надходить у дозатор 9 і через циклон 11 транспортується в бункер-накопичувач 12, з якого через напірний стояк 13 каталізатор знову надходить у реактор.

За умови використання як сировини вакуумного газойлю отримують: газу – 12–16 %, нестабільного бензину – 25–30 %, легкого газойлю – 40–45 %, важкого газойлю – 20–25 %, коксу – 3–5 %. На рисунку 10.10 як приклад подано основні конструктивні складові реактора установки (Г-43-102) каталітичного крекінгу вакуумного газойлю та в таблицях 10.3 та 10.4 наведено приклад технологічних показників обладнання такої установки та зразок матеріального балансу.

Таблиця 10.3 – Деякі показники технологічного режиму каталітичного крекінгу установки Г-43-102

<b>Температура, °С</b>	<b>Значення</b>
Сировини	350–420
У реакторі	450–490
У регенераторі	590–650
<b>Тиск, МПа</b>	
У реакторі	0,07
У регенераторі	0,02
Кратність циркуляції каталізатора, т/т сировини	1,8–2,5
Час контакту каталізатора із сировиною, с	1200

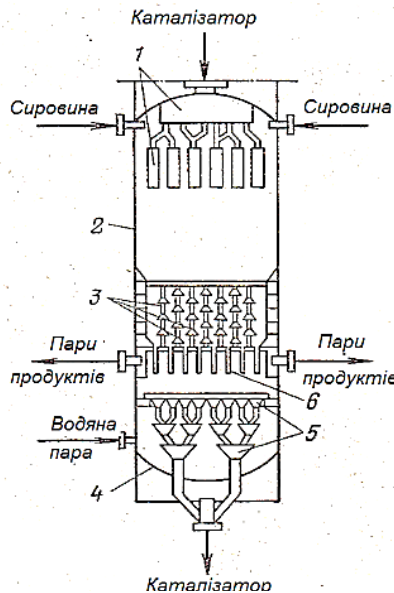


Рисунок 10.10 – Основні конструктивні складові реактора установки (Г-43-102) каталітичного крекінгу вакуумного газойлю:

- 1 – верхній розподільник каталізатора; 2 – корпус;  
 3 – патрубки для відведення парів (гірлянди); 4 – днище;  
 5 – нижній розподільник каталізатора; 6 – переточні труби

Таблиця 10.4 – Зразок матеріального балансу процесу каталітичного крекінгу 43-102

Продукт	Значення, % мас.
Газ	12–16
Бензин	25–30
Легкий газойль	40–45
Важкий газойль	20–25
Кокс	3–5

Нижче в таблиці 10.5 наведено порівняльні дані за технологічного режиму роботи установок каталітичного крекінгу з мікросферичним і кульковим каталізаторами.

Таблиця 10.5 – Порівняльні показники мікросферичного та кулькового каталізаторів

Температура, °С	Г-43-107	43-102
	Що містить цеоліт	
	мікросферичний	кульковий
Сировини	80–380	250–380
У реакторі	500–530	450–490
У регенераторі	630–670	590–650
<b>Тиск, МПа</b>		
У реакторі	0,2–0,3	0,07–0,08
У регенераторі	0,24–0,34	0,01–0,03
Кратність циркуляції каталізатора		
т/т сировини	4–7	1,8–2,5
Коефіцієнт рециркуляції	1,0–1,2	1,0–1,2
Час контакту каталізатора із сировиною, с	4–6	1200–2400
Вміст коксу на каталізаторі, %		
вихід із реактора	0,8–1,0	1,5–3,0
вихід із регенератора	0,05–0,10	0, 10–0,60
Витрата пари, % на сировину	0,8–1,2	1–2
у сировину	2,5–3,5	2,5–3,5

*Технологічний режим і показники крекінгу.* Сучасні знання про процес каталітичного крекінгу дозволяють за допомогою спрямованого добору технологічного режиму забезпечити для заданої якості сировини й каталізатора максимальне утворення цільових продуктів за мінімуму побічних.

### 10.3 Потужність установок каталітичного крекінгу

Робочі виробництва каталітичного крекінгу із циркуляційним кульковим каталізатором мають проєктну потужність 250 тис. т на рік по сировині, фактична потужність досягає 350 тис. т на рік.

Є проекти їхньої реконструкції з підвищенням потужності до 640 тис. т на рік. Закордонні установки з кульковим катализатором мають потужність по сировині 100–1300 тис. т на рік.

Потужність установок із циркуляційним мікросферичним катализатором суттєво вище: від 3750 тис. т на рік до 1200 тис. т на рік. Розроблені проекти збільшення потужності установок із застосуванням цеолітвмісного катализатора мають потужність до 1000–1200 тис. т на рік.

Сучасна установка каталітичного крекінгу з попереднім гідроочищенням має потужність 2000 тис. т на рік по сировині гідроочищення. Розроблена й реалізована в промисловості аналогічна установка потужністю 1500 тис. т на рік по сировині гідроочищення.

За кордоном потужність установок каталітичного крекінгу із циркуляційним мікросферичним катализатором становить 500–3000 тис. т на рік по сировині. Створені й діють також кілька установок із каталітичного крекінгу мазуту на мікросферичному цеолітвмісному катализаторі потужністю 800–2500 тис. т на рік по сировині.

Матеріальний баланс каталітичного крекінгу за оптимального технологічного режиму визначено багатьма чинниками: якістю сировини, властивостями катализатора, типом установки, конструктивним оформленням реакційних апаратів тощо.

У таблиці 10.6 наведено баланси установок каталітичного крекінгу різного типу.

За встановленого режиму на певному виді сировини необхідно контролювати й утримувати постійними цілу низку технологічних параметрів: витрата сировини на установку, температуру в реакторі і на виході сировини з печі, ступінь закоксованості катализатора та ін.

Таблиця 10.6 – Матеріальні баланси установок каталітичного крекінгу (каталізатор, що містить цеоліт)

Продукт	Вихід продуктів, % мас., на установках			
	43-102	1А/1М і ГК-3	Г-43-107	закордонних
Сухий газ	1,5–2,0	3,4–3,6	2,9–3,1	4,5–5,0
ППФ	2,0–3,5	4,5–5,5	5,0–6,0	6–8
ББФ	4,5–6,0	8–10	10–12	12–14
Бензин C <sub>5</sub> – 195 °С *	35–38	38–40	46–48	48–50
Легкий газойль (195–350 °С)	23–27	20–25	18–23	12–18
Важкий газойль (> 350 °С)	20–24	14–16	8–10	8–10
Кокс	2,5–3,5	4–6	3,5–4,5	4–6

\* Для закордонних установок фракція C<sub>5</sub> – 221 °С.

Важливе значення має контроль рівня каталізатора в бункерах реактора, регенератора та пневмотранспорту, заснованого на вимірюванні постійної діелектричної каталізатора.

#### 10.4 Процес каталітичного крекінгу з мілісекундним (ультракоротким) часом контакту

У наступній таблиці 10.7 наведено видаткові показники на 1 т сировини установок із каталізатором, що містить цеоліт.

Як приклад можна навести також більш сучасне розроблення процесу каталітичного крекінгу із мілісекундним (ультракоротким) часом контакту MSCC (рис. 10.11).

Процес Millisecond Catalytic Cracking (MSCC) компанії UOP проводять в умовах конверсії сировини за ультракороткого часу контакту, що дозволяє збільшити вихід бензинової фракції та значно знизити ступінь закоксування каталізатора.



Таблиця 10.7 – Видаткові показники установок із каталізатором, що містить цеоліт

Показник	Установка			
	43-102 *	1А/1М і ГК-3 *	Г-43-107	закордонні
Пара водяна, ГДж	0,28–0,32	0,4–0,5	0,5–0,75 **	0,28–0,60 **
Електроенергія, квт-год	18–22	50–60	90–95	29–44
Паливо, кг	30–40	20–30	18–22	20–25
Вода, оборотна, м	10–12	14–17	4–5	0,95–1,43
Каталізатор, кг	2,0–2,2	1,6–2,2	0,4–0,6	0,3–0,5

\* Наведені середні дані.

\*\* Потреба покривається завдяки власному виробітку. Надлишок пари в кількості 0,3–0,6 ГДж/т сировини видається за межі установки.

Як сировину застосовують вакуумний газойль, який характеризується щільністю (за умови 15 °С) 913–916 кг/м<sup>3</sup> і коксуванням 1,2 % мас.

Продуктами такого каталітичного крекінгу є легкі гази С<sub>1</sub>–С<sub>2</sub>, пропан-бутанова фракція, бензинова фракція, легкий газойль, важкий газойль, кокс.

Основна відмінність процесу MSCC від традиційних установок із ліфт-реактором полягає в тому, що контакт каталізатора та сировини відбувається в напрямку зверху донизу (рис. 10.11). Водночас найлегша сировина вступає в контакт із каталізатором у газоподібному стані, важка частина – у дрібнодисперсному стані.

Частина сировини, що не прореагувала, піддається додатковій конверсії в реакторі (стрипінг-камері) у киплячому шарі каталізатора.



## РОЗДІЛ 11 КАТАЛІТИЧНИЙ РИФОРМІНГ

### 11.1 Каталітичний риформінг, призначення, теоретичні основи

**Призначення.** Каталітичний риформінг використовують (рис. 11.1) для покращання детонаційної стійкості бензинів і додаткового одержання вуглеводнів ароматичного ряду, таких як ксилоли, толуол, бензол.



Рисунок 11.1 – Призначення та особливості процесу каталітичного риформінгу

У процесі риформінгу отримують важливий побічний продукт. Це вуглеводневий газ, який широко застосовують у процесах гідроочищення нафтових дистилатів і гідрокрекінгу.

Існують варіанти технологічного процесу каталітичного риформінгу залежно від отримання бажаних нафтопродуктів. Як подано на рисунку 11.2, є різні варіанти ви-

користання риформінгу з метою виробництва високооктанового бензину (варіант I) і додаткової кількості ароматизованих вуглеводнів (варіант II).

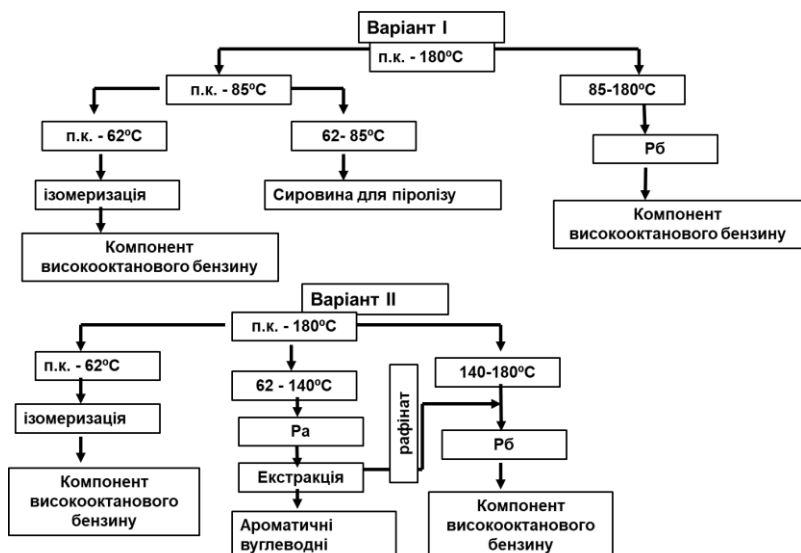


Рисунок 11.2 – Варіанти використання риформінгу з метою виробництва високооктанового бензину (I варіант) і ароматичних вуглеводнів (II варіант):

*Ra* – риформінг для одержання ароматичних вуглеводнів;  
*Rб* – риформінг для одержання компонента високооктанового бензину; *n. к.* – температура початку кипіння фракції

**Теоретичні основи.** Процес каталітичного риформінгу проводять під тиском водню, що містить у собі три основні типи реакцій, яких зазнають вуглеводні:

- ароматизація;
- ізомеризація;
- гідравлічний крекінг.

Значущу роль відіграють реакції, що сприяють утворенню ароматичних вуглеводнів:

- дегідрування, дегідрування й ізомеризація нафтових вуглеводнів;
- дегідроциклізація та ізомеризація парафінових вуглеводнів.

Як подано в таблиці 11.1, реакції, що відбуваються в реакторах каталітичного риформінгу, призводять до зміни вуглеводневого складу бензинів, значного підвищення кількості ароматичних сполук, що в кінцевому підсумку сприяє поліпшенню його якості та підвищенню октанового числа (ОЧ).

Таблиця 11.1 – Типова зміна групового хімічного складу бензину під час риформінгу (% об.)

Вуглеводні	Сировина	Продукти
Парафінові	50	35
Нафтові	40	10
Ароматичні	10	55

Можна виокремити важливі реакції риформінгу, які призводять до утворення ароматичних вуглеводнів із нафтенів і парафінів та відбуваються із поглинанням тепла. Тепловий ефект процесу – негативний. Його величину визначено вмістом нафтових вуглеводнів у сировині, що становить 250–630 кДж/кг.

Існує кілька способів приведення вуглеводневої сировини до контакту з каталізатором. Ми розглянемо варіант, який називається процесом із нерухливим шаром каталізатора. У цьому разі вуглеводневі сполуки просочуються крізь шар каталізатора, що є нерухомим у реакторі.

У секції гідрочиснення сировина, крім очищення, ще піддається й осушуванню, потім змішується із водневим газом, що циркулює. У теплообміннику 3 і печі 4 очи-

щена сировина нагрівається і надходить у реактор першого щабля. Кількість печей (секцій у багатокамерній печі) у блоку риформінгу відповідає кількості (три-чотири) адіабатних реакторів. Це потрібно для нагрівання продуктів реакції між ступеннями.

Продукти, що виходять із кінцевого реактора, охолоджуються до 20–40 °С і після сепарації водневмісного газу він надходить до циркуляційного компресора 2. Надлишкова частина цього газу подається до блоку попереднього гідроочищення бензинової фракції та надходить в інші технологічні процеси. Суміш каталізатора з вуглеводневими газами, що розчинені в ньому, стабілізують у колоні 9 (секція складається з 1–4 колон ректифікаційних). У секції цих колон продукти піддаються розділенню на зріднений і сухий вуглеводневий газ і каталізатор із заданими властивостями. Установки також містять устаткування для промотування каталізатора хлором у циклах реакції й регенерації і для регулювання вологості в системі риформінгу.

Для найбільш ефективного протікання кожної з реакцій потрібні різні умови роботи установки, тобто різні тиски, температури й тривалості перебування сировини в реакторі.

Тому використовують три послідовні реактори (рис. 11.3), і кожний із них виконує свою роботу. Тиск у реакторах – 4–35 атм., а температура – 480–520 °С. Реактори зазвичай мають характерну сферичну форму. На рисунку 11.3 наведено технологічну схему риформінгу зі стаціонарним каталізатором.

Сировину стискають до певного тиску, нагрівають і подають у перший реактор, де вона просочується крізь шар каталізатора й виходить із нижньої частини реактора. Ця процедура повторюється ще двічі у двох наступних реакторах. Потім продукт пропускають через холодильник, де більша його частина скраплюється. Скраплення потрібно для того, щоб відокремити багатий воднем газ і спрямувати його на рециркуляцію.

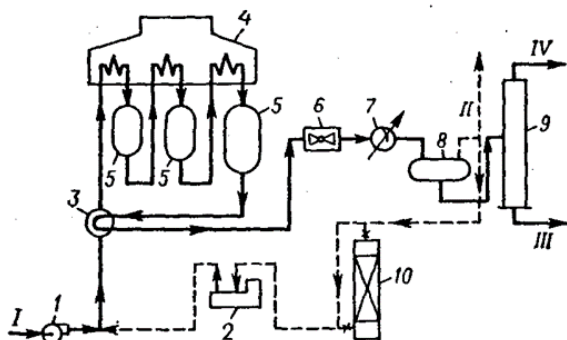


Рисунок 11.3 – Риформінг із нерухомим шаром каталізатора:  
 1 – сировинний насос; 2 – компресор водневого газу;  
 3 – рекуперативний теплообмінник; 4 – піч багатоканерна;  
 5 – реактори риформінгу; 6 – холодильник повітряний;  
 7 – холодильник водяний; 8 – газосепаратор; 9 – колона стабілізаційна; 10 – адсорбер сушіння циркуляційного газу;  
 I – сировина; II – водневий газ; III – стабільний каталізат;  
 IV – вуглеводневий газ

*Водень* є важливим побічним продуктом каталітичного риформінгу. Більшість із хімічних реакцій супроводжується виділенням водню, тому що в ароматичних вуглеводнях його менше, ніж у парафінах або нафтенах. Але водень одразу ж і споживається. Його потрібно підмішувати до сировини, щоб у реакторах постійно зберігалася його висока концентрація. У цьому разі атоми вуглецю не осаджуються на каталізаторі. Замість цього вуглець реагує з воднем з утворенням вуглеводневих газів. Потік водню частково подається на установку газофракціонування, а частково вертається в процес. Рідкий продукт із нижньої частини сепаратора подається на поділ у колону стабілізації, яка є нічим іншим, як дебутанізатором (бутановою колоною). Нижня фракція, риформат (або каталізат) відділяється в цій колоні від вуглеводневих газів (до бутану), які піднімаються нагору й подаються на ГФУ насиченого газу.

*Сполуки сірки* перетворюються в процесі риформінгу в сірководневі сполуки, уповільнюють процеси дегідрування, що відбуваються на платиновій складовій каталізатора та реакції гідрування. За малих дозувань і відносно нетривалого впливу в часі таке отруєння сіркою є оборотним. За довгого впливу сполук сірки на каталізатор відбувається його закоксування. У цьому разі відновлення активності каталізатора відбувається з використанням окисної регенерації. (Дозоване оброблення платиноренієвих і платиноіридієвих каталізаторів сірчистими сполуками є необхідним у пусковий період устаткування риформінгу для того, щоб зменшити реакції гідрогенолізу).

*Сполуки азоту* в умовах процесу риформінгу переходять в аміак, знижують кислотну дію каталізатора. Це призводить до зниження швидкостей реакції ізомеризації, дегідроциклізації парафінів, гідрокрекінгу й дегідроізомеризації нафтенів ряду циклопентану. Кінцевим результатом отруєння каталізаторів сполуками азоту є зменшення виходу ароматичних вуглеводнів і їхньої концентрації, що призводить до зменшення октанового числа бензинів процесу риформінгу. Таке отруєння азотистими сполуками оборотне.

*Сполуки хлору*, вода або кисневі сполуки (спирти) – використовують для того, щоб регулювати в каталізаторі кислотну функцію. За надмірного нерегульованого подання зазначених сполук може порушитися баланс металевої й кислотної функції каталізатора. Вода і хлор у таких умовах – це каталітичні отрути. Подання сполук хлору у великих кількостях призводить до появи реакцій гідрокрекінгу й утворення коксу на поверхні каталізатора. Вода своєю дією на каталізатор знижує його кислотну функцію, що призводить до зниження швидкості реакції ароматизації та допомагає видалити хлор із каталізатора.

*Металорганічні сполуки* міді, свинцю, миш'яку, які потрапляють із сировиною, гідруються до металів, що від-



кладаються на поверхню каталізатора та є отрутою його металевих центрів. Це призводить до придушення реакцій дегідрування й гідрування і до закоксовування каталізатора. Таке отруєння металами є необоротним, каталізатор треба замінювати.

Оксид вуглецю є сильною *каталітичною отрутою* для платинових каталізаторів. У технологічних газах, використовуваних у період запускання установки (азот, водень), не повинні міститися оксид і діоксид вуглецю.

**Сировина і продукція.** Основними показниками, які визначають якість і можливість піддавати сировину риформінгу, є фракційний склад і наявність у ньому домішок, які впливають на каталізатор і викликають його дезактивацію.

Кращою сировиною риформінгу, унаслідок того, що основною реакцією є дегідрування нафтенів, бажано використовувати бензинові фракції. З бензинових фракцій вихід риформату більший, тому що ці фракції багаті нафтенами на 3,5–5 %, а інколи на 10–12 % більше, ніж із сировини парафіністої, якщо навіть в обох випадках каталізат, що отримують, має однакове октанове число.

У разі, коли риформінгу піддають бензинові фракції з парафіністої нафти, переважають реакції дегідроциклізації алканів і гідрокрекінгу. Це дає можливість із парафіністої сировини, що має низьке октанове число, отримати каталізати, з яких можливе виробництво низькооктанового автобензину в суміші з іншими компонентами.

Небажаною є наявність у сировині риформінгу ненасичених сполук, тому що в цьому разі водень циркуляційного водневмісного газу нераціонально витрачається на гідрування ненасичених вуглеводнів. Тому для каталітичного риформінгу використовують бензинові фракції прямогінного походження. Бензинові фракції вторинного походження по-

дають на риформінг тільки в суміші з прямогінною сировиною після попереднього глибокого гідроочищення.

Фракційний склад сировини каталітичного риформінгу визначається цільовим призначенням процесу. Якщо метою каталітичного риформінгу є отримання каталізаторів для високооктанових бензинів, оптимальними у вигляді сировини є фракції, що википають у межах 85–180 °С. Не бажано застосовувати сировину з температурою початку кипіння нижче ніж 85 °С. Після цього отримують підвищене газоутворення внаслідок гідрокрекінгу. Не відбувається збільшення ароматизації сировини, тому що вуглеводневі компоненти  $C_6$  піддаються процесу ароматизації важко. Також використання цієї сировини призводить до неефективного навантаження установок непотрібними фракціями.

Основною сировиною установок каталітичного риформінгу є прямогінні бензинові фракції, що містять парафінові, нафтеніві й ароматичні вуглеводні  $C_6$ – $C_{10}$ . У сировину риформінгу можуть утягуватися: бензини вторинних процесів коксування й термічного крекінгу; бензини-відгони з установок гідроочищення дизельних палив і гасу, дизельних палив; бензини гідрокрекінгу й каталітичного крекінгу. Як перспективну сировину можуть використовувати бензини гідрогенізації сланців і вугілля, бензини, одержувані із синтез-газу. Для виробництва компонентів бензину з високим октановим числом використовують суміш вуглеводневих компонентів, що википають у межах 85–180 °С. У виробництвах ароматичних вуглеводнів  $C_6$ – $C_8$  як сировину використовують фракції з температурами кипіння в межах від 65–70 °С до 140–150 °С. Вимоги до сировини й гідрогенізату наведено нижче в таблиці 11.2.

На показники риформінгу великий вплив справляють вуглеводневий і фракційний склад сировини. Вихід каталізатора й водню, зростання стабільності роботи каталізатора відбувається за умови збільшення в сировині кіль-

кості ароматичних і нафтових вуглеводнів. Наявність у сировині баластових фракцій – вуглеводнів С5, ізогексанів, а в разі, коли виробляються компоненти бензину і фракції вуглеводнів С6, загалом зменшується вихід водневого газу і бензину.

Таблиця 11.2 – Вимоги до сировини процесу каталітичного риформінгу

Фракційний склад (об'ємний), % об.	Значення
п. к.	Не нижче ніж 85 °С
10 %	Не нижче ніж 100 °С
50 %	120–130 °С
90 %	Не вище ніж 160 °С
к. к.	Не вище ніж 180 °С
Вміст	
неграничних вуглеводнів, %, не більше ніж	0,5
домішок, мг/кг, не більше ніж:	
сірка *	1
азот	1
хлор	1
мікродомішок, мг/т, не більше ніж:	
свинець	20
миш'як	1
мідь	25

\* Припустимий вміст сірки під час роботи на каталізаторі від 5 мг/кг до 20 мг/кг.

У процесах перероблення широкий спектр бензинових фракцій з одержанням компонента автобензину отримують каталізати, що мають октанове число 75–88 (м. м.), 80–100 (в. м.) із вмістом ароматичних вуглеводнів 40–75 %.

Каталізати (продукти перероблення сировини у процесі каталітичного риформінгу) містять більш широкий склад фракцій, ніж сировина, що приходить на перероблення. Каталізати легких фракцій містять переважно парафінові вуглеводні, важкі фракції – ароматичні. У легких фракцій октанове число (п. к. – 50 % об.) на 15–20 пунктів менше, ніж у важких фракціях (50 % об. – к. к.). За риформінгу бензолних фракцій кількість ароматичних вуглеводнів у каталізаті не перевищує 30 %, а за риформінгу бензол-толуольної фракції воно досягає 40–50 %.

Водневий газ риформінгу (ВМГ) містить (за об'ємом) 60–90 % водню й вуглеводні С1–С5. Якщо риформінг проводиться в реакторах зі стаціонарним шаром каталізатора, то до кінця реакційного циклу концентрація водню знижується. Якщо склад ВМГ є змінним, то його все одно використовують у процесах гідроочищення дизельних палив і бензинів. Склад ВМГ може бути стабілізований (88–90 % Н<sub>2</sub> і 10–12 % СН<sub>4</sub>) за допомогою абсорбційного оброблення під тиском 4–5 МПа й температур від –10 до +10 °С. Як абсорбент використовують каталізат риформінгу.

*За стабілізації каталізаторів* одержують фракцію С3–С4 і сухий газ (Н<sub>2</sub>, СН<sub>4</sub>, С<sub>2</sub>Н<sub>6</sub>). Фракція С3–С4 передається на ГФУ, відводиться з установки риформінгу як готова продукція – зріджений газ для побутового та комунального споживання. Каталізати риформінгу теж подають на перероблення та одержують індивідуальні ароматичні вуглеводні (бензол, толуол, ізо- і п-ксилол, псевдокумол, етилбензол). Також отримують ароматичні розчинники, такі як сольвент легкий (С8) і сольвент важкий (С8–С10). Деароматизованою частиною каталізаторів є рафінати. Їх додають як компонент до бензину та використовують як сировину піролізу, а також із них одержують легкі парафінові розчинники.

На рисунку 11.4 наведено приклад зміни октанового числа (ОЧ) для прямогінних бензинових фракцій (85–180 °С) з низьким вмістом сірки до 0,5 ppm (ppm, від англ. Parts per million – мільйонна частка), азоту (до 0,5 ppm) і кисню (вологи до 4 ppm), переважно з високим змістом нафтенових вуглеводнів.



Рисунок 11.4 – Приклад розподілу октанового числа в бензиновій фракції

У таблиці 11.3 наведено приклад результату риформінгу різних видів парафінової та нафтенової сировини.

Таблиця 11.3 – Риформінг парафінової та нафтенової сировини в закордонних установках

Параметр	Парафінова сировина	Нафтенова сировина
	200–390 °F	200–390 °F
Вміст, % (об.) у сировині:		
парафінів	68,6	32,6
нафтенів	23,4	55,5
ароматичних вуглеводнів	8,0	11,9
сірки, ppm	0,2	0,2
азоту, ppm	0,5	0,5
Тиск у реакторах, атм.	6,3	14,0
Вихід риформату, % (об.)	80,1	84,7
Октанове число риформату (в. м.)	98	100
Вміст у риформаті, % (об.)		
парафінів	32,4	27,5
нафтенів	1,1	2,6
ароматичних вуглеводнів	68,5	69,9

На рисунку 11.5 наведено основні чинники, що впливають на процес каталітичного риформінгу.

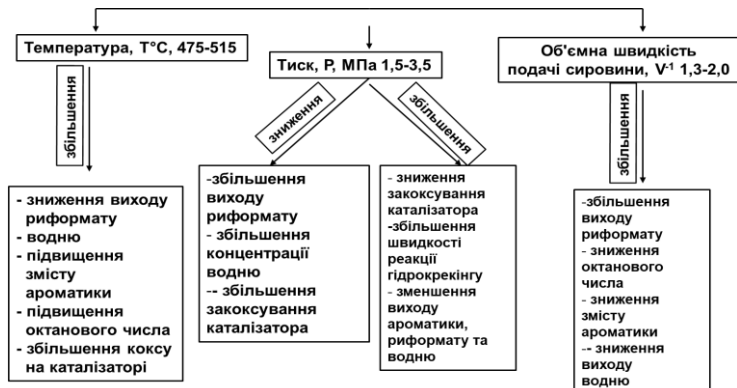


Рисунок 11.5 – Основні чинники, що впливають на процес каталітичного риформінгу

**Температура та об'ємна швидкість подання сировини (ОШПС).** Процес ароматизації проводиться за високих температур (470–520 °С на платино-ренієвому та 480–530 °С на платиновому каталізаторі).

**ОШПС** називають об'ємну кількість сировини, яка контактує з одиницею об'єму каталізатора за годину. На підставі цього об'ємна швидкість має розмірність

$$V = \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3 \cdot \text{годину}} = \frac{1}{\text{год}} = \text{год}^{-1}.$$

Ароматизацію парафінів доцільно проводити за більш високих температур і об'ємної ОШПС.

Величина об'ємної швидкості подання сировини в риформінгу у промислових умовах, незважаючи на напрям процесу, є у межах від 1 год<sup>-1</sup> до 2 год<sup>-1</sup>. Якщо збільшувати температуру, а ОШПС підтримувати на постійному рівні, то досягається збільшення ступеня ароматизації сировини,

а вихід каталізатору зменшується внаслідок інтенсифікації реакцій гідрокрекінгу. Якщо збільшувати в сировині кількість нафтенів і використовувати каталізатор із гарною селективністю, то вихід каталізатору збільшується. Зміна режиму роботи установки риформінгу можлива за постійної температури, якщо зменшувати ОШПС, тоді ступінь ароматизації зростає.

У таблиці 11.4 наведено основні характерні параметри процесу каталітичного риформінгу.

**Висновок.** Такі параметри, як температура та ОШПС, пов'язані між собою. Треба вміло використовувати їхню взаємодію, що дозволяє на одному і тому ж самому каталізаторі досягати оптимального виходу риформату й отримувати бажаний ступінь його ароматизації.

Таблиця 11.4 – Основні показники риформінгу

Показник	Значення
Температура, °С	495–540
Тиск, МПа	0,9–1,2
Швидкість уведення сировини (об'ємна), год <sup>-1</sup>	1,8–1,9
Кратність циркуляції водневмісного газу, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	800–900
Розподіл каталізатора по реакторах	1 : 2 : 4
Октанове число продукту (в. м.)	100
Вміст ароматичних вуглеводнів у продукті, % (об.)	55–58

**Тиск водню і кратність циркуляції водневмісного газу (ВВГ).** Якщо підвищувати тиск водневого газу у процесі риформінгу за рівних інших умов, то це буде перешкоджати ароматизації сировини. У разі, коли необхідно створити умови для насичення ненасичених продуктів побічних реакцій гідрокрекінгу, треба створити високий тиск водню. На поверхні каталізатора будуть створюватися умови для

глибокого ущільнення ненасичених вуглеводнів і буде утворюватися кокс за невисокого тиску водневого газу. Значно знизити утворення коксу можливо, якщо проводити процес під тиском водневого газу, зважаючи на одночасно селективні можливості каталізатора.

Для зростання гідруючої дії водневого газу треба підвищувати його парціальний тиск. Це можливо зробити зміною циркуляції через зону сухого газу, який отримують унаслідок риформінгу, що містить 80–90 % об. водню та інші газові вуглеводневі сполуки. Якщо підвищувати кратність проходження водневого газу через суміш продуктів реакції, то це подовжує час роботи каталізатора без регенерації. За визначеної концентрації водню у водневому газі промислові кратності циркуляції водневого газу є в межах 900–1500 м<sup>3</sup> газу на 1 м<sup>3</sup> сировини, що надходить на риформінг.

Якщо об'ємна швидкість подання сировини постійна, то зі зростанням кратності циркуляції водневого газу відбувається скорочення тривалості перебування бензину у вигляді парів у зоні реакції. Тому гідруюча дія водневого газу обмежується в міру того, як зменшується глибина ароматизації. Також якщо кратність циркуляції водневого газу зростає, то збільшуються витрати енергії на стискання газу та зростає кількість витраченого палива в печі для підігрівання цього газу, а це підвищує експлуатаційні витрати.

На підставі зазначеної залежності є доцільним вибирати кратність циркуляції водневого газу, зважаючи на якість сировини, глибину її перероблення, активність каталізатора та економічну доцільність.

У риформінгу на платинових каталізаторах (платформінгу) тиск водневого газу встановлюють у межах 3,5–4,0 МПа. Це дозволяє зменшити інтенсивність утворення коксу на поверхні каталізатора та збільшує час роботи каталізатора між циклами регенерації до 1,5–2 років.



## 11.2 Каталізатори риформінгу

На початковій стадії розроблення промислових методів каталітичного перероблення бензинів і їхньої ароматизації починали з використання малоактивних і малоселективних каталізаторів, наприклад, оксидів молібдену та хрому. У системі процесу, названого гідроформінгом, підтримують тиск ВВГ на рівні 1,4 МПа, що призводить до закоксування каталізатора, який треба регенерувати кожні 6–8 годин. На підставі цього кожен реактор дублюють. Унаслідок невисокої активності каталізаторів можливо розрахувати тільки дегідрогенізацію нафтенів і дуже мале перетворення (дегідроциклізацію) парафінів.

У подальшому розвиток і розроблення ефективних процесів риформінгу було спрямовано на розроблення високоактивного та високоселективного каталізатора. Важливим етапом такого розвитку був перехід від каталізаторів, що містять хром і молібден, до каталізаторів, що містять платину. Зараз у промислових умовах використовують платинові, алюмоплатинові та біметалчні каталізатори. Каталізатори, крім платини, містять у складі реній і кадмій.

До біфункціональних каталізаторів належить платиновий каталізатор: активним носієм є окис алюмосилікату або алюмінію в кислотних центрах. На цих центрах відбуваються ізомеризація нафтоєнових кілець, незначна ізомеризація парафінів і олефінів, що виникають у процесі гідрокрекінгу парафінів (з подальшим насиченням олефінів) – гідрокрекінг парафінів. Платину тонко розподіляють і наносять рівномірно на поверхню основи каталізатора. Вона має гідрувальні-дегідрувальні властивості і прискорює реакції дегідрування та дегідроциклізації. Отже, каталізатори, застосовувані в процесі риформінгу, повинні мати дві основні функції, що подано на рисунку 11.6.

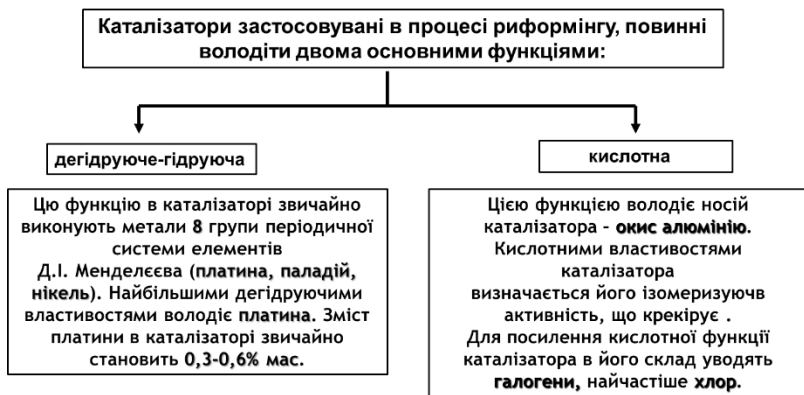


Рисунок 11.6 – Основні властивості каталізаторів каталітичного риформінгу

Загалом потрібний каталізатор, який складається з оксиду алюмінію ( $Al_2O_3$ ), силікагелю ( $SiO_2$ ) і платини (Pt). Платини потрібно не так вже й мало (на кілька мільйонів доларів для однієї риформінг-установки), тому каталізатор заслуговує на велику увагу. Виробляються для промислових установок риформінгу три різновиди каталізаторів: монометалічні, біметалічні й поліметалеві.

Є постійні компоненти в каталізаторах процесу риформінгу. Це оксид алюмінію як носій, платина та галоген як кислотний промотор. У поліметалеві каталізатори додатково вводять інші метали, які використовують як промотори (модифікатори).

Зміст платини в поліметалевих каталізаторах у 1,5–1,7 раза нижче, ніж у монометалічних. До складу каталізаторів як кислотного промотору входить фтор, внесений на стадії виготовлення оксиду алюмінію; інші каталізатори промотовані хлором (табл. 11.5).

Для всіх каталізаторів: насипна густина 0,63–0,64 кг/л; середній коефіцієнт міцності – 0,97–1,05 кг/мм; питома поверхня – не менш ніж 200 м<sup>3</sup>/г, об'єм пор –

0,65 см<sup>3</sup>/г; довжина екструдатів – 5–6 мм, діаметр – 1,8 мм або 2,8 мм.

Таблиця 11.5 – Характеристика деяких каталізаторів риформінгу

Показник	Тип каталізатора							
	АП-56	АП-64	КР-101	КР-102	КР-104	КР-106	КР-108	КР-110
Вміст, %								
платини	0,55	0,62	0,60	0,36	0,36	0,36	0,36	0,36
фтору	0,32	–	–	–	–	–	–	–
хлору	–	0,70	0,75	1,35	1,20	1,35	1,35	1,35
Число металевих промоторів	–	–	1	1	2	2	2	2
Втрати внаслідок прожарювання, % не більш ніж	7	7	4	4	4	4	4	4

Переваги поліметалевих каталізаторів полягають у більш високій стабільності.

Марка каталізатора	АП64	КР-102	КР-104, КР-110	КР-108
Відносна стабільність	1	2	3	4

Це дозволяє знизити робочий тиск процесу й у такий спосіб збільшити його селективність за одночасного збільшення тривалості роботи.

Від умов експлуатації залежать терміни служби каталізаторів. Для поліметалевих каталізаторів вони становлять 6–7 років. Але ця перевага поліметалевих каталізаторів потребує додаткової підготовки сировини. Проводиться

очищення від азоту, сірки й інших отрут. Осушують каталізатор від вологи, підбирають ретельно фракційний склад сировини, підтримують оптимальну концентрацію хлору в каталізаторі і слідкують у зоні реакції за кількістю вологи.

**Біфункціональні каталізатори.** Основні компанії – виробники каталізаторів – UOP (США), AXENS (Франція), Criterion (США). Біфункціональні – каталізатори поєднують обидві функції: дегідрувальну-гідрувальну та кислотну.

Для підвищення активності селективності і стабільності каталізаторів уводять спеціальні елементи-промотори. До біметалічних каталізаторів ставлять платино-ренієві і платино-іридієві, що містять 0,3–0,4 % мас. платини і приблизно така сама кількість Re і Ir. Роль Re і Ir – це стабілізація високої дисперсності платини.

На рисунку 11.7 подано умови успішної експлуатації біметалічних каталізаторів.



Рисунок 11.7 – Умови успішної експлуатації біметалічних каталізаторів

Особливе значення має ефективне проведення регенерації каталізатора. Регенерація здійснюється випалом коксу з подальшим окисним хлоруванням каталізатора. Такий метод дозволяє повністю відновити активність і селективність каталізатора до рівня свіжого.

### 11.3 Регенерація каталізаторів каталітичного риформінгу

Через якийсь час роботи установки активність каталізатора падає. Це призводить до зниження октанового числа риформату і зменшення його виходу на одиницю об'єму сировини (табл. 11.6). На рисунку 11.8 подано характерну залежність зниження кількості риформату зі зміною октанового числа та зниженням активності каталізатора, а також значне підвищення виходу газової фракції. Раніше установки риформінгу зупиняли для регенерації каталізатора, але потім був розроблений безперервний режим, який здійснюється завдяки додаванню ще одного реактора. У будь-який момент часу три реактори перебувають у роботі, а четвертий – у режимі регенерації каталізатора (рис. 11.9).

Таблиця 11.6 – Показники каталізаторів

Показник	Вихід, % за об'ємом	
	Свіжий або відновлений каталізатор	Відпрацьований каталізатор
H <sub>2</sub>	2	2
C <sub>1</sub> /C <sub>2</sub>	2	3
C <sub>3</sub>	2	3
C <sub>3</sub> -C <sub>4</sub>	3	4
n-C <sub>4</sub>	3	4
Риформат	88	84
октанове число	94	92

Регенерація здійснюється за допомогою подання гарячого повітря, яке видаляє з поверхні каталізатора вуглець, перетворюючи його у відповідні монооксид і діоксид. Для відновлення каталізатора реактор потрібно виводити із процесу всього на 30 годин; отже, процес майже завжди проводять зі свіжим каталізатором.

Незважаючи на постійну регенерацію, через певний проміжок часу активність каталізатора все ж таки падає. Якщо температура в зоні регенерації занадто висока, то пори каталізатора руйнуються. Унаслідок цього кожні 2–3 роки процес доводиться зупиняти для заміни каталізатора.

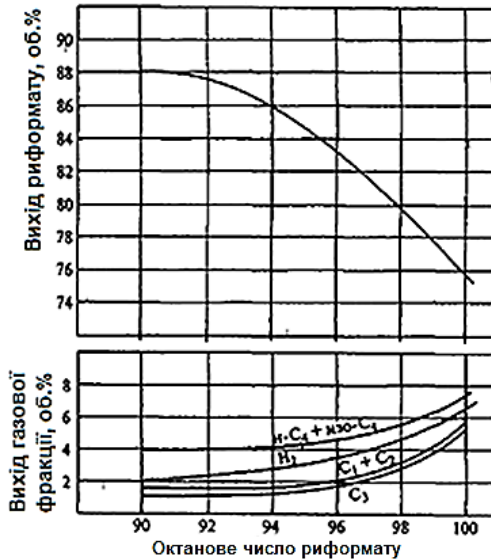


Рисунок 11.8 – Залежність виходу риформату від його октанового числа

Необхідність регенерації каталізатора риформінгу зазвичай визначено одним із таких параметрів:

- досягнуто гранично допустимої температури в реакторах;
- досягнуто гранично допустимого з погляду рентабельності зниження виходу продуктів;
- досягнуто гранично допустимої температури зовнішньої стінки труб змієвиковів у печах із вогневим обігрівом;

– досягнуто гранично допустимого перепаду тиску в системі реакторного блоку риформінгу.

Усі ці граничні величини є здебільшого результатом того, що на катализаторі відкладено кокс. Швидкість появи коксу на поверхні катализатора визначають залежно від складу сировини та робочих умов. За відповідної контрольованої регенерації катализатора робочі характеристики катализатора повністю відновлюються.

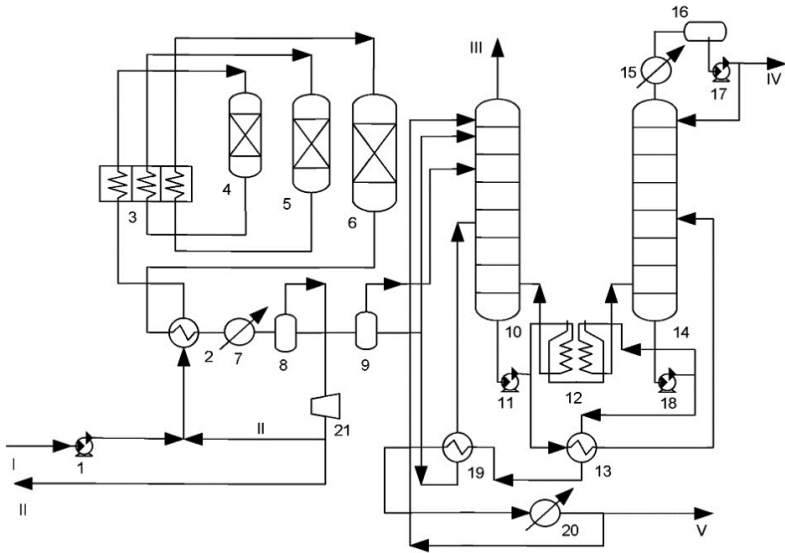


Рисунок 11.9 – Технологічна схема установки риформінгу зі стаціонарним шаром катализатора:

- 1, 11, 17, 18 – насоси; 2, 13, 19 – теплообмінники;
- 3 – багатосекційна піч; 4–6 – реактори; 7, 15, 20 – холодильники; 8, 9 – сепаратори; 10, 14 – колони; 12 – піч;
- 16 – ємність; 21 – компресор; I – гідроочищений низькооктановий бензин; II – газ, що містить водень;
- III – сухий вуглеводневий газ; IV – стабільна головка;
- V – стабільний бензин

Необхідність проведення регенерації каталізатора може виникнути внаслідок збоїв у роботі установки, таких як пошкодження компресорів, серйозні збої, пов'язані з поданням води та хлоридів, надмірно високі температури каталізатора та забруднення металами, які містяться в сировині. У разі забруднення металами каталізатор після регенерації не відновить своїх функцій.

#### **11.4 Установка каталітичного риформінгу з шаром каталізатора, що рухається**

Установки з нерухомим шаром каталізатора розраховано на робочий тиск 4,0–1,5 МПа. Якщо є потреба у зниженні робочого тиску та одночасному підвищенні глибини перетворення сировини, то використовують обладнання, де каталізатор регенерують безперервно, що є більш економічним. Схему руху каталізатора в реакторному блоці такої установки наведено на рисунку 11.10.

У реакторному блоці є чотири секції реакторів, які розташовано один над одним. Вони поєднані системою перетечійних труб малого діаметра. Каталізатор у вигляді кульок діаметром 1,6 мм вільно пересипається з однієї секції реактора у другу під дією сили ваги. З четвертої секції реактора за допомогою системи затворів каталізатор надходить у змішувач пневмотранспорту й інертним газом (азотом) переміщується в бункер закоксованого каталізатора, де накопичується у вузлі регенерації. Блок регенераторів являє собою ємність, куди радіальними потоками подають реакційні гази. Увесь регенератор розділено на три секції; у верхній секції за мольного вмісту кисню менше ніж 1 % проводиться випалювання коксу. Середня секція призначена для подання хлорорганічних сполук (хлорування окисне каталізатора за вмісту кисню 10–20 %). У нижній секції каталізатор додатково обробляють у струмі сухого гарячого повітря. Усі секції мають гідравлічне роз'єднання



зон. Каталізатор рухається під дією сил ваги через усі секції. З останньої секції регенератора каталізатор надходить до живильника (змішувача) пневмотранспорту й водневим газом подається в бункер-накопичувач, розташований над реактором риформінгу першого щабля. Процесом регенерації управляє комп'ютерна система, він автоматизований.

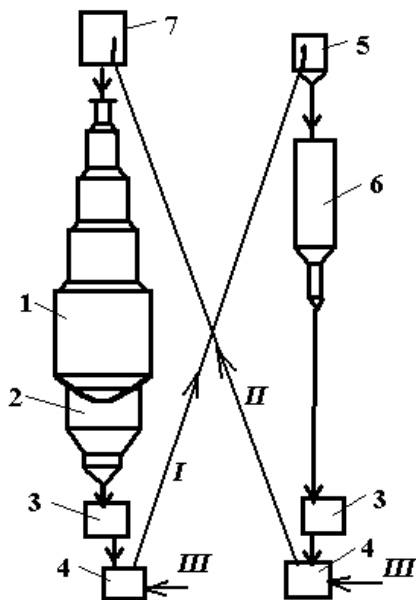


Рисунок 11.10 – Схема руху каталізатора в реакторному блоці (риформінг із безперервною регенерацією каталізатора):

*I* – реакторні секції; *2* – пристрій розвантажувальний; *3* – бункер затворний; *4* – змішувач; *5* – бункер каталізатора, що закоксовано; *6* – блок регенераторний; *7* – бункер каталізатора, що регеновано. *I* – пневмопривід закоксованого каталізатора; *II* – пневмопровід регенованого каталізатора; *III* – подання газу, що транспортує каталізатор

У процесі платформінгу фірми UOP (США) із шаром каталізатора, що рухається та циркулює між реактором і регенератором, три реактори розташовані один над одним і виконані у вигляді одного колонного апарата різного діаметра по висоті. Каталізатор із першого (верхнього) реактора переміщується до другого, а з другого до третього. З нижнього реактора каталізатор транспортується в регенератор.

На рисунку 11.11 наведено технологічну схему установки риформінгу з шаром каталізатора компанії UOP, що рухається, яка отримала назву «CCR-риформінг» (continuous catalytic reforming). Вона найбільш економічна в разі, коли робочий тиск знижується з одночасним підвищенням глибини перетворення сировини.

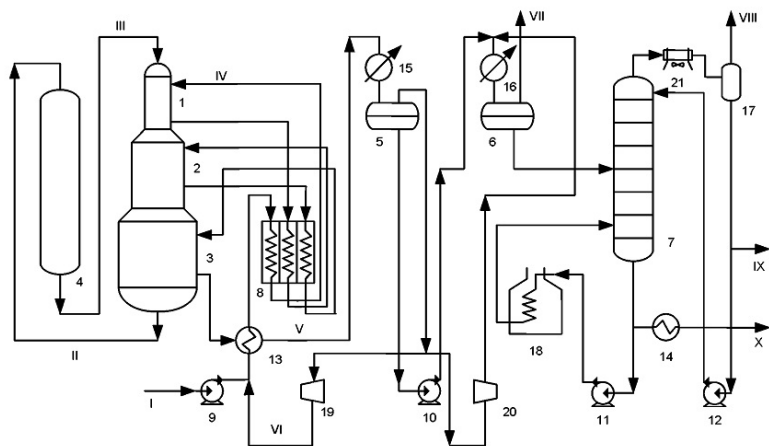


Рисунок 11.11 – Технологічна схема установки риформінгу UOP із шаром каталізатора, що рухається (CCR): 1–3 – реактори; 4 – регенератор каталізатора; 5, 6 – сепаратори високого й низького тиску; 7 – стабілізаційна колона; 8 – багатосекційна піч; 9–12 – насоси; 13, 14 – теплообмінники; 15, 16 – холодильники; 17 – ємність; 18 – піч; 19 – АПО

**Параметри процесу риформінгу.** Важелі керування, якими інженер може маніпулювати на установці риформінгу, – це температура, тиск і час перебування сировини в реакторі. Завдання маніпуляції полягає в дотриманні балансу між кількістю продукту риформінгу і його якістю. Співвідношення між цими двома параметрами подано на рисунку 11.8. У разі збільшення октанового числа вихід продукту риформінгу в об'ємних відсотках знижується, відповідно, збільшується вихід газоподібних продуктів. Отже, риформінг повинен бути ідеально погоджений з операціями з компаундування бензину і з роботою інших установок, де продуктами є компоненти бензину. Властивості бензино-лігроїнових фракцій (нафти), використовуваних як сировини, точніше їхній груповий склад, виражений у вмісті парафінів, олефінів, нафтенів і ароматики, також впливає на вихід і якість продукту. Груповий аналіз нафти є важливим чинником в оцінюванні якості сирової нафти.

**Виробництво ароматичних вуглеводнів.** Каталітичний риформінг – основне джерело бензолу, толуолу та ксилолів і є важливим процесом перетворення бензинів із низьким октановим числом у продукт із високим октановим числом, який може бути використаний як компонент автомобільного бензину.

Груповий склад сировини зміщується від парафінів і нафтенів у бік ароматики й, у такий спосіб, з'являється можливість використовувати високі октанові числа ароматики. На жаль, чим вище октанове число риформату, тим нижче його вихід і тим більше утворюється газів.

Якщо завданням процесу риформінгу є отримання великої кількості ароматичних вуглеводнів, то до таких установок входять спеціальні блоки екстракції рідини.

Можливе проведення риформінгу в жорстких умовах. Тоді з каталізаторів можуть бути відділені ксилоли чіткою ректифікацією. Є комплекси з виробництва ароматичних вуглеводнів (КВА). Основним процесом у КВА є риформінг

з обладнанням, у якому реалізовано безперервну регенерацію каталізатора.

У комплексі виробництва ароматики входять процеси перероблення вуглеводнів  $C_7-C_9$  (рис. 11.12) і їхньою продукцією є бензол та *ізо*- і *n*-ксилол.

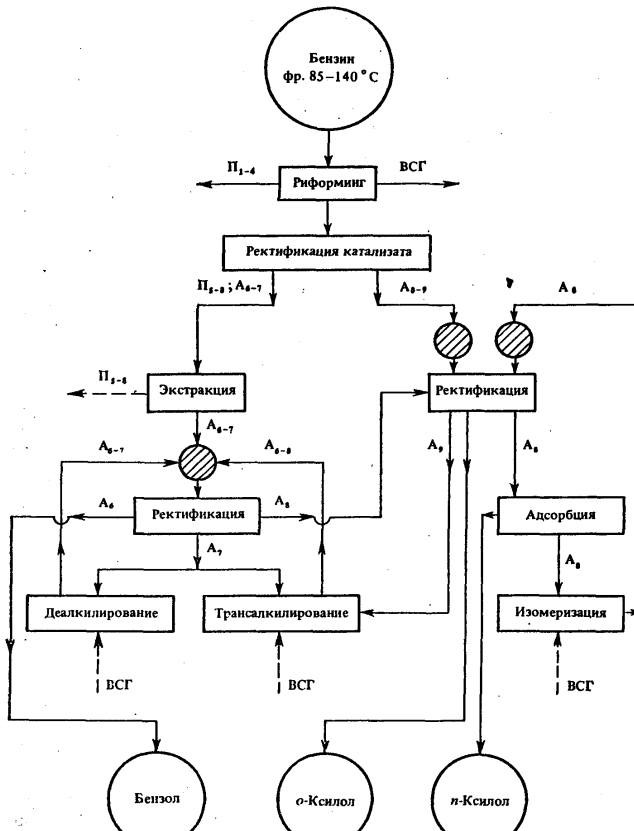


Рисунок 11.12 – Схема комплексу виробництва ароматичних вуглеводнів:

$P$  – парафінові вуглеводні;  $A$  – ароматичні вуглеводні;  
 $ВСГ$  – водневий (що містить водень) газ

Для одержання високоякісних ароматичних вуглеводнів необхідно видаляти неграничні вуглеводні, що створюють смоли. Це призводить до зниження якості продукції. На блоках таких установок указані сполуки, що селективно гідрують на каталізаторах, які містять алюміній і платину, АП-10, АП-15 за умови 150–200 °С. На КВА також проводять адсорбційне очищення.

### 11.5 Технологічна схема блоку гідроочищення установок риформінгу

Технологічну схему блоку гідроочищення подано на рисунку 11.13.

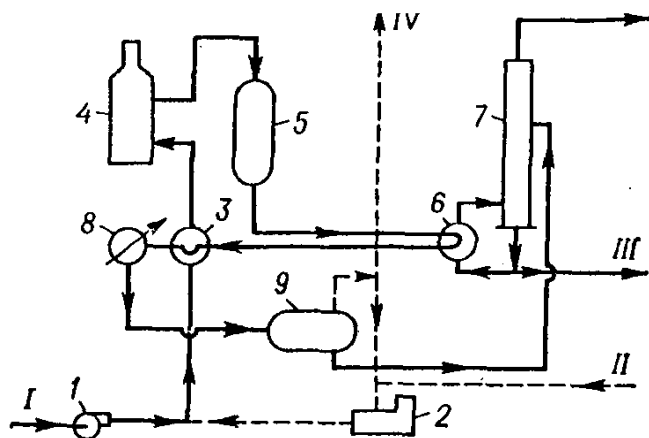


Рисунок 11.13 – Блок гідроочищення:

- 1 – сировинний насос; 2 – компресор; 3 – теплообмінник;  
 4 – печі; 5 – реактор; 6 – кип'ятильник відпарної колони;  
 7 – відпарна колона; 8 – холодильник; 9 – сепаратор;  
 I – сировина; II – свіжий водневий газ; III – стабільний  
 гідрогенізатор; IV – скидання газу, що містить водень;  
 V – вуглеводневий газ відпарювання

Усі види сировини до подання на риформінг зазнають гідрогенізаційного оброблення на алюмокобальтмолібденових (АКМ) або алюмонікельмолібденових (АНМ) каталізаторах для очищення від сірки, азоту й інших домішок, а в разі використання бензинів вторинних процесів – і для насичення неграничних вуглеводнів. Гідрогенізація відбувається для вичерпного видалення вологи, сірководню, аміаку, хлору-водню.

## РОЗДІЛ 12 ГІДРООЧИЩЕННЯ

### 12.1 Призначення гідроочищення

Нафта містить у своєму складі значну кількість сполук сірки, азоту й кисню. На стадії первинного перероблення нафту «розганяють» на фракції, водночас сполуки S, N, O<sub>2</sub> залишаються в дистилятах. Вони негативно впливають на подальші стадії перероблення нафти (поглиблювальні і ушляхетнювальні процеси), тому що:

- отруюють каталізатори (процесів каталітичного риформінгу, каталітичного крекінгу, гідрокрекінгу, ізомеризації та ін.);
- погіршується якість і знижується вихід цільових продуктів;
- сполуки сірки є корозійно активними.

*Призначенням процесу гідроочищення* є поліпшення якості дистилятів за допомогою видалення в середовищі водню на каталізаторах:

- сірки;
- азоту;
- кисню;
- смолистих сполук;
- неграничних сполук.

Є декілька різновидів гідрокаталітичних процесів. На рисунку 12.1 схематично подано місце процесу в гідрокаталітичних процесах. Водночас відбувається багато послідовних і паралельних реакцій каталітичного гідрогенолізу азотистих і сіркоорганічних сполук, гідрування олефінових і ароматичних вуглеводнів, гідрокрекінгу, гідроізомеризації та ін.

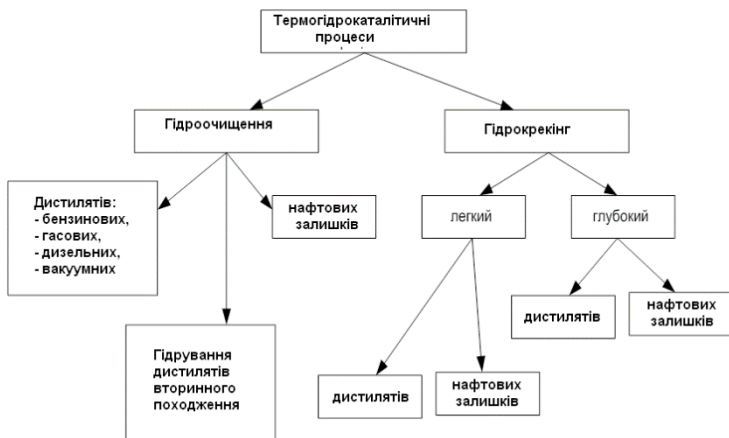


Рисунок 12.1 – Класифікація термогідрокаталітичних процесів

Поширення гідрокаталітичних процесів на НПЗ пов'язано з безперервним збільшенням у загальному балансі частки сірчистих і високосірчистих нафт, жорсткістю вимог щодо охорони навколишнього середовища й до якості товарних нафтопродуктів, необхідністю подальшого поглиблення перероблення нафти. Процес гідроочищення:

- підвищує стабільність палив;
- знижується корозійна активність;
- поліпшується запах і колір.

У нафті, що видобувається із земних надр, міститься велика кількість різноманітних домішок. У подальшому, коли нафта та нафтопродукти проходять скрізь промислове обладнання, шкідливі домішки негативно впливають на каталізатори, на матеріали, з яких виготовлене заводське обладнання, та знижують якість готових нафтопродуктів. Зважаючи на це, введено обмеження на кількість шкідливих домішок у нафтопродуктах і нафті, що надходить на перероблення.



За допомогою гідроочищення видаляється основна частина з нафтопродуктів. Водень є одним з основних компонентів у процесі гідроочищення. Фракції нафти, що мають у своєму складі вуглеводневі сполуки  $C_6+$  (важкі вуглеводні) містять також сполуки сірки. До атомів карбону атоми сірки приєднуються в різних молекулах, тому з хімічного погляду до складу важких фракцій входить сірка. За допомогою гідроочищення можна відривати атоми сірки від важких вуглеводневих молекул. Сьогодні гідроочищенню піддають з установок прямого переганяння світлі дистилати, що мають температури кипіння нижче за  $350\text{ }^\circ\text{C}$ , важкі газойлі, що надходять на каталітичний крекінг, та інші нафтопродукти.

## 12.2 Теоретичні основи гідроочищення

У процесі гідроочищення нафтопродукти змішують зі струмом водню й нагрівають до  $260\text{--}425\text{ }^\circ\text{C}$ . Отриману суміш водню і нафтопродукту подають у реактор, який заповнено каталізатором (рис. 12.2). Під час гідроочищення нафтопродуктів від сірки та її сполук зазвичай застосовують кобальт-молібдєновий або нікель-молібдєновий каталізатор. Носієм є оксид алюмінію.

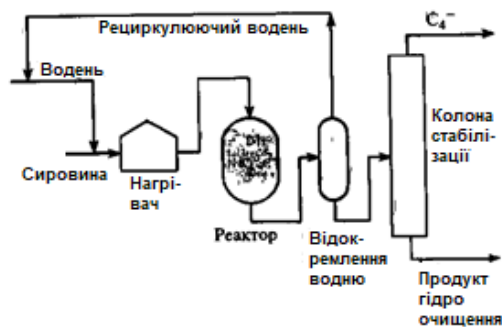


Рисунок 12.2 – Схема потоків установки гідроочищення

Наявність каталізатора дає можливість проводити такі хімічні реакції:

1. Сірка з'єднується з воднем з утворенням сірководню ( $H_2S$ ).

2. Деякі сполуки азоту перетворюються на аміак.

3. Будь-які метали, що містяться в нафтопродуктах, осідають на поверхні каталізатора.

4. Ароматичні вуглеводні та олефіни насичуються атомами водню, крім цього, до деякої міри відбувається гідрокрекінг нафтенів і з'являються гази: метан, етан, пропан і бутани.

Суміш продуктів із реактора подають до випарника. У випарнику газові вуглеводневі, а також  $H_2S$  і деяка кількість аміаку відокремлюється від рідкої частини. Для повного відокремлення легких продуктів за реактором встановлено ректифікаційну колону.

Процесу гідроочищення приділено велику увагу на нафтопереробних виробництвах із таких причин:

1. Видалення сірки й металів із фракцій, що подаються на інші переробні установки, дає можливість захистити каталізати процесів крекінгу, риформінгу й гідрокрекінгу.

2. Згідно із законами щодо охорони навколишнього повітря припустимий вміст сірчаних сполук у нафтопродуктах знижується. Це вимагає видалення сірки з дистилатів і реактивних палив.

**Фізико-хімічні основи процесу гідроочищення.** На рисунку 12.3 подано напрямки хімічних реакцій, що відбуваються у процесах гідроочищення, а на рисунку 12.4 – основні чинники, що впливають на цей процес.

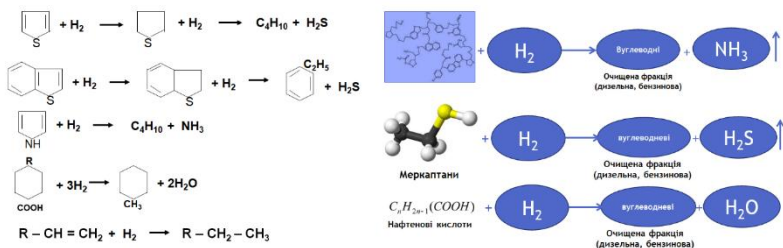


Рисунок 12.3 – Напряжки хімічних реакцій, що відбуваються у процесах гідроочищення



Рисунок 12.4 – Основні чинники процесу гідроочищення

Вплив парціального тиску водню і кратності циркуляції ВГ (водневого газу):

- за умови підвищення загального тиску процесу зростає парціальний тиск водню;
- концентрація водню у ВГ становить 60–90 % об.;
- з підвищенням концентрації водню у ВГ кратність циркуляції знижується;
- кратність циркуляції ВГ впливає на час контакту сировини з катализатором.

### 12.3 Каталізатори гідроочищення

На рисунку 12.5 подано основні складові каталізаторів процесу гідроочищення.



Рисунок 12.5 – Складові каталізаторів гідроочищення

На рисунку 12.6 подано зовнішній вигляд деяких каталізаторів гідроочищення.



**Рисунок.** Каталізатор гідроочищення дизельних фракцій НК-232



**Рисунок.** Каталізатор гідроочищення дизельних фракцій НК-233



**Рисунок.** Каталізатор ИК-ГО-1 для глибокого гідроочищення дизельних палив

Рисунок 12.6 – Каталізатори гідроочищення

Каталізатори – необхідні для реалізації процесу гідроочищення хімічні речовини, що прискорюють хімічну реакцію, але не входять до складу продуктів реакції.

Зовні каталізатори являють собою тверді гранули, можуть бути різними за забарвленням.

До складу каталізаторів гідроочищення входять компоненти:

- платина, паладій, кобальт, нікель, молібден, вольфрам (не в металевій формі, а у формі оксидів і сульфідів);
- термостійкий носій із розвинутою питомою поверхнею й достатньою механічною міцністю (оксид алюмінію, алюмосилкат, цеоліт).

#### **12.4 Гідроочищення в промислових умовах**

У промисловості гідроочищення нафтових фракцій здійснюють за умови 380–420 °С під тиском 2,5–4 МПа. Використовують алюмокобальт молібденових (АКМ) або алюмонікель молібденових (АНМ) каталізаторів. Відношення витрат водню до сировини в 1 м<sup>3</sup> становить 300–600. У таких умовах відбувається майже повне видалення гетероатомів, металів і гідрування алкенів. У важких фракціях також частково гідруються поліциклічні ацени. Гідроочищенню піддають майже всі фракції, а також залишки нафтових виробництв.

*Обладнання установок гідроочищення* містять основні блоки:

- реактори;
- колону стабілізації;
- дільницю видалення сірководню з газів;
- компресорну установку.

Для різної сировини використовують указані блоки з деякими особливостями, тому й установки відрізняються:

- варіантом подання водневмісного газу («на потоку» або з циркуляцією);

– блоком стабілізації (може бути звичайне відпарювання в рибойлері або в печі; використовується піддування водяною парою або нагрітим водневим газом із підвищеним тиском; з додатковим розгананням під дією вакууму);

– обладнанням для регенерації моноетаноламіну (на установці гідроочищення або централізовано – у загальнозаводському блоці);

– методом регенерації каталізатора (газоповітряний або пароповітряний).

**Гідроочищення дизельних палив.** Підвищений інтерес до розвитку процесів гідроочищення середніх дистилатів останніми роками пов'язаний зі збільшенням обсягу перероблення сірчистих і високосіркових нафт і широкої дизелізації транспортних засобів. Гідроочищенню піддають більш ніж 80 % дизельних фракцій. Водночас випуск дизельних палив із вмістом сірки 0,2–0,5 % становить приблизно 90 %. Прямогінні дизельні фракції піддають гідроочищенню без помітної зміни їхнього групового і фракційного складу на АКМ-каталізаторах за температури 350–400 °С під тиском 3–4 МПа, об'ємної швидкості подання сировини 2–5 год<sup>-1</sup> і циркуляції водневмісного газу (ВГ) 300–600 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> сировини. Ступінь гідровидалення сірки становить 85–95 %.

У зв'язку із збільшенням потреби в дизельному паливі набуває особливої актуальності одержання високоякісних дизельних палив із дистилатів вторинного походження: продуктів каталітичного крекінгу, уповільненого коксування, вісбрекінгу. Ця сировина відрізняється від прямогінної підвищеним вмістом сірки, азоту, смол, алкенів і аренів. Для її очищення процес відбувається за більш низької об'ємної швидкості під більш високим тиском водню – приблизно 5 МПа. Дизельні палива вторинного походження характеризуються низькими цетановими числами, обумовленими високою концентрацією аренів. Для підвищення цетанових характеристик необхідне гідрування більшої

частини аренів, здійснюване на активних каталізаторах за температури близько 400 °С під тиском водню до 10 МПа.

На рисунку 12.7 наведено технологічну схему установки гідроочищення дизельного палива з циркуляцією газу, що містить водень.

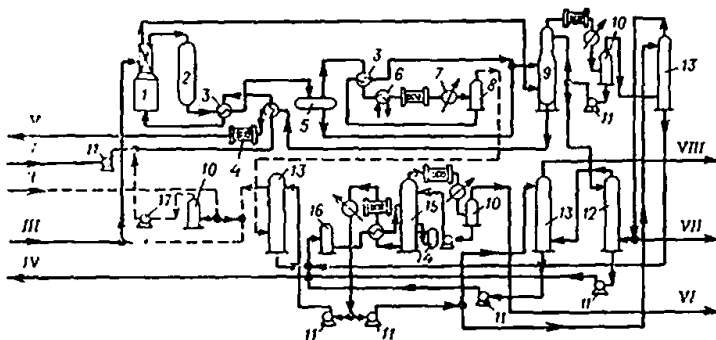


Рисунок 12.7 – Установка гідроочищення палива дизельного з циркуляцією газу, що містить водень: 1 – трубчаста піч; 2 – реактор; 3 – теплообмінники; 4 – повітряний холодильник; 5 – гарячий сепаратор; 6 – теплообмінники для одержання пари; 7 – холодильники; 8 – холодний сепаратор; 9 – стабілізаційна колона; 10 – сепаратори; 11 – насоси; 12 – колона для видування сірководню з бензину; 13 – абсорбери; 14 – термосифонний ребойлер; 15 – відгінна колона; 16 – дегазатор; 17 – відцентровий компресор. I – сировина; II – газ, що містить водень; III – газ, що містить водень (або газ, що видується, який містить водень); IV – бензин-відгін; V – очищене дизельне паливо; VI – сірководень; VII – газ, що містить водень, з установки; VIII – газ, що містить водень, до печей

Циркуляційний газ змішується із сировиною, суміш нагрівається в сировинних теплообмінниках потоком стабільного палива, що надходить із нижньої частини стабілі-

заційної колони 9, а потім потоком газопродуктової суміші догрівається в печі 1 до температури реакції і подається в реактор 2, заповнений каталізатором. Після реактора газопродуктова суміш, віддавши своє тепло газосирцевій суміші, надходить у сепаратор 5. У ньому відбувається поділ парогазової суміші й гідрогенізату. Суміш парів і газів, що йде із сепаратора 5, віддає своє тепло на нагрівання гідрогенізату, що виходить із холодного сепаратора 8 і після доохолодження в повітряному й водяному холодильниках надходить у холодний сепаратор, де відділяється циркуляційний водневий газ.

Гідрогенізати холодного й гарячого сепаратора змішуються й подаються на стабілізацію. Водневий газ зазнає очищення від  $H_2S$  і вертається в цикл на приймання циркуляційних компресорів.

#### ***Технологічний режим установки гідроочищення.***

Основні параметри процесу гідроочищення бензинових, газових, дизельних фракцій, а також вакуумних дистилатів і мастильного вакуумного погону наведено в таблиці 12.1.

Для підтримання концентрації водню проводять підживлення свіжим воднем. Частина газу, що циркулює, видувається в колоні 11. Газ, що видувається, після підігрівання надходить у стабілізаційну колону 9. Це робиться для зменшення величини парціального тиску парів нафтопродуктів. У стабілізаційній колоні із продукту, що очищається, віддаляються вуглеводні гази, проводиться відганяння води.

Стабільне паливо, що виходить із колони, охолоджується в теплообмінниках, повітряному холодильнику та виводиться за межі установки. Вуглеводневі гази, відгін, вода після охолодження надходять у сепаратор стабілізаційної колони, де відбувається їхній поділ. Газ, що містить водень, після очищення від сірководню використовується як паливо для печі установки.



Таблиця 12.1 – Технологічний режим процесу гідроочищення дистилятних фракцій

Показник	Бензинові фракції,		Газова фракція	Дизельна фракція,	Вакуумний дистилят,	IV мастильний погон
	62–105 °С	85–180 °С	140–240 °С	230–350 °С	350–520 °С	
Парціальний тиск водню в реакторі, МПа	1,7–2,6	1,0–3,0	1,5–2,2	1,8–2,0	4,0	> 3,5
Температура на вході в реактор, °С						
на початку циклу	370	370	300	350	370–375	370–380
наприкінці циклу	380	380	400	420	410–400	390–410
Вміст (об'ємний) водню в циркуляційному газі, %	75	75	65–75	> 75	> 75	> 75
ОШПС, год <sup>-1</sup>	2,5–7	2,5–7,0	10,0	4,5–5,0	до 1,2	1,0
Кратність циркуляції 100 % водню, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> сировини	90–200	80–200	180–250	180–300	> 500	> 1000
Тип каталізатора	АКМ, АНМС	АКМ, АНМС	АКМ, АНМС	АКН, АНМС	ГО-117	ГК-35
Рекомендований термін служби каталізатора, років	До 5	До 5	До 5	До 5	До 2,5	2
зокрема до першої регенерації, місяців	18–24	18–24	24	18	10	9

Частина відгону використовується для зрошення колони стабілізації. Балансова кількість відгону після очищення його від сірководню виводиться з установки.

## 12.5 Технологічне обладнання установок гідроочищення

За апаратурним оформленням різні установки гідроочищення моторних палив принципово не відрізняються одна від одної. Технологічні схеми установок гідроочищення містять:

- реактори;
- компресори для циркуляційного газу;

- насоси;
- холодильники;
- ємності;
- печі.

**Реактори гідроочищення** являють собою циліндричні апарати, заповнені каталізатором, що відрізняються матеріальним оформленням і напрямком уведення сировини (аксіальне або радіальне). Реактори процесу гідроочищення виготовляються, зазвичай, з корпусом із двохшарової сталі без внутрішньої футеровки, але на деяких НПЗ є в експлуатації перші установки гідроочищення з реакторами, корпуси яких покриті внутрішньою футеровкою.

**Теплообмінна апаратура.** На робочих установках гідроочищення використовують переважно кожухотрубчасті теплообмінні апарати із плавальною головою. Найбільш ефективні кожухотрубчасті теплообмінники з компенсатором на плавальній головці, тому що в них забезпечено точну протитечію й гарну компенсацію теплового розширення трубок щодо корпуса апарата. Довжина трубок у трубному пучку становить 6000 мм і 9000 мм. Для кінцевого охолодження потоків спочатку використовуються водяні холодильники типу «труба в трубі», кожухотрубчасті. На всіх споруджуваних і проєктованих установках застосовується повітряне охолодження основних потоків із водяним додатковим охолодженням. Експлуатовані установки гідроочищення з водяним охолодженням додатково комплектуються апаратами повітряного охолодження.

**Компресори** застосовуються для циркуляції газу, що містить водень, у циклі реакції, циркуляції інертного газу в циклі газоповітряної регенерації як додатково стискувальних для підвищення тиску свіжого газу, що містить водень. На установках гідроочищення застосовують два типи компресорів – поршневі і відцентрові.

На рисунку 12.8 наведено один із варіантів конструктивного виконання *реактора* процесу гідроочищення, а на рисунку 12.9 подано загальний вигляд реактора гідроочищення.

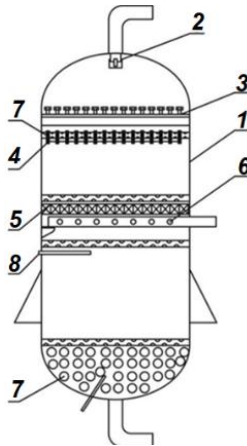


Рисунок 12.8 – Двосекційний реактор гідроочищення дизельного палива:

- 1 – корпус реактора; 2 – гасник потоку і розподільник; 3 – непровальна тарілка розподільна;  
 4 – пристрій фільтрувальний; 5 – опорні колосникові ґрати;  
 6 – колектор уведення водню; 7 – порцелянові шари;  
 8 – термопара

Реактор гідроочищення являє собою вертикальний циліндричний апарат з еліптичними днищами. Корпус реактора виготовляють із двошарової сталі. Верхній шар каталізатора засипається на колосникові ґрати. Нижній – на порцелянові кульки, якими заповнюється сферична частина нижнього днища. Сировина, що подається в штуцер у верхньому днищі, рівномірно розподіляється по всьому перетині і спочатку для затримування механічних домішок проходить через фільтрувальні пристрої, що складаються із сітчастих кошиків, занурених у верхній шар каталізатора.



Рисунок 12.9 – Реактор гідроочищення  
дизельного палива (130 т)

Проміжки між кошиками заповнені порцеляновими кульками. Газосировинна суміш проходить через шар каталізатора в обох секціях, і по штуцеру нижньої секції виводиться з реактора вже продуктова суміш.

### **12.6 Гідроочищення бензинових фракцій**

Гідроочищення бензинових фракцій – один з основних процесів облагороджування нафтопродуктів. Це важлива технологія, що забезпечує одержання продуктів, які відповідають екологічним стандартам.

Гідроочищення спрямоване на зменшення вмісту сірчистих, азотистих і кисневмісних сполук, що є в бензинових фракціях.

Гідроочищення бензинів застосовується з метою підготовки сировини для установок каталітичного риформінгу.

Розрізняють гідроочищення:

- прямогінних бензинових фракцій;
- бензинів вторинного походження (бензинів коксування, вісбрекінгу, каталітичного крекінгу).

Гідроочищення бензинів проводять переважно з метою підготовки сировини для процесу риформінгу. Оскільки

ки каталізатор риформінгу отруюється гетероатомними сполуками, то глибина очищення повинна бути дуже високою: залишковий вміст сірки в сировині риформінгу на платиновому каталізаторі не може бути вище ніж  $4\text{--}5 \text{ млн}^{-1}$  (мг/кг), на біметалічних каталізаторах –  $1 \text{ млн}^{-1}$  (мг/кг). Очищення від гетероатомних і металоорганічних сполук бензинів прямого переганяння нафти відбувається зазвичай за температури  $320\text{--}360 \text{ }^\circ\text{C}$  під тиском  $3\text{--}5 \text{ МПа}$  та циркуляції водневмісного газу –  $200\text{--}500 \text{ м}^3/\text{м}^3$  сировини. Під час очищення бензинів вторинного походження (каталітичного крекінгу, термічних процесів), крім видалення гетероатомів, ставиться завдання селективного гідрування алкенів за умови збереження аренів.

На рисунку 12.10 наведено технологічну схему ділянки гідроочищення бензинової фракції, яка потім може подаватися до установки риформінгу.

Сировина – прямогінна фракція бензину з установок АВТ надходить у сировинну ємність *E-1*, звідки надходить на прийом насоса *H-1* і подається на змішування із водень-газом, що містить водень (ВМГ). Газорідинна суміш нагрівається в теплообміннику *T-1* (міжтрубний простір) завдяки теплу гідрогенізату з реактора *P-1* і надходить на нагрівання в чотирипотоківу піч *II-1*. Нагріта парогазова суміш надходить у реактор гідроочищення *P-1*, де відбувається реакція гідрогенізації сірчистих сполук з утворенням сірководню.

Газопродуктова суміш із реактора *P-1* через теплообмінник нагрівання газосировинної суміші *T-1* надходить на охолодження в повітряний конденсатор-холодильник *XB-1*, звідки подається на поділ у сепаратор *C-1*. Гідрогенізуват із *C-1* надходить на 20-ту тарілку відпарної колони *K-1*.

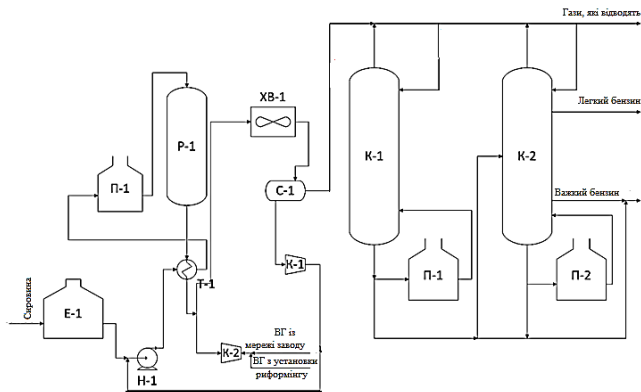


Рисунок 12.10 – Технологічна схема установки гідроочищення прямогінних бензинів:

*E-1* – сировинна ємність; *П-1*, *П-2* – печі; *H-1* – насос; *C-1* – сепаратор; *T-1* – теплообмінник; *P-1* – реактор; *K-1*, *K-2* – колони; *XB-1* – конденсатор-холодильник

Частина бензину знизу колони *K-1* подається як гарячий струмінь на нагрівання в чотирипотокову піч *П-1* і далі вниз колони. Інша кількість бензину під власним тиском надходить у колону поділу бензину *K-2* на 23-тю тарілку. Пари легкого бензину подаються на зрошення верху колони *K-1*.

Легкий бензин відкачує насос у резервуарний парк. Частина важкого бензину знизу колони подається як гарячий струмінь у чотирипотокову піч *П-2* і далі вниз колони.

## 12.7 Гідроочищення газових фракцій

Метою процесу є одержання малосіркового реактивного палива, освітлювального гасу або розчинника. Процес проводять практично в тих же самих умовах, що й гідроочищення прямогінного бензину. У товарному реактивному паливі вміст сірки допустимо не більш ніж 0,1 %, а в освітлювальних гасах – 0,05–0,1 %.

Іншою важливою характеристикою реактивних палив є вміст аренів, що не повинний перевищувати 10–16 %. У газах прямого переганання вміст аренів становить 14–30 %, а в легкому газойлі каталітичного крекінгу – 60–70 %. Особливо небажаними є домішки бі- і поліциклічних аренів. Якщо ставиться завдання понизити концентрацію аренів, то процес проводять на більш активному каталізаторі під тиском до 7 МПа.

Гідроочищення дозволяє поліпшити гасове пальне, тому що у процесі бензольні кільця насичуються воднем в ароматичних вуглеводних молекулах і в такий спосіб перетворюються на нафтени, які вже не коптять у процесі горіння.

## **12.8 Гідроочищення вакуумних дистилятів і вакуумного газойлю**

*Вакуумні дистиляти (вакуумні газойлі)* є сировиною каталітичного крекінгу, гідрокрекінгу, одержання електродного коксу. Для підвищення виходу й поліпшення якості продуктів цих процесів і зменшення забруднення навколишнього середовища оксидами сірки все більша частка вироблюваних вакуумних газойлів зазнає гідроочищення.

*Гідроочищення газойлю вакуумного* первинного переганання нафти не становить значних труднощів. Проводять цей процес на установках, аналогічних гідроочищенню середніх дистилятів: температура – 360–410 °С, тиск – 4–5 МПа, об'ємна швидкість подання сировини – 1–1,5 год<sup>-1</sup>. Водночас досягається 90–94 % ступінь гідровидалення сірки; вміст азоту знижується на 20–25 %; металів – на 75–85 %; аренів – на 10–12 %; коксівність – на 65–70 %. Важкі вакуумні газойлі вторинного походження (уповільненого коксування, вісбрекінгу) характеризуються високим вмістом сірки, азоту, алкенів, аренів, смол. Такі

газойлі рекомендують переробляти в суміші з первинними, додаючи їх у кількості до 30 %.

Якщо важкі газойлі вторинних процесів призначені як сировини для одержання технічного вуглецю, то в процесі їхньої гідропідготовки необхідно вилучити тільки сполуки сірки й азоту, не зачіпаючи аренів. Таке завдання виконують добром умов і каталізаторів.

### **12.9 Гідроочищення олій і парафінів і нафтових залишків**

*Гідроочищення мастильних фракцій* служить для поліпшення таких властивостей, як стабільність, колір, коксівність, за допомогою видалення гетероатомних поліциклічних і смолистих речовин. Процес більш технологічний порівняно із сіркокислотним і контактним доочищенням. Гідроочищення мастильних фракцій проводять за температури 300–325 °С, тиску 4 МПа на АКМ або АНМ-каталізаторах. Перспективним є алюмозалізомолібденовий каталізатор із промоторами, на якому гідроочищення мастил успішно протікає за температури 225–250 °С під тиском 2,7–3,0 МПа.

*Гідроочищення парафінів*, церезинів і петролатумів також знижує вміст у них сіркоорганічних сполук, алкенів, смол, поліпшує колір і стабільність. Процес проводять в умовах, близьких до гідроочищення мастил. Крім АКМ- і АНМ-каталізаторів використовують також алюмохроммолібденові й нікельвольфрамзалісні сульфидовані каталізатори.

*Гідроочищення нафтових залишків.* Вихід нафтових залишків (мазутів, гудронів) досягає 45–55 % на нафту. Одним зі способів поглиблення перероблення нафти і збільшення відбору світлих нафтопродуктів є каталітичне перероблення нафтових залишків (рис. 12.11).



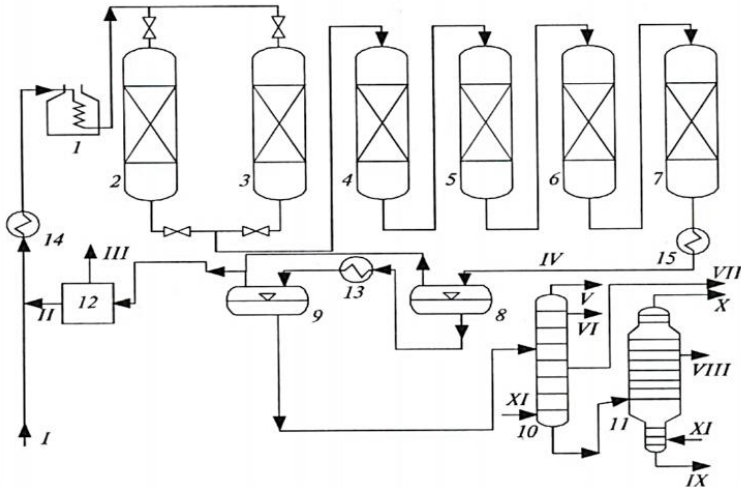


Рисунок 12.11 – Схема установки гідроочищення нафтових залишків:

1 – піч; 2, 3, 6, 7 – реактори гідроочищення;  
 4, 5 – реактори деметалізації; 8 – гарячий сепаратор ВМГ;  
 9 – холодний сепаратор ВМГ; 10 – атмосферна  
 колона; II – вакуумна колона; 12 – секція аміного  
 очищення; 13–15 – теплообмінники; I – сировина;  
 II – водневий газ; III – сірководень; IV – продукти  
 гідроочищення; V – газ; VI – бензин; VII – дизельна  
 фракція; VIII – газойль; IX – залишок; X – пари  
 з верху вакуумної колони; XI – пара

Порівняно з дистильтною сировиною залишки характеризуються більш високим вмістом сірко-, азот- і металоорганічних сполук, смол, асфальтенів, золи. Для підготовки нафтових залишків до каталітичного перероблення запропоновано низку методів непрямого гідровидалення сірки, які полягають у вакуумному переганянні мазуту й деасфальтизації, гудрону, що виділився, з подальшим гідроочищенням вакуумного газойлю й деасфальтизату. Якщо очищені продукти не змішувати із залишком деасфальтизації, то вміст

сірки в казановому паливі знижується майже на порядок (до 0,2–0,3 %). Під час змішуванні очищених продуктів із залишком вмісту сірки в паливі становить 0,4–1,4 %.

У таблиці 12.2 наведено матеріальний баланс установки гідроочищення залишку гудрону.

Таблиця 12.2 – Матеріальний баланс гідроочищення деасфальтизованого залишку (ДАЗ) гудрону

Показник	Значення	Показник	Значення
Оброблено:		Отримано:	
ДАЗ	100,0	газ C <sub>1</sub> –C <sub>3</sub>	1,2
водень	1,0	газ C <sub>4</sub>	0,5
		аміак	0,1
		сірководень	1,8
		фр. C <sub>5</sub> – 200 °С	2,8
		фр. > 200 °С	94,6
Разом	101,0	Разом	101,0

У сучасних схемах нафтопереробних заводів переважно застосовують пряме гідровидалення сірки мазуту або роздільне каталітичне перероблення вакуумного дистилляту й гудрону. Пряме гідровидалення сірки мазуту проводять за таких умов: температура – 370–427 °С, тиск – 1,0–15 МПа.

Вихід мазуту із вмістом сірки до 0,3 % становить 97–99 %. Одночасно з видаленням сірки відбувається видалення азоту, смол, асфальтенів і часткова деструкція сировини.

### 12.10 Гідроочищення гудронів і залишкових нафтопродуктів

*Гідроочищення гудронів* являє собою більш складне завдання, ніж гідроочищення мазутів. Ефективне перероблення такої сировини можлива тільки за його попередньої деметалізації або деасфальтизації. Основним недоліком

усіх процесів прямого гідровидалення залишків сірки є швидка дезактивація каталізатора через відкладання коксу й металів. У разі отруєння коксом активність каталізатора відновлюється за допомогою регенерації. За умови отруєння металами (V, Ni) окисна регенерація не відновлює активності каталізатора. Уведення в технологію гідроочищення залишків стадії деметалізації дозволяє знизити витрати каталізаторів у 3–5 разів.

**Гідроочищення нафтопродуктів залишкових.** На рівні з іншими продуктами палива залишкові повинні задовольняти нормам щодо захисту навколишнього середовища. Тому для цих продуктів є спеціалізовані установки, на яких видаляється сірка. Технологічні схеми таких установок мають багато чого схожого зі схемами установок гідроочищення легких фракцій, але основне устаткування, а також продукти, що одержують на цих установках, є різними. Для залишкових нафтопродуктів характерним є те, що співвідношення між воднем і вуглецем є низьким. Тому в реакторі потрібно створювати високий тиск, щоб запобігти утворенню коксу, незважаючи на наявність надлишку водню. Унаслідок утворення великого тиску установка гідроочищення залишків повинна бути міцною, а це досить дорого.

Кінцеві продукти установок гідроочищення залишкових нафтопродуктів містять велику кількість легкокиплячих компонентів. Треба руйнувати молекули для вилучення з них сірки, азоту і металів. Унаслідок цього на виході отримують молекули з меншим розміром.

## **12.11 Потужність і матеріальний баланс промислових установок гідроочищення**

**Матеріальний баланс.** У таблиці 12.3 наведено матеріальний баланс установок гідроочищення бензину (I), гасу (II), дизельного палива (III) і вакуумного дистиляту – сировини каталітичного крекінгу (IV).

Таблиця 12.3 – Матеріальний баланс установок гідроочищення

Параметр	I	II	III	IV
Надійшло, %				
Сировина	100,00	100,00	100,0	100,0
Водень 100 %-й на реакцію	0,15 *	0,25	0,40	0,65
Усього	100,15	100,25	100,4	100,6
Отримано, %				
Гідроочищене паливо	99,00	97,90	96,90	86,75
Дизельна фракція	–	–	–	9,2
Відгін	–	1,10	1,3	1,3
Газ, що містить водень	0,65	0,65	0,60	1,5
Сірководень	–	0,20	1,2	1,5
Втрати	0,5	0,4	0,4	0,4
Усього	100,15	100,25	100,4	100,6

\* Загальна витрата з урахуванням втрат на розчинення.

**Видаткові показники.** Нижче (табл. 12.4) наведено дані щодо витрати енергоресурсів і реагентів на установках гідроочищення бензину (I), які працюють за схемою «на протоку» з гарячою сепарацією і стабілізатором із термосифонним ребойлером; гідроочищення гасу (II) із циркуляцією газу, що містить водень, холодною сепарацією і стабілізацією за допомогою гарячого струменя; гідроочищення дизельного палива (III) із циркуляцією газу, що містить водень, холодною сепарацією, відпарюванням у стабілізаційній колоні за допомогою водяної пари, гідроочищення вакуумного дистилляту (IV).

**Потужність установок.** На нафтопереробних заводах країни експлуатуються установки з гідроочищення прямогінних бензинових, газових, дизельних фракцій, вакуумного дистилляту, компонентів мастил.

Таблиця 12.4 – Витрати енергоресурсів і реагентів на установках гідроочищення бензину

Параметр	I	II	III	IV
Пара, кг	8,0	35,2	31,5	33,9
Електроенергія, МДж	16,9	61,4	38,0	65,0
Холодна вода, ( $\Delta t = 20$ °C), м <sup>3</sup>	4,0	1,3	0,47	1,1
Мазут, кг	16,7	–	6,8	10,3
Газ, м <sup>3</sup>	–	10,5	2,1	4,21
Моноетаноламін, кг	–	0,025	0,027	0,05
Каталізатор, кг	0,014	0,004	0,0086	0,02

Потужність установок із сировини, що переробляється, коливається від 300 до 2000 тис. т/рік. Потужність установок для гідроочищення бензину становить 300–1000 тис. т/рік, гасу – 600–2000 тис. т/рік, дизельного палива – 1200–2000 тис. т/рік, компонентів мастил 300–600 тис. т/рік, вакуумного дистилляту 600–2000 тис. т/рік.

## РОЗДІЛ 13 ГІДРОКРЕКІНГ

### 13.1 Призначення гідрокрекінгу

Гідрокрекінг – це термічний процес перероблення нафтопродуктів під тиском водневого газу на каталізаторах із метою одержання бензину, газового та дизельного палива (світлих нафтопродуктів), а також газів С<sub>3</sub>–С<sub>4</sub> у зрідженому вигляді. Нафтова сировина водночас має більш високу молекулярну масу, ніж одержувані продукти перероблення.

За допомогою гідрокрекінгу можливо одержувати різноманітний асортимент нафтопродуктів практично з різної нафтової сировини з використанням відповідних каталізаторів і технологічних параметрів. Тому цей процес найбільш гнучкий та ефективний серед процесів нафтоперероблення.

Гідрокрекінг – процес крекінгу за наявності водню, коли деструкції зі зменшенням розміру молекул зазнає більш ніж 10 % сировини:

- 10–50 % – легкий гідрокрекінг (ЛГК);
- 50 % і більше – гідрокрекінг під тиском.

Основні переваги гідрокрекінгу порівняно з іншими процесами перероблення нафтових фракцій такі:

- гнучкість процесу – це можливість одержання з одного виду сировини різних цільових продуктів, а також можливість перероблення найрізноманітніших видів сировини – від важких бензинів до нафтових залишків;
- великий вихід світлих продуктів (вихід реактивного палива можна збільшити із 2–3 % на нафту до 15 %, а вихід зимового дизельного палива з 10–15 % до 100 %);
- висока якість одержуваних продуктів.

У таблиці 13.1 наведено основні реакції, що відбуваються в нафтовій сировині у процесах гідрокрекінгу.

Таблиця 13.1 – Основні реакції гідрокрекінгу вуглеводнів нафтової сировини

<b>Вихідні вуглеводні</b>	<b>Реакції</b>	<b>Вуглеводні, що утворюються</b>
Парафіни	Ізомеризація, розрив ланцюга	Низькокиплячі парафінові ізобудови
Нафтени	Ізомеризація, гідрдеалкілування	Циклопентани C <sub>6</sub> –C <sub>8</sub> і низькокиплячі парафінові ізобудови
Олефіни	Ізомеризація, розриви ланцюга, гідрування	Низькокиплячі парафінові ізобудови
Алкіл-ароматичні	Ізомеризація, диспропорціонування, гідрдеалкілування, гідрування	Алкілароматичні C <sub>8</sub> –C <sub>9</sub> , низькокиплячі ізопарафінові й нафтеніві
Нафтенароматичні	Розкриття кільця	Алкілароматичні C <sub>8</sub> –C <sub>9</sub> , низькокиплячі ізопарафінові й нафтеніві
Поліцикличні ароматичні	Гідрування	Алкілароматичні C <sub>8</sub> –C <sub>9</sub> , низькокиплячі ізопарафінові й нафтеніві

Характеристики продуктів гідрокрекінгу великою мірою визначаються властивостями каталізатора – його гідрувальною і кислотною активністю. Каталізатори гідрокрекінгу можна розділити на ті, що мають високу гідрувальну й відносно низьку кислотну активність, і на ті, що мають відносно невисоку гідрувальну й високу кислотну активність.

### 13.2 Каталізатори процесу гідрокрекінгу

Асортимент каталізаторів гідрокрекінгу досить широкий, що можна пояснити можливістю використання широкого спектра каталізаторів і технологічних параметрів. Зазвичай каталізатори мають такі компоненти:

- кислотний;
- гідрувально-дегідрувальний;
- сполучний (забезпечує міцність каталізатора такою пористою структурою).

Як кислотні компоненти, що виконують крекувальну ізометрувальну функцію, використовують алюмосилікати, оксид алюмінію, цеоліти. Кислотність у каталізаторі підсилюють за допомогою введення додаткових оксидних добавок, галогену або проводять попереднє деалюмініування або декатіонування цеоліту.

Гідрувальним компонентом зазвичай служать метали VIII групи (Pt, Pd, Ni, Co, Fe), а також оксиди або сульфіді деяких металів VI групи (Mo, W). Для підвищення активності перед використанням метали VIII групи відновлюють воднем, а оксидні молібдено- і вольфрамівмісні каталізатори – сульфідують; крім того, для активування каталізаторів використовують також різноманітні промотори. Як промотори найбільш відомі реній, родій, іридій, рідкісноземельні елементи для металів VIII групи й оксиди кобальту й нікелю для каталізаторів на основі металів VI групи. Функції сполучних часто виконують кислотні компоненти (оксид алюмінію, алюмосилікати), а також оксиди кремнію, титану, цирконію, силікати магнію і цирконію.

Більшість каталізаторів, що містять метали VIII групи, легко отруюються каталітичними отрутами, до яких відносять елементи V групи (N, P, As, Sb, Bi) і частину елементів VI групи (O, S, Se, Ti). Тому гідрокрекінг сировини, що містить значну кількість гетеро- і металоорганічних сполук, зазвичай проводять у два шаблі. На першому шаблі переважно відбувається гідроочищення і неглибокий



гідрокрекінг поліциклічних аренів. Каталізатори цього щабля ідентичні каталізаторам гідроочищення. Вони містять оксиди й сульфідні нікелю, кобальту, молібдену й вольфраму на активному оксиді алюмінію, алюмосилікаті або цеоліті. На другому щаблі підготовлена сировина, що містить не більш ніж 2 % сірки й не більш ніж 4 % азоту, переробляється на каталізаторах, що містять паладій або платину на цеоліті.

В одноступінчастому гідрокрекінгу дистилатних фракцій використовують біфункціональний каталізатор, у якому гідрувальну функцію виконують елементи платинової групи (0,1–3,0 %), а також нікель (2–10 %) або композиції нікелю (кобальту) у кількості 2,5–5 % і молібдену (вольфраму) 5–15 % у сульфідній формі. Кислотними компонентами є цеоліт, оксид алюмінію або алюмосилікат.

У процесі селективного гідрокрекінгу як каталізатори застосовують модифіковані цеоліти зі специфічною молекулярно-ситовою дією: пори цеолітів доступні тільки для молекул алканів нормальної будови. Гідрувально-дегідрувальні функції в таких каталізаторах виконують ті ж самі метали і сполуки, що й в одноступінчастому гідрокрекінгу.

### **13.3 Основні чинники, що впливають на процес гідрокрекінгу**

Перетворення сировини в умовах процесу гідрокрекінгу йде за такими напрямками. Насамперед гідрогенолізу зазнають неуглеводневі сполуки, унаслідок чого із сировини видаляються гетероатоми у вигляді  $H_2O$ ,  $NH_3$  і  $H_2S$ . Одночасно відбувається гідрування вуглеводнів, що мають ненасичений характер. Поліциклічні ариени й циклоалкани гідруються в заміщені моноциклічними. Алкани зазнають ізомеризації й розщеплення. Значно сутужніше (у більш жорстких умовах або в наявності більш активних каталізаторів) відбувається насичення останнього ароматичного кільця й гідрогенолізу алканів і моноциклоалканів.

Розщеплення й ізомеризація є типовими реакціями першого порядку. Гідрування й деструктивне гідрування – реакції другого порядку. Однак у зв'язку з більшим надлишком водню в системі їх також описують рівняннями першого порядку. Отже, гідрокрекінг загалом можна подати у вигляді кінетичного рівняння реакцій першого порядку з гальмуванням реакції продуктами, що утворюються. Потрібна енергія активації гідрокрекінгу вакуумного газойлю в температурному інтервалі 380–420 °С становить 140–250 кДж/моль.

На рисунку 13.1 подано основні чинники процесу гідрокрекінгу. Аналогічно до інших процесів, у яких використовуються каталізatori, на процес гідрокрекінгу впливають: температура; тиск; швидкість подання сировини. Додатково на підставі проведення процесу в середовищі, що містить водень, на процес також впливає наявність і витрата газу, що містить водень, та концентрація водню в цьому газі.



Рисунок 13.1 – Основні чинники процесу гідравлічного крекінгу

У процесі гідрокрекінгу виникає тепловий ефект, що залежить від співвідношення реакції гідрування й розщеплення. Реакції гідрування звичайно перебивають позитивним тепловим ефектом негатив від теплового ефекту розщеплення. Загалом тепловий ефект процесу гідрокрекінгу може змінюватися від 208 кДж/кг до 834 кДж/кг сировини. Витрата водню на реакцію залежить від призначення процесу, використовуваної сировини, каталізатора, режиму процесу й інших чинників. Водень, що утримує газ, подається в кількості 500–2000 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> сировини. Чим легше продукти, одержувані з цієї сировини, тим більше витрата водню й тим вище повинно бути співвідношення водень / сировина.

Оптимальна температура проведення гідрокрекінгу зазвичай 300–425 °С. Реакції протікають із малою швидкістю за умови зменшення температури. Реакції гідрування і збільшення швидкості коксоутворення обмежують впливом на термодинамічні чинники занадто велике підвищення температури. Крім того, за підвищеної температури значно прискорюються реакції розпаду, що йдуть із найбільшою енергією активації, унаслідок чого збільшується вихід легких фракцій і газу. Тиск, мінімально необхідний для перероблення легких газойлів за умови 400–425 °С, становить приблизно 7 МПа. За тиску менш ніж 5 МПа починається інтенсивне закоксування каталізатора. Для важких газойлів і, крім того, залишкової сировини з метою запобігання зворотної реакції дегідрування циклоалканових кілець у поліциклічних системах потрібний більш високий тиск (до 20–30 МПа).

### **13.4 Гідрокрекінг у промисловості**

За цільовим призначенням реалізовані в промисловості процеси гідрокрекінгу можна розділити на такі:

1) гідрокрекінг бензинових фракцій із метою одержання зрідженого нафтового газу, вуглеводнів С<sub>4</sub>–С<sub>5</sub> ізо-

будови для нафтохімічного синтезу й легкого високооктанового компонента автомобільних бензинів;

2) гідрокрекінг середніх дистилатів (прямогінних і вторинного походження) з температурою кипіння 200–350 °С із метою одержання бензинів і реактивних палив;

3) гідрокрекінг атмосферного й вакуумного газойлів, газойлів коксування й каталітичного крекінгу з метою одержання бензинів, реактивного й дизельного палив;

4) гідрокрекінг важких нафтових дистилатів із метою одержання реактивних і дизельних палив, мастил, малосіркових котельних палив і сировини для каталітичного крекінгу;

5) селективний гідрокрекінг бензинів із метою підвищення октанових чисел; реактивних і дизельних палив із метою зниження температури застигання; мастильних фракцій – для поліпшення кольору, стабільності і зниження температури застигання;

6) гідродearоматизація.

**Гідрокрекінг бензинових фракцій.** Розроблений і знайшов промислове застосування комбінований процес каталітичного риформінгу й гідрокрекінгу бензинів, який у нашій країні одержав назву ізоформінгу. У цьому процесі сировина – важкі бензинові фракції – перед риформінгом піддають гідрокрекінгу, сполученому з гідроочищенням. Продукт гідрокрекінгу, очищений від гетероорганічних сполук, містить до 20 % низькомолекулярних алканів (ізокомпонентів), які відокремлюють ректифікацією. Залишок після ректифікації порівняно з вихідною сировиною має полегшений фракційний склад і характеризується підвищеним вмістом аренів і циклоалканів, тобто є кращою сировиною для каталітичного риформінгу. Оптимальні результати гідрокрекінгу бензинів отримані на нікель-алюмосилікатному, нікель-цеолітному і нікель-молібденцеолітному каталізаторах за температури 300–350 °С під тиском 2–9 МПа й циркуляції водневмісного газу 1000–1500 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> сировини.

Октанове число ізокомпонента становить 86 пунктів за дослідницьким методом. Змішуванням ізокомпонента з риформатом у співвідношенні 3 : 7 одержують бензин АІ-93.

**Гідрокрекінг середніх дистилатів.** Гідрокрекінг середніх дистилатів (200–350 °С) для одержання бензинів і реактивних палив вивчений, але практичного значення не має у зв'язку з відсутністю ресурсів сировини.

**Гідрокрекінг важких газойлевих фракцій.** У промисловості реалізовані варіанти гідрокрекінгу важких газойлевих фракцій, спрямовані на одержання бензину, реактивного й дизельного палива, а також підвищення якості мастил, казанового палива й сировини каталітичного крекінгу й піролізу.

Гідрокрекінг важких газойлів у середні дистилатні фракції (реактивне й дизельне паливо) також здійснюють за одно- і двоступінчастою схемами. Найпоширеніший одноступінчастий процес на каталізаторах, не чутливих до отрут за температури 380–410 °С і тиску водню 12–15 МПа. Режим процесу підбирають так, щоб за невисокого виходу бензину одержувати до 85 % реактивного або дизельного палива. Розроблений одноступінчастий процес гідрокрекінгу вакуумного газойлю в один щабель на цеолітвмісному каталізаторі ГК-8 з одержанням 52 % реактивного палива або до 70 % зимового дизельного палива із залишковим вмістом аренів 5–7 %. Гідрокрекінг вакуумних дистилатів сірчистих нафт здійснюють за двома стадійними схемами.

Внесення гідрокрекінгу у схеми перероблення нафти забезпечує гнучкість експлуатації підприємств. Можна на одній установці змінювати умови поділу рідких продуктів за допомогою ректифікації та параметри технологічного режиму процесу й одержувати кожний із перерахованих продуктів: бензин, реактивне або дизельне паливо.

**Бензиновий варіант** дає можливість одержувати 51 % бензину, перераховуючи на сировину. Водночас лег-

кий бензин (фракція С5–С6) має октанове число 82, а фракція С7–С10 – 66 (за моторним методом) за вмісту сірки 0,01 %. Фракція С7–С10 може бути піддана риформінгу для підвищення октанового числа. Дизельне паливо, одержуване в цьому варіанті (фракція 180–350 °С) з виходом 25,4 % від сировини має цетанове число 50–55, містить 0,01 % сірки й застигає за температури не вище ніж –10 °С. Ця фракція відповідає всім вимогам стандарту на літнє дизельне паливо.

Продукти гідрокрекінгу за бензиновим варіантом багато в чому подібні до продуктів каталітичного крекінгу: газоподібні продукти містять значну кількість вуглеводнів С3–С4, у рідких продуктах багато розгалужених сполук. На відміну від каталітичного крекінгу, продукти гідрокрекінгу мають насичений характер і практично не містять гетероатомних сполук. Газойлі гідрокрекінгу, крім того, менш ароматизовані, ніж газойлі каталітичного крекінгу.

**Реактивно-паливний варіант** дозволяє одержувати до 41,5 % фракції 120–240 °С, що відповідає вимогам стандарту на реактивне паливо. За двох інших варіантів, що мають дизельно-паливний напрямок, можна одержувати 47 % і 67 % дизельного палива з цетановим числом 50.

Перспективним напрямком гідрокрекінгу є перероблення мастильних фракцій (деасфальтизатів і вакуумних дистилатів). Глибоким гідруванням мастил можна збільшити індекс в'язкості із 36 до 85–110, знизити вміст сірки із 2 % до 0,04–0,1 %, на порядок знизити коксівність і зменшити температуру застигання. Якщо підібрати умови (температуру, об'ємну швидкість подання сировини, каталізатор), можна одержувати мастила, які мають високий індекс в'язкості, з будь-яких нафт. Для обмеження деструктивних процесів і збільшення виходу цільових продуктів процес часто здійснюють у дві стадії. На першій стадії (температура 420–440 °С і тиск 20–30 МПа) на АНМ-каталізаторі відбувається гідроочищення й гідрування поліциклічних

сполук. Високий тиск необхідний для глибокого розщеплення й гідрування поліциклічних аренів і циклоалканів, а також смол, унаслідок чого знижується коксівність і зростає індекс в'язкості.

На другій стадії (температура 320–350 °С і тиск 17–18 МПа) на біфункціональних каталізаторах відбувається доочищення мастила й гідроізомеризація н-алканів, тому що ізоалкани застигають за значно більш низької температури, ніж алкани нормальної будови, гідроізомеризація знижує температуру застигання мастильних фракцій і унеможлиблює операцію депарафінізації розчинниками.

Каталітична гідродароматизація – основний процес, за якого одержують реактивні палива (гаси) високої якості із прямогінних фракцій і вторинної сировини. Вміст аренів у прямогінних середньодистильатних фракціях залежить від складу нафти і становить 14–35 %, а в дистильатах вторинного походження досягає 70 %. Перероблення прямогінної сировини, що містить сірки менше ніж 0,2 % і азоту менше ніж 0,001 %, роблять в одну стадію на платиноцеолітвмісному каталізаторі за температури 280–340 °С, тиску 4 МПа, об'ємної швидкості подання сировини 4 год<sup>-1</sup>. Повнота видалення аренів водночас становить 75–90 %. За більшого вмісту гетероатомів потрібне попереднє гідроочищення. Вторинна сировина переробляється в більш жорстких умовах – за температури 350–400 °С, під тиском 25–35 МПа.

Незважаючи на те, що гідрокрекінг є відносно дорогим процесом, що пов'язано з більшими капітальними витратами на обладнання високого тиску і споживанням значної кількості водню, він набув широкого промислового розвитку.

### **13.5 Основні переваги та сировина гідрокрекінгу**

Основні переваги гідрокрекінгу порівняно з іншими процесами перероблення нафтових фракцій такі:

– гнучкість процесу, тобто можливість одержання з однієї сировини різних цільових продуктів, а також можли-

вість перероблення найрізноманітніших видів сировини – від важких бензинів до нафтових залишків;

- великий вихід світлих продуктів; наприклад, вихід реактивного палива можна збільшити із 2–3 % на нафту до 15 %, а вихід зимового дизельного палива з 10–15 % до 100 %;

- висока якість одержуваних продуктів.

В умовах гідрокрекінгу вихідна сировина в міру розщеплення змінює свій вуглеводневий склад. Залежно від ролі реакцій гідрування / дегідрування його реакційна здатність може як зростати, так і падати.

Швидкість відкладання коксу на каталізаторах зростає з підвищенням їхньої кислотності, збільшенням розміру часток, підвищенням вмісту в сировині ароматичних вуглеводнів (особливо поліциклічних), азотистих сполук, смол, асфальтенів, зниженням тиску водню та ін. Максимальний вихід цільових продуктів забезпечено добором відповідного каталізатора й обмеженням глибини перетворення сировини з напрямком неперетвореного залишку на рециркуляцію. Ефективність перетворення рециркуляційного залишку в цільові продукти визначається його реакційною здатністю, яка повинна бути вище за реакційну здатність вихідної сировини.

Проведення процесу в реакторі ідеального витиснення забезпечує найбільший вихід цільових продуктів. Для процесів гідрокрекінгу характерна наявність трьох фаз, від повноти їхнього контакту між собою залежить ефективність процесу. Зі збільшенням діаметра реактора знижується порозність шару каталізатора, нівелюється негативний вплив стінок, поліпшується розподіл газу й рідини. Для ефективного ведення процесу діаметр апарата повинен перевищувати 100 діаметрів часток каталізатора.

Повнота контакту фаз залежить від навантаження перетину каталізатора за рідкою фазою. Розтікання рідини в шарі каталізатора залежить від багатьох чинників, але



визначальним є поверхневий натяг. Зі свого боку, густина, що встановилася зрошенням, є оптимальною величиною, за якої всі частки каталізатора однаково змочує рідка фаза. Водночас у промисловому реакторі практично відсутня різниця температур у поперечному перерізі шару.

За меншої густини зрошення відзначається неповне змочування часток, за більшої – «захлинання» шару й виникнення радіального руху рідини. У процесі гідрокрекінгу густина зрошення становить 12–18 м<sup>3</sup>/год на 1 м<sup>2</sup> перетину шару.

Для процесів гідрокрекінгу використовують реактори з декількома адіабатичними шарами каталізатора. Діаметр реактора розраховують на підставі густини, що встановилася, зрошення за рідкою фазою.

Висоту кожного шару каталізатора вибирають із розрахунку припустимого градієнта температури, який не повинен перевищувати 20 °С, щоб уникнути «теплового вибуху» і скорочення терміну служби каталізатора.

**Сировина гідрокрекінгу.** Як основну сировину на гідрокрекінг подають дистилятні продукти вакуумного переганання мазуту, що є залишком первинного переганання нафти.

### 13.6 Промислові схеми гідрокрекінгу

На рисунку 13.2 подано типову технологічну *схему одностадійного варіанта* процесу. Суміш свіжої сировини, рециркуляційного залишку, що циркулює, й свіжого водню нагрівається до температури реакції й подається в реактор.

Продукти, що виходять із реактора, віддають тепло сировинній суміші й надходять у сепаратор високого тиску, де відділяється циркуляційний газ, що вертається в реактор. Рідкі продукти, що залишають сепаратор високого тиску, проходять послідовно сепаратор низького тиску, колону дебутанізації й надходять у ректифікаційну колону, де вони розділяються на компоненти.

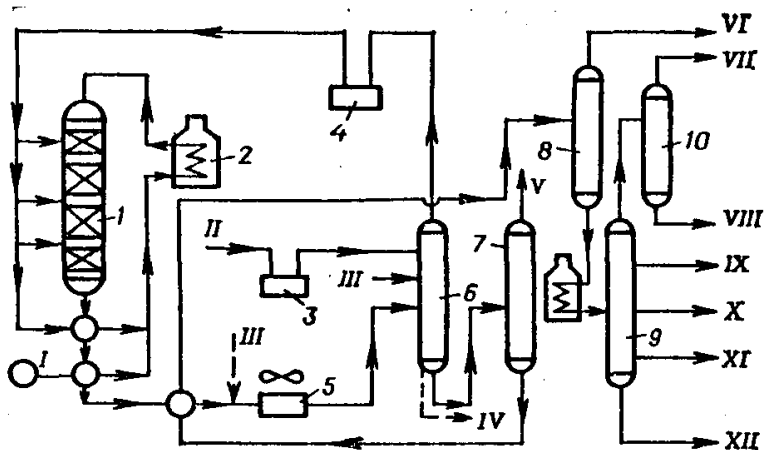


Рисунок 13.2 – Одноступінчаста установка  
одностадійного гідрокрекінгу:

*I* – реактор; *2* – сировинна піч; *3* – компресор додаткового водню; *4* – циркуляційний компресор; *5* – повітряний холодильник; *6* і *7* – газорідні сепаратори високого й низького тиску; *8* – стабілізаційна колона; *9* – фракціонуєча колона; *10* – колона вторинного перегання бензину; *I* – сировина; *II* – додатковий водень; *III* – вода; *IV* – кислі стоки; *V* – газ на очищення; *VI* – зріджений нафтовий газ; *VII* – легкий бензин; *VIII* – важкий бензин; *IX* – лігроїн; *X* – газ; *XI* – газойль; *XII* – залишок

*Двостадійну схему* використовують для одержання більш різноманітного асортименту продуктів: зрідженого газу, бензину, реактивного палива, дизельного палива та ін. (процеси юнікрекінгу фірми Union Oil of California, гідрокрекінг фірми Houdry-Gulf, хайкрекінг фірми Exxon Research and Engineering, гідрокрекінг фірми BASF і Французького інституту нафти).

У двостадійному варіанті процесу (рис. 13.3) нагріта сировина й циркуляційний газ, що містить водень, змішують

і пропускають через реактор першої стадії для очищення від сірки, азоту й частково від ароматичних вуглеводнів.

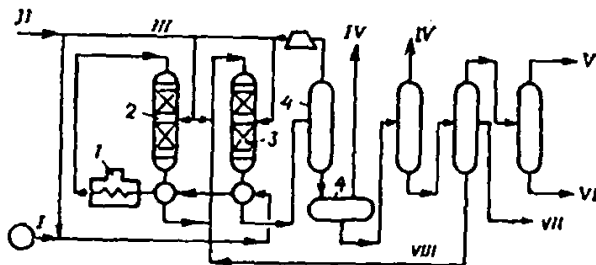


Рисунок 13.3 – Одноступінчаста установка двостадійного гідрокрекінгу: 1 – печі; 2, 3 – перший і другий реактори; 4 – газорідинні сепаратори; I – сировина; II – додатковий водень; III – циркуляційний водень; IV – газ на ГФУ; V – легкий бензин; VI – важкий бензин; VII – середнє дистилятне паливо; VIII – рециркуляційний залишок

Після цього газосировинна суміш разом із рециркуляційним залишком і додатковою кількістю водню надходить у другий реактор для контакту з каталізатором гідрокрекінгу. Продукти, що виходять із другого реактора, віддають тепло сировинній суміші й надходять у сепаратор високого тиску. Наступний рух продуктів реакції не відрізняється від попередньої схеми.

**Технологічний режим.** Більшість промислових установок гідрокрекінгу працює під тиском 15–17 МПа з циркуляцією газу, що містить водень, об’ємний вміст водню в якому перебуває в межах 80–85 %. В окремих випадках, наприклад під час виробництва олій, тиск підтримується на рівні 20–25 МПа.

Учені розробили варіант процесу беззалишкового перероблення вакуумного дистиляту в дизельні палива за загального тиску 10 МПа.

Останніми роками набуває поширення одностадійний процес легкого гідрокрекінгу вакуумного дистилату за тиску 5–7 МПа з метою одержання дизельного палива й малосіркової сировини для каталітичного крекінгу (процеси Французького інституту нафти, фірм UOP – США, Chyoda – Японія).

Кратність циркуляції газу, що містить водень, стосовно сировини, що переробляється, ухвалюється залежно від призначення процесу в межах 800–2000 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> (зазначений об'єм газу за нормальних умов).

Характерним інтервалом температур для процесу є 360–440 °С з поступовим підвищенням від нижньої границі до верхньої в міру відпрацьовування каталізатора.

Окисна регенерація каталізатора проводиться, зазвичай, без його вивантаження у струмі інертного газу за тиску 3–5 МПа, температури 480–520 °С.

Оброблення каталізатора сіркою виконується за температури 150–350 °С, тиску 2–5 МПа в потоці циркуляційного газу, що містить водень, за об'ємом 0,5–5,0 % H<sub>2</sub>S, або за допомогою сіркоорганічних сполук (меркаптани, сульфідиди, дисульфідиди), а також легкими сірчистими нафтопродуктами.

### **13.7 Технолігічне устаткування процесу гідрокрекінгу**

Устаткування установок гідрокрекінгу аналігічне устаткуванню установок гідроочищення нафтової сировини. Відмінності є в реакторному блоці й обумовлені необхідністю роботи за більш високого тиску.

Реактори гідрокрекінгу (рис. 13.4) мають діаметр до 4 м, висоту – до 30 м і масу – до 500 т. Корпус зазвичай у багатошаровому гарячому виконанні з рулонів або зібраний з окремих обичайок. В окремих випадках застосовуються монолітні апарати із внутрішнім покриттям із нержавіючої сталі для запобігання сірководневій корозії.

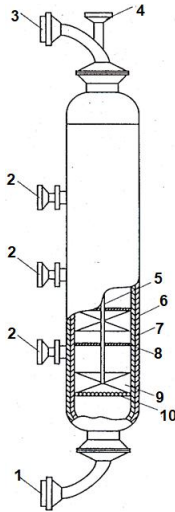


Рисунок 13.4 – Реактор гідрокрекінгу: 1 – штуцер виходу продуктів реакції; 2 – вхід холодного водню між шарами каталізатора; 3 – штуцер входу сировини в реактор; 4 – термомпара; 5 – полиця для шару каталізатора; 6 – корпус реактора; 7 – футеровка реактора; 8 – розподільник холодного водню; 9 – шар каталізатора; 10 – керамічні кульки внизу шару каталізатора

Внутрішній простір реактора розділений колосниковими ґратами на кілька секцій, куди завантажуються каталізатор.

Над кожним шаром каталізатора розміщується контактнo-розподільний пристрій для змішування реагуючого потоку з холодним газом, що містить водень, його охолодження й подальшого рівномірного розподілу.

На рисунках 13.5–13.6 подано ще декілька чинних у промисловості варіантів технологічних схем процесу каталітичного крекінгу.

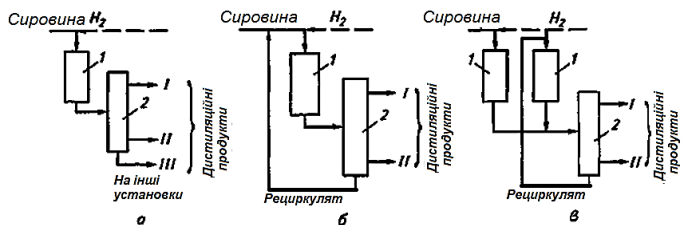


Рисунок 13.5 – Варіанти схем процесів гідрокрекінгу вакуумного газойлю під тиском:  
*a* – однопрохідний процес; *б* – одноступінчастий процес;  
*в* – двоступінчастий процес; 1 – реактор;  
 2 – колона фракціонування

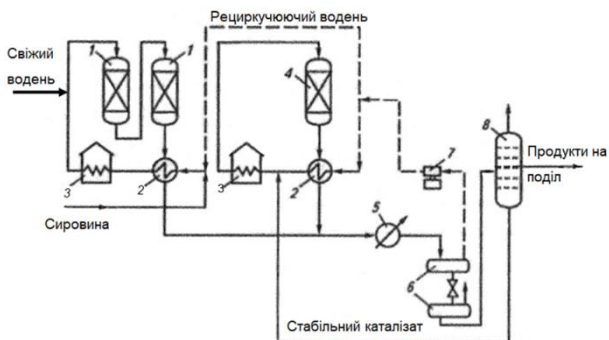


Рисунок 13.6 – Схема установки двоступінчастого процесу гідрокрекінгу вакуумного газойлю (Юнікрекінг):  
 1 – реактори першого щабля; 2 – теплообмінники;  
 3 – трубчаста піч; 4 – реактор другого щабля;  
 5 – холодильник; 6 – сепаратори; 7 – циркуляційний компресор; 8 – дистильційна колона

Газосировинна суміш надходить у реактор через верхній штуцер, розподіляється над шаром каталізатора й рухається послідовно через усі секції. Продукти реакції виводяться через нижній штуцер.

У верхній частині реактора необхідно передбачати фільтрувальний пристрій для вловлювання продуктів коро-

зії й механічних домішок, щоб уникнути зростання перепаду тиску й засмічення шару каталізатора.

### 13.8 Потужність установок і матеріальний баланс установок гідрокрекінгу

**Матеріальний баланс.** У таблиці 13.2 подано типовий матеріальний баланс процесу гідрокрекінгу під час беззалишкового перероблення вакуумного дистиляту в моторні палива й інші цінні нафтопродукти.

Одинична **потужність** однопотокового реакторного блоку є в межах 300–1000 тис. т/рік по вихідній сировині, що переробляється. Потужності вітчизняних двопоточних установок гідрокрекінгу становлять 1 млн т/рік по сировині й до 2 млн т/рік по сумарному сировинному завантаженню з урахуванням перероблення неперетвореного залишку. Продуктивність закордонних установок перебуває на такому ж самому рівні.

Таблиця 13.2 – Матеріальний баланс гідрокрекінгу вакуумного дистиляту (тиск – 15–17 МПа)

Показник	Цільові продукти			
	бензин	середні	дистиляти	сировина піролізу
1	2	3	4	5
Надійшло, %				
Вакуумний дистилят	100,00	100,00	100,00	100,00
Водень (на реакцію)	2,72	2,24	2,20	1,73
Усього	102,72	102,24	102,20	101,73
Отримане, %				
Аміак	0,14	0,14	0,14	0,14
Сірководень	2,23	2,23	2,23	2,23
Гази C <sub>1</sub> –C <sub>2</sub>	0,47	0,33	0,31	0,24
Гази C <sub>3</sub> –C <sub>4</sub>	6,93	3,00	2,93	0,88

Продовження таблиці 13.2

1	2	3	4	5
Легкий бензин	14,0	5,89	6,20	2,70
Важкий бензин	51,05	24,25	20,46	9,80
Газ	10,77	25,64	39,93	26,19
Газойль	17,13	40,76	–	–
Залишок для піролізу	–	–	30,00	60,00
Усього	102,72	102,24	102,20	101,73

Гнучкість процесу дозволяє за допомогою зміни температурного режиму, продуктивності за вихідною сировиною й рециркуляційному залишку одержувати в широкому інтервалі виходи тих або інших продуктів.

**Видаткові показники гідрокрекінгу.** Процеси гідрокрекінгу, особливо за високого тиску, є енергоємними й вимагають значних капітальних витрат (табл. 13.3).

Таблиця 13.3 – Видаткові показники гідрокрекінгу

Показник	Значення
Питомі капіталовкладення добової потужності, дол./м <sup>3</sup>	8200–16 300
Питомі енергетичні витрати й витрати на 1 м <sup>3</sup> сировини	
електроенергія, кВт · год	40–70
паливо, МДж	660–1320
охолоджувальна вода, м <sup>3</sup>	2–7
пара низького тиску, кг	2–18
каталізатор, дол.	0,25–0,82
Початкове завантаження каталізатора, дол./м <sup>3</sup> добової потужності	1000–1300

Однак можливість одержання світлих нафтопродуктів у кількості до 100 % за обсягом сировини, що перероблюється, ставить гідрокрекінг у низку перспективних процесів поглибленого перероблення нафти.



## РОЗДІЛ 14 ОДЕРЖАННЯ ВОДНЮ ТА СІРКИ

Сьогодні у світовій нафтопереробній промисловості застосовують такі установки отримання водню:

- каталітичного риформінгу;
- піролізу;
- парової каталітичної конверсії вуглеводнів;
- газифікації нафтових залишків;
- електролізу води.

За прогнозами міжнародних енергетичних агентств, виробництво і споживання водню у світі зростатиме і до 2050 року може досягти 245 млн тонн (на сьогодні – 94 млн тонн), зростання попиту на водень очікується завдяки розвитку його використання в електроенергетиці, системах накопичення енергії для автономного енергопостачання об'єктів і поселень, у транспортному секторі.

### 14.1 Одержання водню

На сучасних нафтопереробних виробництвах існують у великій кількості установки гідрокрекінгу й гідроочищення, тому особливого значення набуває забезпечення їх воднем.

Установки каталітичного риформінгу є важливим джерелом виробництва водневого газу на нафтопереробних заводах. Фракція з низькими температурами кипіння, що виробляється на цих установках, має високе співвідношення між воднем і метаном. Цю фракцію додатково піддають деетанізації й депропанізації з метою підвищення концентрації водню у водневому газі.

Але існують випадки коли водневого газу з установки риформінгу виробляється в недостатній кількості для потреб нафтопереробних заводів, особливо для установки гідрокрекінгу. У цьому разі водень (основна складова вод-

невого газу) одержують на установках конверсії метану з водяною парою, що подано на рисунку 14.1.

Коли проводився пошук сировини, з якої можна видобувати водень, аналізувалася можливість використання різних сполук, що містять водень. Водночас повинна бути мінімальна кількість відходів із мінімальними енергетичними затратами. На підставі цих умов було вибрано дві основні сполуки, якими є метан (CH<sub>4</sub>) і вода (H<sub>2</sub>O).

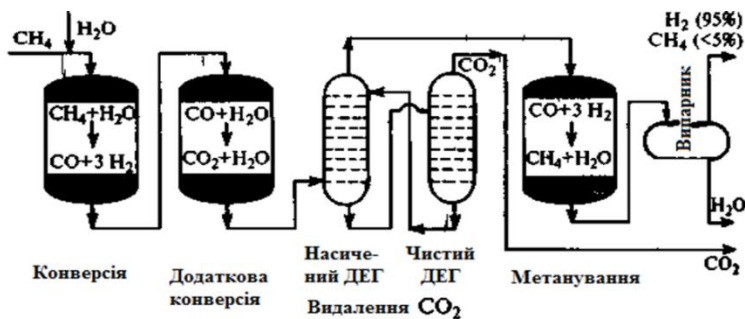
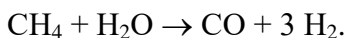


Рисунок 14.1 – Конверсія метану

Процес конверсії метану з використанням водяної пари своєю метою має завдання витягти з метану та води якомога більше водню з мінімальними енергетичними затратами.

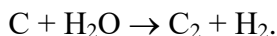
Цей процес проводять у чотири етапи з використанням каталізаторів.

1. *Конверсія.* Водяну пару (H<sub>2</sub>O) змішують із метаном і подають у реактор із каталізатором за 800 °С. Відбувається реакція з утворенням монооксиду вуглецю й водню.



2. *Додаткова конверсія.* До суміші, що утворилася, додатково додають водяну пару і створюють умови для

контакту з іншим каталізатором за 340 °С. Унаслідок реакції отримують діоксид вуглецю й водень.



3. *Поділ газів.* Для одержання газу з високим вмістом водню використовують процес екстракції за допомогою діетаноламіну (ДЕА), що дає можливість відокремити водень від діоксиду вуглецю.

4. *Метанування.* Оскільки наявність навіть невеликої частки оксиду вуглецю у водневому газі є шкідливою під час його використання, проводять додаткові операції. Ні цій стадії домішки перетворюють на метан. Процес іде з використанням каталізаторів за 420 °С.



На виробництвах існують випадки, коли на заводі відсутній метан. Тоді можна для отримання водню використовувати важкі вуглеводневі компоненти, такі як пропан і нафту (суміш вуглеводнів). Указані процеси вимагають іншого обладнання й інших каталізаторів.

## 14.2 Одержання сірки

Під час гідроочищення нафтопродуктів, що містять сірку, утворюється в газі сірководень ( $\text{H}_2\text{S}$ ). Це отрутний газ, його потрібно утилізувати. Процес перероблення сірчаного газу має дві стадії: на першій стадії інші гази відокремлюють від сірководню з подальшим перетворенням в елементну сірку, що є нешкідливою.

**Виділення сірководню** (рис. 14.2). Раніше сірководень, що утворювався на установках нафтопереробних заводів поряд із фракціями інших газів, використовували як паливо на інших установках заводів. Але у процесі горіння

газу із сірководнем отримують діоксид сірки ( $\text{SO}_2$ ). Водночас вимоги до чистоти навколишнього повітря стають більш жорсткими щодо обмеження викидів сірчаних сполук у навколишній простір. Це ставить заслін потраплянню сірководню в паливну систему.

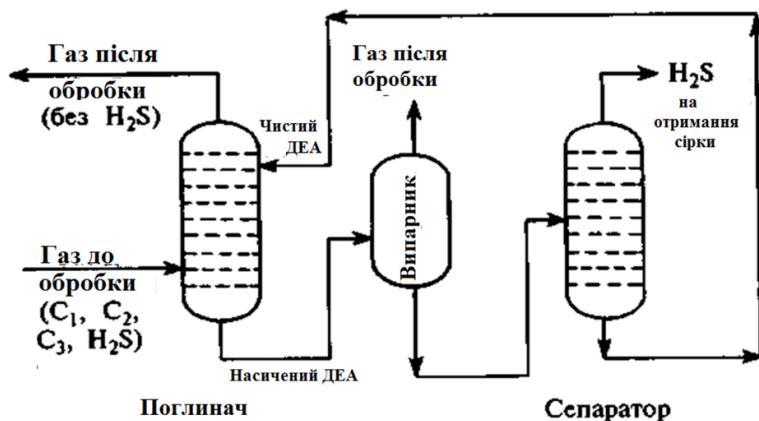


Рисунок 14.2 – Блок оброблення діетаноламіном

Є декілька хімічних способів відокремлення сірководню від газів. Здебільшого використовують процес екстракції діетаноламіном (ДЕА). Водночас суміш води і ДЕА прокачують зверху вниз через колону з контактними елементами у вигляді тарілок або насадки. Суміш газів, що містить сірководень, надходить із низу до верху колони. У разі контакту потоку ДЕА з газом він селективно поглинає сірководень. Далі діетиленгліколь, насичений сірководнем, поділяють на фракції. Відділений  $\text{H}_2\text{S}$  подають на установку одержання сірки, а діетаноламін регенерують і повертають до колони.

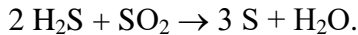
**Одержання сірки** (рис. 14.3). Процес для перетворення  $\text{H}_2\text{S}$  у сірку розробив німецький учений Клаусу ще в 1885 р. Тоді було створено багато варіантів такого процесу

для різного складу газів зі вмістом  $\text{H}_2\text{S}$ . Переважно використовують двостадійний процес із поділом на потоки.

1. *Спалювання.* Потік сірководневого газу спалюють з утворенням діоксиду сірки, сірки та води. Сірка утворюється внаслідок того, що кількості кисню, що подається в піч, мало для перетворення всього сірководню до  $\text{SO}_2$ . За допомогою такої кількості кисню спалюється тільки третина сірководню



2. *Реакція.* Частина сірководню, що залишилася після спалювання третини, змішується із продуктами горіння й подається в реактор із каталізатором. Сірководень реагує із  $\text{SO}_2$  з утворенням сірки



Сірку отримують у вигляді розплаву та в такому вигляді виводять із реактора, зберігають і відвантажують споживачеві. На деяких заводах сірку заливають у форми, охолоджують до застигання і в такому вигляді довго зберігають.

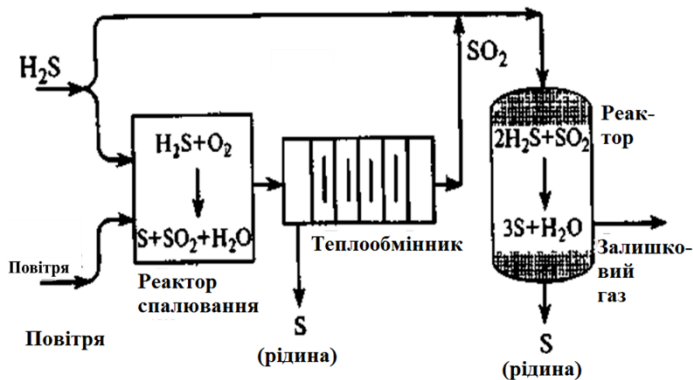


Рисунок 14.3 – Одержання сірки. Метод Клауса

Використання методу Клауса дозволяє 90–93 % сірководню перетворити в сірку. Якщо дозволяє стан навколишнього середовища, то іншу частину залишкового газу спалюють у печах заводських технологічних ліній.

Залишковий газ у сучасних виробництвах додатково переробляється та з нього видаляється додатково сірководень. Водночас використовують сучасні методи: процес Стретфорда, процес Sulfreen, процес SCOT (фірми Шелл на основі методу Клауса).

## РОЗДІЛ 15 ПЕРЕРОБЛЕННЯ ПРИРОДНИХ І НАФТОВИХ ГАЗІВ

### 15.1 Шкідливі домішки у природному газі

Природні й нафтові гази, що містять діоксид вуглецю ( $\text{CO}_2$ ) і (або) сірководень ( $\text{H}_2\text{S}$ ) зазвичай називають кислими газами. Ці гази містять також інші сірчисті сполуки, з яких можна вказати сіркооксид вуглецю ( $\text{COS}$ ), сірковуглець ( $\text{CS}_2$ ), тіоли ( $\text{C}_n\text{H}_{2n-1}\text{-SH}$ ) тощо. Газові конденсати, виділені із природних і нафтових газів, поряд із зазначеними містять також сульфіді ( $\text{RSR}$ ), дисульфіді ( $\text{R-S}_2\text{-R}$ ) та інші сірчисті сполуки.

Сполуки сірки токсичні, ускладнюють видобуток, транспортування й перероблення газів. Те ж саме стосується діоксиду вуглецю, який входить до складу більшості сірководневих газів. Нижче наведено властивості кислих компонентів природних газів і сполук, що містять сірку, установок виробництва газової сірки, узагальнених за даними.

**Сірководень.** Із сірчистих сполук природних газів найбільш активний сірководень – безбарвний газ із запахом тухлого яйця. За температури мінус  $60,4\text{ }^\circ\text{C}$   $\text{H}_2\text{S}$  перетворюється в безбарвну рідину, що кристалізується за  $85,6\text{ }^\circ\text{C}$ .

Твердий сірководень існує в трьох модифікаціях із температурами переходу мінус  $170\text{ }^\circ\text{C}$ , мінус  $147\text{ }^\circ\text{C}$  і мінус  $85,6\text{ }^\circ\text{C}$ . Суміш сірководню та повітря є вибухонебезпечною в межах концентрації  $\text{H}_2\text{S}$  4–45 % (об.).

ГДК (гранично допустима концентрація) у повітрі промислових приміщень становить не більш ніж  $0,01\text{ мг/л}$ . Під час вдихання повітря, що містить  $0,2\text{--}0,3\text{ мг/л}$ , настає гостре отруєння, за концентрації вище ніж  $1\text{ мг/л}$  можливий летальний результат. Токсичність  $\text{H}_2\text{S}$  проявляється в його дратівній дії на слизові оболонки очей і верхніх дихальних шляхів.

Викликає корозію металів з утворенням сульфідів. Наявність вологи в газі різко підсилює корозійна дія сірководню й інших кислих компонентів. За значних концентрацій, за наявності кисню  $H_2S$  у рідкій фазі окислиться до елементарної сірки, а також, взаємодіючи з різними органічними сполуками, утворює не менш токсичні сполуки – полісульфіди.

**Сірковуглець** – це безбарвна рідина щільністю 1,2927 кг/л, температури кипіння і плавлення становлять  $46,3\text{ }^\circ\text{C}$  і  $-112,1\text{ }^\circ\text{C}$  відповідно. Критичні параметри:  $P_{кр} = 7,6\text{ МПа}$ ;  $T_{кр} = 273\text{ }^\circ\text{C}$ . Тиск насичених парів  $CS_2$  залежить від температури.

Теплоємність рідкого сірковуглецю за умови  $0\text{ }^\circ\text{C}$  дорівнює  $1,0\text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ . Розчинність  $CS_2$  у воді (%) за різних температур становить:

$0\text{ }^\circ\text{C}$	10	20	30	40	49
0,242	0,23	0,21	0,185	0,11	0,014

Сірковуглець характеризується повною розчинністю в етанолі й хлороформі. Під час нагрівання з оксидами металів викликає корозію металів. За підвищеної температури з воднем утворює сірководень. На цьому заснована низка процесів очищення газів від сірковуглецю. Отрутний, легко проникає в кров через дихальні шляхи, у шкіру. Гострі отруєння розвиваються за концентрацій  $CS_2$  у повітрі  $1\text{ мг}/\text{л}$ . Застосовується як розчинник й екстракційний засіб і у виробництві віскози.

**Сіркооксид вуглецю (COS)**, карбонілсульфід – легко займистий газ без кольору й запаху. Температура скраплення – мінус  $50,2\text{ }^\circ\text{C}$ , затвердіння – мінус  $138,2\text{ }^\circ\text{C}$ . Сіркооксид вуглецю має такі характеристики:



Критична температура, °С	102,25
Критичний тиск, МПа	6,32
Межі вибуховості, % (об.)	11,9–28,5
Теплота плавлення, кДж/кг	77,1
Теплота випарювання, кДж/кг	15,17
Густина в рідкому вигляді (–87 °С), г/см <sup>3</sup>	1,24

Добре розчиняється в сірковуглеці, толуолі й етиловому спирті, а також у воді з подальшим розкладанням на  $C_2$  і  $H_2S$ . Під час нагрівання розкладається на  $C_2$ ,  $CS_2$ ,  $CO$  і сірку.

Допустима концентрація  $CO_2$  у повітрі виробничих приміщень становить не більш ніж  $1 \text{ мг/м}^3$ , середньодобова концентрація в повітрі населених пунктів не повинна перевищувати  $0,15 \text{ мг/м}^3$ .

**Тіоли (меркаптани)** – сірчисті сполуки із загальною формулою  $R-SH$ , де  $R$  – радикал  $(CH_2)_n$ . Тіоли – це рідини з різким неприємним запахом, не розчинні у воді, але розчиняються в органічних розчинниках. У разі потрапляння в хімічні реактори тіоли отруюють каталізатори, а в разі взаємодії з металами утворюють меркаптиди, викликаючи руйнування обладнання.

**Сульфіди.** Органічні сульфіди добре розчиняються у вуглеводнях, температура кипіння їх вище, ніж відповідних тіолів, зі збільшенням молекулярної маси вуглеводневого радикала вона зростає. Більш стійкі до нагрівання й менш активно, ніж тіоли, взаємодіють із металами.

**Дисульфіди** легко розчиняються у вуглеводнях та інших органічних розчинниках. За наявності кисню й сірководню, а також тіолів дисульфіди здатні переходити в трисульфіди й тетрасульфіди. За термічних перетворень дисульфіди утворюють тіоли, сірководень – сульфіди.

**Діоксид вуглецю (вуглекислий газ)** – це безбарвний газ, що має злегка кислуваті запах і смак. Нижче наведено його основні властивості:

Температура, °С:	
плавлення	56,9
кипіння	78,9
критична	31
Критичний тиск, МПа	7,62

За атмосферного тиску й температури мінус 78,5 °С діоксид вуглецю, минаючи рідкий стан, утворює білу снігоподібну масу («сухий лід»). Рідкий діоксид вуглецю за кімнатної температури існує лише за тисків вище ніж 5,85 МПа. Щільності рідкого і твердого діоксиду вуглецю становлять 0,771 і 1,512 кг/л відповідно. Розчинність CO<sub>2</sub> у воді становить 0,335 і 0,169 % (мас.) за температур 0 °С і 20 °С відповідно. Водночас частково взаємодіє з водою, утворює вугільну кислоту. Активно взаємодіє з основами, утворюючи карбонати. Термічно стійкий, дисоціює на оксид вуглецю й кисень тільки за температур понад 2000 °С. У нафтовій промисловості використовується для накачування в шар із метою підвищення продуктової віддачі.

З кислих компонентів природних газів діоксид вуглецю найбільше корозійно активний. Під час взаємодії з матеріалом обладнання і труб утворює карбонат заліза.

**Діоксид сірки (сірчистий ангідрид)** є одним з активних сірчистих сполук. У складі природних і нафтових газів відсутній, однак усі процеси одержання сірки із сірководню супроводжуються утворенням SO<sub>2</sub>. Міститься у складі всіх хвостових газів установок одержання сірки. Цей газ безбарвний, має характерний різкий запах. За температури мінус 10,5 °С утворює безбарвну рідину, що застигає за мінус 75 °С у кристалічну масу. Критичні параметри: P<sub>кр</sub> = 2,32 МПа; T<sub>кр</sub> = 157,3 °С. Має гарну розчинність у воді, утворюючи H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Термічно стійкий, його розкладання відбувається за температури понад 5800 °С. Токсичний, максимально допустима концентрація в повітрі виробничих приміщень – не більш ніж 10 мг/м<sup>3</sup>.

**Сірка.** Сірка є одним з основних видів продукції ГПЗ, що переробляють сірководневі гази. Являє собою тверду кристалічну речовину, стійка у вигляді двох алотропних модифікацій. Обидві форми сірки утворені восьмичленними циклічними молекулами ( $S_8$ ). Під час плавлення сірка перетворюється в рухливу жовту рідину, яка за температури, вищої ніж  $160\text{ }^\circ\text{C}$ , буріє, а близько  $190\text{ }^\circ\text{C}$  – стає густою темно-коричневою масою. В інтервалі температур  $190\text{--}300\text{ }^\circ\text{C}$  в'язкість сірки зменшується, потім знову зростає.

У парах сірки за температури кипіння, крім молекул  $S_8$ , є також сірка у формі  $S_4$ ,  $S_6$ , і  $S_2$ . Під час нагрівання до  $900\text{ }^\circ\text{C}$  залишаються тільки молекули  $S_2$ . За температури вище ніж  $1500\text{ }^\circ\text{C}$   $S_2$  розпадається на атоми. Сірка практично не розчиняється у воді, добре розчиняється в безводному аміаку, сірковуглеці, фенолі, бензолі, дихлоретані й інших органічних розчинниках. Під час нагрівання сірка, реагуючи з металами, утворює відповідні сульфіді й полісульфіді. За температури  $800\text{--}900\text{ }^\circ\text{C}$  сірка з вуглецем утворює  $CS_2$ .

## 15.2 Класифікація газів, що містять сірку

Зміст сірководню та різновидів сірчастих компонентів у газі змінюється залежно від того, з якого родовища є цей газ. Основним компонентом, що впливає на технічні та економічні показники перероблення таких газів, є  $H_2S$ .

Згідно із класифікацією, досить розповсюдженою сьогодні, гази діляться на слабкосірчисті, малосірчисті, середньосірчисті й високосірчисті. Також ці поняття пов'язані з концентрацією компонентів, що містять сірку, у газі, що надходить, та в газах, які одержують під час регенерації різних абсорбентів. Ураховується також, чи доцільне виробництво сірки з газів регенерації з економічного погляду.

До слабкосірчистих віднесені такі гази, де вміст сірководню та тілової сірки менше ніж  $20\text{ мг/м}^3$  і  $36\text{ мг/м}^3$ ,

тобто нижче від допустимих норм за галузевими нормами. Очищення слабкосірчистих газів від сірководню недоцільно проводити. Перед поданням у магістральні газопроводи слабкосірчисті гази обробляють із метою приведення їх точки роси за вологою й вуглеводнями до норм галузевого стандарту.

До малосірчистих віднесені такі гази, де перероблення та утилізація цих газів потребує регенерації поглиначів, будівництва складних енергоємних установок виробництва сірки, що є економічно недоцільним. Напрямом перероблення цих газів є доведення в них кількості сірчистих сполук, води та вуглеводнів до показників відповідного стандарту. Кислі гази, які одержують у процесі регенерації поглиначів з установок із перероблення газів із малою кількістю сірки, за можливості спалюють на факелах.

У процесах очищення малосірчистих газів не проводиться глибокого очищення газу від діоксиду вуглецю. Винятком є випадки, коли цей газ подають на установки для виділення гелію.

До сірчистих відносять гази, де під час перероблення газів і регенерації абсорбентів є економічно доцільним будівництво установок виробництва газової сірки.

До газів із високим вмістом сполук сірки віднесено гази, якщо експлуатація обладнання є економічно доцільною навіть тільки для виробництва газової сірки.

Розподіл сірчистих газів на різні групи має умовний характер і залежить як від їхнього складу, так і від рівня розвитку технологій. Треба зазначити, що за умови розвитку технології перероблення газу та кон'юнктурних змін на ринку газ може з однієї групи перейти до іншої.



### 15.3 Класифікація процесів очищення газів від кислих компонентів

Для видалення сірки та інших шкідливих газів із природного газу застосовують процеси з використання рідин і процеси адсорбційного очищення твердими поглиначами.

Рідинні процеси умовно можна розділити на такі групи:

1. *Хемосорбційні процеси* – це процеси, засновані на хімічному впливі  $\text{H}_2\text{S}$  і  $\text{CO}_2$  з абсорбентом. Найпоширенішими реагентами таких процесів є аміни і луги.

2. *Абсорбційні процеси* – процеси, у яких добування кислих компонентів із газу здійснюється тільки завдяки їхній розчинності в абсорбентах. Як абсорбенти використовують N-метилпірролідон, гліколі, пропіленкарбонат, трибутилфосфат, метанол та ін. Переваги цих процесів позначатимуться під час оброблення газів, які містять великі об'єми кислих компонентів, тому що поглинальна здатність абсорбентів залежить від парціального тиску кислих компонентів у газі, що обробляється.

3. *Комбіновані процеси* – такі процеси, де використовують одночасно змішані хімічні і фізичні поглиначі. З цих процесів більш широкого розповсюдження набув процес «Сульфінол», де як абсорбент-поглинач використовують сульфолан (діоксид тетрагідротіофену) у комбінації з яким-небудь хімічним поглиначем. Як хімічний поглинач використовують аміни, насамперед дізопропаноламін (ДІПА).

Поглиначі у всіх способах видалення кислих компонентів характеризуються селективністю, хімічною й термічною стабільністю, низькою пружністю парів, корозійною здатністю, високою здатністю поглинати кислі компоненти, а також мати хімічну інертність до вуглеводнів. Також вони повинні мати доступну ціну й бути слабкотоксичними.

4. **Окисні процеси** – це такі процеси, які засновано на незворотному перетворенні сірководню, що перетворюється в елементарну сірку, наприклад «Стретфорд». Як поглинач першого процесу використовується гарячий розчин солі лужного металу. Під час проведення процесу поглинений  $H_2S$  окиснюється до елементарної сірки. Щодо  $CO_2$  такий процес є циклічним сорбційним процесом, але такий процес теж має недоліки. Це висока токсичність поглинача, що застосовується у процесі. У процесі «Стретфорд» застосовують водяний розчин натрієвих солей двох форм як поглинач.

5. **Адсорбційні процеси.** Такі процеси переважно застосовують у тому разі, коли потрібно досягти низьких концентрацій сірчистих сполук у природних і нафтових газах. Як адсорбент у таких процесах можна застосовувати молекулярні сита, активовані вугілля, природні цеоліти та ін.

Під час вибору способу очищення газу враховують умови та такі чинники: склад сировини для виробництва хімічних продуктів; склад газу, що очищується, до якого належить товарний газ, це може бути моторне або побутове паливо; можливість використовувати певну марку поглинача тощо. У цьому разі під час вибору основним чинником, який впливає на вибір методу і технології очищення газу, є наявність домішок у сировинному газі  $H_2S$ ,  $CO_2$  та органічних сполук сірки.

Також у процесі обрання способу очищення природного газу треба враховувати, що разом із  $H_2S$  регламентується і концентрація вуглеводневих сполук у газі, який подається на установку. Концентрація вуглеводнів у газах, що виходять із процесів регенерації, більше ніж 2–4 % призводить до зменшення активності каталізатора на установках Клауса й погіршення якісних показників сірки.

Фізичні поглиначі доцільно застосовувати, якщо парціальні тиски кислих компонентів високі в газі. Якщо підвищити тиск процесів абсорбції, то це призведе до зменшення кількості абсорбенту, що циркулює в системі, і до зменшення витрати тепла в системі регенерації.

Вагомим недоліком у фізичних поглиначів є їхня низька вибірковість щодо вуглеводнів. Тому часто треба проводити попереднє очищення сирого газу від високомолекулярних вуглеводневих сполук.

За низьких парціальних тисків  $H_2S$  окисні процеси в газі є кращими. За середніх парціальних тисків такими є хемосорбційні процеси, де використовуються різні аміни.

#### **15.4 Поглиначі і технологічні схеми очищення газів від сполук сірки**

Вибір поглинача є основним завданням технології очищення газу від сірководню, діоксиду вуглецю, сірководню, сірководню, сірководню, сірководню, сірководню, сірководню тощо. Від належного вибору поглинача залежать метало- та енергоємність установок, не тільки якість товарного газу, але й також питання охорони навколишнього середовища. У низці випадків від того, чи є залишки поглинача в очищеному газі, залежить ефективність використання газу в інших технологічних процесах у промисловості.

Тому досить велике значення має вибір ефективного поглинача для установок очищення газів. Особливо це стосується очищення від кислих компонентів. Незалежно від способів очищення газу для поглиначів є низка загальних вимог. Вони повинні мати:

- 1) високу поглинальну ємність по кислих компонентах у широкому інтервалі їхнього парціального тиску в газі;
- 2) низькі тиски насичених парів, щоб забезпечити їхні мінімальні втрати з очищеним газом;



- 3) низьку в'язкість за режимів експлуатації абсорбера, щоб забезпечити гарний контакт із газом;
- 4) низьку взаєморозчинність із вуглеводнями;
- 5) нейтральні властивості стосовно вуглеводнів та інгібіторів, застосовуваних під час видобутку і промислового оброблення газів;
- 6) низьку корозійну активність;
- 7) високу стійкість проти окиснення й термічного розкладання (низькі швидкості старіння);
- 8) високу стійкість до побічних реакцій із різними домішками;
- 9) стійкість до піноутворення;
- 10) їхня температура кипіння повинна бути нижче за температуру кипіння всіх компонентів газу, що поглинаються розчином, для того, щоб виключити їхнє нагромадження в поглиначі.

Варто зазначити, що на установках перероблення газу потрапляння поглиначів у водойми й ґрунту в тій або іншій кількості неминуче. Тому вони повинні бути якомога менш отруйними і зазнати повного біологічного руйнування. Крім того, поглиначі кислих компонентів повинні бути дешевими й безпечними для організму людини.

На практиці важко знайти хімічні реагенти, що повністю відповідають усім зазначеним вимогам. Тією чи іншою мірою зазначеним вимогам відповідають алканоламіни, з яких для очищення газів від сірководню й діоксиду вуглецю найбільш широке застосування мають моноетаноламін (МЕА), діетаноламін (ДЕА), диглікольамін (ДГА), діізопропаноламін (ДІПА), а також триетаноламін (ТЕА) і метилдіетаноламін (МДЕА). Характеристики цих амінів наведено в таблицях 15.1–15.2 та на рисунках 15.1–15.19.

Таблиця 15.1 – Основні характеристики різних амінів

Показник	МЕА	ДГА	ДЕА	ДША	ТЕА	МДЕА
Густина за 20 °С	1,018	1,05	1,09	0,989	1,12	1,03
Температура кипіння, °С, за тиску:						
1,01 МПа	171	221	–	248,7	360	231
6,665 кПа	100	–	187	167	244	–
1,333 кПа	69	–	150	133	208	–
Температура замерзання, °С	10,5	–9,5	28	42,0	21,2	–2,1
Тиск насичених парів за 20 °С, Па	48	1,3	1,3	< 1,3	< 1,3	1,3
Динамічна в'язкість, 10 <sup>-3</sup> Па · с	24,1	26	380	198	1013	101
Температура, °С	20	24	30	45	45	20
Теплота паротворення за 0,102 МПа, кДж/кг	1488	918	1207	773	964	–
Теплота реакції, кДж/кг						
із Н2S	1510	1570	1190	1220	930	1050
із СО2	1920	1980	1520	1630	1470	1340
Питома теплоємність розчину за 80 °С, кДж/(кг · К)	(15 %)	3,4 (60 %)	3,9 (30 %)	3,7 (40 %)	–	–
Кращий вміст амінів у застосовуваному розчині % (мас.)	10–20	50–65	20–40	20–40	–	–
Поглиняльна ємність розчину, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	7,5–30	15–52	22–75	15–60	–	–

Продовження таблиці 15.1

Показник	МЕА	ДГА	ДЕА	ДПА	ТЕА	МДЕА
Коефіцієнт теплопередачі в рекуперативному теплообміннику «худий – насичений» розчин, Вт/(м <sup>2</sup> · К)	793	460	595	567	–	–
Розчинність у воді за 20 °С, % (мас.)	повн.	–96,4	–	87	повн.	повн.
Константа дисоціації за 20 °С	$5 \cdot 10^{-6}$	$6 \cdot 10^5$	–	–	$3 \cdot 10^{-7}$	–
Коефіцієнт рефракції за 20 °С	1,4539	–	1,47	–	1,4852	–

Таблиця 15.2 – Характеристика структури амінів

Аміни	Структура	Молекулярна маса	Число функціональних груп		
			N–H	–OH	–CH <sub>m</sub>
МЕА	$\begin{array}{c} \text{H} \\ \diagdown \\ \text{N} \\ \diagup \\ \text{H} \end{array} \text{--CH}^2\text{--CH}^2\text{--OH}$	61,1	1	1	2
ДГА	$\begin{array}{c} \text{H} \\ \diagdown \\ \text{N} \\ \diagup \\ \text{H} \end{array} \text{--CH}^2\text{--CH}^2\text{--O--CH}^2\text{--CH}^2\text{--OH}$	105,1	1	1	4
ДЕА	$\begin{array}{c} \text{HO--CH}_2\text{--CH}_2\text{--N--CH}_2\text{--CH}_2\text{--OH} \\   \\ \text{H} \end{array}$	105,1	1	2	4
ДПА	$\begin{array}{c} \text{HO--CH--CH}_2\text{--N--CH}_2\text{--CH--OH} \\   \quad \quad   \\ \text{CH}_3 \quad \quad \text{CH}_3 \end{array}$	133,2	1	2	6
ТЕА	$\begin{array}{c} \text{HO--CH}_2\text{--CH}_2\text{--N--CH}_2\text{--CH}_2\text{--OH} \\   \\ \text{CH}_2\text{--CH}_2\text{--OH} \end{array}$	149,2	1	3	6
МДЕА	$\begin{array}{c} \text{HO--CH}_2\text{--CH}_2\text{--N--CH}_2\text{--CH}_2\text{--OH} \\   \\ \text{H} \end{array}$	119,2	1	2	5

За звичайних температур усі чисті аміни, крім ДГА й МДЕА, є твердими речовинами. Додавання води в аміни призводить до зниження температури застигання й в'язкості розчинів, завдяки чому стає можливим проводити процес очищення газу за відносно низьких позитивних температур.

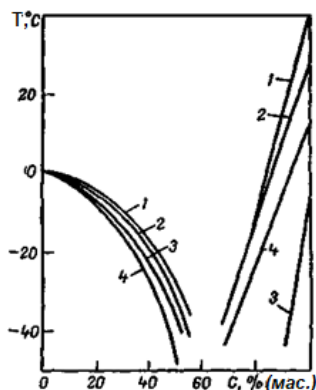


Рисунок 15.1 – Залежність температури застигання розчинів амінів від концентрації розчинів:  
1 – ДЕА; 2 – ДПА; 3 – ДГА; 4 – МЕА

За ступенем заміщення центрального атома азоту алкільними радикалами аміни діляться на первинні (МЕА, ДГА), вторинні (ДЕА, ДПА) і третинні (ТЕА, МДЕА). Аміни містять три типи функціональних груп. Вплив зазначених груп на властивості амінів характеризується в такий спосіб:

- збільшення числа метиленових груп підвищує розчинність аміну у вуглеводнях і знижує розчинність під час введення;

- оксигрупи знижують тиск насичених парів амінів над розчином; збільшення їхнього числа в молекулі підвищує розчинність аміну у воді і знижує розчинність у вуглеводнях;

– група-групи-аміногрупи надають основність їхнім водяним розчинам, впливають на розчинність вуглеводнів в амінах.

На підставі вищезгаданого можна зробити висновок про найвищу вибірну здатність ДЕА щодо вуглеводнів унаслідок високого числа оксігруп (дві) і низького числа метиленових груп (чотири). Вуглеводні в МЕА й ДІПА мають близькі розчинності. ДГА має лише одну оксі- й середнє число метиленових груп, тому в нього найбільша спорідненість із вуглеводнями і, отже, низька вибірковість стосовно них.

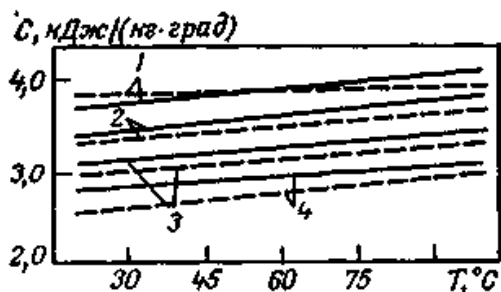


Рисунок 15.2 – Залежність теплоємності  $C$  розчинів амінів різної концентрації –МЕА; - - - -ДЕА

Процес очищення газів від  $H_2S$  і  $C_2$  заснований на тому, що вони під час розчинення у воді дисоціюють з утворенням слабких кислот, аміни є слабкими основами. Під час взаємодії амінів із кислими газами утворюються солі, завдяки чому відбувається очищення газу. Солі, що утворюються, легко розкладаються під час нагрівання насиченого розчину.

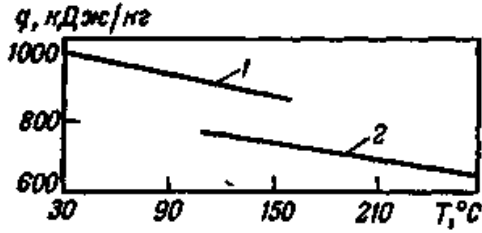


Рисунок 15.3 – Залежність теплоти випарювання  $q$  МЕА (1) і ДЕА (2) від температури:

1 – 25; 2 – 50; 3 – 75; 4 – 100 %. 1, 1' – 33 % ДША;  
2, 2' – 26 % ДЕА; 3, 3' – 15 % МЕА

Згідно із принципом Ле-Шательє зниження температури й підвищення тиску сприяють протіканню реакцій у прямому напрямку, а підвищення температури і зниження тиску – у зворотному.

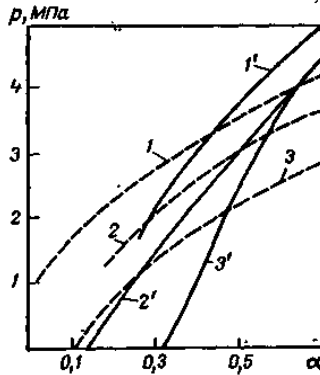


Рисунок 15.4 – Парціальний тиск  $P$   $H_2S$  (1, 2, 3) і  $C_2$  (1', 2', 3') над розчинами залежно від ступеня насичення  $\alpha$  за 40 °C

Це положення є визначальним під час вибору режимів очищення газу й регенерації насиченого абсорбенту. Зазначені реакції протікають із виділенням тепла.

Первинні аміни, що є більш сильними основами, ніж вторинні й третинні, легше вступають у реакцію з  $\text{H}_2\text{S}$  і  $\text{CS}_2$  та утворюють більш міцний зв'язок із ними, тобто сутужніше регенеруються. З усіх амінів для очищення газів від сірководню й діоксиду вуглецю найбільше застосування мають моно- (МЕА) і діетаноламін (ДЕА), що можна пояснити їхніми високими реакційною здатністю й поглинальною ємністю. МЕА – найбільш дешевий. Як визначальні переваги він має високу реакційну здатність, стабільність. Крім того, розчин МЕА відносно легше регенерувати й очищати від різних домішок. МЕА має високу поглинальну ємність розчинів порівняно з ДЕА, що можна пояснити тим, що молекулярна маса МЕА на 44 одиниці або в 1,72 раза менше. Отже, для утворення розчинів МЕА однакової молярної концентрації потрібно в 1,72 раза менше.

Основним недоліком МЕА є його необоротна взаємодія із сірководнем вуглецю з утворенням негенерувальних сполук, що збільшує його втрати.

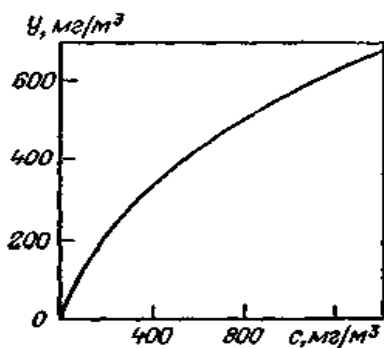


Рисунок 15.5 – Втрати  $q$  МЕА залежно від вмісту з  $\text{COS}$  у сировинному газі

За наявності в газі  $\text{COS}$  і  $\text{CS}_2$  для очищення газу широко використовують водяні розчини діетаноламіну. Продукти реакції ДЕА цими сполуками легко дисоціюються в умовах регенерації насиченого розчину.

Іншою перевагою ДЕА є його висока вибіркковість, тому що розчинність вуглеводнів у розчинах МЕА вище, ніж у розчинах ДЕА. ДЕА порівняно з МЕА, має й такі переваги, як низька пружність парів, можливість використання розчину високої концентрації.

Для очищення газів залежно від конкретних специфічних умов процесу застосовують також інші аміни. Так, для вибіркового добування  $\text{H}_2\text{S}$  і  $\text{SO}_2$  з газу за наявності  $\text{CO}_2$  переважно використовують, відповідно, розчини ДПА й МДЕА.

Рушійною силою процесу поглинання –  $\text{H}_2\text{S}$  і  $\text{CO}_2$  є різниця їхніх парціальних тисків у газовій і рідкій фазах. Парціальний тиск цих компонентів у газовій фазі не залежить від використовуваного для очищення розчину й визначається як добуток їхньої молярної концентрації на загальний тиск газу. Водночас парціальний тиск компонента в рідкій фазі для заданої молярної концентрації має різне значення для різних амінів. Чим вища реакційна здатність аміну, тим нижчий тиск кислого компонента газу в розчині.

За будь-якого молярного співвідношення « $\text{H}_2\text{S}$  : амін» первинні аміни мають більш високу реакційну здатність і їхній тиск насичених пар у рідкій фазі нижчий. Із вторинних амінів найбільшу реакційну здатність має ДЕА.

За умови регенерації насичених розчинів тепло витрачається також на розрив хімічного зв'язку. Чим вище реакційна здатність аміну, тим більше енергії витрачається для регенерації його розчину. Отже, процеси регенерації вторинних амінів менш енергоємні, тому що вони менш реакційно спроможні і на установках підтримується їхня менша питома витрата внаслідок того, що вони дозволяють досягати більш високого ступеня насичення.

Реакційна здатність амінів обумовлює різні вимоги до глибини регенерації насичених розчинів: у разі використання первинних амінів концентрація кислих компонентів у регенованому розчині допустима до 0,01 моль/моль, а



за умови застосування вторинних амінів цей показник не повинен перевищувати 0,02 моль/моль.

За інших рівних умов підвищення тиску збільшує рушійну силу процесу і, отже, підвищує ступінь очищення газу від кислих компонентів. Звідси випливає, що в тих випадках, коли на завод надходить газ низького тиску, краще спочатку його дотиснути, а потім піддати очищенню.

З підвищенням температури абсорбції знижується розчинність вуглеводнів в амінових розчинах, отже, збільшується їхня вибірковість стосовно кислих компонентів. Однак підвищення температури призводить до збільшення вологонасиченості обробленого газу. Унаслідок цього збільшуються експлуатаційні витрати на подальшу підготовку газу (підвищується кількість подаваного в систему інгібітора гідратуутворення або осушувача, зростає метало- та енергоємність блоку регенерації, витрата тепла на охолодження газу тощо). Крім того, з підвищенням температури трохи збільшується залишкова кількість кислих компонентів у газі. Для забезпечення необхідного ступеня очищення газу потрібне збільшення питомої витрати абсорбенту.

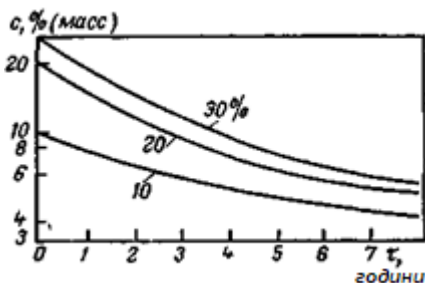


Рисунок 15.6 – Вплив концентрації з розчину (цифри на кривих) на швидкість деструкції ДЕА за  $P = 4,1$  МПа й  $t = 205$  °С

Зниження температури процесу дозволяє збільшити продуктивність абсорберів і зменшує експлуатаційні ви-

трати на подальше оброблення газу. Однак це трохи збільшує розчинність вуглеводнів у розчині, що знижує його вибірковість. Крім того, підвищується ймовірність гідратування в системі.

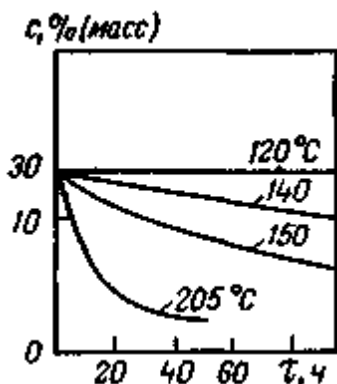


Рисунок 15.7 – Вплив температури на швидкість деструкції ДЕА (середище – водяний розчин ДЕА)

З підвищенням концентрації амінів у розчині зменшується його питома витрата, що дозволяє знизити витрати енергії на циркуляцію розчину в системі й у блоці регенерації насиченого розчину. Крім того, зменшується питома металоемність установки і насамперед блоку регенерації.

Однак підвищення концентрації амінів у розчині призводить до таких негативних наслідків:

- збільшується швидкість деструкції амінів (див. рис. 15.7);
- підвищується концентрація поглинених кислих компонентів, що спричинює збільшення її температури завдяки теплоті реакції;
- у зв'язку зі збільшенням температури розчину і його концентрації буває підвищене віднесення реагенту;
- зменшується вибірковість розчину стосовно вуглеводневих компонентів газу;

– підвищується температура низу десорбера, що збільшує швидкість корозії в регенераторному блоці.

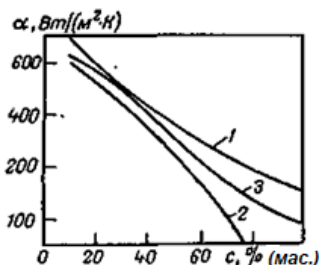


Рисунок 15.8 – Вплив концентрації аміну в розчині на коефіцієнт теплопередачі, а в рекуперативному теплообміннику регенований розчин – розчин насичений: 1 – МЕА; 2 – ДЕА; 3 – ДГА

З підвищенням температури збільшується також швидкість реакції розкладання (деструкції) аміну (див. рис. 15.9). Також збільшуються втрати тепла з водним конденсатом, що утворювалися під час використання пари як теплоносія в регенераторному блоці, знижується теплопровідність розчинів. Це можна пояснити тим, що вода має більш високу теплопровідність, ніж аміни. Зменшується коефіцієнт теплопередачі в рекуперативному теплообміннику. Отже, під час постійного теплового навантаження потрібна більша поверхня теплообміну, що, зі свого боку, підвищує металоємність апаратів.

Зниження вмісту амінів у розчині збільшує їхню термічну стійкість, дозволяє знизити температуру низу десорбера, поліпшує роботу рекуперативних теплообмінників, знижує втрати тиску під час перекачування розчину, зменшується витрата аміну з газом, що очищується. Однак зменшення концентрації аміну в розчині обумовлює збільшення питомої витрати поглинача, що підвищує як металоємність установки, так і питому енерговитрату.

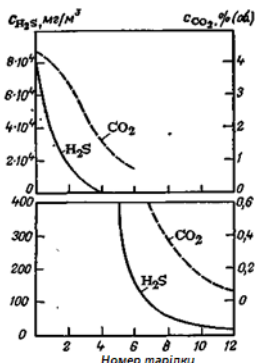


Рисунок 15.9 – Характер добування  $H_2S$  і  $CO_2$  з висотою колони

Під час видалення з газу кислих компонентів, а також у процесах добування вуглеводнів і води з газу можлива нерівномірна робота контактних пристроїв. Основна кількість  $H_2S$  і  $CO_2$  поглинається на нижніх 3–4 тарілках, а на інших тарілках абсорбера відбувається додаткове вилучення з газу зазначених компонентів (рис. 15.10). Тому для грубого очищення газу на нижніх щаблях абсорбера немає необхідності у використанні тонко регенованого розчину.

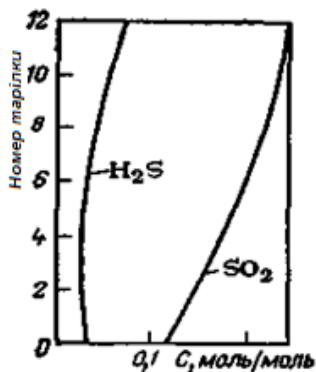


Рисунок 15.10 – Зміна насичення розчину аміну  $H_2S$  і  $CO_2$  за висотою десорбера

На рисунку 15.11 подано рух потоків у схемі очищення газу амінами. Варто зазначити, що під час очищення малосірчистих газів із відносно високим вмістом діоксиду вуглецю в низці випадків газу регенерації містять менш ніж 15 % сірководню. З таких газів практично не можливе одержання якісної сірки на установках Клауса. Тому такі газу часто спалюються на факелі, що призводить як до втрати сірки, так і до підвищеного викиду шкідливих домішок в атмосферу. Для утилізації малосірчистих кислих газів можливе їхнє спільне перероблення з високосірчистими газами, якщо такі є.

Як впливає з рисунка 15.11, основна кількість  $H_2S$  з розчину виділяється у верхній, а  $CO_2$  – у нижній частині десорбера. У такий спосіб під час організації виведення частини газів з однієї з верхніх тарілок десорбера можна одержати газ, придатний до перероблення для одержання елементної сірки.

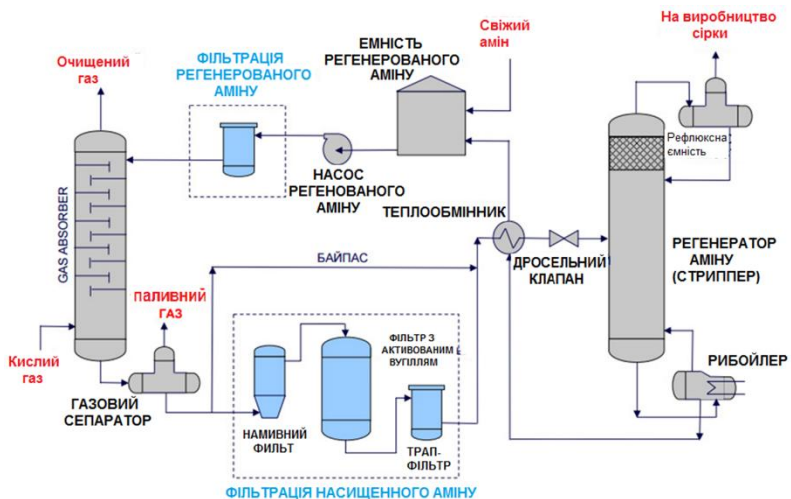


Рисунок 15.11 – Схема очищення газу амінами

За низького значення відношення  $\text{H}_2\text{S} : \text{CO}_2$  у сировинному газі для одержання кислих газів із високим вмістом сірководню газ можна піддати двостадійному переробленню. На першому щаблі – витягати з нього  $\text{H}_2\text{S}$ , а на другому –  $\text{C}_2$  і залишкову кількість  $\text{H}_2\text{S}$ . Під час роботи з такою схемою газ регенерації першого щабля за своїм складом відповідає вимогам установок Клауса. Склад газів регенерації можна частково регулювати також завдяки вибору режиму дегазації.

## РОЗДІЛ 16

### СУШІННЯ ТА ОЧИЩЕННЯ ПРИРОДНИХ ГАЗІВ

#### 16.1 Основи вологометрії природних газів

У надрах земних пластів під дією тиску попутний нафтовий і природний газ насичені водяними парами (у стані рівноваги), а також більш важкими вуглеводнями, діоксидом вуглецю, сірковмісними сполуками, інертними газами.

Від умов, що створені у пласті, та від складу газу залежить концентрація в газі водяної пари. Наявність водяної пари в газі є небажаною. Це негативно впливає на обладнання в установах із перероблення газу, на трубопроводи та обладнання з транспортування газу. Виникають гідрати (рис. 16.1). Для запобігання такого явища газ перед транспортуванням магістральними газопроводами піддають процесам осушення і відбензинювання газу.



Рисунок 16.1 – Гідрати вуглеводневих газів

Явище утворення гідратів виникає за певних умов. На рисунку 16.2 подано графічну залежність зміни величини температури гідратоутворення для природних газів різної відносної густини за різного тиску.

Важливою характеристикою палива у вигляді стисненого природного газу є значення точки роси щодо води.

Під час охолодження газу або підвищення тиску пароподібна волога конденсується й може утворювати вільну воду, лід або гідрати.

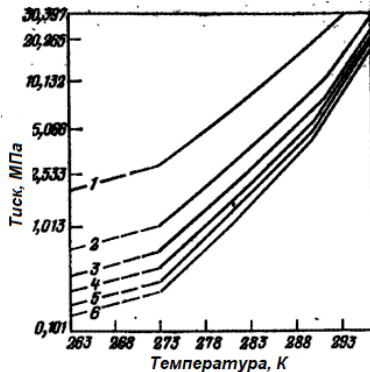


Рисунок 16.2 – Температура гідратоутворення для природних газів різної відносної густини за різного тиску: 1 – метан – густина 0,55; 2–6 – густини природних газів 0,6, 0,7, 0,8, 0,9 і 1,0 (повітря) відповідно

Також виникають такі проблеми:

- корозія металу;
- нагромадження рідини в лінійній частині газопроводу;
- забивання технологічного обладнання гідратними пробками;
- зупинення подання газу споживачам.

Усі газу, що подаються в магістральні газопроводи, зазнають обов'язкового осушення від вологи. Глибину осушення визначено вимогами галузевих стандартів, технологією процесів подальшого перероблення газу.

Стан природного газу, у якому є пари вологи, характеризується такими параметрами:

- *вологоємність* (вологовміст) газу – максимальна кількість вологи, необхідна для насичення газу за заданих тиску й температури ( $\text{г/м}^3$ );



– абсолютна вологість – фактична кількість вологи, що міститься в одному кубічному метрі вологого газу ( $\text{г}/\text{м}^3$ );

– відносна вологість – це відношення маси водяної пари, що фактично перебуває в суміші газів, до маси насиченої пари, яка могла б перебувати в цьому об'ємі за тих же самих тиску й температури.

Кількість парів води знаходять залежно:

- від умов у шарі (температури й тиску (рис. 16.3));
- від складу газу.

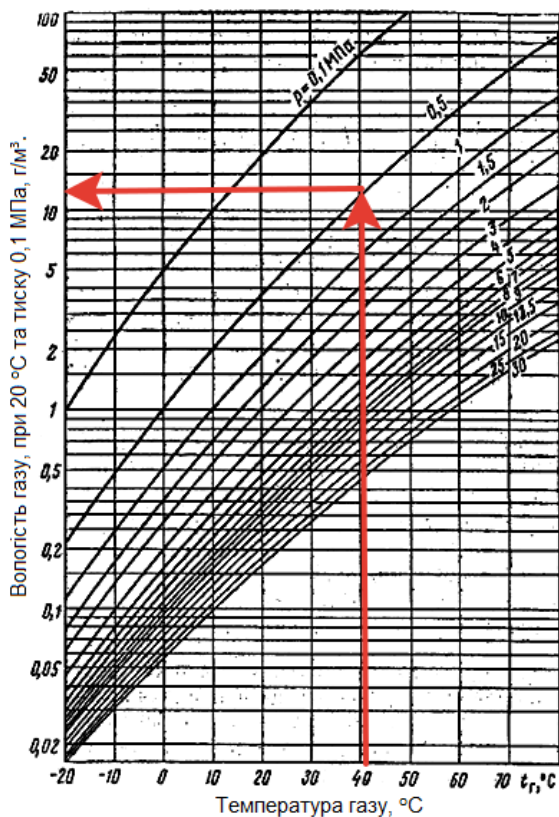


Рисунок 16.3 – Рівноважна вологість природного газу

З моменту виходу газу зі свердловини в разі зміни цих параметрів вологовміст газу змінюється.

Також на склад газу впливають такі чинники:

- чим більше важких вуглеводнів у газі, тим менше його вологість;
- чим більше в газі концентрація  $H_2S$  і  $CO_2$ , тим більше вологість газу;
- чим більше концентрація  $N_2$ , тим менше вологість газу.

Вологометрія газів оперує такими поняттями.

*Осушення* – процес витягування пароподібної вологи з газу. Залишковий вміст вологи регламентовано точкою роси осушеного газу.

*Точка роси* – це найвища температура, за якої за заданих тиску і складу газу конденсується перша крапля вологи. Тобто це температура випадання конденсату. Для визначення цього показника користуються формулою приблизного розрахунку температури точки роси  $T_p$  (°C), яка визначається залежністю відносної вологості  $Rh$  (%) і температури газу  $T$  (°C)

$$T_p = \frac{b \cdot f(T, Rh)}{a - f(T, Rh)},$$

де  $f(T, Rh) = \frac{a \cdot T}{b + T} + \ln(Rh/100)$ ,  $a = 17,27$ ;  $b = 273,7$ .

*Відносна вологість* – це відношення маси водяної пари, що фактично перебуває в суміші газів, до маси насиченої пари, яка могла б перебувати в цьому об'ємі за тих же самих тиску й температури.

Перший крок під час оцінювання й (або) проектування установок з осушення газу полягає у визначенні вмісту водяної пари в газі – вологовмісту газу. Для нейтральних (без сірчистих) природних газів, що містять більш ніж 70 % метану й невеликі кількості важких фракцій, можна

використовувати залежність вологовмісту від тиску й температури за кореляцією, що наведено на рисунку 16.3.

Отже, якщо значення точки роси з вологи за визначених умов більше за мінімальну температуру навколишнього повітря, то необхідно використовувати обладнання осушування газу. Вибирають таке обладнання, зважаючи на вимоги замовників продукції і технологічних умов роботи обладнання. Досягти дуже низьких значень точки роси з вологи для широких меж значень робочого тиску можна, використовуючи установку осушення та очищення газу з блоком регенерації тепла.

У газопереробній промисловості застосовують такі технології в установках з осушення природного газу:

- осушення газу на основі процесу абсорбції;
- осушення газу на основі процесу охолодження (в основі методу лежить охолодження газу за постійного тиску, у ході процесу надмірна волога конденсується і відводиться, а точка роси газу знижується);
- осушення газу на основі процесу адсорбції;
- осушення газу на основі комбінування різних процесів.

## **16.2 Сушіння охолодженням**

Метод осушення газу охолодженням заснований на тому, що під час охолодження газу та за постійного тиску надлишкова волога конденсується, а точка його роси, відповідно, знижується, що дозволяє видалити з газу воду у вигляді крапельної вологи з подальшим відокремленням рідини, що отримують, від газу з використанням різних сепараційних методів. Отже, самостійного застосування для осушення газу цей метод не має і використовується зазвичай у комбінації з іншими методами.

Але поряд із видаленням крапельної вологи під час охолодження існує небезпека утворення гідратів із відпові-

дними негативними наслідками, а під час охолодження до дуже низьких температур ще існує небезпека замерзання вологи. Тому під час осушення газів методом охолодження до мінус 30–40 °С цей процес проводять з упорскуванням гліколю в теплообмінники. Використовують розчини моноетиленгліколю концентрацією 75–85 % для зниження температури замерзання абсорбенту. Перед поданням в охолоджувальні теплообмінники для зменшення витрат на осушення із природного газу видаляють рідину, що утворилася в газовому потоці на шляху до установки осушування.

### 16.3 Сушіння газів абсорбцією

Абсорбція досить економічна під час осушування більших потоків природних газів під високим тиском і депресією точки роси до 60 °С. За необхідності отримання депресії точки роси 60–80 °С і вище можливе застосування абсорбції й адсорбції. У цьому разі необхідний порівняльний техніко-економічний аналіз обох процесів на підставі конкретних умов їхнього здійснення.

Використання рідких поглиначів під час сушіння газу порівняно із твердими поглиначами характеризується такими перевагами:

- можливість сушіння газів, які містять речовини, що отруюють тверді сорбенти;
- безперервність процесу; простота автоматичної системи керування; сушіння газу з досяганням точки роси мінус 70 °С.

*Абсорбцією* називається процес поглинання газів або парів із газових або парових сумішей рідкими поглиначами. За умови абсорбції вологи з газу процес буде протікати доти, поки парціальний тиск поглиненої вологи в газі не досягне величини парціального тиску над рідиною. Абсорбована поглиначем волога виділяється з нього внаслідок подальшої десорбції.

*Десорбція* – процес, зворотний абсорбції, і його здійснюють під час нагрівання поглинача, зниження тиску в системі або подання віддувного газу або азеотропного компонента. Волога виділяється з розчину й переходить у газову фазу, тому що рівноважний тиск її вище, ніж тиск у десорбованому поглиначі.

Десорбція – найбільш складна стадія у схемі сушіння газу, і тому завдання глибокого виділення поглиненої вологи за найменшої витрати енергії має велике значення. Оптимальне рішення – це створення протитечії між поглиначем і десорбційним агентом, у зв'язку з цим для десорбції використовують протитечійні колонні апарати з барботажними тарілками або насадкою. Сушіння вуглеводневих газів рідкими поглиначами зазвичай здійснюється у вертикальних колонних апаратах із барботажними тарілками. Деяке поширення на промислах, особливо за кордоном, мають горизонтальні розпилювальні абсорбери.

#### **16.4 Сушіння в барботажних абсорберах**

Установки абсорбційного сушіння в барботажних апаратах мають таку технологічну схему (рис. 16.4). Вологий газ подається в абсорбер 1, де в нижній скруберній секції йде процес відділення краплинної вологи. Абсорбер обладнаний тарілками різної конструкції. Назустріч потоку газів в абсорбер подають розчин гліколю, що вводиться у верх колони. Гліколь стікає по тарілках униз. Під час цього руху розчин гліколю витягає вологу з газової суміші й, насичуючись, відводиться з низу колони (або із глухої тарілки) на регенерацію.

Далі газ подають до верхньої сепараційної секції абсорбера. У цій секції краплі внесеного розчину гліколю відокремлюються від газу. Осушений газ надходить у газопровід. Розчин гліколю, насичений вологою й газом, виходить з абсорбера й надходить у сепаратор 2. Тут із розчину

виділяються гази, поглинені в абсорбері. Далі розчин гліколю подається до першого теплообмінника 3, підігрівається гарячим поглиначем, що виходить із низу десорбера 6. Потім розчин проходить наступний теплообмінник і сепаратор 2 та далі надходить у десорбер 6 для добування вологи. Низ десорбера з'єднано з кип'ятильником 11, де розчин нагрівається водяною парою або за допомогою тепла вогневого підігріву.

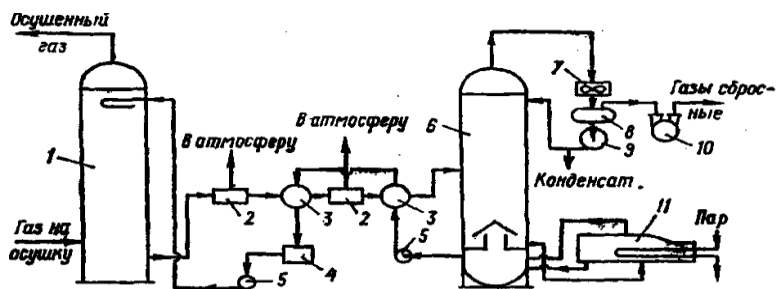


Рисунок 16.4 – Схема установки сушіння в барботажних абсорберах:

- 1 – абсорбційна колона; 2 – сепаратори; 3 – теплообмінники;
- 4 – проміжна ємність; 5 – насоси; 6 – десорбер;
- 7 – конденсатор-холодильник; 8 – ємність для зрошення;
- 9 – насос зрошення; 10 – вакуум-насос; 11 – кип'ятильник

Виділення вологи може здійснюватися під вакуумом або за атмосферного тиску. Під час роботи під вакуумом (53,3–79,9 кПа) водяні пари й розчинений у гліколі газ надходять у конденсатор-холодильник 7. Водяна пара конденсується, і вода, що утворилася (конденсат), збирається в ємність 8, звідки частково подається до верху десорбера як зрошення, а надлишок конденсату відводиться. Гази, що не сконденсувалися, відкачує водокільцевий вакуум-насос 10 в атмосферу або для забезпечення відведення регенованого розчину гліколю з десорбера й водяного конденсату, а

також для створення підпору на насос зрошення десорбер встановлюється на 12–13 м вище за нульову оцінку.

Під час роботи за наявності атмосферного тиску вакуум-насос відсутній.

### **16.5 Двоступінчаста абсорбція**

Для глибокого осушування газу та з метою зменшення витрат на експлуатацію був розроблений процес двоступінчастої абсорбції (рис. 16.5). Сушіння відбувається в абсорбційній колоні 2. У цю колону розчин гліколю, з різною концентрацією по потоках, подається двома потоками по висоті апарата на третю та десятю тарілки. Якщо як осушувач використовується триетиленгліколь, то на третю тарілку колони подається основна частина регенованого триетиленгліколю концентрації 98,0 % (мас.). Цей розчин витягає з газу основну частину вологи. На десятю тарілку подається інший гліколь концентрації 99,9 % (мас.) і вище. Використання такого висококонцентрованого гліколю дозволяє остаточно осушити газ.

*Регенерація* розчину триетиленгліколю, насиченого водою, також проводиться у два щаблі. На першому щаблі в десорбері 11 за температури 204 °С та атмосферному тиску концентрація гліколю доходить до 98,0 % (мас.). Частина цього розчину й подається на третю тарілку абсорбера. Кількість, що залишилася, подається у відпарну колону 12 (II щабель), куди подається віддувний газ. Тут концентрація розчину гліколю доходить до 99,9 % (мас.) і вище, і цей поглинач подається на десятю тарілку абсорбера. Осушений газ має точку роси 70 °С.

Для глибокої регенерації абсорбенту, що надходить на другий щабель абсорбції, можуть застосовуватися цеоліти. Абсорбент подається по черзі у два апарати, у яких витягується залишкова волога й концентрація гліколю досягає 99,90–99,88 % (мас.). До недоліків процесу належить





Таблиця 16.1 – Техніко-економічні показники процесів адсорбційного й абсорбційного сушіння \*

Показник	Сушіння на цеолітах	Одноступінчасте сушіння триетиленгліколем	Двоступінчасте сушіння триетиленгліколем
Капітальні витрати з урахуванням доставки обладнання й вартості сорбентів, %	100	77	87
Витрата газу на паливо й віддування, %	100	74	58
Витрата електроенергії, %	100	36,5	36,5
Собівартість сушіння з урахуванням втрат сорбентів (термін служби цеоліту – 4 роки), %	100	14	14

\* Продуктивність установки, узята для порівняння: 9,3 млн м<sup>3</sup>/добу, тиск – 4,5 МПа, температура контакту – 25 °С, глибина сушіння – 1,0 млн<sup>-1</sup>.

Як впливає з таблиці, глибоке абсорбційне сушіння для цього конкретного прикладу більш економічне, ніж адсорбційне. Однак висновки про доцільність заміни адсорбційного сушіння абсорбцією висококонцентрованим глі-



Вологий сірководневий газ подається до абсорбера *K-1* за тиску 7–8 МПа, де осушується розчином ді- або триетиленгліколю. Осушений газ подається на подальше перероблення.

Насичений водою, вуглеводнями й кислими компонентами, гліколь через рекуперативний теплообмінник *T-1* подається в дегазатор і сепаратор *C-1*, що працює за умови 2–4,5 МПа й 20–70 °С.

Зниження тиску й підвищення температури створює такі умови, що з абсорбенту виділяється частина поглинених газів. Режим дегазатора вибирають так, що з насиченого абсорбенту виділяються переважно вуглеводні. Газ дегазації зверху *C-1* подають у паливну мережу.

З низу дегазатора відводять частково розгазований насичений абсорбент, підігрівають його в рекуперативному теплообміннику *T-2*, потім дроселюють до 0,15–0,50 МПа й подають у дегазатор другого ступеня *C-2*, де відбувається практично повне видалення з абсорбенту газів (сірководню, діоксиду вуглецю й вуглеводнів), які були поглинені. Температура другого ступеня дегазації – 110–140 °С.

Абсорбент після другого ступеня дегазації подають у блок регенерації БР.

Регенований абсорбент насосом *H-1* через рекуперативні теплообмінники *T-1* і *T-2*, водяний холодильник *X-1* подають у буферну ємність *E-1*.

Газ дегазації з апарата *C-2* змішується з регенованим розчином гліколю в ежекторі *E-1*. Водночас більша мольна концентрація  $\text{H}_2\text{S}$  забезпечує його досить глибоке добування з газу дегазації.

Залежно від складу й кількості газу для забезпечення вибіркового добування сірководню в потік газу перед змішувачем можна подавати весь обсяг регенованого розчину або тільки його частину.

Вуглеводневий газ, що виділяється з буферної ємності *E-1*, містить дуже мало сірководню і може бути використаний у паливній мережі або з іншою метою.

Витягнутий із газу дегазації сірководень із розчином гліколю повторно вертається в абсорбер, тобто циркулює в системі.

### **16.7 Очищення газів розчинами гліколяміну**

На ГПЗ для очищення газів від сірководню й діоксиду вуглецю застосовують переважно хемосорбційні процеси, де як поглинач використовують водяні розчини моно-і діетаноламінів. На таких установках газ після очищення містить вологи більше, ніж до очищення. Це можна пояснити підвищенням температури в абсорбері завдяки теплу, що виділяється під час взаємодії  $\text{H}_2\text{S}$  і  $\text{CO}_2$  з амінами. Додаткове зволоження газу погіршує техніко-економічні показники установки сушіння.

У зв'язку з цим велике значення має використання таких поглиначів для очищення газу від  $\text{H}_2\text{S}$  і  $\text{CO}_2$ , які дозволили б уникнути додаткового зволоження газу, а ще краще знизити його точку роси по воді.

Сьогодні на газопереробних заводах для одночасного сушіння й очищення газів застосовують суміші діетиле-н-гліколю, води й моноетаноламіну. Додавання гліколів у розчини амінів одночасно підвищує поглинальну здатність розчину щодо кислих компонентів. Це можна пояснити тим, що розчинність  $\text{H}_2\text{S}$  і  $\text{CO}_2$  у гліколі значно вище, ніж у воді. Іншою перевагою використання гліколямінових сумішей є зниження втрат амінів з очищеним газом.

Роботу установки сушіння й очищення газів гліколяміновими розчинами розглянемо на прикладі одного з ГПЗ.

Наприклад, основними апаратами установок є абсорбер (висота – 21,7 м, внутрішній діаметр – 2000 мм, кіль-

кість тарілок – 18 шт.) і десорбер (17,8 м, 2000 мм, 18 шт. відповідно).

Нафтовий газ, що надходить на установку очищення, містить вологу, діоксид вуглецю – до 0,5 % (об.) і сірководень – до 20 г/100 м<sup>3</sup> (дані усереднені). Перед поданням на низькотемпературне перероблення для виділення з нього гелію газ зазнає двостадійного оброблення.

На I стадії здійснюється сушіння й очищення газу гліколямінним розчином, а на II стадії проводиться тонке сушіння на адсорбційній установці. Оброблення газу гліколямінним розчином дозволяє довести зміст CO<sub>2</sub> в очищеному газі до 0,02 % і практично повністю витягати з газу H<sub>2</sub>S.

Під час очищення газів гліколямінними розчинами для зниження втрат аміну з очищеним газом у верх абсорбера може подаватися розчин, що містить малі кількості аміну й води. Цей розчин повинен регенеруватися в окремій колоні. Водночас кількість висококонцентрованої розчину повинна бути обрана так, щоб газу регенерації можна було змішувати з газами регенерації основного потоку.

Під час роботи з такої схеми газу регенерації додаткового потоку розчину може бути використаний як віддувний газ в основному десорбері.

Очищення гліколямінного розчину проводиться у двох послідовно з'єднаних адсорберах, заповнених активованим вугіллям марки КАД-Йодний і аніонітом АВ-17 (рис. 16.7).

Перед поданням на поверхню активованого вугілля розчину необхідно відстоятися для видалення механічних домішок і рідкої суспензії, що сприяє підвищенню ефективності очищення на наступних щаблях.

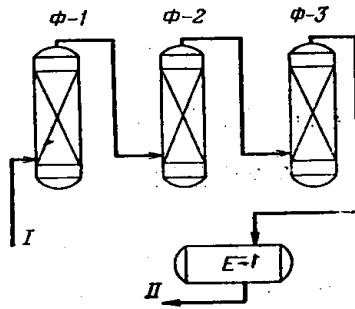


Рисунок 16.7 – Технологічна схема блоку очищення глікольамінового розчину від механічних домішок:  
*Ф-1* – тканинний фільтр; *Ф-2* – вугільний фільтр;  
*Ф-3* – аніонітовий фільтр; *Е-1* – збірник; *I* – забруднений глікольаміновий розчин; *II* – очищений розчин

Для глибокої регенерації розчин пропускають через шар активованого вугілля, де адсорбуються продукти полімеризації, важкі вуглеводні й розчинні солі, і через адсорбер з іонообмінною смолою для видалення низькомолекулярних кислот. Очищений розчин повертається в ємність циркуляційного розчину.

**РОЗДІЛ 17**  
**СУШІННЯ ГАЗІВ ІЗ ВИКОРИСТАННЯМ**  
**НИЗЬКОТЕМПЕРАТУРНИХ ПРОЦЕСІВ,**  
**РЕГЕНЕРАЦІЯ ПОГЛИНАЧІВ**

**17.1 Сушіння газів низькотемпературною  
сепарацією**

Під час видобування газу з газоконденсатних родовищ добування конденсату й сушіння сполучаються в одному процесі низькотемпературної сепарації (НТС). Під час охолодження газу внаслідок дроселювання або застосування штучного холоду відбувається одночасне виділення вуглеводнів і води. Для запобігання утворення гідратів у теплообмінники вводять (впорскують) метанол або гліколь. Схему установки низькотемпературної сепарації на промислах наведено на рисунку 17.1.

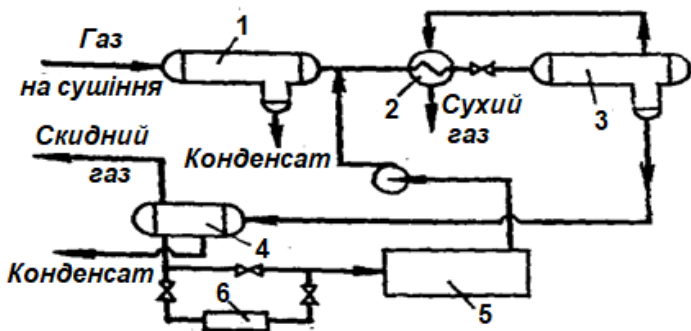


Рисунок 17.1 – Схема установки

низькотемпературної сепарації на промислах:

- 1 – сепаратор; 2 – теплообмінник; 3 – низькотемпературний сепаратор; 4 – роздільник гліколю й конденсату;
- 5 – установка регенерації гліколю; 6 – фільтр

Газ, виходячи зі шпар під високим тиском, по промислових трубопроводах надходить на збірний пункт, де розміщені установки НТС. У сепараторі 1, що працює за

тиску 10–15 МПа, відділяються конденсат і волога, що виділилися з газу на шляху від шару до сепаратора.

Далі газ проходить через теплообмінник 2, де охолоджується зворотним потоком газу, що виходить із сепаратора 3, дроселюється в дросельному пристрої або ежекторі до тиску 5,5–7,5 МПа, водночас охолоджується і надходить у сепаратор 3.

Перед теплообмінником у газ вводиться метанол або етиленгліколь. Конденсат із низу сепараторів 1 і 3 збирається в ємності 4. Газ із сепаратора іноді ежекується основним потоком газу високого тиску й вертається в сепаратор 3 або використовується на установці. Конденсат і гліколь (або метанол) відводяться роздільно. Конденсат знає стабілізації, а гліколь або метанол надходить на установки регенерації. На газопереробних заводах для сушіння газу й добування вуглеводнів застосовують низькотемпературну конденсацію.

## **17.2 Сушіння газів низькотемпературною конденсацією**

На газопереробних заводах для сушіння газу й добування вуглеводнів застосовують низькотемпературну конденсацію. Технологічна схема установки низькотемпературної конденсації й добування вуглеводневого конденсату обладнується системою подання етиленгліколю в теплообмінники. Температура охолодження газу й точка роси – мінус 30 °С. Розглянемо умови роботи вузла сушіння супутнього нафтового газу на малогабаритній установці (рис. 17.2).

Сирий газ надходить із промислів під тиском 0,1 МПа і стискується триступінчастим поршневим компресором до тиску 4,5 МПа. Водночас у міжступеневих холодильниках газ охолоджується до 35–40 °С, з нього виділяється волога. Стиснений газ надходить далі в теплообмінники 3, де спочатку охолоджується зворотним потоком



холодного газу, потім у пропановому охолоджувачі 4 до температури мінус 25–30 °С. З такою температурою газ надходить у трифазний сепаратор 5.

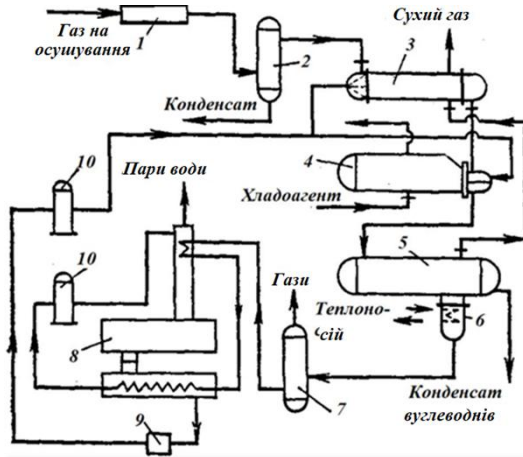


Рисунок 17.2 – Схема установки низькотемпературної конденсації на малогабаритній установці:

- 1 – охолоджувач; 2 – водовіддільник; 3 – охолоджувач;  
 4 – охолоджувач пропановий; 5 – сепаратор трифазний;  
 6 – відстійник; 7 – сепаратор; 8 – регенератор гліколю;  
 9 – насосне обладнання; 10 – фільтри для гліколю

Для попередження утворення гідратів у теплообмінники й охолоджувач за допомогою спеціальних форсунок впорскується етиленгліколь концентрацією 75–80 % (мас.). Режим роботи установки й баланс вологи наведено в таблиці 17.1.

Як бачимо з даних таблиці 17.1, основна кількість вологи випадає за умови стискування газу до 4,5 МПа, вона відділяється в сепараторах і виводиться із системи. У теплообмінниках виділяється менша частина вологи, яка відокремлюється в трифазному сепараторі разом з етиленгліколем. Температура утворення гідратів для зазначеного

газу становить 21 °С. Отже, у перший і наступний теплообмінники й охолоджувач потрібно подавати етиленгліколь.

Таблиця 17.1 – Режим роботи малогабаритної установки сушіння й добування вуглеводнів із попутного газу

Місце вимірювання	Температура газу, °С	Тиск газу, МПа	Зміст вологи		Кількість вологи, виділеної в сепараторі, кг/год	Загальна кількість виділеної вологи, %
			г/м <sup>3</sup>	кг/год		
Вхід газу	10	0,10	9,0 *	45	0	100,0
I ступінь стискування	30	0,28	16,0	відсутн.	0	–
II ступінь стискування	36	1,20	4,0	20	25,0	55,5
III ступінь стискування	40	4,50	1,6	8	12,0	26,7
Вихід газу						
з першого теплообмінника	20	4,50	0,52	2,6	5,4	12,0
з другого теплообмінника	5	4,40	0,22	1,1	1,5	3,3
із пропанового охолоджувача	–20	4,30	0,035	0,15	0,95	2,5

Варто зазначити, що в розчині етиленгліколю міститься багато механічних домішок, що містять понад 70 % (мас.) заліза. Для забезпечення нормальної роботи форсунок необхідно систематично очищати фільтр, інакше відбувається швидке засмічення форсунок. Поділ розчину ети-

ленгліколю й конденсату, підігрітого у відстійнику трифазного сепаратора до 15–20 °С, відбувається успішно.

На газопереробних заводах, що працюють за схемою низькотемпературної конденсації, під час охолодження газу до більш низьких температур у теплообмінники подають метанол. Схема установки така. Газ, що містить 85 % (об.) метану, 10 % (об.) етану й 5 % (об.) діоксиду вуглецю, за тиску 3,8 МПа охолоджується в трьох теплообмінниках. У перший теплообмінник, де газ охолоджується до мінус 43 °С, подається 95 %-й метанол. Насичений вологою 94 %-й метанол відокремлюється від газу в сепараторі й подається в другий теплообмінник, де газ охолоджується до мінус 53 °С. Після сепарації метанол подається в третій теплообмінник, де газ охолоджується до мінус 13 °С. Обводнений метанол подається на регенерацію. Питома витрата метанолу становить 1,56 кг на 1000 м<sup>3</sup> газу.

Також існують способи виділення поряд із відокремленням вологи і способи видалення парів важких вуглеводневих сполук. Це способи низькотемпературної конденсації й низькотемпературної ректифікації (НТР).

Ці процеси відбензинювання газів методом низькотемпературної конденсації й ректифікації (рис. 17.3) містять такі стадії:

- осушення газу;
- компримування газу до тисків 3–7 МПа;
- охолодження стислого й осушеного газу до мінус 10–80 °С;
- поділ газу, що частково сконденсувався, на нестабільний газовий бензин і несконденсований сухий газ.

Процес почав розвиватися у ХХ столітті, коли підвищився попит на етан – один з основних мономерів в асортиментах сировинних ресурсів нафтохімії. Це вимагало переходження на низькі температури охолодження газу для того, щоб збільшити ступінь витягування з нього етану (і,

відповідно, більш важких вуглеводнів). Це, зі свого боку, вимагало поряд з ефектом дроселювання застосування штучного охолодження з використанням пропанового холоду (для охолодження до мінус 70 °С) або каскадного холодильного пропан-етанового циклу, за допомогою якого стало можливим витягти з газу 85–87 % етану, майже повністю (99 %) – пропан і 100 % усіх інших вуглеводнів.

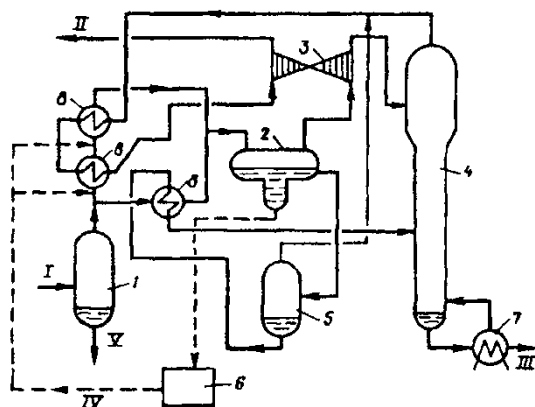


Рисунок 17.3 – Принципова схема процесу низькотемпературної конденсації (НТК):

- 1* та *2* – сепаратори 1-го і 2-го щаблів; *3* – турбодетандер;
- 4* – ректифікаційна колона; *5* – вивітрювач конденсату;
- 6* – блок регенерації інгібітора гідратуутворення;
- 7* – ребойлер; *8* – теплообмінники; *I* й *II* – вихідний і відсепарований газ; *III* – ШФЛУ; *IV* – інгібітор гідратуутворення; *V* – конденсат сирого газу

Для виробництва штучного холоду використовують зазвичай компресорні холодильні машини, холодоагентом у яких є пропан, етан або фреон, а також турбодетандери, у яких енергія газу, що розширюється, рекуперується для виробництва холоду.

Попередньо осушений газ *I* охолоджується в рекуперативних теплообмінниках 8 і після відокремлення від нього в сепараторі 2 сконденсованих вуглеводнів через турбодетандер 3 надходить у розділову колону 4. У неї ж після одного з теплообмінників надходить суміш сконденсованих вуглеводнів із сепаратора 2. З низу колони відбирають суміш усіх сконденсованих вуглеводнів від етану й вище, а деетанізований газ із верху колони, пройшовши теплообмінники 8, стискується в турбодетандері енергією газу, що розширюється, із сепаратора 2 і потім подається споживачеві. Суміш вуглеводнів *III* (ШФЛВ – широка суміш легких вуглеводнів) подається на газофракціонувальну установку, де від неї відбираються етанова фракція і фракції інших, більш важких вуглеводнів. Турбодетандер 3 – машина, за обладнанням схожа з газотурбокомпресором. У ній на загальному валу розташована газова турбіна, на лопатках якої відсепарований *II* газ розширюється, виробляє енергію, використовувану для обертання компресора, лопатками якого стискується газ із сепаратора 2.

Залежно від технологічної схеми установки низькотемпературної ректифікації колони ректифікації поділяють на ректифікаційно-відпарні і конденсаційно-відпарні.

У відпарних ректифікаційних колонах потік газу охолоджують спочатку в теплообміннику потоком сухого газу, спрямованого зворотним шляхом, та далі в холодильнику. Наслідком цього є перехід його до двофазного стану з частковою конденсацією. Далі цей потік без сепарації подається до середньої частини колони. З верхньої частини колони продукти проходять через холодильник-конденсатор і надходять у рефлюксну ємність *У* ній газова фаза відокремлюється, а сконденсовані вуглеводні повертаються як зрошення вгору колони.

Для охолодження газового потоку сировини у схему може бути включений або теплообмінник-охолоджувач із

зовнішнім холодоагентом-пропаном, етаном тощо, або турбодетандери та дроселі, щоб отримати холод унаслідок розширення газових потоків.

В іншому разі потік газу після охолодження частково конденсується за допомогою зворотного потоку сухого газу в теплообміннику та надходить у сепаратор на поділ (рис. 17.4). Газова фаза із сепаратора надходить у турбодетандер, де охолоджується внаслідок розширення, коли рідка фаза проходить крізь дросель.

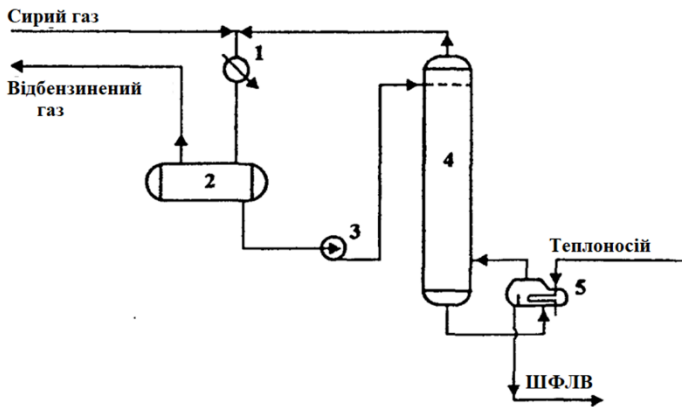


Рисунок 17.4 – Схема конденсаційно-відпарної колони установки низькотемпературної ректифікації (НТР):  
 1 – холодильник-конденсатор; 2 – сепаратор; 3 – насос;  
 4 – ректифікаційна колона; 5 – ребойлер

Перепад тиску в турбодетандері та дроселі має бути однаковим. Потім газова і рідка фази об'єднуються і надходять усередину колони як живлення. За умови використання схеми ректифікації із зовнішнім холодильним циклом потрібні менші витрати енергії, але вищі капітальні витрати. За другого варіанта потрібна більша витрата енергії під час експлуатації, але нижчі капітальні витрати. Схему із дроселюванням і детандуванням технологічних пото-

ків доцільно використовувати в тих випадках, коли є вільний перепад тиску між сировинним і сухим газом і немає необхідності дотискати газ перед поданням його в магістральний трубопровід.

У схемах поділу вуглеводневого газу, де використовуються конденсаційно-відпарні колони, неочищений газ спочатку охолоджується зворотним потоком очищеного газу, додатково охолоджується в холодильниках за допомогою зовнішнього холодоагенту, а потім надходить на поділ у сепаратор. Із сепаратора газ, з якого видалено бензин, виводиться як готовий продукт за межі установки. У такий спосіб знижують навантаження на колону за допомогою відокремлення в сепараторі основної кількості очищеного газу. Тому можна використовувати менш дороге обладнання з меншою продуктивністю. Але попередня схема (з ректифікаційно-відпарною колоною) дозволяє підвищити чіткість поділу внаслідок наявності великих кількостей низькокиплячих компонентів, які підвищують парціальний тиск компонентів, що видобуваються в рідкій фазі і прискорюють процеси масообміну.

Є більш вигідна схема відбензинювання природного газу методом низькотемпературної ректифікації із введенням сировини двома потоками. Ця схема дозволяє знизити енерговитрати приблизно на 10 % і здійснювати процес за вищих температур.

У схемах із поділом сировини на два потоки сировини (рис. 17.5) одна його частина (60 %) не охолоджується та подається до середньої частини колони, а другий потік (40 %) проходить охолодження в рекуперативному теплообміннику потоком очищеного газу, який відбирають із верхньої частини колони ректифікації.

На вході в теплообмінник потоку сирого газу впорскують гліколь для запобігання гідратуутворенню. Після теплообмінника охолоджений сировинний потік змішується з верхнім продуктом колони ректифікації, додатково охоло-

джується в пропановому випарнику до мінусових температур. Гліколь унаслідок різниці щільностей збирається у збірнику гліколю і подається на регенерацію та, частково сконденсувавшись, надходить на поділ у трифазний сепаратор. У нижній частині сепаратора збирається гліколь і вуглеводневий конденсат.

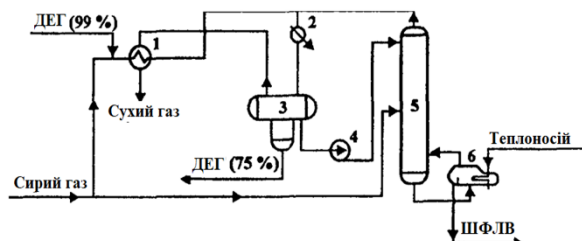


Рисунок 17.5 – Схема установки НТР

із двопотоковим уведенням сировини:

- 1 – теплообмінник; 2 – пропановий випарник;  
 3 – трифазний сепаратор; 4 – насос; 5 – ректифікаційна  
 колона; 6 – випарник-підігрівник

Сухий газ після охолодження сировинного потоку в рекуперативному теплообміннику подається в магістральний трубопровід, а вуглеводневий конденсат із трифазного сепаратора – наверх колони ректифікації.

Підведення тепла в куб колони здійснюється за допомогою подання парів із ребойлера, де як теплоносій під час роботи колони в області низьких температур може використовуватися безпосередньо сировинний потік.

### 17.3 Технологічна схема сушіння й добування газоконденсату

За такою схемою (рис. 17.6) сирій газ, що містить газоконденсат, надходить в абсорбер, що має дві секції. У нижній секції (першій за напрямом руху газового потоку), зрошуваний розчином діетиленгліколю, витягуються



пари вологи. У верхній секції, зрошуваній соляровим маслом, відбувається поглинання газоконденсату.

Газ, що пройшов дві секції, подається у газопровід. Обидва абсорбенти, якими є розчин діетиленгліколю, що насичено домішками, й солярове масло, змішуються після виходу з абсорбера. Цю суміш подають до блоку регенерації. Після спільної регенерації суміш надходить у розділову ємність. Далі кожний абсорбент подається до відповідної секції абсорбера.

Пари води й вуглеводнів із десорбера конденсуються в конденсаторі-холодильнику й потім розділяються в сепараторі, з якого балансова кількість води подається на зрошення. Інша частина води виділяється з установки, а вуглеводневий конденсат надходить на перероблення. Досліди довели можливість роботи абсорбера без проміжної глухої тарілки. Утворення піни в розчині не відбувається.

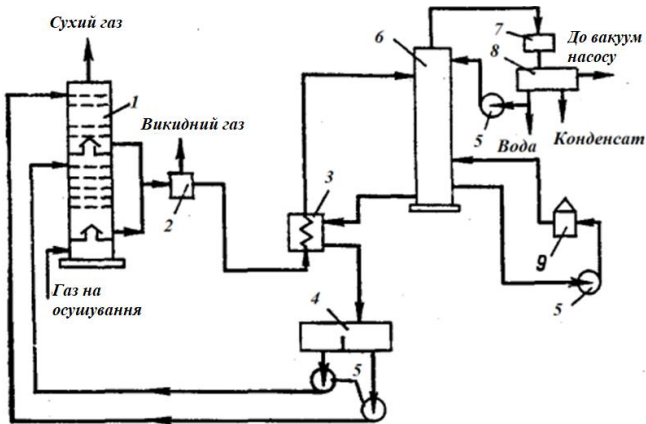


Рисунок 17.6 – Схема установки сушіння газу й добування з нього висококиплячих вуглеводнів:

- 1 – двосекційний абсорбер; 2 – сепаратор;  
 3 – теплообмінник; 4 – роздільник суміші «діетиленгліколь – солярове масло»; 5 – насоси; 6 – десорбер; 7 – конденсатор;  
 8 – ємність зрошення; а – трубчаста піч

Депресія точок роси щодо води становила 25 °С, щодо вуглеводнів – 20 °С. Під час роботи абсорбера без глухої тарілки наверх подається розчин діетиленгліколю, а в середню частину колони – солярове мастило. Однак за такої системи подання абсорбентів знижується ефективність роботи нижньої секції абсорбера з добування вологи, тому що наявність солярного мастила ускладнює дифузію останньої до гліколю.

#### **17.4 Регенерація поглиначів**

На процес сушіння істотно впливає, наскільки добре регенований розчин гліколю, який насичено вологою. За концентрації регенерувальних розчинів 96,0–97,5 % (мас.) використовують десорбцію під тиском, що близький до атмосферного. Якщо треба одержати розчини великої концентрації, то необхідно використовувати вакуумну регенерацію чи подавати в десорбційну колону нейтральний агент. Це може бути природний газ, що призводить до зниження парціального тиску водяної пари та й забезпечує одержання поглиначів після регенерації з концентрацією 98,0–99,95 % (мас.). З цією ж самою метою використовується й азеотропна ректифікація. Температури регенерації гліколів і можливі депресії точок роси наведено в таблиці 17.2.

Можна одержати регеновані розчини гліколів концентрації до 99,95 % (мас.), якщо подавати віддувний агент (осушений газ) у випарник, до регенераційної колони або до процесу азеотропної ректифікації.

Триетиленгліколь можна нагрівати до високих температур та за атмосферного тиску, тоді як діетиленгліколь завдяки високій температурі, за якої відбувається його розкладання. У цьому разі також і одержують розчин високої концентрації, що забезпечує більшу депресію точки роси газу, що осушується. Рівень глибини сушіння газу за допомогою гліколів великою мірою залежить від того, яку тем-

пературу має газ і поглинач. Також на це впливає залишкова кількість вологи у гліколі, що регенеровано.

Таблиця 17.2 – Температури регенерації гліколів

Температура, °С	Діетиленгліколь	Триетиленгліколь	Тетраетиленгліколь
Кипіння за 101 кПа	-245	285	314
Початку розкладання	164	206	238
Регенерації	149–163	178–204	204–224
Найбільша депресія точки роси	55	59	~

Під час проєктування обладнання, вибору технологічного режиму його роботи треба забезпечувати такий ступень регенерації та концентрації гліколів, який дозволяє досягти заданої проєктом точки роси газу. За концентрацій регенованих розчинів, рівних 96–97,5 %, застосовується десорбція методом ректифікації за тиску, що вище, ніж атмосферний.

Можна одержати більші концентрації розчинів гліколів, використовуючи:

- процес регенерації під дією вакууму;
- процес із поданням віддувного газу;
- використовуючи азеотропне переганання.

У процесі регенерації гліколю треба отримати концентрацію гліколю для ефективного осушування газу до температури, яка відповідає проєктним значенням точки роси газу в абсорбері. Нижче (табл. 17.3) наведено тиски в десорбері за різних процесів регенерації й концентрації одержуваних розчинів гліколів.

Варто зазначити, що до вибору способу регенерації гліколів треба підходити, використовуючи відповідне техніко-економічне обґрунтування.

Таблиця 17.3 – Приклади процесів регенерації

Показник	Тиск в апараті, кПа	Концентрація регенованого гліколю, % (мас.)
<b>Діетиленгліколь</b>		
Регенерація під атмосферним тиском	106	97,0–97,5
Те ж саме під вакуумом	$53-30 \times 10^6$	98,5–99,5
у низ відпарної колони	106	99,8
<b>Триетиленгліколь</b>		
Регенерація під атмосферним тиском	106	98,0–98,6
Те ж саме під вакуумом	$53-30 \times 10^6$	98,7–99,5
Те ж саме з поданням відпарного газу у випарник	106	99,1–99,9
Азеотропна ректифікація	106	99,95

*Примітка.* Температура регенерації діетиленгліколю – 162 °С, триетиленгліколю – 202 °С.

### 17.5 Регенерація гліколів за атмосферного тиску

Регенерацію під атмосферним тиском (рис. 17.7 а) застосовують здебільшого безпосередньо на промислах і на заводах, якщо використовуються установки низькотемпера-

турної сепарації та випарювання води із 70 % розчинів етиленгліколю й підвищенням його концентрації до 80 % (мас.). Під час регенерації під атмосферним тиском і ребойлерним підведенням тепла в куб десорбера можна досягти концентрації ДЕГ 97,5 %.

Зазвичай розчин гліколю підігрівають у випарниках (парових або вогневих). На установках сушіння головних споруджень, таких як магістральні газопроводи, регенерацію під атмосферним тиском застосовують у південних районах, де точки роси осушуваного газу є на рівні мінус 10 °С, а концентрація регенованого розчину гліколю не перевищує 97,5 % (мас.).

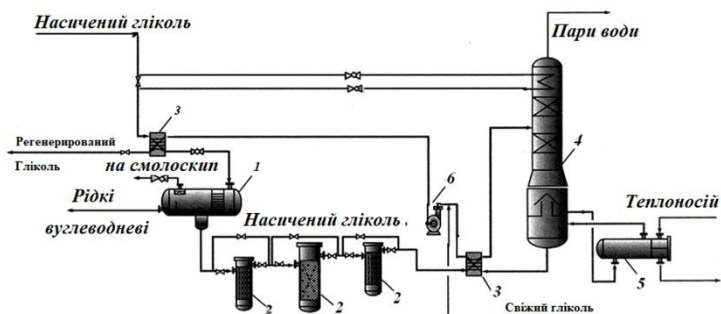


Рисунок 17.7 а – Установа регенерації гліколів за атмосферного тиску:

- 1 – фазний роздільник; 2 – фільтр; 3 – теплообмінник;  
4 – десорбер; 5 – випарник; 6 – насос

Схему регенерації гліколю з використанням вогневого підігрівника (аналогічна схемі регенерації гліколю з поданням віддувного газу) подано на рисунку 17.7 б. Глибина регенерації становить від 70 % до 80 % (мас.) гліколю. Установа виконана у вигляді окремих блоків, до складу яких входять десорбер, вогневий підігрівник і теплообмінник, два насоси. Окремо монтують резервуари і ємності.

Технологічну схему установки регенерації етиленгліколю з поданням віддувного газу наведено на рисунку 17.8. Режим роботи установки такий: тиск у фазовому роздільнику – 1,4 МПа й у сепараторі – 0,6 МПа; температура етиленгліколю на вході в десорбер – 75 °С, нагорі десорбера – 100 °С, унизу випарника – 135 °С, на виході з десорбера регенованого етиленгліколю – приблизно 40 °С. Концентрація розчину етиленгліколю, що надходить на регенерацію, – 70 % (мас.) і регенованого 80 % (мас.).

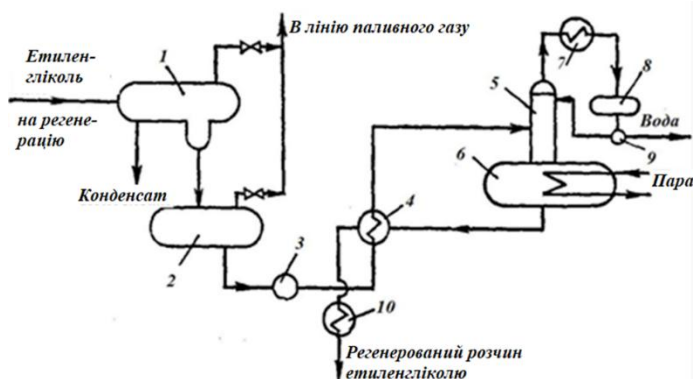


Рисунок 17.7 б – Установка регенерації діетиленгліколю з паровим підігрівом:

- 1 – фазовий роздільник; 2 – сепаратор; 3 – фільтр;  
 4 – теплообмінник; 5 – десорбер; 6 – випарник;  
 7 – конденсатор-холодильник; 8 – ємність зрошення;  
 9 – насос зрошення; 10 – холодильник

Досвід свідчить, що в етиленгліколі міститься 1 % (мас.) і вище діетаноламіну, що захоплює розчин з установки сіркоочищення. Під час спінювання розчину в абсорбері внаслідок механічного віднесення концентрація діетаноламіну в етиленгліколі може досягати 20–30 % (мас.), що змінює умови сушіння.

Схема містить сепаратор, де відбувається поділ суміші насиченого розчину етиленгліколю – газоконденсат, сепаратор для сепарації газу, розчиненого в етиленгліколі, теплообмінники й десорбер, змонтований на випарнику з паровим підігрівом. Наверх колони подається водяне зрошення. Надлишок вологи іноді подається на установку сіркоочищення (для підживлення діетаноламіну, що циркулює в системі). У наведеній схемі унеможлиблюється скидання стічної води в каналізацію.

З метою забезпечення надійного транспорту суміші газу й газоконденсату, особливо з морських родовищ, існує схема одночасного їхнього сушіння. Сушіння газу гліколем проводиться в першій по ходу газу колоні. Осушений газ відводиться з верхньої секції цієї ж самої колони, розділеною глухою тарілкою. Потім він змішується з осушеним газоконденсатом і у вигляді газорідної суміші подається в газопровід. Насичені вологою гліколі з обох колон подаються в загальну систему регенерації.

### **17.6 Регенерація гліколів за допомогою подання віддувного газу**

Практичний інтерес становлять схеми, де для регенерації гліколю використовують віддування газом замість створення вакууму. Віддувний газ відбирається з потоку паливного газу або газового потоку на вході в абсорбер і потім подається в ребойлер. Вологий газ, насичений водяними парами за температури навколишнього повітря й надлишкового тиску 170–690 кПа, доцільно застосовувати тільки для підвищення концентрації регенованого гліколю вище ніж 98,5–98,9 %. Рекомендована кількість віддувного газу – 20–50 м<sup>3</sup> газу на 1 м<sup>3</sup> гліколю.

Треба врахувати, що в такій схемі порівняно з регенерацією під вакуумом вакуум-насос замінюється циркуляційним компресором, тому що випускати віддувний газ

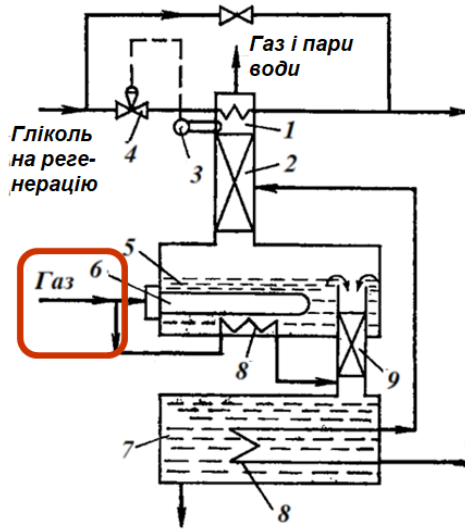
в атмосферу не раціонально. Схему установки регенерації гліколю з поданням віддувного газу в систему регенерації з вогневим підігрівником наведено на рисунку 17.8.

Насичений вологою гліколь проходить через змійовик дефлегматора 1, розміщеного вверху випарної колони 2. Водяна пара, що конденсується, забезпечує необхідне зрошення верху колони. Колона заповнена насадкою з кілець Рашига або сідел Берля. Далі вологий гліколь проходить через теплообмінник 8 і надходить у десорбер, де з нього частково відганяється вода. У випарнику гліколь нагрівається завдяки спалюванню паливного газу в топленні 6. З випарника гліколь перетікає у відпарну колону 9, у низ якої подається нагрітий віддувний газ. Тут у колоні 9 концентрація гліколю доходить до 99,9 % (мас.) і вище. Температура верху колони регулюється поданням частини холодного гліколю через змійовик наверх колони.

До недоліків такої схеми варто віднести відведення віддувного газу й парів води в атмосферу. Це підвищує втрати газу й забруднює навколишню атмосферу. Для того щоб зменшити втрати газу, додатково встановлюють газодувки для циркуляції газу й колони сушіння циркулювального газу.

За необхідності одержання триетиленгліколю концентрацією до 99,9 % (мас.) можна подавати на установку неосушений газ, підігрітий до 140–160 °С. Під час використання осушеного газу вдається одержати гліколь концентрацією 99,97 % (мас.). Віддувний газ можна вводити частково у випарник через перфоровану трубу, розташовану під топкою, що дозволяє інтенсифікувати теплообмін і зменшити ймовірність перегрівання гліколю. Досвід довів, що найбільш ефективним є введення газу у відпарну колону.





*Регенований гліколь*

Рисунок 17.8 – Схема установки регенерації гліколю з поданням віддувного газу:

1 – дефлегматор; 2 – випарна колона; 3 – термопара;  
4 – регулювальний клапан; 5 – випарник; 6 – топлення;  
7 – буферна ємність; 8 – теплообмінники; 9 – відпарна колона

У деяких схемах як віддувний газ запропоновано використовувати газ, що відходить, відбираються з димової труби вогневого підігрівника. Газ охолоджується, відокремлюється від вологи, підігрівається в теплообміннику й подаються у відпарну камеру. Однак наявність кисню в продуктах згоряння газу може викликати окиснення гліколю, тому використання газу, що відходить, не становить особливого інтересу, хоча забезпечує економію електроенергії для привода вакуум-насоса.

### **17.7 Вакуумна регенерація гліколів**

Для одержання точок роси газу від мінус 10 до мінус 25 °С і нижче застосовують вакуумну регенерацію глі-

колів. Вакуум у системі створюється за умови конденсації водяних парів у конденсаторі, а гази, що не конденсуються, відсмоктуються ежектором або вакуум-насосом.

Наявність надлишкового тиску гліколю й газу, що губиться в процесі регенерації, дозволяє використовувати їхню енергію для одержання вакууму. Схему установки, де для створення вакууму використовується ежектор, що працює внаслідок перепаду тиску насиченого гліколю, наведено на рисунку 17.9.

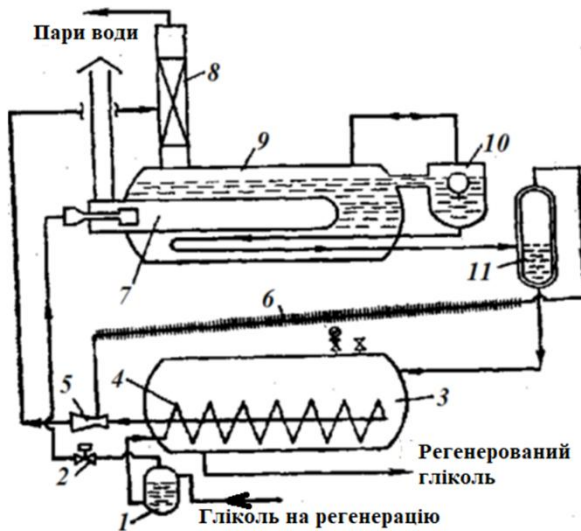


Рисунок 17.9 – Схема вакуумування випарної камери гліколю енергією потоку насиченого гліколю з абсорбера:

- 1 – сепаратор; 2 – клапан; 3 – проміжна ємність; 4 – змійовик; 5 – ежектор; 6 – повітряний холодильник; 7 – вогневий підігрівник; 8 – відпарна колона; 9 – випарник; 10 – поплавкова камера; 11 – випарна камера

Регенерація вологого гліколю здійснюється у дві стадії. На першій стадії у випарнику відганяється вода за атмо-

сферного тиску; на другій стадії вода відганяється у випарній камері 11, вакуум у якій створює система повітряного холодильника 6 і ежектора 5. Існують схеми, у яких вакуум у випарній камері підтримує ежектор, який працює на осушеному газі, що виходить з абсорбера.

Парогазова суміш з ежектора подається у випарник, що працює за атмосферного тиску, де ця суміш використовується як віддувний газ. Застосування ежекторів дозволяє знизити витрати електроенергії, тому що вимикає привод вакуум-насоса. Для широкого промислового впровадження методів із використанням ежекторів для створення вакууму необхідно накопичити досвід експлуатації таких установок.

### **17.8 Регенерація гліколів, насичених сірководнем**

Під час сушіння сірководню газу, що містить водень, сірководень у значній кількості розчиняється в гліколі. У процесі регенерації сірководень десорбується і спалюється на факелі, забруднюючи навколишнє середовище діоксидом сірки, водночас зазвичай бувають і втрати сірки.

Газ, насичений сірководнем (рис. 17.10), що виходить із низу абсорбера 1, надходить після нагрівання у відпарну колону 2. Тут за допомогою нагрітого безсірчистого газу, що надходить із колони 4, з нього виділяється сірководень.

Потім газ вертається назад в абсорбер і з основним потоком газу подається на установку сіркоочищення. Розчин діетиленгліколю після видування сірководню надходить у звичайну систему регенерації. Безсірчистий газ для видування виходить на цій же самій установці за допомогою очищення його регенованим діетиленгліколем у спеціальній очисній колоні або подається збоку. Втрати сірки під час осушування 1 млрд м<sup>3</sup> газу, що містить 5 % (об.) сірководню, дуже великі й досягають 2000 т на рік.

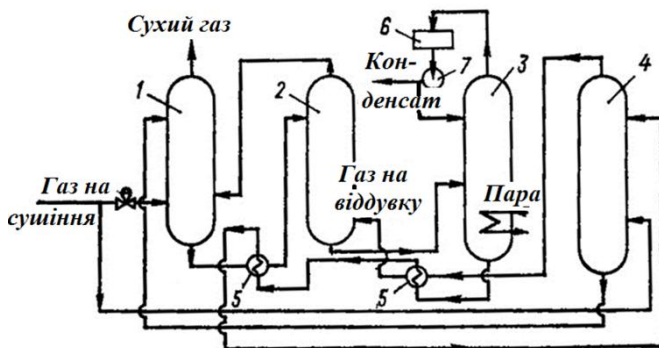


Рисунок 17.10 – Схема сушіння сірководневих газів і регенерації гліколю:

1 – абсорбер; 2 – відпарна колона; 3 – десорбер; 4 – очисна колона; 5 – теплообмінники; 6 – конденсатор; 7 – насос

У разі застосування такої схеми унеможливується скидання сірководню на факел, знижується також корозійність розчину гліколю, що надходить у систему десорбції. Аналогічну схему можна застосовувати й для дегазації сірководневого газоконденсату й води. Такі установки доцільно споруджувати на газових промислах перед транспортом газу на газопереробні заводи. Для забезпечення надійної роботи газопроводів, які транспортують сірчистий газ, що містить водень, рекомендовано осушувати його до 60 % відносної вологості. Необхідно також систематично подавати інгібітори в трубопроводи.

Для зниження витрат на регенерацію абсорбентів замість газу відпарювання застосовують низькокиплячі речовини, що утворюють із водою азеотропні суміші.

### 17.9 Регенерація гліколів азеотропною ректифікацією

Глибока регенерація гліколів здійснюється в процесі азеотропної ректифікації. Азеотропна суміш – це суміш

двох або більш рідин, склад якої не змінюється під час кипіння, тобто суміш із рівністю складів рівноважних рідкої й парової фаз. Уведення здійснюється через перфоровану трубу під рівень гарячого розчину гліколю в кількості не більш ніж 10 % від загальної маси абсорбенту. Рівномірно розподіляючись по перетину й поглинаючи вологу, уведена речовина утворює азеотропну суміш, що кипить за температури більш низької, ніж температура кипіння води.

Азеотропна ректифікація розчинів гліколів, насичених вологою (процес «Драйзо»), проводиться за допомогою додавання у випарник толуолу, ізоктану, бензину-розчинника, фракції 74–130 °С, газоконденсату азеотропної суміші. Процес дозволяє довести концентрацію розчину гліколю до 99,99 % (мас.). Точка роси осушеного газу досягає мінус 75 °С.

Схему установки наведено на рисунку 17.11. Регенерований розчин триетиленгліколю подається наверх абсорбера 1, де він контактує з вологим газом, що надходить униз апарата. Осушений газ виділяється з абсорбера зверху. Вологий гліколь виводиться знизу абсорбера й проходить сепаратор 6, підігрівається в теплообміннику 3 і через фільтр 9 надходить у десорбер 4. Фільтр патронного типу, заповнений активованим вугіллям, призначений для видалення смол. Кількість теоретичних тарілок у десорбері залежить від вологості гліколю. Зазвичай достатньо чотирьох теоретичних тарілок.

Температура в десорбері – 205 °С, водночас триетиленгліколь регенерується до вмісту води 1,4 % (мас.). Стікаючи, він контактує з азеотропним агентом, що подається насосом 8 у випарник 7. Десорбер працює в режимі, близькому до ізотермічного, за 205 °С, тому він повинен бути добре ізольованим або навіть обладнаним паровою сорочкою. Відокремлюваний агент утворює азеотропну суміш із водою, яка відводиться зверху десорбера. Після

конденсатора суміш розділяється в сепараторі: вода відводиться на очисні спорудження, а азеотропний агент насосом 8 подається у випарник 7. Об'єм сепаратора повинен забезпечувати гарний поділ суміші «конденсат ізооктану – вода». Зміст ізооктану у воді, що дренується, не може перевищувати  $100 \text{ млн}^{-1}$ . Регенований розчин гліколю охолоджується й вертається в систему. Процес «Драйзо» має замкнений цикл щодо вуглеводнів. Однак у десорбованій воді містяться сліди гліколю й вуглеводнів, і вона потребує додаткового очищення.

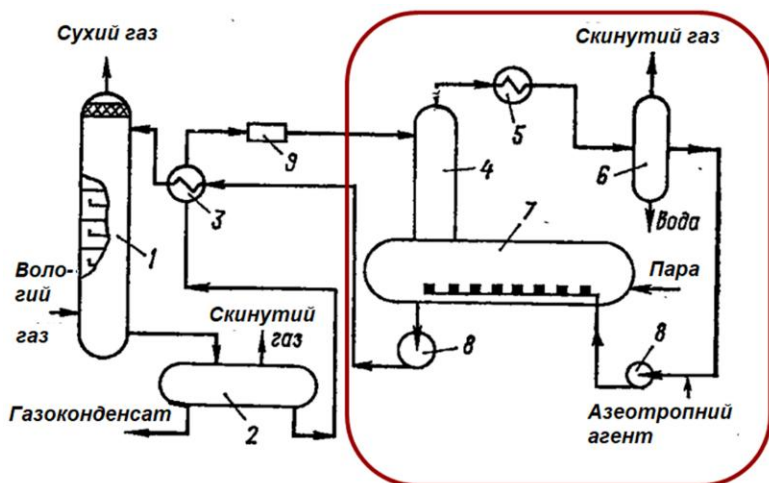


Рисунок 17.11 – Схема регенерації гліколю азеотропною ректифікацією:

- 1 – абсорбер; 3 – трифазний сепаратор;  
 3 – теплообмінник; 4 – десорбер; 5 – конденсатор;  
 6 – сепаратор; 7 – випарник; 8 – насоси; 9 – фільтр

Азеотропна суміш, що йде з верху десорбера, містить 5,8 кг ізооктану на 1 кг води. У разі використання бензину-розчинника або фракцій газоконденсату це співвідношення становить 6,0–9,1. Застосування толуолу як азео-

тропного агенту створює підвищену токсичність викидів, тому що він розчиняється у воді, що відводиться.

Азеотропний агент повинен відповідати таким вимогам:

- утворювати азеотропну суміш із водою;
- мати відносно низький тиск насичених парів;
- практично не розчинятися в гліколях;
- мати високу активність під час добування води;
- мати низьку теплоту паротворення.

Типи азеотропних розчинників, застосовуваних на установках абсорбційного осушування газу гліколями:

– бензол, толуол, ксилол або їхня суміш, а також інші ароматичні вуглеводні;

– індивідуальні граничні вуглеводні, наприклад, пентан, гексан, октан, циклогексан, циклопентан, диметилциклогексан тощо;

- бензинова фракція з межами кипіння 35–235 °С;
- бензинова фракція з межами кипіння 40–160 °С;
- ізооктан.

З безлічі досліджених речовин більшість вимог задовольняє ізооктан.

Дослідно-промислові випробування регенерації гліколів азеотропною ректифікацією на промисловій установці з вогневим підігрівом довели можливість підвищення концентрації діетиленгліколю з 97,0–98,5 % до 99,5–99,8 % (мас.) за температури у випарнику, що дорівнює 125–145 °С. Як азеотропний компонент застосовувалася фракція газоконденсату щільністю, за 20 °С, 718 кг/м<sup>3</sup>.

Типовий блок регенерації дообладнаний конденсатором для конденсації парів азеотропної суміші й фазовим роздільником. Азеотропний компонент нагрівається до 50 °С і подається по перфорованій трубці під топкову камеру вогневого підігрівника. Втрати гліколю з конденсаційною

водою, що відводиться, становить не більш ніж 0,1 % (мас.) від кількості циркулювального розчину.

Процес азеотропної регенерації ефективний для концентрування розчинів гліколів, що містять від 2 % до 6 % води. За умови вмісту води у великих кількостях процес стає не вигідним через значну енергоємність. Такий процес має низку недоліків: вимагає додаткового обладнання: ємностей, насосів тощо; створює підвищену токсичність викидів; є труднощі, пов'язані з транспортуванням та зберіганням.

### **17.10 Регенерація гліколів зворотним осмосом**

Процес регенерації зворотним осмосом здійснюється під час фільтрування вологого гліколю через мембрани – порожні волокна із селективною проникністю для води. У міру проходження розчину по волокнах вода дифундує через стінки, а регенований гліколь вертається на абсорбцію.

Позитивним чинником регенерації гліколю зворотним осмосом є вимкнення підігріву абсорбенту. Цей процес поки широкого розповсюдження не набув через низьку продуктивність мембран.



## РОЗДІЛ 18

### ЗАГАЛЬНІ ВІДОМОСТІ ПРО ТОВАРНУ НАФТУ ТА ГАЗОФРАКЦІОНУВАННЯ

#### 18.1 Вимоги до товарних нафти та газу

Існує два поняття нафти. Сира нафта – це рідка природна викопна суміш вуглеводнів широкого фізико-механічного складу, що містить розчинений газ, воду, мінеральні солі й механічні домішки. Відмінності у складі нафти, а також відмінності між умовами знаходження нафти в пластових умовах і за стандартних умов призводять до відмінностей фізико-хімічних властивостей сирової й товарної нафти.

Товарна нафта – це готова нафта для поставки замовникові, яка відповідає вимогам і чинним нормативним документам, ухваленим у встановленому порядку. На рисунку 18.1 подано, як товарна нафта додатково залежно від складу та наявності домішок поділяється на класи, типи, групи та види.

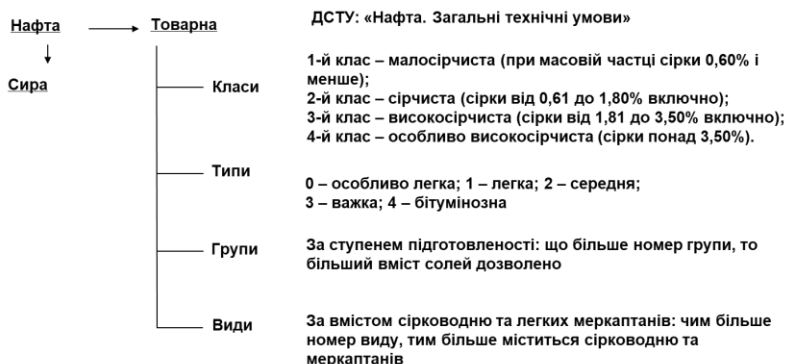


Рисунок 18.1 – Нафта товарна

У таблиці 18.1 наведено основні нормативні показники для різних типів товарної нафти.

Таблиця 18.1 – Типи товарної нафти

Найменування показника	Нормативна величина показника для нафти типу				
	0	1	2	3	4
Густина, кг/м <sup>3</sup> : за 20 °С за 15 °С	830 і менше	830,0– 850,0	850,0– 870,0	870,0– 895,0	понад 895,0
	845 і менше	834,5– 854,4	854,4– 874,4	874,4– 899,3	понад 899,3
Вихід фракцій *, %: за 200 °С за 300 °С за 350 °С	не менше ніж 30	не менше ніж 27	не менше ніж 21	–	–
	52	47	42	–	–
	62	57	53	–	–
Масова частка парафіну, %	не більше ніж 6	не більше ніж 6	не більше ніж 6	–	–

Для того щоб отримати склад нафти, що відповідає вимогам до товарної нафти для транспортування по магістральних трубопроводах, відбувається первинне очищення сирової нафти, що містить такі етапи:

– *сепарація* – здійснюється для відокремлення нафти від газу;

– *зневоднення* – здійснюється для відокремлення води від нафти;

– *знесолювання* – здійснюється для очищення нафти від солей на установках знесолювання нафти (УЗН), загальний вигляд якої подано на рисунку 18.3;

– *стабілізація* – здійснюється для видалення з нафти легких фракцій.

## 18.2 Підготовка нафти та газу до трубопровідного транспорту

Усі ці технологічні операції відбуваються, зазвичай, на установках комплексної підготовки нафти (УКПН), що розташовуються між родовищем нафти та пунктом закачування нафти в магістральний нафтопровід. Схему такої установки УКПН подано на рисунку 18.2.

Сира нафта з резервуару центрального пункту збирання сирої нафти насосом 1 через теплообмінник 2 подається у відстійник 3. Тут більша частина води, що містить мінеральні солі (рис. 18.3), осідає в апараті на дно й надходить до блоку підготовки з подальшим накачуванням у шар (III). Далі до потоку вводиться прісна вода (V). Це зменшує концентрацію залишкової солі води.

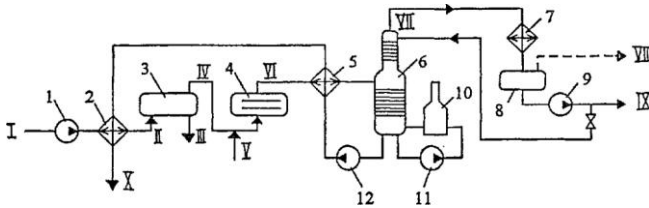


Рисунок 18.2 – Схема установки підготовки нафти:  
1, 9, 11, 12 – насоси; 2, 5 – теплообмінники; 3 – відстійник;  
4 – електродегідратор; 6 – стабілізаційна колона; 7 –  
конденсатор-холодильник; 8 – ємність зрошення; 10 – піч.  
I – холодна «сиря» нафта; II – підігріта «сиря» нафта;  
III – дренажна вода; IV – частково зневоднена нафта;  
V – прісна вода; VI – зневоднена та знесолена нафта;  
VII – пари легких вуглеводнів; VIII – несконденсовані пари;  
IX – широка фракція (пари, що сконденсувалися);  
X – стабільна нафта

В електродегідраторі 4 відбувається практично повне відокремлення нафти від води, і зневоднена нафта по теплообміннику 5 надходить у стабілізаційну колону 6.

Нафту прокачують із нижньої частини колони та через піч 10 насосом II і III температура доводиться до 240 °С. Легкі фракції в таких умовах випаровуються з нафти, досягають верхньої частини колони й далі надходять у конденсатор-холодильник 7. Тут пропан-бутанова й пентанова фракції переважно конденсуються, утворюють широку фракцію. Вуглеводневі компоненти, що не конденсуються, відводяться та використовуються як паливо.



Рисунок 18.3 – Установа знесолення нафти

Широка фракція насосом 9 подається на фракціонування і частково використовується для зрошення в колоні 6. Стабільна нафта з нижньої частини колони насосом 12 відкачується в резервуари товарної продукції. Під час руху цим шляхом гаряча стабілізована нафта віддає тепло сирій нафті в теплообмінниках 2 та 5.

Нескладно побачити, що в УКПН проводяться зневоднювання, знесолення і стабілізація нафти. Причому для зневоднювання використовуються одночасно підігрівання, відстоювання й електричний вплив, тобто комбінація відразу декількох методів.

### 18.3 Нафтозаводські гази та газофракціонування газів

Крім виділення газу із сирової нафти, у процесі подальшого перероблення нафти на нафтопереробних заводах створюються умови для додаткового виділення залишків нафтових газів, що не були відокремлені від нафти на УКПН, та ще з'являються нафтові гази вторинного походження, які є результатом термічного вторинного перероблення нафтопродуктів.

Нафтозаводські гази утворюються за термічних і каталітичних процесів перероблення продуктів переганання нафти. З них здебільшого трапляються гази термічного та каталітичного крекінгу, піролізу та коксування важких нафтопродуктів. Штучні гази, одержувані внаслідок термічного перероблення вугілля та сланців, містять водень, метан, окис вуглецю, ненасичені вуглеводні – пологи (від етилену до бутіленів), а також двоокис вуглецю, кисень та азот.

На рисунку 18.4 подано основні процеси нафтоперероблення, які є джерелом нафтозаводських газів.



Рисунок 18.4 – Нафтозаводські гази

*Газофракціонування.* Процес призначений для одержання з нафтозаводських газів фракцій вуглеводнів високої чистоти або легких індивідуальних вуглеводнів.

Процес поділу суміші газів на окремі фракції або на окремі вуглеводневі сполуки проводять на газофракційних установках (ГФУ), що підрозділяються за типом сировини, що переробляється, на ГФУ граничних і неграничних газів.

Установки складаються з таких блоків:

– виділення вуглеводнів  $C_3$  і вище з газоподібної сировини конденсаційно-компресійним або абсорбційним методом;

– деетанізація сировини;

– ректифікація рідких вуглеводнів;

– очищення сировини й готової продукції.

У таблиці 18.2 наведено приблизну кількість нафтозаводських газів, одержуваних у різних технологічних процесах перероблення нафти і нафтопродуктів на установках НПЗ.

Таблиця 18.2 – Нафтозаводські гази з установок перероблення нафти та нафтопродуктів

<b>Процес</b>	<b>Кількість нафтозаводських газів, одержуваних на установках НПЗ, % (мас.)</b>
<b>1</b>	<b>2</b>
Атмосферно-вакуумне переганання	1,0–1,1
Каталітичний риформінг	11,0–17,0
Термічний крекінг гудрону під тиском	5,0–6,5
Вісбрекінг гудрону	1,5–2,5
Уповільнене коксування гудрону	5,0–8,0

Продовження таблиці 18.2

1	2
Безперервне коксування гудрону	16,0–19,0
Піроліз дистилятів	65,0–70,0
Каталітичний крекінг вакуумного газойлю	14,0–18,0
Гідроочищення дистилятів і залишків	1,0–3,0
Гідрокрекінг дистилятів і залишків	5,0–16,0

Нафтозаводські гази також можуть з'являтися в інших технологічних установках, особливо це стосується нафтохімічних виробництв.

#### **18.4 Склад газу, сировина і продукція процесу газофракціонування**

Під час нагрівання нафти до високої температури важкі вуглеводні розкладаються (крекуються) з утворенням легких вуглеводнів, зокрема метану та водню. Нафтозаводські гази, що отримуються в процесі крекінгу (500 °С), містять близько 30 % метану та 60 % інших вуглеводнів.

У нафтозаводських газах, одержуваних у процесі піролізу (700 °С), вміст метану зростає до 45 % унаслідок більш глибокого розкладання вуглеводнів.

Напрямок використання газу залежить від його складу. Газ каталітичного крекінгу, багатий бутиленами та ізобутаном, – найкращий вид сировини для установок каталітичного алкілування. З газів риформінгу виділяють водень, точніше – водневмісний газ з об'ємною часткою водню 75–90 %. Водневмісний газ використовується для проведення гідрогенізаційних процесів.

Отже, на заводах нафтопереробних виробництв джерелом вуглеводневих газів на нафтопереробних заводах є газ, що були розчинені в нафті, та внаслідок первинного переганяння на установках АТ і АВТ з'являються в деструктивних процесах термічного перероблення нафти.

Залежно від складу газу розрізнять як граничні й неграничні. Нафтозаводські гази з високим вмістом ненасичених вуглеводнів, а також пропану і бутану є дуже цінною сировиною для нафтохімічної промисловості. Однак їх використовують також для опалення трубчастих печей.

Граничні й неграничні газу, зазвичай, переробляють роздільно. Характерний склад вуглеводневих газів основних процесів перероблення нафти наведено в таблиці 18.3.

Таблиця 18.3 – Склад вуглеводневих газів основних процесів перероблення нафти, % (мас.)

Компонент	Склад газу, % (мас.), процесів							
	АВТ	Каталітичного риформінгу	Гідрочищення дизельного палива	Гідрокрекінгу вакуумного дистиляту	Термічного крекінгу гудрону під тиском	Уповільненого коксування гудрону	Каталітичного крекінгу вакуумного газойлю	Піролізу бензину
1	2	3	4	5	6	7	8	9
H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub>	–	8,5	–	–	0,2	0,4	2,5	16,0
CH <sub>4</sub>	2,7	5,0	34,0	27,0	16,0	32,5	11,0	34,4
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	–	–	–	–	2,5	4,5	6,0	29,3
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5,1	9,5	24,5	21,0	17,0	21,5	8,0	5,3
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	–	–	–	–	9,0	4,0	22,0	10,2
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	41,3	38,0	20,5	41,0	21,5	15,0	12,5	0,3



Продовження таблиці 18.3

1	2	3	4	5	6	7	8	9
<i>ізо</i> C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	–	–	–	–	4,5	2,2	6,0	1,3
<i>н</i> – C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	–	–	–	–	9,8	4,4	14,0	1,2
<i>ізо</i> C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	37,9	19,0	21,0	11,0	5,0	7,0	14,0	–
<i>н</i> – C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	13,0	20,0			14,5	8,5	4,0	0,5
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	–	–	–	–	–	–	–	1,5
Сума ненасичених вуглеводнів	–	–	–	–	25,8	15,1	48,0	43,8

До граничних газів входять вуглеводні метанового ряду. Вони виходять з установок АГ і АВТ, каталітичного риформінгу й гідрокрекінгу. Деяка кількість граничних газів утворюється також на установках вторинного переганяння бензинів, гідроочищення дистилатів.

Неграничні гази містять вуглеводні метанового й етиленового ряду, а також деяку кількість дієнів. Виробляються вони на установках термічного й каталітичного крекінгу, піролізу й коксування.

Основне призначення процесів газофракціонування розділення газових сумішей, що містять вуглеводні (ВВ) C<sub>1</sub>–C<sub>4+</sub>, на фракції, близькі по складу або на індивідуальні речовини.

### 18.5 Загальна схема установки газофракціонування

Газофракціонувальна установка (ГФУ) містить у собі установку розділення газоподібної суміші. Абсорбційно-газофракційна установка (АГФУ) також містить у собі установку очищення від сірчаних сполук. Установки, з яких сировина надходить на АГФУ, та продукти, що виробляються на цій установці, подано на рисунку 18.5, де видно, що сировиною є газові продукти установок первинного і вторинного перероблення нафти (так звані рефлюкси).



Рисунок 18.5 – Сировина та продукти АГФУ

Порівняно з іншими процесами поділу суміші вуглеводневих фракцій, що входять до складу нафти та рідких нафтопродуктів, є особливості фракціонування в ГФУ:

- необхідність поділу близьких за температурами кипіння компонентів / фракцій (наприклад, для  $C_4$  різниця  $T_{\text{кип.}}$  дорівнює  $\pm 6$  °С);
- необхідність високої чіткості фракціонування;
- для створення рідинного зрошення потрібно проводити процес за підвищених тисків;
- використовувати зовнішні холодильні цикли.

Схема та технологічний режим (температура, тиск, кількість тарілок у колоні) ГФУ обираються на підставі:

- складу вуглеводневих компонентів у вихідній суміші;
- необхідного ступеня чистоти продуктів;
- заданого асортименту товарів.

Але під час вибору схеми та параметрів ГФУ потрібно виконувати такі правила:

- сировина колони поділяється на такі фракції, для ректифікації яких за заданого холодоагенту та вихідних термодинамічних параметрів стану потрібні мінімальні витрати на стиснення цієї сировини до ректифікату;

– для високої чіткості поділу ректифікату і залишку колони бажано, щоб вони були приблизно рівні за мольною витратою (правило поділу сировини навпіл);

– близькокиплячі компоненти за потрібної високої чистоти одержуваних продуктів у технологічній схемі поділяються останніми.

Для додержання вказаних вимог за номенклатурою та чистотою продуктів на ГФУ використовують процеси, указані в таблиці 18.4.

Таблиця 18.4 – Процеси на установках газофракціонування

Процес	Особливості	Допоміжні реагенти, матеріали
Сушіння	Зазвичай використовують, якщо надалі є низькотемпературні процеси (наприклад, НТР)	Гліколі, цеоліти
Очищення	–	Аміни, органічні розчинники, луги
Абсорбція	Використовується за великої витрати метану та етану, наприклад, газ термопроцесів	Стабільний і нестабільний бензини
Компримування, конденсація	Низький ступінь розподілу, витрата холоду, необхідність враховувати критичні параметри, але відносна дешевизна	Холодильні агенти (холодоагенти): вода, повітря, аміак, пропан, етан
Ректифікація	Підвищений тиск, висока чіткість ректифікації тощо (див. нижче)	–

Поєднання процесів і послідовність залежить: від складу технологічних газів; необхідного асортименту продукції. Здебільшого поєднують в одній установці такі процеси: очищення, абсорбція, ректифікація та процеси очищення з ректифікацією.

Рідше поєднують очищення, компресію, конденсацію, ректифікацію та процеси очищення, компресії, конденсації.

Гази, багаті на пропан і вищі алкани, зазвичай називають жирними. Вони є джерелом отримання скраплених газів, індивідуальних вуглеводнів для нафтохімічного синтезу, а також так званого газового бензину. Гази, що містять переважно етан і метан, називаються сухими. Їх використовують переважно як побутове та промислове паливо, частково можна використовувати у виробництві технічного вуглецю (як сировину або технологічне паливо), ацетилену, водню та продуктів органічного синтезу.

У таблиці 18.5 подано перелік основних продуктів, які отримують з установок ГФУ, та напрями їхнього використання.

Таблиця 18.5

<b>Фракція</b>	<b>Напрямок використання</b>
Газ сухий вуглеводневий ( $C_1-C_2$ )	Паливний газ; сировина установок із виробництва синтез-газу або двоокису вуглецю чи водню; сировина піролізу; холодоагент
Етанова фракція	Сировина піролізу; холодоагент
Етан-етиленова фракція	Нафтохімічна сировина
Пропан-пропіленова фракція	Розчинник на установках деасфальтизації гудрону. Сировина для виробництва полімердистилату або алкілату

Продовження таблиці 18.5

<b>Фракція</b>	<b>Напря́м використання</b>
Пропанова фракція	Сировина піролізу; холодоагент; побутовий зріджений газ
Зріджені гази C <sub>3</sub> –C <sub>4</sub> (ПТ, СПБТ, БТ)	Паливний газ для комунально-побутових потреб
Автомобільні скраплені гази C <sub>3</sub> –C <sub>4</sub> (ПА, ПБА)	Моторне паливо для автомобільного транспорту
Бутанова фракція	Сировина для отримання бутадієну; побутовий скраплений газ; компонент автобензину
Ізобутанова фракція	Компонент сировини на установці алкілування ізобутану бутиленом; сировина для виробництва каучуку, ефіри (МТБЕ та ЕТБЕ)
Бутан-бутиленова фракція	Сировина для отримання бутадієну у виробництві синтетичного каучуку; сировина піролізу; сировина установки алкілування ізобутану бутиленом
Ізопентанова фракція	Компонент для приготування автобензину; сировина для ізопренового каучуку
Пентанова фракція	Сировина для піролізу, ізомеризації; нефрас (нафтовий розчинник)
Газовий бензин	Компонент для приготування товарних автомобільних бензинів
Кислий газ	Сировина для виробництва сірчаної кислоти та елементарної сірки

На рисунку 18.6 наведено технологічну схему ГФУ граничних газів, на якій застосовують процеси конденсації, компресії й ректифікації. Сировиною служать газ із установок первинного переганяння, голівки стабілізації з установок риформінгу й гідропроесів.

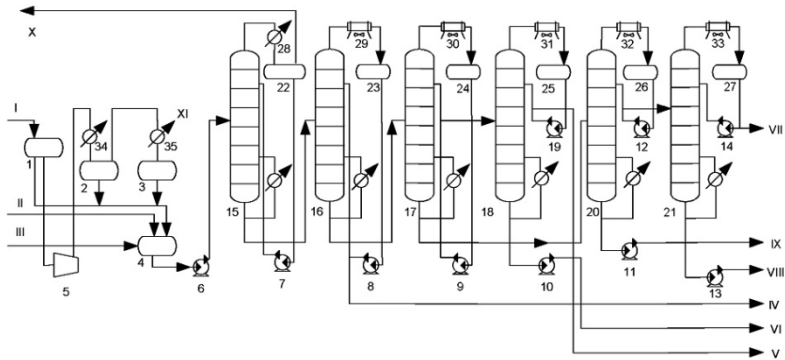


Рисунок 18.6 – Технологічна схема ГФУ конденсаційно-компресорно-ректифікаційного типу:  
 1–3 – сепаратори; 4, 22–27 – ємності; 5 – компресор;  
 6–14, 19 – насоси; 15–18, 20, 21 – колони; 28, 34, 35 –  
 холодильники; 29–33 – повітряні холодильники; I – газ  
 установок первинного перероблення нафти; II – головка  
 стабілізації установок первинного перероблення нафти  
 і гідропроеців; III – головка стабілізації каталітичного  
 риформінгу; IV – пропанова фракція; V – ізобутанова  
 фракція; VI – бутанова фракція; VII – ізопентанова фракція;  
 VIII – пентанова фракція; IX – газовий бензин;  
 X – сухий газ; XI – аміак

На рисунку 18.7 наведено загальний вигляд установки ГФУ, а в таблиці 18.6 наведено основні параметри колонного обладнання ГФУ граничних газів.

Газ із установок первинного перероблення нафти через сепаратор I подають на стискування компресором 5. Під час стискування газ нагрівають до 120 °С. Стиснений газ потім конденсують у водяному конденсаторі-холодильнику 34 і в конденсаторі-холодильнику 35, охолоджуваному парким аміаком. В апараті 34 охолодження й конденсація закінчуються за умови 40 °С, а в апараті 35 – за умови 4 °С. Після кожного щабля конденсації газорідинну суміш

розділяють на газ і рідину в сепараторах 2 і 3. Газові конденсати із сепараторів 2, 3 разом із голівками стабілізації установок первинного переганання риформінгу й гідро-процесів подають на блок ректифікації (колона 15).

Таблиці 18.6 – Параметри колон ГФУ граничних газів

Колона	Тиск, МПа	Температура верху, °С	Температура низу, °С
1-деетанізатор	2,6–2,8	25–30	110–115
2-пропанова	1,2–1,4	62–68	145–155
3-бутанова	2,0–2,2	58–65	110–115
4-і-бутанова	1,0–1,2	65–70	80–85
5-пентанова	0,3–0,4	75–80	120–125
6-і-пентанова	0,35–0,45	78–85	95–100

У блоці ректифікації з вуглеводневої сировини спочатку видаляють метан і етан. Видалення відбувається в ректифікаційній колоні 15, яка називається деетанізатором. Верхній продукт цієї колони – метан і етан, нижній – деетанізована фракція. Верхній продукт деетанізатора охолоджують аміаком. Деетанізована фракція з колони 15 надходить у депропанізатор 16. З верхньої частини виходить пропанова фракція, а з нижньої частини – депропанізована фракція. Верхній продукт після конденсації в повітряному конденсаторі-холодильнику 29 і охолодження в кінцевому холодильнику виводять із установки, попередньо провівши його лужне очищення. Нижній продукт із депропанізатора 16 подають у дебутанізатор 17. Ректифікатом колони 17 є суміш бутану й ізобутану, а залишком – дебутанізований легкий бензин.



Рисунок 18.7 – Загальний вигляд ГФУ

Ректифікат конденсують у конденсаторі-холодильнику 30, а потім подають на поділ у деізобутанізатор 18. Залишок із колони 17 переходить у депентанізатор 20. Бутанова колона служить для поділу суміші бутанів на нормальний бутан і ізобутан, а колона 20 (депентанізатор) – для відділення від газового бензину пентанів, які подають на ректифікацію в деізопентанізатор 21. Нижній продукт депентанізатора – газовий бензин (фракція  $C_6$  і вище) виводять із установки.

На ГФУ граничних газів виділяються вуглеводні вузьких фракцій:

а) *етанова* – використовується як сировина піролізу, а також як холодоагент на установках депарафінізації масил, виділення п-ксилолу та ін.;

б) *пропанова* – застосовується як сировина піролізу, холодоагенту для виробничих установок, побутового зрідженого газу;



в) *ізобутанова* – використовується як сировина на установках алкілування і виробництв синтетичного каучуку;

г) *бутанова* – використовується для одержання бутадієну 1, 3 як побутовий зріджений газ, додається до автомобільних бензинів для підвищення тиску парів;

д) *ізопентанова* – застосовується як сировина у виробництвах ізопренового каучуку, компонентів високооктанових бензинів;

е) *пентанова* – використовується як сировина в процесах ізомеризації, піролізу, одержання амілових спиртів.

## РОЗДІЛ 19 ОСОБЛИВОСТІ ПОДІЛУ ГАЗІВ

### 19.1 Нафтозаводські ненасичені гази

Хімічний склад дистильованих нафтопродуктів дуже впливає на їхні експлуатаційно-технічні характеристики. Тому в низці випадків у технічних умовах на моторне паливо та бензини-розчинники нормуються показники, що характеризують хімічний склад цих продуктів, а саме вміст ненасичених та ароматичних вуглеводнів. Те ж саме стосується і продуктів перероблення газових фракцій щодо наявності ненасичених вуглеводнів.

Як було зазначено раніше, нафтопродукти, що містять ненасичені вуглеводні, недостатньо хімічно стабільні.

Граничні вуглеводні (насенені, парафінові, метанові вуглеводні, алкани) – гомологічний ряд вуглеводнів загальної формули  $C_nH_{2n+2}$ ; належать до класу ациклічних вуглеводнів, у яких усі атоми вуглецю з'єднані між собою простими зв'язками в нерозгалужені або розгалужені ланцюги. Довжина зв'язку атомів С-С у парафінових вуглеводнів становить 1,54 А, зв'язки С-Н – 1,09 А; кут між зв'язками С-С-С у газоподібному стані –  $109^{\circ}28'$ , у кристалічному стані цей кут на  $2^{\circ}$ , а в деяких випадках і більше перевершує цю величину.

Назви всіх членів ряду парафінових вуглеводнів мають групове закінчення «ан». Перші чотири члени називаються: *метан*  $CH_4$ , *етан*  $C_2H_6$ , *пропан*  $C_3H_8$ , *бутан*  $C_4H_{10}$ ; назви наступних гомологів походять від грецьких числівників: пентан  $C_5H_{12}$ , гексан  $C_6H_{14}$ , гептан  $C_7H_{16}$  тощо.

Починаючи з етану у парафінових вуглеводнів з'являються поворотні ізомери, з бутанів – структурні ізомери (н-бутан і ізобутан), з гептанів – *також* оптичні ізомери (3-метилгексан). Кількість ізомерів швидко зростає зі збільшенням числа атомів С у молекулі вуглеводню. Є три

ізомерні пентани; октани  $C_8H_{18}$  подано 18 ізомерами; у декану  $C_{10}H_{22}$  їх 75, а в ейкозану  $C_{20}H_{42}$  – 366 319.

Нижчі члени ряду до бутанів (і неопентан) – гази, від  $C_5H_{12}$  до гептадекану  $C_{17}H_{36}$  – рідини, далі тверді тіла. Усі парафінові вуглеводні безбарвні, рідкі мають характерний «бензиновий» запах. Висококиплячі і тверді парафінові вуглеводні запаху не мають.

*Неграничні сполуки* (ненасичені сполуки) – органічні сполуки, що містять парні (подвійні або потрійні) зв'язки. До *насичених вуглеводнів* належать *неграничні вуглеводні*, що містять парні зв'язки між атомами вуглецю, альдегіди і кетони – подвійні зв'язки, що містять між атомами вуглецю й кисню, нітрили й оксими – між атомами вуглецю й азоту, азосполуки – між двома атомами азоту тощо. До насичених вуглеводнів не відносять циклічні сполуки, що містять парні зв'язки в циклі, наприклад, бензол.

Неграничні вуглеводні (ненасичені вуглеводні) – органічні сполуки, що містять атоми вуглецю, зв'язані між собою парними зв'язками. Для насичених вуглеводнів характерна здатність приєднувати молекули водню, галогенів і інших з утворенням насичених сполук. Полімеризація багатьох насичених вуглеводнів (етилену, пропілену, бутадієну, ізопрену, стиролу, ефірів акрилової кислоти та ін.) заснована на здатності молекул таких насичених вуглеводневих приєднуватися один до одного.

На відміну від насичених вуглеводнів загальної формули  $C_nH_{2n+2}$ , ненасичені вуглеводні містять менше атомів водню. Так, до вуглеводнів ряду  $C_nH_{2n}$  належать олефіни, що містять один подвійний зв'язок, наприклад, етилен  $CH_2 = CH_2$ , ізобутилен  $(CH_3)_2C = CH_2$ . Такий же самий склад мають циклопарафіни з кільцем зв'язаних між собою атомів вуглецю, наприклад (рис. 19.1), циклопропан (I), циклогексан (II), що не належать до насичених вуглеводнів.

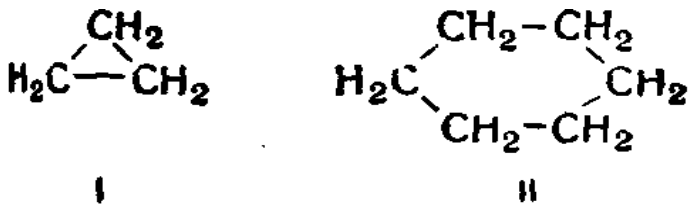


Рисунок 19.1 – Структура циклопропану (I),  
циклогексану (II)

До вуглеводнів загальної формули  $C_nH_{2n-2}$  належать насичені вуглеводневі двох типів:

1) *ацетилену* з потрійним зв'язком, наприклад аллілен  $CH_3C \equiv CH$ ;

2) *дієни*, що містять два подвійні зв'язки.

Залежно від взаємного розташування парних зв'язків розрізняють дієни типу алену  $CH_2 = C = CH_2$  із кумульованими подвійними зв'язками, сполуки типу бутадієну (дивінілу)  $CH_2 = CH-CH = CH_2$  зі сполученими подвійними зв'язками і сполуки з ізольованими подвійними зв'язками, наприклад, пентадієн-1,4  $CH_2 = CHCH_2CH = CH_2$ . Відомо також ще більш насичених вуглеводнів, наприклад, еніни  $C_2H_{2n-4}$ , що містять одну потрійну і один подвійний зв'язок, пропен (пропілен) тощо. Формально за складом до насичених вуглеводневих належать також сполуки ароматичного ряду загальної формули  $C_nH_{2n-6}$ . Однак такі сполуки внаслідок повного вирівнювання всіх міжвуглецевих зв'язків за властивостями різко відрізняються від звичайних насичених вуглеводневих і виділяються в особливий клас органічних сполук. Усі розглянуті незаміщені вуглеводні містять парне число атомів водню.

*Вуглеводні з непарним числом атомів водню*, наприклад, метил  $CH_3$ , трифенілметил  $(C_6H_5)_3C$ , належать до вільних радикалів, у край реакційно здатних і легко перетворюються в насичені сполуки.

Унаслідок своєї хімічної нестабільності неграничні рідкі вуглеводні і гази у природних умовах і в покладах та

газових родовищах існувати не можуть. Тому неграничні вуглеводневі гази з'являються в сумішах нафтопродуктів у процесах термічного перероблення нафти та її продуктів через дефіцит атомів водню. Також унаслідок хімічної нестійкості неграничних газів їх небажано переробляти разом із граничними газами, що потребує їхнього відокремлення один від одного з подальшого перероблення в такому відокремленому вигляді (рис. 19.2).



Рисунок 19.2 – Процес перероблення нафтозаводських газів (МТБЕ – ефір метил-трет-бутиловий; ЕТБЕ – етил-трет-бутиловий ефір)

Отримані на ГФУ фракції вуглеводневих газів повинні за якістю відповідати технічним умовам на ці продукти.

## 19.2 Газофракціювальні установки неграничних газів

Необхідно відзначити, що під час поділу ненасичених газів на газофракціювальних установках (ГФУ) у сиропі

вині може міститися велика кількість сухого газу, який доцільно відокремити методом абсорбції з подальшим поділом решти суміші ректифікацією. Застосування лише абсорбції для відділення сухого газу малоефективно. Це пов'язано з тим, що 100 % виділення з технологічних газів сухої частини методом абсорбції призведе до винесення з ними деякої кількості важчих компонентів ( $C_{3+}$ ). Досягнення ж 100 % чистоти сухого газу (тобто відсутність фракції  $C_{3+}$ ) неминуче призведе до його втрати та потрапляння у фракцію  $C_3-C_4$ . Розв'язати цю проблему дозволяє використання абсорбера, що поєднує процеси абсорбції фракції  $C_{3+}$  і десорбції сухого газу (рис. 19.3).

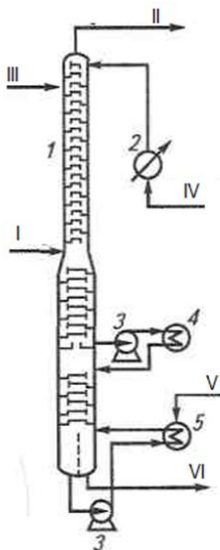


Рисунок 19.3 – Фракціювальний абсорбер:

*I* – колона; *2, 4* – холодильники абсорбенту; *3* – насос;  
*5* – кип'ятильник; *I* – очищений жирний газ; *II* – сухий газ;  
*III* – нестабільний бензин; *IV* – стабільний бензин  
(худий абсорбент); *V* – пара; *VI* – насичений абсорбент

Фракціювальний абсорбер – це комбінована колона, у верхню частину якої подають холодний абсорбент, у нижню – теплоносій (водяна пара або гарячий струмінь), а в середню – технологічний вуглеводневий газ.

У верхній частині (25–30 тарілок) відбувається абсорбція фракцій  $C_{3+}$ , а в нижній (25–30 тарілок) – часткова регенерація абсорбенту завдяки теплоті, що підводиться. Основний абсорбент – нестабільний бензин. Додаткову абсорбцію віднесених фракцій  $C_3$  здійснюють стабільним бензином. Крім того, для зняття теплоти абсорбції апарат обладнаний системою циркуляційних зрошень.

### **19.3 Газофракціювальні установки абсорбційно-ректифікаційного типу**

На рисунку 19.4 наведено технологічну схему АГФУ ненасичених вуглеводневих газів, де, крім конденсації, компресії та ректифікації, застосовують ще абсорбційний спосіб поділу газів, що додає до назви установки літеру «А» – АГФУ.

Жирний газ із газосепаратора через верх краплевідбійника *I* надходить на блок очищення *A* етаноламіном, потім компресорами подається в газофракціювальний абсорбер *3*. Туди ж як зрошення подається насосом нестабільний бензин із низу ємності *2*, а також (дещо вище введення газу) конденсат, компресії жирного газу та рідина з краплевідбійника *I*. Зверху фракціювального абсорбера *3* виводиться сухий газ ( $C_1$ – $C_2$ ), а з низу разом із насиченим абсорбентом відводять вуглеводневі сполуки  $C_{3+}$ . Бензин, з якого виділено етан, але містить вуглеводні  $C_{3+}$ , після підігріву в теплообміннику *7* подається в колону стабілізації *8*. У нижній частині цієї колони отримують стабільний бензин, а у верхній частині отримують головку стабілізації. З пропанової колони *II* отримують пропан-пропіленову фракцію. Залишок пропанової колони подається в бутанову колону *14*,

де поділяється на бутан-бутиленову фракцію і залишок ( $C_{5+}$ ), який додають до стабільного бензину. Стабільний бензин проходить через теплообмінник 7 і віддає тепло нестабільному бензину та сировині пропанової колони.

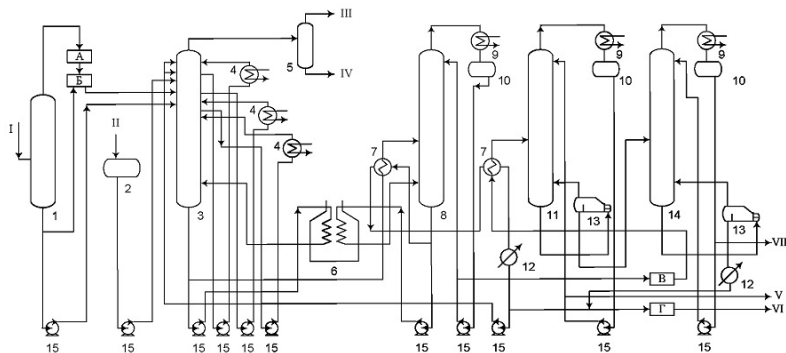


Рисунок 19.4 – Принципова схема газофракціювальної установки абсорбційно-ректифікаційного типу (АГФУ):  
 1 – краплевідбійник; 2, 10 – ємності; 3 – фракціювальний абсорбер; 4 – холодильники циркуляційного зрошення; 5 – газосепаратор; 6 – трубчаста піч; 7 – теплообмінники; 8 – стабілізатор; 9 – холодильники-конденсатори; II – пропанова колона; 12 – холодильники; 13 – рибойлери; 14 – бутанова колона; 15 – насоси; А – блок очищення газу етаноламіном; Б – компресорна; В – блок очищення та осушення відгону стабілізації; Г – блок залужування стабільного бензину; I – жирний газ; II – нестабільний бензин; III – сухий газ; IV – конденсат; V – пропан-пропіленова фракція; VI – стабільний бензин; VII – бутан-бутиленова фракція

У таблиці 19.1 наведено технологічний режим колонного обладнання установки АГФУ, технологічну схему якої подано на рисунку 19.4.

Зазвичай на блоці ректифікації ненасичених газів практикують виділення фракцій  $C_3$  і  $C_4$  без подальшого



поділу на граничну і ненасичену частину. Якщо на НПЗ передбачені процеси полімеризації поліпропілену або використання його як компонента сировини алкілування, то в них супутній пропілен пропан не чинить шкідливого впливу на їхнє проведення. Оскільки пропілен націло входить у реакцію, пропан легко виділити потім із продуктів. Те ж саме можна зауважити і про н-бутан. Якщо для підприємства існує установка каталітичного крекінгу, її зазвичай супроводжує установка алкілування олефінів ізобутаном; баластною фракцією в цьому процесі є н-бутан, який потім виділяють із каталізатору.

Таблиця 19.1 – Технологічний режим колонного обладнання АГФУ (див. рис. 19.4)

Параметр	Ректифікаційні колони			
	3	8	11	14
Тиск, МПа	1,35	0,93	1.73	0.59
Температура. °С:				
верху	35	78	44	48
низу	130	218	107	106
Число тарілок	60	60	60	60
Флегмове число	–	2	3	3
3 – фракціювальний абсорбер; 8 – стабілізатор; 11 – пропанова колона; 14 – бутанова колона				

Ще одну схему ГФУ для перероблення неграничних газів із використанням як абсорбенту стабільного бензину наведено на рисунку 19.5. Для видалення етану з газів, що надходять із каталітичного крекінгу, на установці АГФУ використовують фракціювальний абсорбер. Він є комбінованою колоною абсорберу та десорберу. У верхній секції фракціювального абсорберу відбувається процес абсорбції з поглинанням із газу окремих компонентів (С3 і вище), а в нижній секції відбувається регенерація частини абсорбенту з використанням тепла, що підводиться. Як осно-

вний абсорбент на таких установках використовують нестабільний бензин каталітичного крекінгу.

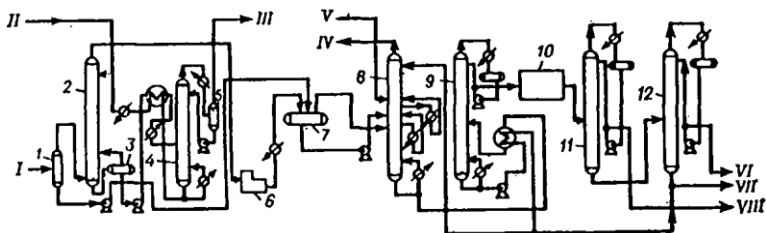


Рисунок 19.5 – Газофракціювальна абсорбційно-ректифікаційна установка:

1, 3, 5 та 7 – сепаратори; 2 – абсорбер; 4 – колона видалення з МЕА сірководню; 6 – установка компресорна; 8 – абсорбер фракціювальний; 9 – колона стабілізаційна; 10 – блок очищення фракцій; 11 – колона пропанова; 12 – колона бутанова. I – сировина; II – МЕА, свіжий розчин; III – сірководневий газ; IV – очищений газ; V – бензин нестабільний; VI – фракція бутан-бутиленова; VII – бензин стабільний; VIII – фракція пропан-пропіленова

Газ із установки каталітичного крекінгу надходить на очищення моноетаноламіном МЕА в абсорбер 2. Очищений газ стискується компресором 6 до 1,4 МПа, охолоджується й подається у фракціювальний абсорбер 5 під тарілку 22. На цю ж саму тарілку подається конденсат компресії. В абсорбер уводиться також нестабільний бензин, що є основним абсорбентом. Фракціювальний абсорбер 8 являє собою комбіновану колону, у верхній частині якої відбувається абсорбція, тобто добування з газу цільових компонентів, а в нижній – регенерація абсорбенту завдяки теплу, що підводиться. З верху абсорбера 8 іде сухий газ, що містить вуглеводні  $C_1-C_2$ , а з низу – разом з абсорбентом виводяться вуглеводні  $C_3-C_4$ . Для абсорбції та до внесених із очищеним газом фракцій бензинових вуглеводнів

до верхньої частини колони 8 підводиться стабільний бензин. Температура в абсорбційній частині підтримується проміжним охолодженням абсорбенту. Насичений і деетанізований абсорбент із 8 подається в стабілізатор 9, верхнім продуктом якого є головка стабілізації, а нижнім – стабільний бензин.

Головка стабілізації надходить на блок очищення 10, де очищається від сірчистих сполук розчином моноетаноламіну (МЕА) і лугом. Потім з очищеної головки в пропановій колоні 11 виділяється пропан-пропіленова фракція. Кубовий продукт колони 11 у бутановій колоні 12 розділяється на бутан-бутиленову фракцію й залишок, який поєднується зі стабільним бензином. У колоні 4 проводиться очищення моноетаноламіну від сірководню.

На ГФУ неграничних газів виділяються такі фракції:

- пропан-пропіленова – використовується як сировина процесів полімеризації й алкілування, сировина нафтохімічних виробництв;

- бутан-бутиленова – застосовується як сировина процесів алкілування, для виробництва метилетилкетону, поліізобутилену й полібутилену, синтетичного каучуку тощо.

## РОЗДІЛ 20

### ОБЛАДНАННЯ НАФТОВИХ І ГАЗОВИХ РОДОВИЩ І НАФТОПЕРЕРОБНИХ ЗАВОДІВ

#### 20.1 Попередній розділ продукції свердловин

Продукція нафтових свердловин, що видобувається під час буріння, містить масу домішок, до яких належать вода, солі, глина, частинки ґрунту, пісок і СНГ (супутній нафтовий газ). Чим довше експлуатується родовище, тим більше обводнюється нафтовий пласт, що збільшує вміст у сировині, яка видобувається, води та інших домішок. Усе це ускладнює транспортування цих рідин нафтопроводами і призводить до утворення в теплообмінниках та інших ємностях нафтових відкладень, що, зі свого боку, ускладнює нафтоперероблення.

Промислова продукція містить багато небажаних домішок і, щоб уникнути вищезгаданих труднощів, сировину піддають процесу комплексного перероблення нафти і газу (очищення), на першому етапі – механічному, а після цього – тонкому. Крім того, на етапі підготовки промислова продукція поділяється в сепараторах на нафту та газ.

Сепарацією газу від нафти називають процес відокремлення від рідкої фази (нафти) газоподібної фази. Сепарація відбувається за умови зниження тиску та підвищення температури, а також унаслідок молекулярної дифузії вуглеводнів та інших компонентів, що містяться в нафті, у простір із їхньою меншою концентрацією, що розташований над нафтою.

Також велика кількість води та механічних домішок видаляється за допомогою відстоювання на холоді в герметичних резервуарах. Щоб підвищити ефективність подальшого перероблення, сиру нафту після цього за допомогою додаткового оброблення зневоднюють і знесолюють на спеціальних електрознесолювальних установках (ЕЛЗУ).

А вже після того, як нафта потрапляє на НПЗ, сира нафта, що є сумішшю різних вуглеводів (з різними молекулярними вагами і температурами кипіння) і сірчистих, кисневих та азотистих органічних сполук, піддається первинному переробленню. Мета первинного нафтоперероблення – розділити минулу попередню підготовку нафти та газу на окремі вуглеводневі фракції. Таке переганяння дозволяє отримати цілий спектр нафтопродуктів і напівфабрикатів. Продукт переганяння нафти без утворення нових вуглеводневих компонентів називається прямогінним.

Цей процес заснований на різниці температури кипіння різних груп вуглеводнів. Унаслідок цього сира нафта поділяється на різні світлі і темні фракції, які є прямогінними нафтопродуктами.

На підприємствах трапляється термін «розгазування» (газ відокремлюється від нафти) нафти з використанням регульованих тисків і температур, що також є своєрідною сепарацією. Відокремлення газу від нафти відразу починається зі зниженням тиску до величини тиску насичення. Відбувається це в пласті, у стовбурі свердловини. Частина газу виділяється у трубопроводах унаслідок зниження тиску через втрати енергії. Із зменшенням тиску виділення з нафти газу збільшуватиметься. Газ, що виділився, прагне рухатися в бік зниженого тиску: у пласті – у напрямку до вибою свердловини, а у свердловині – у напрямку до її виходу на поверхню. Регулюючи тиск і температуру, можна повністю відокремити газ від нафти.

## **20.2 Обладнання для відокремлення нафти від газу**

Сепарацію нафтогазової суміші проводять, зазвичай, у декілька ступенів.

Ступенем сепарації називається відокремлення нафти від газу за певного тиску та температури. Суміш нафти та газу (нафтоводогазову) із свердловин піддають сепарації

спочатку під високим тиском на першому ступені сепарації. На цій стадії виділяють основну частину газів. Після цього нафту подають до сепараторів, що працюють за середнього і низького тисків. У цих сепараторах нафта остаточно розгазовується.

Якщо необхідно отримати нафту високої якості, тоді на одному із ступенів сепарації нафта розгазовується під вакуумом. Така сепарація називається вакуумною. Якщо під час розгазовування нафта підігрівається, то процес сепарації називається гарячим.

Від фізико-хімічних характеристик сирої нафти та вимог, що висуваються до товарної нафти, залежить кількість ступенів сепарації. Для кожного конкретного випадку ця кількість визначається розрахунками з урахуваннями умов отримання оптимальних економічних і технічних показників.

Відділення газу від нафти води потрібно для такого:

- щоб отримати нафтовий газ, який використовують як паливо або хімічну сировину;
- зменшити перемішування потоку та знизити гідравлічні опори завдяки цьому;
- зменшити утворення піни (воно посилюється бульбашками газу, що виділяються);
- зменшити пульсації тисків у трубопроводі під час транспортування нафтогазового потоку від першого ступеня сепараторів до УПН (установка підготовки нафти).

У промислових трубопроводах під час руху суміші газу та нафти виникають пульсації тисків. Наприклад, у разі пробкової структури потоку існує перемінний рух пробок газу і пробок нафти. Виникають циклічні навантаження у трубопроводах, унаслідок чого виникають тріщини та руйнуються трубопроводи.

Отже, на першому етапі навіть у складних із погляду використання промислових технологій умовах нафту

відділяють від нафтових газів, які є також цінною сировиною і потребують, зі свого боку, також подальшого перероблення. Основним обладнанням, що використовують для відділення газу від нафти, є сепаратори. У процесах сепарації використовується досить велика різниця у величинах щільностей рідини та газу.

Сепаратори ділять умовно на такі види:

- за призначенням: замірні та сепарувальні;
- геометричною формою: циліндричні, сферичні;
- положенням: горизонтальні, вертикальні, похилі;
- силами, що діють: гравітаційні, відцентрові, ультразвукові, інерційні та ін.

За показниками, за технологічними призначеннями сепаратори газу від нафти бувають:

- двофазні, застосовуються для поділу свердловинної продукції на рідку та газову фази;
- трифазні, що використовуються для поділу нафтогазового потоку на окремі потоки нафти, газу та води;
- сепаратори поділу потоку в першому ступені сепарації призначені для потоків із максимальним вмістом газів і тиску в сепараційному блоці;
- сепаратори кінцеві, які застосовують для остаточного відокремлення газу від нафти з мінімальним тиском і з подальшим поданням відгазованої нафти до резервуарів;
- сепаратори – дільники потоків для поділу потоку на декілька потоків з однією масою;
- сепаратори, де існує попереднє відбирання газу, що збільшує пропускну здатність такого обладнання щодо рідини та газу в разі роздільного введення в апарат.

Деякі варіанти двофазних і трифазних сепараторів подано на рисунку 20.1.

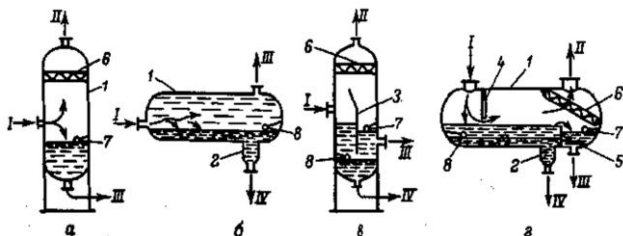


Рисунок 20.1 – Варіанти двофазних (*а* – пар-рідина; *б* – рідина-рідина) і трифазних (*в* і *г* – газ-рідина-рідина) сепараторів:

- I* – корпус; *2* – накопичувачі важкої рідини;  
*3* – загальна перегородка; *4* – захисна відбійна перегородка;  
*5* – підпірна перегородка; *6* – краплеуловлювачі сітчасті;  
*7* – датчики рівнеміру; *8* – датчики рівня поділу фаз;  
*I* – вхідний (сепарований) потік; *II* – газова (парова) фаза;  
*III* і *IV* – легка і важка (нерозчинні одна в одній) рідини

Сепаратори також поділяють величини тиску в них:

- з високим тиском – більше ніж 6 МПа;
- середнім тиском, 2,5–4 МПа;
- низьким тиском – нижче ніж 0,6 МПа;
- тиском нижче за атмосферний (вакуумні).

Сепаратори нафти бувають вертикальними та горизонтальними. Вертикальний сепаратор складається з чотирьох секцій (рис. 20.2).

Секція *I* – це секція інтенсивного виділення з нафти газу. Газоводонафтова суміш під великим тиском надходить у робочий простір сепаратора зі збільшеним обсягом. Унаслідок різкого зменшення швидкості потоку вода і газ відокремлюються від нафти і надходять: вода в нижні секції, а газ видаляється із сепаратора через верхній патрубок. Потім нафта надходить у секцію *II* сепаратора, де стікає під дією тяжкості вниз по похилих полицях тонким шаром. Це створює найкращі умови для виділення з нафти газу внаслідок зниження товщини її шару та збільшення часу пере-



бування суміші в секції *II*. Після секції *II* нафта потрапляє в секцію *III* – збирання нафти. Секція *IV* – краплевидалення, призначена для уловлювання крапель рідини, що захоплюються газовим потоком, що виходить.

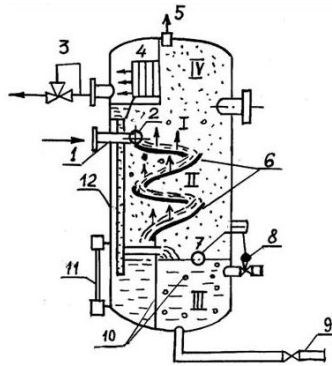


Рисунок 20.2:

*1* – патрубок для введення суміші газу та рідини; *2* – колектор роздавальний; *3* – регулювальний пристрій тиску на лінії відведення; *4* – краплеуловлювач жалюзійний; *5* – клапан запобіжний; *6* – полиці похилі; *7* – поплавець; *8* – регулятор рівня та лінії відведення нафти; *9* – трубопровід збирання шламу; *10* – розділювальні перегородки; *11* – скло рівнемірне; *12* – труба дренажна. *I* – секція сепараційна (основна); *II* – осадова секція; *III* – накопичувальна секція; *IV* – секція краплевидалення

Горизонтальні сепаратори (рис. 20.3) мають низку переваг перед вертикальними: більшу пропускну здатність і вищий ефект сепарації. Принцип роботи горизонтальних сепараторів аналогічний вертикальним. Але завдяки тому, що в горизонтальних сепараторах краплі рідини падають перпендикулярно до потоку газу, а не назустріч йому, як у вертикальних сепараторах, горизонтальні сепаратори мають більшу пропускну здатність.

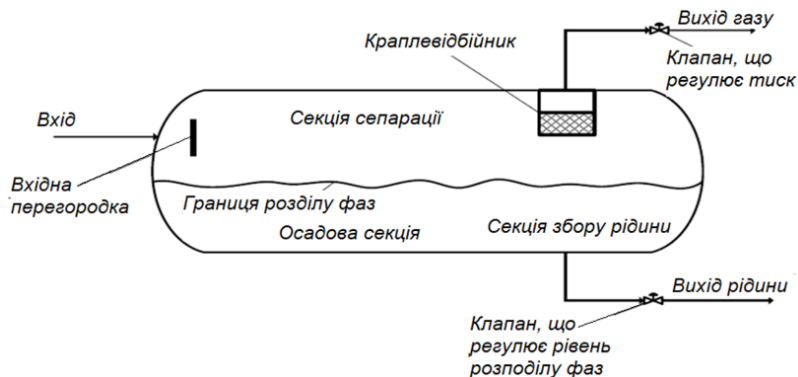


Рисунок 20.3 – Схема пристрою горизонтального сепаратора (указані секції)

Основну сепараційну секцію призначено для відокремлення основної частини рідини (нафти, газового конденсату, води) від вхідного газорідинного потоку. Для забезпечення високоефективної попередньої сепарації та рівномірного розподілу потоку по перерізу апарату застосовують такі конструктивні пристрої:

- тангенціальне введення потоку, за якого рідина під дією відцентрової сили відкидається до стінки судини і стікає по ній, а газ розподіляється по перерізу апарату та виводиться;

- відбивні пристрої (пластини прямокутної або круглої форми, напівсфери), що встановлюються на вході до сепаратора;

- вбудований циклон, що встановлюється на вході в горизонтальний сепаратор;

- конструкції, що дозволяють здійснити роздільне введення газу та рідини в сепаратор.

В осадовій секції газонафтових сепараторів додатково виділяються бульбашки газу з рідини. У сепараторах для видалення газу рідина в осадовій секції під дією сил гравітації відокремлюється, а газ має низьку швидкість руху

в апараті. У деяких конструкціях газових сепараторів для зменшення турбулентності використовують такі пристрої, як пластини, циліндричні та напівциліндричні поверхні.

Секція краплеуловлювання призначена для уловлювання частинок рідини в газі, що йде із сепаратора. Вона складається зазвичай із відбійних пристроїв (насадок) різного виду – керамічних кілець, жалюзі, пакетів із плетеної дротяної сітки тощо. Ефективність роботи відбійних насадок залежить від кількох чинників, основними з яких є такі: допустима швидкість набігання газу, певна кількість рідини, що надходить із газом, рівномірне завантаження насадки по площі її поперечного перерізу.

У конструкціях сепараторів установлюють елементи (рис. 20.4), що запобігають утворенню піни та гасять її, а також знижують шкідливий вплив пульсації газорідинного потоку на сепарацію рідини та газу.

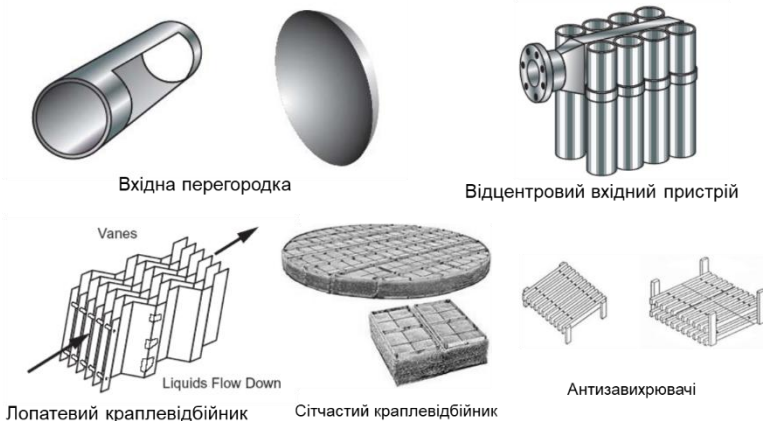


Рисунок 20.4 – Внутрішньокорпусні пристрої сепараторів

Секція збирання рідини служить для збирання рідини, з якої майже повністю в попередніх секціях виділився газ за температури та тиску в сепараторі. Однак деяка кількість газу в ній є.

Для сепараторів об'єм цієї секції вибирають так, щоб він дозволив утримати відсепаровану рідину протягом часу, необхідного для виходу бульбашки газу на поверхню та вторинного потрапляння в газовий потік.

### 20.3 Обладнання для відокремлення нафти, газу та пластової води

У міру розроблення родовища зростає обводненість нафти. Основну масу пластової води краще відокремити від нафти якомога раніше – до надходження нафти на центральний пункт підготовки нафти (ЦППН), оскільки нагрівання нафти з баластною водою призводить до великих витрат енергії.

Попереднє скидання пластової води здійснюється в трифазних сепараторах.

Поділ нафти, води і газу на окремі потоки проводиться за допомогою процесу трифазної сепарації. У процесі трифазної сепарації одночасно повинні здійснюватися чотири процеси (рис. 20.5):

- бульбашки газу піднімаються в шарі води та нафти;
- краплі води осідають у шарі нафти;
- краплі нафти піднімаються в шарі води;
- у дисперсній зоні відбувається коалесценція крапель дисперсної фази із відповідною безперервною зоною.

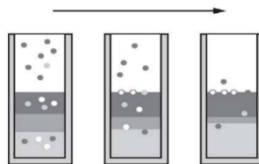


Рисунок 20.5 – Модель трифазної сепарації в системі «нафта / газ / вода»

Існують конструкції горизонтальних (рис. 20.6) і вертикальних (рис. 20.7) трифазних сепараторів.

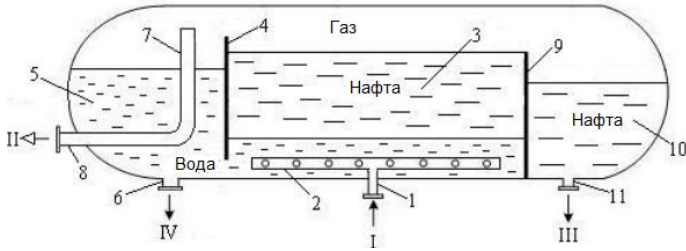


Рисунок 20.6 – Схема горизонтального трифазного сепаратора: *I* – суміш нафти, газу та води; *II* – газ; *III* – нафта; *IV* – вода; *1* – штуцер уведення сировини; *2* – розподільний колектор; *3* – сепараційний відсік; *4* та *9* – перегородки; *5* – водяний відсік; *6* – штуцер відведення пластової води; *7* – газовідвідна лінія; *8* – штуцер відведення газу; *10* – нафтовий відсік; *11* – штуцер відведення нафти

Попередньо змішана з деемульгатором продукція свердловин надходить (див. рис. 20.6) через штуцер *I* і колектор *2* у сепараційний відсік *3*, де відбувається гравітаційний поділ нафти, газу і води. Більш важка вода збирається на дні відсіку *3*, з якого вона перетікає під перегородкою *4* у відсік *5* і відводиться через штуцер *6*. Газ піднімається у верхню частину сепаратора і відводиться газовідвідною лінією *7* через штуцер *8*. Більш легка нафта збирається у верхньому шарі рідкої фази відсіку *3*, з якого через перегородку *9* нафта надходить у відсік *10* і через штуцер *11* виводиться з апарата.

Ефективність роботи сепаратора оцінюють за двома показниками:

- 1) кількістю краплинної рідини, що виноситься газовим потоком із краплевловлювальної секції;
- 2) кількістю газу, що забирається потоком нафти (рідини) із секції для збирання нафти.

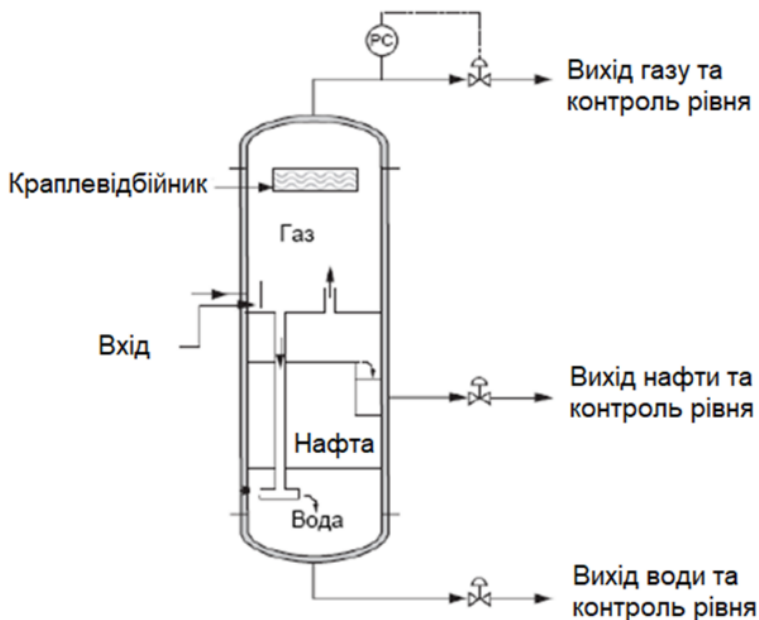


Рисунок 20.7 – Влаштування вертикального трифазного сепаратора

Коефіцієнти винесення рідини  $K_p$  та газу  $K_g$  визначають за такими формулами:

$$K_p = q_p / Q_p, \quad K_g = q_g / Q_g,$$

де  $q_p$  – об’ємна витрата рідини, що несе із сепаратора газовий потік, м<sup>3</sup>/год;  $q_g$  – об’ємна витрата газу, що несе потік рідини, м<sup>3</sup>/год;  $Q_g$  – об’ємна витрата газу на виході із сепаратора, м<sup>3</sup>/год;  $Q_p$  – об’ємна витрата рідини на виході із сепаратора за робочих температур та тиску, м<sup>3</sup>/год.

Чим менша величина цих показників, тим ефективніша робота сепаратора.

Ще одним видом обладнання, що використовується як на нафтових і газових родовищах, так і на нафто- та газопереробних підприємствах, є розділювачі рідини.

Але у зв'язку з тим, що під час руху суміші рідин змінюється тиск, вона підігрівається для зменшення в'язкості та полегшення умов поділу цієї суміші на окремі рідини та зі зменшенням тиску з рідин виділяються гази, що були розчинені в них, одночасно в таких конструкціях передбачено також відведення газу.

Такі розділювачі призначені для гравітаційного поділу нерозчинних рідин (вуглеводневий конденсат – вода, вуглеводневий конденсат – водний розчин метанолу, вуглеводневий конденсат-гліколь тощо) і вуглеводневого газу в технологічних установках промислової підготовки газу і газового конденсату після сепараторів першого і другого ступенів на інших об'єктах газової та нафтової промисловості.

Конструктивно розділювач рідини виконується як горизонтальна циліндрична посудина з еліптичними днищами (рис. 20.8), що встановлюється на дві опори.

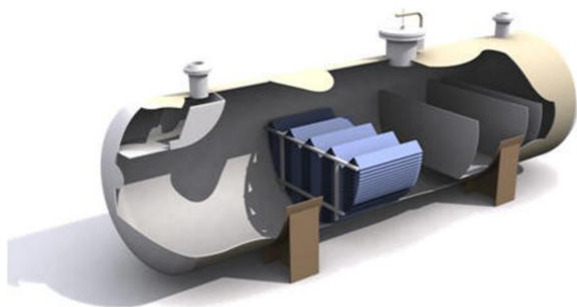


Рисунок 20.8 – Розділювач рідини

Розділювач має збірник важкої рідкої фази із зовнішнім підігрівачем і внутрішні пристрої, такі як вводи газорідинної суміші; відсіки збирання важкої та легкої рідких фаз; переливання важкої фази через регульовану переливну перегородку; вихід газу.

Розділювачі рідин виготовляють чотирьох типів:

- з трубчастою поличною насадкою;
- без трубчастої поличної насадки;
- здвоєні трубчастою поличною насадкою;
- здвоєні без трубчастої поличної насадки.

Після відокремлення від нафти газ подається на газопереробний завод по газогінних трубопроводах за допомогою компресорного обладнання.

Якщо в компресори потраплять тверді включення, що несе із собою газовий потік, то це може призвести до руйнівних наслідків. Тому газ піддають очищенню від пилу та твердих домішок за допомогою додаткової сепарації та фільтрації (рис. 20.9–20.11).

На рисунку 20.9 подано конструкцію газосепаратора сітчастого. Такі апарати призначені для остаточного очищення природного та нафтового супутного газу від рідини (конденсату, інгібітора гідратуутворення, води) у промислових установках підготовки газу до транспорту, підземних сховищ, а також на газо- та нафтопереробних заводах.

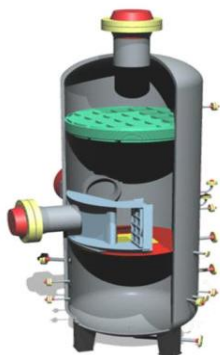


Рисунок 20.9 – Газосепаратор сітчастий

На рисунку 20.10 подано конструкцію газосепаратора з відцентровими елементами.



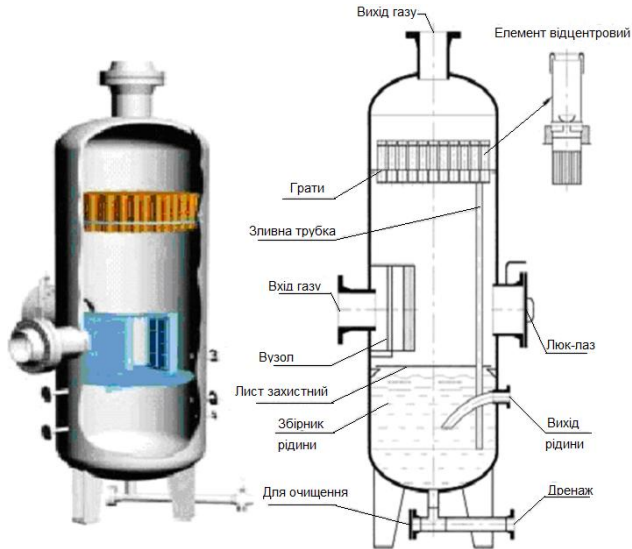


Рисунок 20.10 – Газосепаратор із відцентровими елементами

Ці апарати призначені для очищення природного газу від рідини та механічних домішок на вхідних, проміжних і кінцевих щаблях сепарації установок осушення, НТС, перероблення газу.

У разі коли є потреба очищення газу практично без наявності пилоподібних часток, використовують газосепаратори тонкого очищення газу (рис. 20.11). Ці апарати призначені для вискоєфективного очищення газу також від крапельної рідини та твердих домішок.

Потрібно визначити, що ці апарати забезпечують відділення суспензії завдяки дії гравітаційних або інерційних сил, а також ефекту торкання. Сьогодні застосовують переважно «сухі» пиловловлювачі, водночас необхідно враховувати, що в газі, крім пилу, практично завжди є рідина в певній кількості. Тому газоочисні апарати потрібно класифікувати як сепаратор-пиловловлювач, який однаково

добре повинен вловлювати як рідину, так і механічні домішки за малого вмісту рідини.

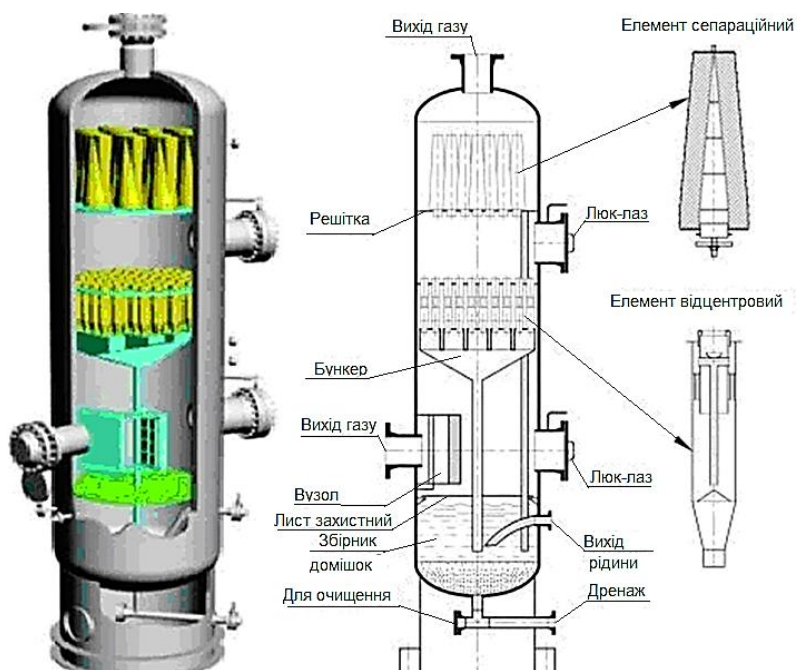


Рисунок 20.11 – Газосепаратори тонкого очищення газу

Широкого вжитку набули спеціалізовані пиловловлювачі для різних типів компресорних станцій (КС) (рис. 20.12).

На рисунку 20.12 а подано апарат, призначений для очищення природного газу від механічних домішок і рідини у складі установок очищення технологічного газу на головних компресорних станціях магістральних газопроводів.

На рисунку 20.12 б подано апарат, призначений для очищення природного газу від механічних домішок і рідини у складі установок очищення технологічного газу на лінійних компресорних станціях магістральних газопроводів.

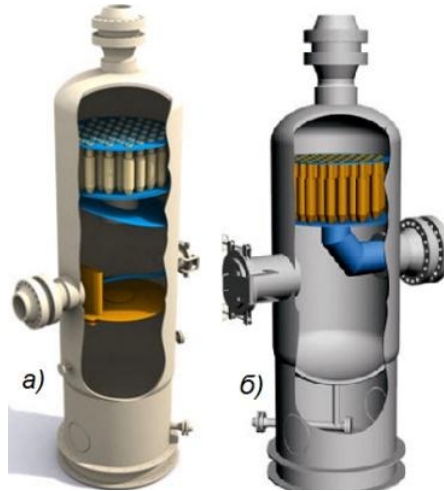


Рисунок 20.12 – Пиловлівлювачі компресорних станцій:  
*а)* пиловловлювач головних КС; *б)* пиловловлювач  
 для лінійних КС

Для зберігання продукції нафто- та газопереробних виробництв використовують ємності різних конструкцій. Наприклад, на рисунку 20.13 наведено конструкцію ємнісного підземного апарата, що працює під тиском.

Апарати ємнісні підземні, на які менше впливають чинники навколишнього середовища, використовують у технологічних установках для зберігання або використання на об'єктах газової, нафтової та інших галузей промисловості.

Технічна характеристика таких апаратів: тиск робочий – до 16 МПа; об'єм – від 2 м<sup>3</sup> до 600 м<sup>3</sup>. Видалення середовища з апаратів здійснюється за допомогою тиску, що за своєю величиною перевищує атмосферний або інший тиск протидії. Апарати ємнісні можуть використовувати:

- для будь-яких кліматичних зон;
- сейсмічних районів (до 9 балів);
- роботи в циклічних навантаженнях;

– для будь-яких середовищ, зокрема, що викликають корозійне розтріскування металів.

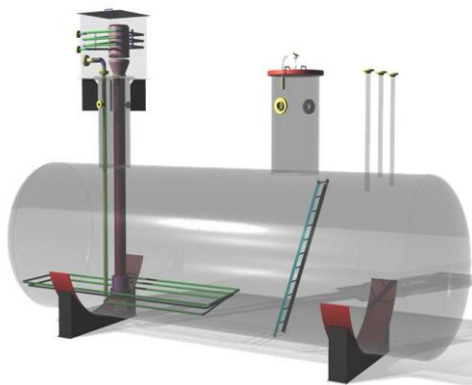


Рисунок 20.13 – Ємності підземні горизонтальні дренажні

За потреби апарати можуть бути забезпечені внутрішнім або зовнішнім підігрівачем і термічно оброблені. Можлива будь-яка глибина закладання апарата.

## РОЗДІЛ 21

### СХЕМИ ПРИЙМАННЯ НАФТИ НА НАФТОПЕРЕРОБНИХ ЗАВОДАХ І РЕЗЕРВУАРНЕ ОБЛАДНАННЯ

#### 21.1 Схеми приймання нафти на нафтопереробних заводах

Нафта надходить на сучасний НПЗ нафтопроводами і залізницею.

На магістральному нафтопроводі (рис. 21.1) великої довжини повинна передбачатися організація експлуатаційних ділянок довжиною 400–600 км кожний. На границях експлуатаційних ділянок розташовано нафтоперегінні станції, склад яких аналогічний ГНПС (головна насосна перекачувальна станція), але з резервуарним парком меншої місткості (0,3...0,5 добової продуктивності нафтопроводу).

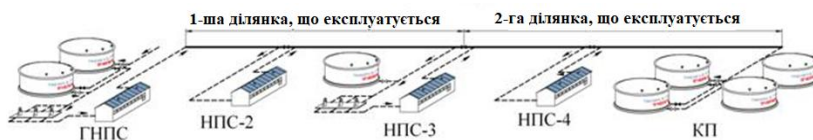


Рисунок 21.1 – Магістральний трубопровід із розташуванням насосних станцій: ГНПС – головна перекачувальна насосна станція; НПС – насосні перекачувальні станції; КП – кінцевий пункт магістрального нафтопроводу

Під час руху нафти трубопроводом унаслідок втрат енергії на тертя по стінках труби між шарами нафти та втрат енергії в місцевих опорах (долання географічних перешкод, повороти труби, засувки тощо), для підвищення тиску в нафті та подальшого її транспортування, через визначені проміжки по трубопроводу розташовані допоміжні насосні перекачувальні станції. На рисунку 21.2 подано

схему магістрального трубопроводу з різними перешкодами, що трапляються вздовж нього.

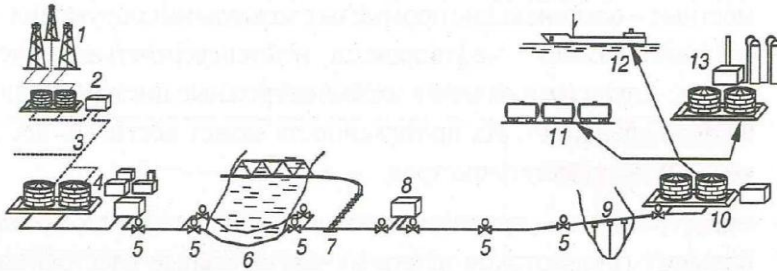


Рисунок 21.2 – Магістральний трубопровід:

- 1 – промисли; 2 – нафтозбірний пункт; 3 – підвідні трубопроводи; 4 – головна нафтоперегінна станція;
- 5 – лінійна засувка; 6 – підвідний перехід; 7 – перехід під залізницею; 8 – проміжна нафтоперегінна станція; 9 – надземний перехід через яр (струмок); 10 – кінцевий пункт нафтопроводу (нафтобаза); 11 – пункт наливання нафти в залізничні цистерни; 12 – перевалка на водний транспорт; 13 – пункт здавання нафти на нафтопереробному заводі

У кінці шляху проходження нафта надходить на кінцевий пункт (КП). Тут проводиться її приймання, облік, перевалювання на інші види транспорту (рис. 21.3) або здавання споживачеві. Резервуарний парк КП повинен мати таку ж саму місткість, що й резервуарний парк ГНПС.

Кінцеві пункти (КП) створюють також біля об'єктів підприємств, які здійснюють видобуток, підготовку, транспортування, перевалювання, зберігання і перероблення нафти.

На цих пунктах використовують метод динамічних вимірів маси бруто нафти, заміряють густину нафти в лабораторії, температури та тиск у нафті. Масу бруто нафти обчислює вимірювально-обчислювальний комплекс як до-

буток обсягу та густини нафти, приведених до стандартних умов. Визначають кількість шкідливих домішок.



Рисунок 21.3 – Кінцеві пункти приймання нафти з терміналами відвантаження нафти в танкерах

Принципову схему приймання нафти з магістрального трубопроводу на нафтопереробному заводі (НПЗ) наведено на рисунку 21.4. Для запобігання відкладень парафіну й механічних домішок резервуари оснащуються головками, що розмивають, які встановлюються на трубопроводному кільці під час входження нафти в резервуар.

Перевезення наливних нафтопродуктів здійснюється залізничними вагонами-цистернами вантажопідйомністю від 40 тонн до 120 тонн. Виготовляють цистерни з листової сталі. Зазвичай це горизонтальний циліндричний резервуар. Для перевезення цистерн залізницею використовують спеціальні чотири- або восьмибічні платформи, які обладнано ходовою частиною. Є також система амортизації, гальмування та інші вузли.

На цистернах зверху встановлено одну чи дві горловини, які мають кришку та дихальну арматуру. Через горловину виконують роботи із зачищення внутрішньої поверхні цистерн, виконують наливні та зливні операції. Якщо треба перевозити нафтові продукти високої в'язкості, то

такі цистерни обладнують додатковими трубчастими підігрівачами. Бітуми транспортують у вагонах, що мають вигляд бункеру та з можливістю перевезення вантажу в 40 т і ємністю 12 м<sup>3</sup>.

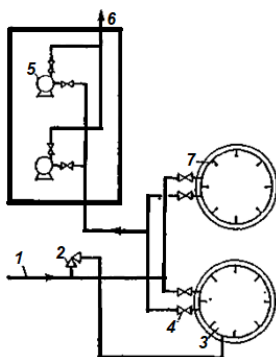


Рисунок 21.4 – Схема приймання нафти з магістрального трубопроводу:

1 – нафтопровід; 2 – запобіжний клапан; 3 – резервуар; 4 – засувка; 5 – насосна; 6 – трубопровід подання нафти на НПЗ; 7 – головки, що розмивають

Для приймання нафти із залізничних цистерн на заводах споруджують спеціальні зливні пристрої, які називаються естакадами. Існують одно- та двосторонні залізничні естакади, пристосовані для приймання нафти верхнім і нижнім зливанням. За умови нижнього зливання нафта з цистерн самопливом зливається в підземні резервуари, звідки її перекачують насоси в сировинний парк заводу. Якщо застосовується верхнє зливання, у цистерну з нафтою занурюють через верхній люк гнучкий шланг, з'єднаний зі стояком зливної естакади. Через згин нафта надходить на прийом насоса, який і відкачує її в сировинні резервуари.

Для проведення операцій зі зливання та наливання залізничних цистерн на нафтобазах обладнують зливно-наливні естакади, обладнані зливно-наливними пристроя-



ми, які підводять трубопроводами з колекторами, насосами та іншим обладнанням, що дозволяє приймати цистерни всіх типів.

Нафтовантажні операції виконують як з одиночною цистерною, так і можуть обслуговувати декілька цистерн одночасно. Застосовують закритий і відкритий способи зливання та наливання цистерн.

Закритий спосіб зливання та наливання нафтових продуктів передбачає повну герметизацію технологічного обладнання, що з'єднує цистерну із приймальними трубопроводами. За такої системи герметизації не можливий контакт нафтового продукту, що перекачується, з навколишнім повітрям. Цей спосіб скорочує або навіть унеможливорює втрати від випаровування нафтопродуктів і проливання, а також знижує пожежну небезпеку.

Відкритий спосіб зливання та наливання цистерн передбачає відсутність повної герметизації обладнання, що призводить до можливості витікання нафтопродукту назовні.

Тому відповідно до вимог протипожежної безпеки зливання та наливання нафтових продуктів із температурами спалаху до 61 °С (тобто легкозаймисті нафтопродукти) здійснюється тільки закритим способом. Мазути, олії та нафтові продукти високої в'язкості можливо наливати та зливати відкритим способом.

На рисунку 21.5 наведено схему приймання нафти, що надходить залізницею.

Верхнє зливання нафтопродуктів має цілу низку недоліків порівняно з нижнім: часто існують значні втрати від випаровування; неможливо здійснювати нижнє зливання; часті зриви насосів під час зливання продуктів із високим значенням тиску насиченої пари; застосування вакуумних насосів для заповнення всмоктувальних комунікацій.

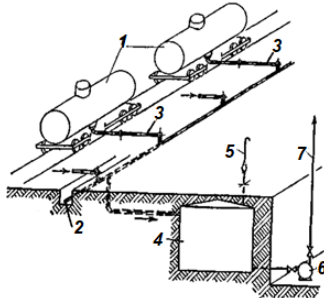


Рисунок 21.5 – Схема приймання нафти із залізничних цистерн: 1 – цистерни; 2 – колектор для зливання нафти; 3 – патрубков для приєднання до зливального приладу; 4 – резервуар; 5 – повітряник; 6 – насос; 7 – трубопровід подання нафти на НПЗ

З естакад із приймання нафта за допомогою насосного обладнання перекачується до резервуарного парку, де зберігається до часу подання її на перероблення для поділу на різні фракції, різновиди сировини для нафтопереробних і нафтохімічних продуктів.

## 21.2 Резервуари для зберігання нафтопродуктів

Зберігання нафтопродуктів є обов'язковим технологічним процесом, що використовується як шлях від видобування до перероблення і шлях від готового нафтопродукту до кінцевого споживача. Проміжне зберігання нафтопродуктів різного типу, зазвичай, організовується в наземних і підземних резервуарах, під'єднаних через складні системи зливання та наливання. Вважають, що втрати нафтопродуктів під час зберігання в резервуарах, становлять найбільшу частину всіх втрат на всьому шляху добування сировини до споживача після його перероблення на готовий продукт.

Нафтові резервуари являють собою ємності, де зберігаються нафта й нафтопродукти. Залежно від того, з яко-

го матеріалу виготовлено резервуари, їх підрозділяють на металеві й неметалеві.

Нафту зберігають у металевих вертикальних циліндричних резервуарах із плавальним дахом, понтоном або щитовою покрівлею великої одиничної місткості – 10–50 тис. м<sup>3</sup>. Раніше зберігання нафти здійснювалося в залізобетонних підземних або напівпідземних резервуарах місткістю 10 тис. м<sup>3</sup> і 20 тис. м<sup>3</sup>. Однак надалі від їхнього будівництва з цією метою відмовилися через великі втрати нафти внаслідок негерметичності резервуарів.

Найбільшого поширення набули резервуари із плавальними дахами, оскільки в них відзначаються найменші втрати вуглеводнів за більших і малих «подохів» резервуарів.

Розрізняють два види втрат нафтопродукту через випаровування:

– мале дихання резервуарів – вид втрати нафтопродуктів унаслідок випаровування, пов'язаний із циклічними добовими змінами температури навколишнього повітря та продукту, що зберігається. У цьому разі під час нагрівання ємності відбувається підвищення тиску в повітряному просторі над дзеркалом продукту і насичене його парами повітря виходить в атмосферу через вентиляційні отвори або дихальні клапани. Під час охолодження навколишнього повітря та нафтопродуктів у резервуарі тиск у ньому падає, після чого відбувається забирання зовнішнього повітря для компенсації різниці тисків;

– велике дихання резервуарів – вид втрат нафтопродуктів, що пов'язаний із процесами закачування їх у резервуар чи зливання під час відпущення продукції. У процесі накачування відбувається витіснення повітря, насиченого парами, в атмосферу, а під час зливання – заповнення простору над дзеркалом продукту чистим атмосферним повітрям.

Для мінімізації впливу таких чинників використовують:

- підземні резервуари, що характеризується мінімальним об'ємом малого циклічного дихання;
- термоізоляцію наземних резервуарів;
- забарвлення резервуарів у світлі тони, що зменшує коливання температури під впливом сонячного світла;
- правильне регулювання дихальних клапанів;
- використовують резервуари з плавальним дахом.

Резервуар і резервуарне обладнання вибирають залежно від продуктивності, кількості нафти, що подається, або відкачувального нафтопроводу, тиску парів, температури застигання нафти і кліматичних умов.

Резервуари з конусною покрівлею (рис. 21.6). Конусна форма покрівлі перешкоджає скупчуванню на ній снігу і бруду. Форма днища й опорний каркас розраховані з умовою рівномірності розподілу навантажень на ребра жорсткості.

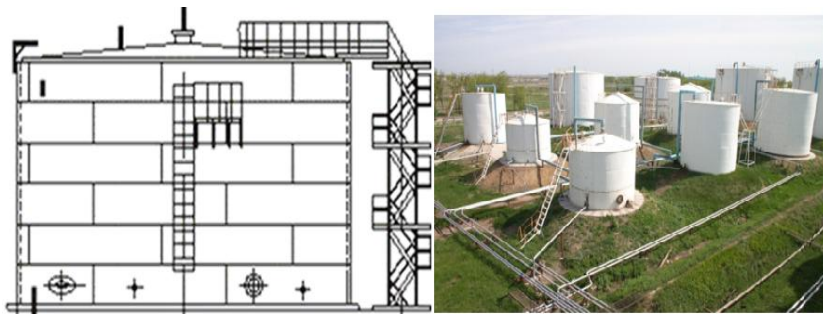


Рисунок 21.6 – Нафтові резервуари з конусною покрівлею

На рисунку 21.7 подано основні складові резервуара з конусною покрівлею, що забезпечує його експлуатацію.

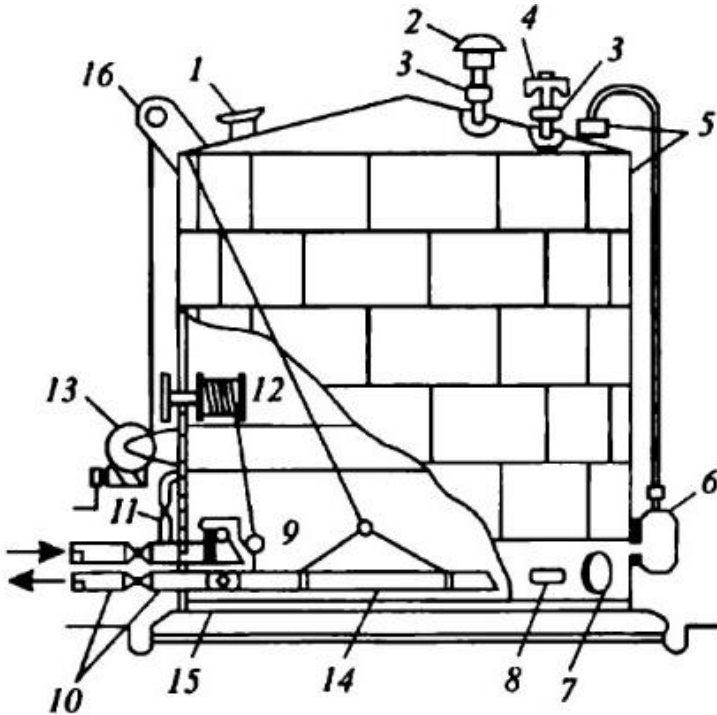


Рисунок 21.7 – Циліндричний вертикальний резервуар із конусною покрівлею:

- 1 – люк світловий; 2 – клапан гідравлічний запобіжний;  
 3 – запобіжник вогневий; 4 – клапан дихальний; 5 – люк  
 замірний; 6 – замірник рівня; 7 – люк; 8 – кран сифонний;  
 9 – заслінка запобіжна; 10 – патрубки роздавальні  
 та приймальні; 11 – пристрій пропускний; 12 – керування  
 заслінкою; 13 – пристрій підйомний; 14 – труба  
 піднімальна; 15 – кріплення піднімальної труби;  
 16 – система блоків

На рисунку 21.8 подано розташування обладнання в циліндричному нафтовому резервуарі.

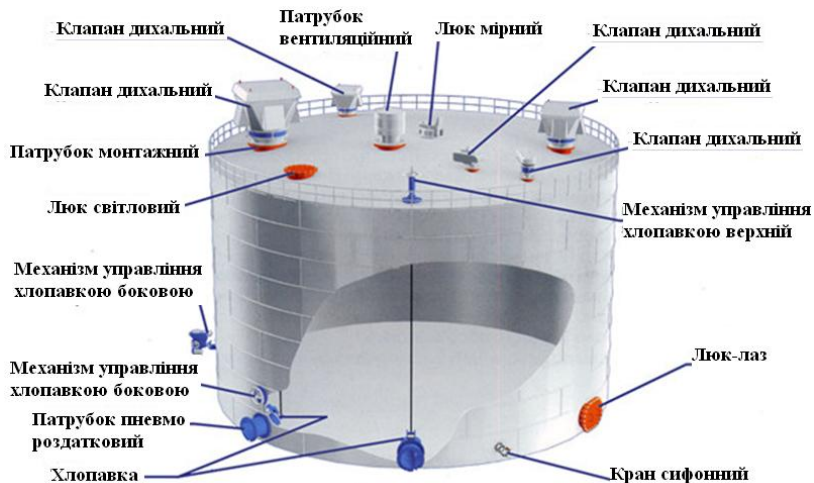


Рисунок 21.8 – Обладнання циліндричного резервуара для зберігання нафти

Загалом незалежно від конструкції резервуарів резервуарний парк – це невід’ємна частина системи магістрального нафтопроводу або НПЗ, система споруд, що містить нафту та нафтопродукти.

### 21.3 Устаткування вертикальних сталевих резервуарів

Нормальну експлуатацію резервуарів забезпечено спеціальною арматурою та гарнітурою, змонтованою на них (рис. 20.7). Наземні сталеві резервуари мають: обладнання, яке забезпечує їхню надійну роботу та зниження втрат нафтопродуктів (дихальна арматура, приймально-роздавальні патрубки із хлопавками, засоби захисту від корозії); обладнання для обслуговування та ремонту (люки-лази, люки замірні, люки світлові, сходи); протипожежне обладнання (вогневі запобіжники, засоби пожежогасіння та охолодження); прилади контролю та сигналізації.

Верхній світловий люк – призначений для зачищення і провітрювання під час ремонтних робіт для обслуговування заслінки запобіжної (хлопавки) та труб шарнірних у разі обривання робочого троса.

Вентиляційний патрубковий установлюють у верхній частині резервуару. На патрубку є мідна сітка, щоб запобігти потраплянню іскор усередині резервуара.

Дихальний клапан – установлюють на даху біля замірної майданчика для скорочення втрат нафтопродуктів від випаровування в резервуарі та для запобігання випаровування. Працює за підвищеного тиску в резервуарі або вакуумі, вищому за розрахунковий.

Вогневий запобіжник – перешкоджає потраплянню вогню та іскор у резервуар крізь дихальний клапан. Запобіжник установлено під дихальним клапаном. За такої конструкції іскри або полум'я не можуть потрапити до середини резервуару, тому що отвір має малий переріз за інтенсивного відведення тепла.

Замірний люк – необхідний для вимірювання рівня нафти і забирання проби з резервуара.

*Прилад для вимірювання рівня.* Сьогодні резервуари оснащені дистанційним рівнеміром різних модифікацій і зниженим пробовідбірником, що складається з верхнього люка, пробовідбірної колони та панелі управління відбиранням і зливанням проби.

Нижній люк-лаз – розташований у нижній частині резервуару. Його призначенням є доступ до резервуару працівників, які роблять ремонт, і зачищення на дні бруду. Також використовується для проведення вентиляційних робіт у резервуарі під час вогневих робіт.

Сифонний кран – призначений для спуску з резервуара підтоварної води, що є трубою, пропущеною через сальник усередину резервуара.

У разі пошкодження приймального або роздавального трубопроводу та засувки запобіжна заслінка перешкоджає витіканню нафтопродуктів із резервуара.

Вантажний патрубок – через який приєднуються приймально-роздавальні труби.

Підйомник хлопавки – після вирівнювання тиску за допомогою штурвала та троса відкриває хлопавку.

Гідравлічний запобіжний дихальний клапан – у разі виходу з ладу механічного клапан заливають рідиною, яка не замерзає, що слабо випаровується, котра утворює гідравлічний затвор. Щоб він не спрацював разом із механічним, його встановлюють на підвищений тиск і вакуум на  $5 \div 10$  %.

Щитове покриття резервуару (рис. 21.9) може мати різні форми – від плоскої до сферичної. Свою назву вони отримали завдяки конструктивним елементам, з яких збирають дах резервуара. Окремі щити є збірною конструкцією, що з'єднується під час складання в одне ціле одним із способів. Можуть застосовуватися болтові з'єднання, клепа або зварювання.

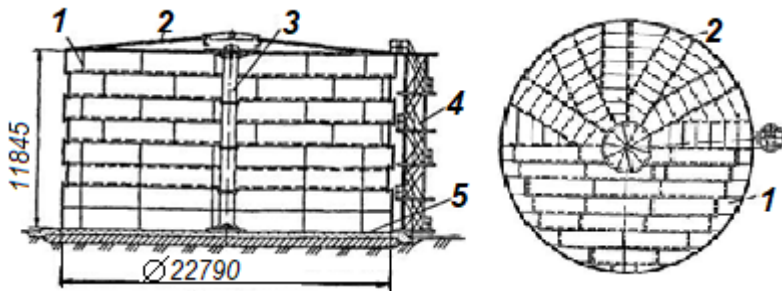


Рисунок 21.9 – Резервуар із щитовим покриттям:  
1 – корпус; 2 – щитова покрівля; 3 – центральна стійка;  
4 – сходи; 5 – днище

Складова такого даху – щит – містить зовнішній лист і ребра жорсткості, які після зчленування з іншими лис-



тами утворюють несучу конструкцію. Вона може бути сферичною, трапецієподібною або конусною. Елементи щитових дахів виготовляються в заводських умовах, а монтуються на місці спорудження резервуара. Конічні каркасні дахи рекомендовано для резервуарів діаметром від 10 м до 25 м.

Покриття резервуарів складаються з окремих щитів, виготовлених у заводських умовах. Конструкції покрівлі й перекриття витримують такі навантаження:

- тиск у просторі над поверхнею нафти – 2000 Па;
- припустимий вакуум – 250 Па;
- снігове навантаження – 100–150 атм.

Для резервуарів об'ємом понад 5000 м<sup>3</sup> щитовий і висячий дах із центральною стійкою є економічно не виправданими. Більш доцільно використовувати покриття у вигляді сфер (рис. 21.10).

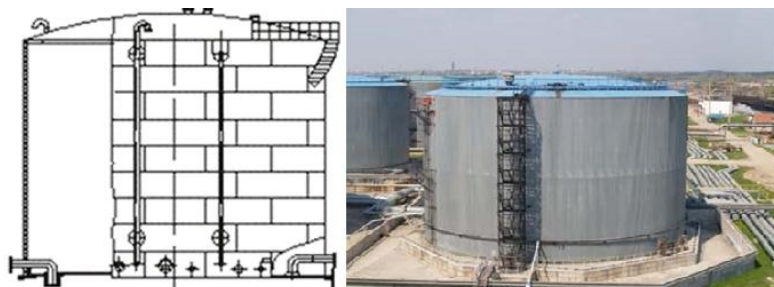


Рисунок 21.10 – Резервуари зі сферичним покриттям

Це можуть бути ребристі, ребристо-кільцеві або сітчасті покрівлі. У проектах резервуарів об'ємом 10 000 м<sup>3</sup> і більше можна побачити ребристі та ребристо-кільцеві покрівлі, що складаються із системи радіальних ребер, пов'язаних із кільцевими елементами та сталевією обшивкою товщиною 2,5–4 мм.

Під час зберігання нафтопродуктів чи хімічних агресивних середовищ виникає проблема випаровування легких речовин. Це призводить до зменшення обсягів продукту.

кції (від 2,5 кг на тону), погіршення її якості. Пальні гази створюють загрозу пожежі та забруднення навколишнього середовища. Як наслідок, сховище починає зазнавати економічних втрат. Щоб запобігти подібним ситуаціям, у вертикальних резервуарах установлюють понтони – своєрідні пливні «пробки», які розташовуються між дахом обладнання та поверхнею рідини (рис. 21.11).

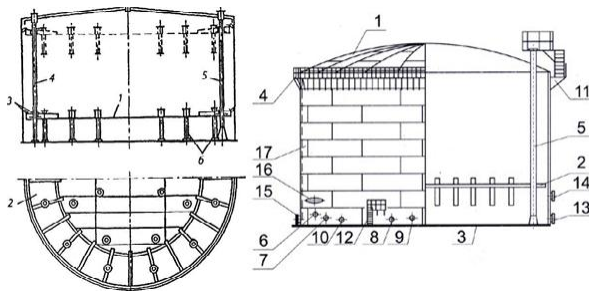


Рисунок 21.11 – Резервуар із металевим понтоном:  
 1 – настил понтона; 2 – металеві короби-сегменти;  
 3 – ущільнювальні затвори металевого понтона  
 й напрямних; 4 – труба для ручного відбирання проб;  
 5 – кожух пробовідбірника; 6 – опорні стійки

Понтон є тонкостінним диском із кільцевою стінкою по периметру (рис. 21.12).

На підставці розміщується система поплавців, яка дозволяє пристрою плавати на дзеркалі нафтопродукту (допускається занурення поплавців на 40 %). Зазвичай діаметр кільця на 400 мм менший за діаметр внутрішньої стіни. У проміжок, що утворився, монтуються гідрозатвори або ущільнювачі (рис. 21.13), які забезпечують обладнанню герметичність і перешкоджають випаровуванню рідини. У разі зниження рівня диск опускається, підвищується рівень – диск піднімається. Коли сховище повністю спорожнюється, дека не лягає на дно, а залишається в піднесеному стані завдяки подовженим стійкам.

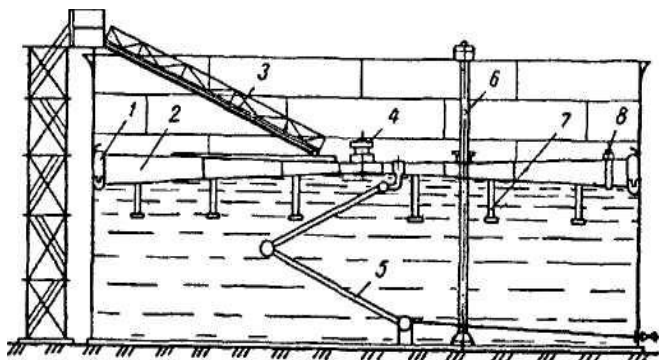


Рисунок 21.12 – Конструкція резервуару із плавальним дахом:

1 – ущільнювальний затвор; 2 – плавальний дах;  
3 – шарнірні сходи; 4 – запобіжний клапан; 5 – дренажна система; 6 – труба; 7 – стійки; 8 – люк

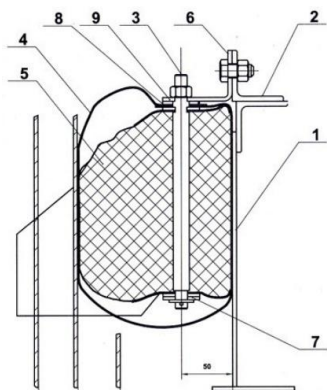


Рисунок 21.13 – Ущільнювальний затвор:

1 – понтон; 2 – стійка; 3 – вісь; 4 – оболонка; 5 – блок;  
6 – підвіска; 7 – нижня ланка; 8 – верхня ланка

У конструкції плавального даху є плоска центральна частина й периферійний кільцевий понтон, який має люк діаметром 600 мм, що закрито кришкою. Це дає можливість проводити контроль герметичності зварених швів в умовах експлуатації обладнання.

Між понтоном і стінкою резервуара встановлюють зазор 200 мм. Але тому що стінка резервуара й понтон мають ті або інші відхилення від правильної кругової форми, то практично зазор може мати відхилення  $\pm 80$  мм. Для герметизації понтон постачають ущільнювальним затвором. Прикладом може послужити, що ущільнюють затвори м'якого типу (див. рис. 21.13) для резервуарів із понтоном для зберігання нафти й нафтопродуктів об'ємом від 100 м<sup>3</sup> до 50 000 м<sup>3</sup>.

#### **21.4 Боротьба із втратами нафтопродуктів за умови зберігання в резервуарах**

Щорічні викиди в атмосферу вуглеводневих нафтопродуктів загалом на нашій планеті, за оцінками різних дослідників, становить 50–90 млн т. Основна частка таких втрат припадає на нафтопереробний і нафто- та газовидобувний промислові комплекси. Питомі втрати вуглеводнів унаслідок їхнього випаровування на заводах із перероблення нафти в різних країнах миру становлять 1,1–1,5 кг, що припадає на 1 т продукції.

Основні втрати парів нафтопродуктів в атмосферне повітря відбуваються у процесі заповнення і спорожнювання резервуару в нафтовому сховищі за так званих подихів резервуару. Від часу видобутку нафтопродукту до його використання нафтові продукти зазнають більше ніж 20 перевалок, водночас 75 % втрат припадає на випари і тільки 25 % припадає на аварії та витоки.

Основні «дихаючі» резервуари розташовані на нафтових промислах, нафтоперегінних станціях і в резервуарному парку заводів із перероблення нафти. На резервуарні парки припадає приблизно 70 % усіх викидів нафтопродуктів у навколишнє середовище на НПЗ.

Найбільш імовірними джерелами втрат нафтопродуктів на підприємствах нафтоперероблення та забезпечення нафтопродуктами є такі:

- фронт зливання нафтопродуктів із залізничних цистерн із технологічною насосною установкою;
- резервуарний парк;
- естакада наливання нафти;
- вузли засувок і технологічні трубопроводи.

*Боротьба із втратами нафтопродуктів під час зберігання в резервуарах.* Втрати нафти та продуктів, що вироблено з нафти, відбуваються під час транспортування та в процесі їхнього зберігання. Такі втрати є досить великими (2–5 %). Це завдає великої шкоди навколишньому повітрю. Окремо треба відзначити великі втрати від випарування легкопарких нафтових продуктів (фракції бензинів). Негативом є те, що втрата легких фракцій призводить до зниження якості продуктів унаслідок випаровування таких легких продуктів, які є найбільш цінними. Виникає погіршення фізико-хімічних властивостей палив, зменшується октанове число, виникає збільшення концентрації важких вуглеводнів, що призводить до збільшення густини рідких продуктів і зниження величин пружності парів. Втрати нафти й нафтових продуктів виникають:

- під час зливних і наливних операцій у розливних пунктах і на естакадах;
- зберігання в резервуарах;
- у процесах відвантаження нафтових продуктів споживачеві;
- унаслідок аварій із витоком нафтопродуктів.

За характером втрат вони підрозділяються:

- на експлуатаційні;
- аварійні.

Втрати експлуатаційні також поділяють на якісно-кількісні, кількісні та якісні.

За умови зберігання легкопарких рідин у резервуарах розрізняють два основні види втрат. Це втрати за «малих подихів» і «великих подихів» резервуарів.

Під висловом втрати за «малих подихів» йдеться про втрати, що виникають у разі добових змін температури за умови нерухливого зберігання нафтопродуктів.

Під висловом втрати за «великих подихів» йдеться про такі втрати нафтопродукту, які виникають під час витискання пароповітряної суміші з резервуару в процесі його наповнення.

Під час наливання в резервуарну ємність нафтопродуктів суміш парів нафтопродукту і повітря стискується до тиску, більшого, ніж тиск, на величину якого налаштовані дихальні клапани. У разі підвищення цієї величини тиску пароповітряна суміш витісняється назовні. Це і є «видих» резервуару.

## **21.5 Інженерні рішення для запобігання втрат нафтопродуктів**

Для боротьби із втратами нафтопродуктів від «малих» і «великих» подихів резервуарів треба:

- зберігати легкопаркі нафтові продукти в резервуарних ємностях із плавальним дахом або з використанням понтону (понтони і плавальні дахи, розділяючи рідинну й газову фази, зменшують концентрацію парів легких вуглеводневих сполук у газовому просторі резервуара);

- збільшити розрахунковий тиск у просторі над поверхнею нафтопродукту;

- заповнювати резервуари із стаціонарним дахом до можливого верхнього рівня;

- зберігати нафтові продукти в резервуарних ємностях великих об'ємів (питомі втрати зменшуються), зі збільшенням об'єму резервуару зменшується відсоток втрат нафтопродукту;

- використати обв'язку в резервуарах (щодо газового потоку) з однаковими нафтопродуктами;

- установити диски, що «відбивають» пару під клапаном, що з'єднує внутрішній простір резервуару з

навколишнім повітрям, яке змінює напрямок повітря, що виходить із резервуару (вертикальний напрямок на горизонтальний);

– створювати рух повітря вздовж зовнішньої стінки резервуара для його охолодження (рис. 21.14);

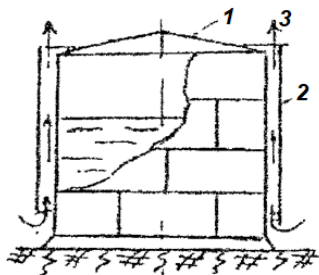


Рисунок 21.14 – Резервуар з екраном:

1 – резервуар; 2 – екран (алюмінієва фольга);

3 – конвективні пароповітряні потоки

– проводити скраплення (конденсацію) нафтопродуктів, використовуючи штучний холод і сорбцію, засновану на процесі поглинання пари або газових компонентів рідкими або твердими сорбентами;

– фарбувати резервуари у світлі тони (рис. 21.15), що дає гарний ефект і не потребує великих коштів;



Рисунок 21.15 – Зазвичай резервуари пофарбовані білою або алюмінієвою фарбою

– використовувати замкнену ізолювальну систему із «захисним газом» у вигляді вуглекислого газу (рис. 21.16).  
Схема передбачає автоматичну підтримку у всіх резервуарах у процесі приймання, зберігання й відпущення нафто-продуктів постійного надлишкового тиску в газовому просторі.

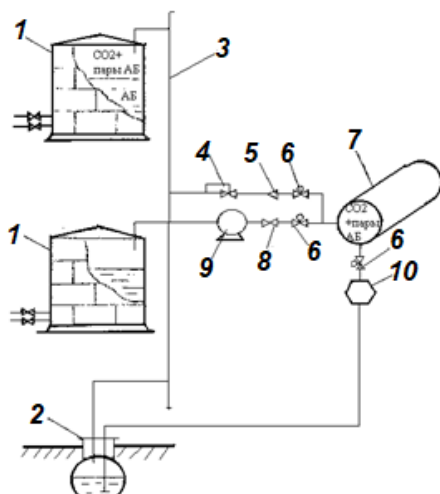


Рисунок 21.16 – Замкнена ізолювальна система із «захисним газом» у вигляді вуглекислого газу  $\text{CO}_2$  з конденсацією:

- 1 – надземні резервуари для зберігання світлих нафтопродуктів;
- 2 – підземний резервуар збирання уловлених і сконденсованих парів нафтопродуктів;
- 3 – колектор низького тиску (пари нафтопродукту +  $\text{CO}_2$ );
- 4 – регулятор прямої дії; 5 – дросель постійного тиску;
- 6 – електропровідні засувки; 7 – колектор високого тиску;
- 8 – зворотний клапан; 9 – компресор; 10 – холодильник

Кожного разу під час вибору тієї або іншої системи уловлювання парів ураховують техніко-економічне обґрунтування доцільності використання такої системи.



## РОЗДІЛ 22

### НАСОСНЕ ТА КОМПРЕСОРНЕ ОБЛАДНАННЯ НАФТО- І ГАЗОПЕРЕРОБНИХ ЗАВОДІВ

#### 22.1 Насосне обладнання

Насоси – це гідравлічні машини, які перетворюють механічну енергію двигуна на гідравлічну енергію переміщеної рідини, що підвищує тиск у рідині. Різниця тисків рідини, що виникає в насосі та у трубопроводі, створює умови для її переміщення по трубопроводах і в апаратах НПЗ.

Насоси переміщують нафту або іншу рідину на необхідну відстань, піднімають рідину на певну висоту, а у спеціальному обладнанні забезпечують циркуляцію рідини в замкнених контурах.

Насоси (рис. 22.1) є однією з найпоширеніших різновидів машин. Різні конструкції насосів застосовують із різною метою. Це видобуток і перероблення нафти та нафтопродуктів, водопостачання населення й підприємств, забезпечення циркуляції охолоджувального агента в різних енергетичних установках, подання палива у двигунах літаків і ракет.

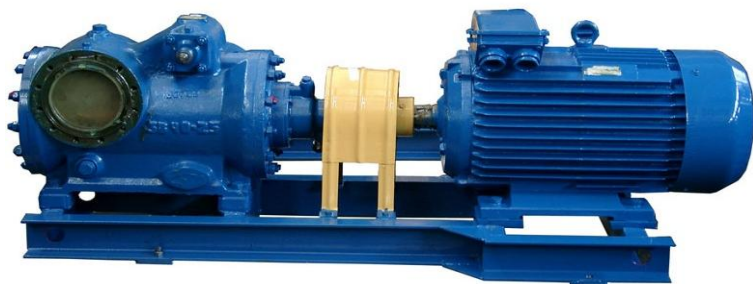


Рисунок 22.1 – Загальний вигляд насосного агрегату  
(насос разом з електричним двигуном)

Насоси застосовують також у гідروпередачах. Вони призначені для передавання механічної енергії від двигуна до якогось робочого органу, що виконує задану роботу, а також перетворення швидкості і виду руху робочого органу за допомогою рідини.

Гідравлічна передача складається з насоса й гідродвигуна. У нафто- та газопереробних виробництвах використовується в тому разі, коли виконувальні механізми розташовано в пожежо- та вибухонебезпечних місцях. Насос, що працює від двигуна, передає рідині гідравлічну енергію. За допомогою насоса рідина надходить у гідродвигун. У гідродвигуні гідравлічна енергія перетворюється на механічну енергію робочого органу.

Насосне обладнання широко використовується як у нафтопереробній промисловості, так і на нафтовидобувних родовищах і на магістральних нафтопроводах (рис. 22.2) для перекачування нафти та нафтопродуктів.



Рисунок 22.2 – Магістральні нафтові насоси

Насоси для перекачування нафти поділяються на види й мають різні характеристики залежно від різних технологічних параметрів виробництва та фізичних властивостей нафти та нафтопродуктів.

Насоси нафтові розрізняються:

1. За призначенням:
  - насоси для видобутку нафти;

- насоси для перекачування нафти;
  - насоси для відкачування (дренажу) нафти.
2. За родом перекачуваної рідини:
- насоси для нафти;
  - насоси для нафтопродуктів (сира нафта, автомобільний бензин, авіаційний бензин, масло, мазут, дизельне паливо);
  - насоси для пластової рідини (суміш нафти, попутної води й нафтового газу).

3. За конструкції:

- лопатні;
- поршневі;
- одногвинтові;
- двогвинтові;
- тригвинтові;
- шестеренні;
- плунжерно-діафрагменні.

До насосів-апаратів належать:

- струминні (рідинні й газорідинні);
- газліфти (також і ерліфти);
- витиснювачі (також газові і парові);
- тарани гідравлічні;
- насоси магнітогідродинамічні.

Нафтові насосні установки працюють:

- на підприємствах нафтогазовидобувної й нафтопереробної промисловості, зокрема ерліфт і газліфт;
- у складі систем подання палива ТЕЦ;
- у великих котельнях і газонаповнювальних станціях;
- на підприємствах, які займаються розподілом або використанням нафтопродуктів у вибухонебезпечних умовах;
- перекачування нафтопродуктів різного виду;
- магістральне перекачування сирої нафти;
- перекачування товарної нафти;

- перекачування газового конденсату;
- перекачування зріджених газів;
- перекачування хімічних реагентів;
- перекачування кислот і сольових розчинів;
- перекачування вибухопожежонебезпечних середовищ;
- накачування хімічних реагентів у шар для кращого віддавання нафти;
- перекачування різних хімічних середовищ на нафтогазових об'єктах;
- перекачування живильної води в системах парового опалення;
- у бустерних системах;
- системах генерації тиску.

## **22.2 Газліфтний та аероліфтний способи видобування нафти**

Під землею нафта перебуває під тиском. Тому що в разі прокладання до неї шляху у вигляді свердловини, вона під дією цього тиску прямує на поверхню. Видобування нафти на початку життєвого циклу свердловини здебільшого відбувається під дією пластового тиску. Свердловина фонтанує відразу після буріння. Через деякий проміжок часу тиск у пласті знижується, фонтан вичерпує себе. Але експлуатація свердловини на цьому не припиняється. Якщо б на цій стадії припинялася експлуатація свердловини, то понад 80 % нафти в покладі залишилося б під землею. Це призводить до того, що фонтанний спосіб під час видобутку нафти не є основним. Але під час видобутку газу, навпаки, фонтанний спосіб є основним.

*Газліфтний спосіб видобування нафти.* Коли пластовий тиск зменшується і припиняється фонтанування, то переходять на механізований спосіб експлуатації свердловин.

Цей спосіб полягає в тому, що додатково вводять енергію у пласт із поверхні. Наприклад, вводять енергію у вигляді газу під тиском. Такий спосіб називають газліфтом.

Є *різновид газліфту – ерліфт*. У цьому разі замість газу у свердловину закачують повітря. Така система складається з основної обсадної колони та труб, опущених у свердловину (рис. 22.3). Піднімання рідини за допомогою такого способу здійснюється під дією стисненого газу або повітря. Таку систему інколи називають ще газовим або повітряним підйомником. У цьому разі спосіб експлуатації свердловин зветься газліфтним.

Існує декілька схем подання робочого агенту залежно від виду агенту (газу чи повітря). Розрізняють безкомпресорний і компресорний газліфт, а за дією – періодичний і безперервний газліфт.

Існують різні конструкції газліфтних витягів. Вони відрізняються залежно від кількості рядів насосних і компресорних труб (ці труби опускаються у свердловину), а також відрізняються напрямками руху стисненого газу.

Є також різниця в кількості рядів труб, які спускаються у свердловину. Такі підйомники бувають як одно-, так і дворядними. Напрямок руху газу може бути кільцевим або центральним (див. рис. 22.3).

Якщо конструкція підйомника однорядна, то у свердловину спускають один ряд насосно-компресорних труб (НКТ). Газ під тиском нагнітається в кільцевий простір, що розташований між обсадною колоною і насосними та компресорними трубами. Газорідинна суміш, що утворилася, піднімається по НКТ. Газ може нагнітатися по насосно-компресорних трубах, а суміш газу і рідини піднімається по кільцевому простору. Відповідно маємо однорядне вилучення кільцевої системи (рис. 22.3 а) та однорядне вилучення центральної системи (рис. 22.3 б).

За дворядного вилучення у свердловину опускають два ряди труб, які розташовані концентрично. Якщо газ під тиском подається в кільцевий простір, що розташований між двома колонами НКТ, та суміш рідини і газу піднімається внутрішньо розташованими підйомними трубами, то такий спосіб вилучення називається дворядним із кільцевою системою (рис. 22.3 в). Ряд насосно-компресорних труб, що розташовано зовні, спускають також до фільтра свердловини.

Якщо система складається із дворядного ступінчастого підйомника і кільцевої системи, то у свердловину опускають два ряди насосних і компресорних труб. Один ряд із них, зовнішній, є ступінчастим. Тоді у верхній частині свердловини розташовано труби більшого діаметра, а в нижній – труби меншого діаметра. Газ під тиском подають у кільцевий простір, який розташовано між внутрішнім і зовнішнім рядами НКТ. Суміш газу і рідини піднімається по внутрішніх трубах (внутрішньому ряду).

Є випадок, коли газ під тиском подається по внутрішніх НКТ і суміш рідини та газу піднімається по кільцевому простору між двома рядами насосних і компресорних труб. Тоді такий спосіб називається дворядним вилучення центральної системи (рис. 22.3 г).

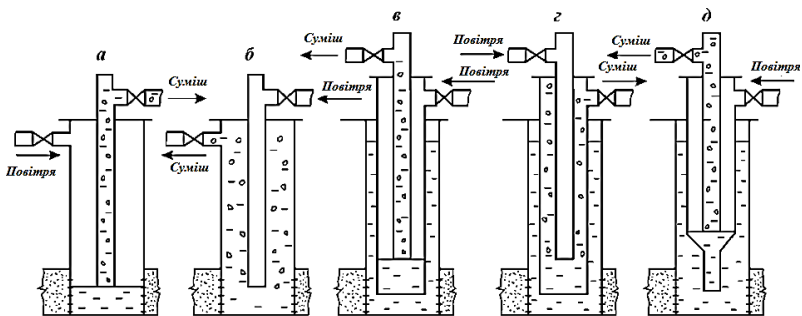


Рисунок 22.3 – Конструкції газліфтних підйомників

Є недоліки кільцевої системи. Це велика вірогідність абразивного зношення труб колон, коли є наявність у нафтогазовій суміші механічних домішок (пісок тощо). Також можливо відкладення парафінових компонентів і солі в позатрубному просторі. Способи боротьби з цими явищами дуже складні.

Але є й перевага дворядного вилучення перед однорядним. Робота свердловини є більш плавною, механічні домішки виносяться зі свердловини більш інтенсивно. Такий спосіб має і недоліки, що полягає в необхідності розташування у свердловині двох рядів труб. Це збільшує металомісткість процесу. На підставі цього в практиці нафтовидобувних виробництв більше поширений ще один варіант. Це кільцева система, так званий півторарядний витяг (рис. 22.3 д). Він має переваги перед дворядним методом завдяки меншій вартості.

Підсумовуючи, можна відзначити, що використання газліфтного способу поширилося завдяки таким перевагам:

1. Можливість отримання великих обсягів рідини, незважаючи на різні діаметри колон і відбору у свердловинах із великим обводненням.

2. Експлуатація свердловин із великим газовим чинником, тобто використовуючи енергію в газовому пласті.

3. Мінімальний вплив стовбура, незважаючи на його профіль, у свердловині на ефективність роботи газліфтною системи. Це дуже важливо для похилих свердловин в умовах морських родовищ.

4. Можливість роботи свердловини за високих тисків і температур та наявності в суміші газу і рідини механічних домішок у вигляді піску та інших включень.

5. Гнучкість і порівняно просте керування режимом роботи свердловин.

6. Простота обслуговування та виконання ремонту газліфтних систем у свердловинах, великий проміжок часу між ремонтами.

7. Можливість ефективної боротьби з корозією, з відкладенням солі та парафінів, простота обслуговування свердловин і їхнього дослідження.

Поряд із вказаними перевагами є в цьому способі і недоліки:

1. Спосіб потребує великих початкових капітальних вкладень під час будівництва компресорних станцій для створення тиску газу.

2. Порівняно з іншими способами занижений коефіцієнт корисної дії (ККД) газліфтної системи.

3. Перемішування нафти та газу призводить до утворення стійких емульсій, руйнування яких потребує додаткових витрат.

Наслідком зазначеного вище є те, що газліфтний або компресорний спосіб експлуатації свердловин найбільше використовують на великих покладах за наявності свердловин із великими обсягами видобутку нафти та високими вибійними тисками після закінчення фонтанувального періоду.

Отже, ерліфт (ейр – повітря, ліфт – піднімати, піднімати повітрям) – це струминні електронасоси для видобування нафти, які виглядають як вертикальні труби, нижнім кінцем занурені в рідину. У нижню частину труби під тиском подається повітря, утворюється піна, що починає підніматися на поверхню внаслідок різниці тисків між піною й нафтою.

**Переваги ерліфта:** необмежене джерело повітря для накачування в трубу.

**Недолік:** занадто малий ККД, утворення стійких емульсій у процесі перемішування газу та нафти і підйому суміші на поверхню.



Є відмінності ерліфта від газліфта. У газліфт накачують не повітря, а газ. З цієї причини це є самовсмоктувальним газовим насосом. Принцип дії такий самий: по трубі газ накачується в порожнину, далі змішується з нафтою і піднімається нагору, тому що є різниця утвореного тиску.

### **22.3 Різновиди насосів для відкачування нафти**

Іншими різновидами насосів для відкачування нафти є такі: УЕВН – це установки електровідцентрових насосів; УЕГН – установки електрогвинтових насосів; ШСН – це установки штангових свердловинних насосів.

Заглибні відцентрові електронасоси для транспортування та видобутку нафти (ЗВЕН) являють собою багатоступінчасту (інколи більше ніж 100 ступенів в одному блоці) конструкцію із двигунами спеціальної конструкції та заглибної модифікації. Заглибний насос конструктивно можна за потреби добудувати до 400 ступенів.

Нафтові насоси глибинного видобування нафти складаються з відцентрового робочого колеса; вузла захисту від гідроудару; заглибного електродвигуна та компенсатора.

**Маркування** умовних позначок насосних установок. Наприклад, УЕВН М(К)/5А/250/1000 означає, що це є установка (У), на якій розташовано відцентровий електронасос (Е); модульний (М); корозійностійкий (К); 5А – це характеристика поперечних габаритів обсадної колони; нафтовий насос забезпечує подання 250 м<sup>3</sup> на добу; створює напір у 1000 м.

Установки електровідцентрових насосів (УЕВН) – це відцентровий насос для нафтовидобувної промисловості, за своєю конструкцією мало чим відрізняються від звичайних відцентрових насосів. Відкачування нафти та води відбуваються з використанням однакових принципів.

**Штангові насоси** для нафтогазової промисловості (ШН) – це комплекси, що складаються з наземних і підземних установок (рис. 22.4). Підземне обладнання являє собою штанговий напірний устрій із всмоктувальним клапаном у нижній частині циліндра й рухливим клапаном уверху плунжерного поршня для нагнітання. Є трубопроводи, штанга й захисні пристрої.

Таку досить складну конструкція приводу можна пояснити тим, що привід призначений для приведення колони насосних штанг у зворотно-поступальний рух. Зазвичай до складу приводу штангового насоса входять електродвигун, клиноремінна передача, редуктор, механізм перетворення обертового руху у зворотно-поступальний і підвіска гирлового штоку.

Наземні складові цього обладнання – це верстат-качалка. Качалка складається з піраміди, що закріплена на одній рамі в бетонному фундаменті, редуктора, електродвигуна.

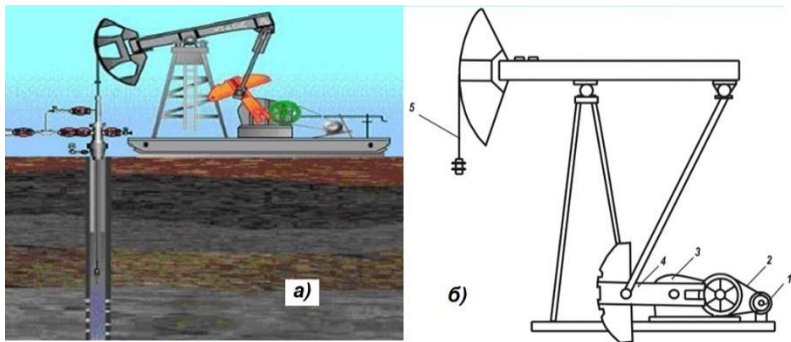


Рисунок 22.4 – *а)* загальний вигляд ШН;

*б)* привід штангового насоса:

1 – електродвигун; 2 – клиноремінна передача;  
3 – редуктор; 4 – механізм перетворення обертового руху  
у зворотно-поступальний; 5 – підвіска гирлового штока



На відміну від відцентрових насосів, в осьових насосах рідина рухається в напрямку вздовж осі робочого колеса, що нагадує гребний гвинт, під час обертання його в корпусі.

У насосах тертя переміщення рідини відбувається під впливом сил тертя між рідиною та робочим колесом.

У вихрових насосах вихори утворюються в рідині під час обертання робочого колеса і їхня енергія перетворюється на енергію тиску.

У струминних насосах переміщення рідини, що транспортується, відбувається завдяки енергії струменя, що рухається. Це може бути вода, інша рідина, повітря або пара.

В об'ємних насосах тиск виникає внаслідок дії на рідину механічного тіла, тому рідина витісняється із замкнутого простору. Механічні тіла (витиснювачі) можуть рухатися поступально або обертально. До насосів цього типу відносять поршневі й ротаційні (шестерні, пластинчасті і гвинтові).

У діафрагмових, плунжерних і поршневих насосах рідину витісняє тіло, що рухається поступально.

У гвинтових, шестеренних, пластинчастих насосах рідину витісняє тіло, що обертається.

#### **22.4 Основні експлуатаційні показники машин для транспортування рідинних середовищ (нафти та нафтопродуктів)**

Машина для транспортування рідких середовищ являє собою: насосний агрегат із трубопроводом і комплектувальним обладнанням, змонтованим за певною схемою (рис. 22.5), яка забезпечує роботу насоса, що загалом називається насосною установкою.

Насосне обладнання має такі основні технічні показники.

**Подача насоса об'ємна  $Q$  ( $\text{м}^3/\text{с}$ )** – визначається як об'єм рідини, що подає насос за одиницю часу. Застосовуються також поняття «масова подача»  $Q_m$  ( $\text{кг}/\text{с}$ ) і «вагова подача»  $Q_g$  ( $\text{Н}/\text{с}$ ). Подача насоса розташована залежно від розміру насосів, швидкості обертання чи руху робочого органу насоса, а також на цю величину впливає гідравлічний опір трубопровідної системи, у яку подає рідину насос.

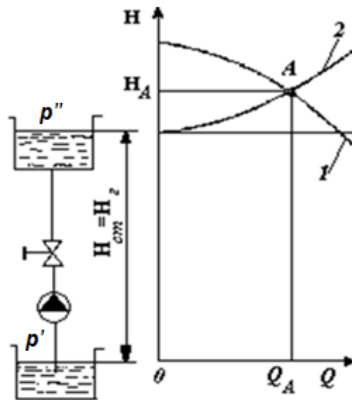


Рисунок 22.5 – Схема насосної установки та її характеристики:

- $1$  – залежність напору насоса від витрати рідини;
- $2$  – гідравлічна характеристика трубопровідної мережі;
- $p'p''$  – тиски в усмоктувальному та напірному резервуарах;
- $H_{ст}$  та  $H_g$  – статичний і геометричний напір

**Ідеальна подача насоса  $Q_{id}$**  – це сума подачі насоса  $Q$  і об'ємних втрат у насосі  $\Delta Q_y$ , тобто протікань через зазори ( $Q_{id} = Q + \Delta Q_y$ ).

**Робочий об'єм об'ємного насоса  $V_0$**  – відмінність найбільшого й найменшого значення об'єму камери робочого насоса за хід робочого органу або за один оберт вала насоса.

Тиск насоса  $P$  визначається залежністю

$$P = P_H - P_B + \rho \cdot \frac{w_H^2 - w_B^2}{2} + \rho \cdot g \cdot (z_H - z_B),$$

де  $P_H$  і  $P_B$  – відповідно до тиску на виході й у вхідному патрубку насоса (тиску нагнітання й усмоктування);  $w_H$  і  $w_B$  – середні швидкості рідини на виході та вході в насос;  $z_H$  і  $z_B$  – висоти центрів ваги перетинів на виході і вході в насос.

Напір насоса  $H$  – відмінність питомих енергій під час виходу з насоса і на вході в нього, виражене висотою стовпа подаваної рідини. Напір насоса пов'язаний із тиском насоса залежністю  $H = P/g$ . Напір насоса можна визначати за допомогою під'єднаних до нього манометра й мановакуумметра за формулою

$$H = \frac{P_{\text{МАН}}}{\gamma} + \frac{P_{\text{ВАК}}}{\gamma} + h_0 + \frac{w_H^2 - w_{\text{И}}^2}{2g},$$

де  $P_{\text{ман}}$  і  $P_{\text{вак}}$  – відповідно показання манометра й мановакуумметра;  $h_0$  – вертикальна відстань між точкою під'єднання мановакуумметра й манометра.

Потужність насоса  $P$  – потужність, споживана насосом

$$P = M \cdot \omega,$$

де  $M$  – момент на валу насоса, що обертається;  $\omega$  – кутова швидкість обертання вала:  $\omega = (\pi n)/30$ .

Потужність насосного агрегату – це потужність, споживана насосним агрегатом або насосом. Двигун входить у конструкцію насосного агрегату.

*Корисна потужність насоса  $P_k$*  – це потужність, що передає насос подаваній рідині

$$P_k = QP = Q\rho gH.$$

*ККД насоса  $\eta$*  – відносини між корисною потужністю до всієї потужності насоса

$$H = P_k/P = \eta_{об.} \cdot \eta_z \cdot \eta_m,$$

де  $\eta_{об.}$  – об'ємний ККД, що враховує об'ємні втрати в насосі (втрати внаслідок протікання рідини скрізь щілини) і дорівнює відношенню подачі насосу до його ідеальної подачі;  $\eta_z$  – гідравлічний ККД характеризує гідравлічні втрати, що враховують втрати потужності в насосі, пов'язані з подоланням гідравлічних опорів, і дорівнює відношенню *напору* насоса  $H$  до суми таких складових, як напір насоса та втрат напору в проточній частині насоса;  $\eta_m$  – механічний ККД характеризує механічні втрати, що враховують втрати потужності в таких елементах насоса, як підшипники, ущільнення, у механізмі насоса тощо.

*Характеристикою відцентрового насоса* (рис. 22.6) називається графічне відображення напору  $H$ , що створює насос, споживаної потужності  $N$ , коефіцієнта корисної дії (ККД) насоса  $\eta$  і припустимого кавітаційного запасу  $\Delta h$  залежно від подачі насоса  $Q$ .

Інакше кажучи, характеристика насоса – це графічна залежність основних технічних показників від подачі. Для динамічних насосів – від тиску. Для об'ємних насосів такі параметри визначають за постійної швидкості обертання робочих органів, в'язкості і густини рідини у входному патрубку насоса. Ця характеристика отримується внаслідок нормальних випробувань насоса.

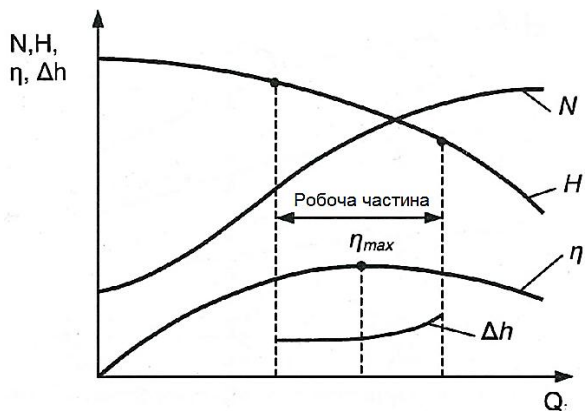


Рисунок 22.6 – Характеристика відцентрового насоса

Робоча зона роботи насоса – це частина характеристики (див. рис. 22.6), що являє собою відрізок характеристики насоса, у границях якої рекомендовано його експлуатацію.

Для того щоб переміщати рідину по трубопроводах із прийомного резервуара в напірний, треба витратити енергію на підйом рідини на геометричну висоту  $H_{\Gamma}$ , долати перепади тисків ( $p''-p'$ ) у резервуарах і здолати сумарні гідравлічні втрати  $\Sigma h_{\text{втр}}$  у видатковому і напірному трубопроводах (див. рис. 22.5). Отже, напір (енергія), що потрібно створити для необхідного переміщення одиниці ваги рідини із прийомного резервуара по напірному трубопроводу до напірного резервуара установки, або потрібний напір установки

$$H_{\text{потр.}} = H_{\Gamma} + \frac{p'' - p'}{\rho \cdot g} + \sum h_{\text{втр}} = H_{\text{ст.}} + \sum h_{\text{втр.}}$$

Характеристикою гідравлічної мережі (рис. 22.7) насосної установки є залежність потрібного напору від витрати рідини, що перекачує насос.



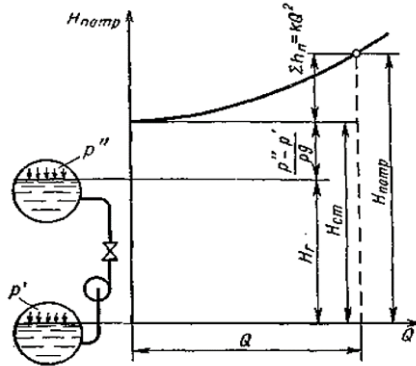


Рисунок 22.7 – Характеристика гідравлічної мережі насосної установки

Якщо режим руху рідини турбулентний, то гідравлічні втрати у трубопроводі пропорційні витраті рідини в другому ступені

$$h_{\text{втр.}} = k \cdot Q^2,$$

де  $k$  – коефіцієнт опору трубопроводів установки з урахуванням місцевих опорів і втрат напору на тертя.

Криву потрібного напору для трубопроводу з насосним поданням будують за рівнянням

$$H_{\text{потр.}} = H_{\text{ст.}} + \sum h_{\text{втр.}} = H_{\text{ст.}} + A \cdot Q^m,$$

де  $H_{\text{ст.}} = \Delta z + (p'' - p')/g$  – відмінність рівнів рідини в напірному й видатковому резервуарах і різниця тисків у відповідному резервуарі.

Для визначення напору насоса користуються різницею показань установлених на ньому манометра ( $p_m$ ) на

напірному трубопроводі) і манометра (вакуумметра –  $p_v$ ) на видатковому трубопроводі.

## **22.5 Кавітація: основні поняття та причини її виникнення і наслідки**

Кавітація пов'язана з порушенням суцільності потоку рідини, обумовлена появою в рідині пухирців або порожнин, які заповнені парою, що й виділилися з рідини. Кавітація виникає в ділянці, де тиск знижено, унаслідок чого виникають розтягувальні напруги. Це призводить до розриву рідини й утворення порожнини, так званих кавернів, які заповнюються парами рідини та розчиненим у рідині газом, що виділилися з неї.

Потрапляючи в ділянки підвищених тисків, унаслідок передання енергії від робочого колеса насоса, пар у пухирцях конденсується і пухирці (так звані «каверни») лопаються. Такий процес викликає місцевий гідравлічний удар, значне місцеве раптове підвищення тиску, що призводить до руйнування стінок проточної частини насоса.

Таке місцеве підвищення тиску на поверхні конструктивних елементів насоса може досягати кількох тисяч атмосфер, і на поверхні лопаток або інших елементах насоса вибиваються частки матеріалу. Таке явище ще називається ерозією.

Кавітація призводить до трьох основних негативних наслідків:

- припинення створення напору, подання, зниженню потужності й ККД;
- ерозійного зношування елементів насоса, таких як робоче колесо, вал тощо;
- звукових явищ у вигляді шуму, вібрації насосної установки, а також до низькочастотних коливань тиску в трубах.

Для уникнення кавітаційних явищ можна використати такі заходи:

- підвищити тиск в усмоктувальному патрубку та видатковому резервуарі за допомогою розташування насоса на нижчому рівні;
- використовувати насоси з меншим числом обертів;
- зменшити витрати рідини через насос, що призведе до зменшення гідравлічних втрат і підвищення тиску в усмоктувальному трубопроводі, або температуру рідини, що перекачується, це призведе до зменшення тиску пари.

## 22.6 Динамічні насоси, їхній устрій

У нафтовидобувній, нафтопереробній і нафтохімічній промисловості для транспортування нафти та нафтопродуктів у великих об'ємах використовують відцентрові насоси (рис. 22.8).

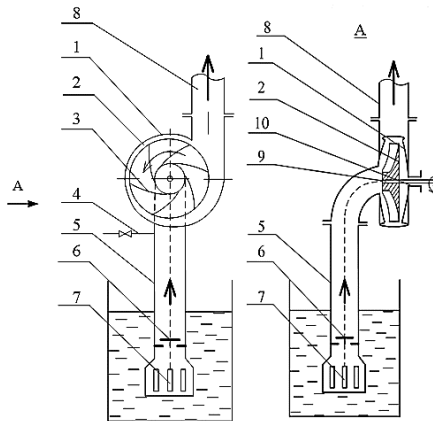


Рисунок 22.8 – Відцентровий насос одноступінчастий:  
1 – корпус; 2 – колесо робоче; 3 – робочі лопаті; 4 – лінія затоки насоса перед пуском; 5 – усмоктувальний патрубок; 6 – клапан зворотний; 7 – запобіжний фільтр; 8 – трубопровід нагнітальний; 9 – вал робочого колеса; 10 – сальник

Основним робочим органом відцентрового насоса є колесо 2 на валу 9, що вільно обертається всередині спіралеподібного корпусу 1.

Між дисками колеса, з'єднані в єдиний вузол, розташовані лопаті 3, плавно вигнуті в бік, у напрямку, протилежному обертанню колеса. Рух рідини подано на рисунку 22.9.

Внутрішні поверхні дисків і поверхні лопаток утворюють так звані міжлопатеві канали колеса. Ці канали під час роботи насоса заповнені рідиною. Усмоктування та нагнітання рідини у відцентрових насосах відбувається рівномірно, постійно і безперервно.

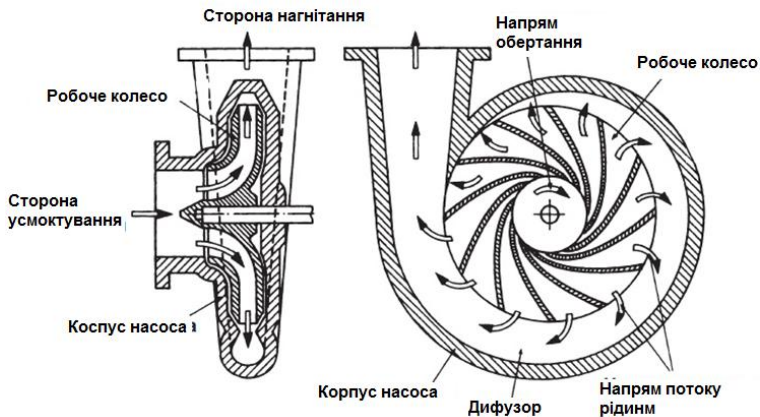


Рисунок 22.9 – Схема руху рідини у відцентровому насосі

Для створення високого напору (тиску) використовують багатоступінчасті відцентрові насоси (рис. 22.10). У такому насосі напір підвищується пропорційно кількості коліс.

До основних переваг відцентрових насосів можна віднести:

- плавне та безперервне подання за досить високих значень коефіцієнта корисної дії;

- відносно простий устрій, а отже, висока надійність і довговічність;
- відсутні попервні тертя клапанів, що створює можливості для перекачування забруднених рідин, таких як нафта;
- безпосереднє з'єднання з високооборотними двигунами сприяє компактності насосної установки та підвищенню її ККД.

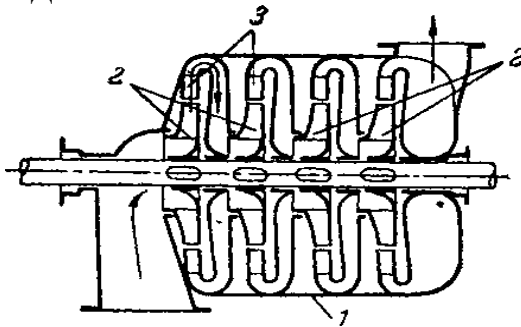


Рисунок 22.10 – Багатоступінчастий насос:  
 1 – корпус; 2 – робоче колесо; 3 – напрямний апарат

До недоліків відцентрових насосів належить обмеженість їхнього застосування в галузі малих витрат рідини та великих напорів.

Осьові насоси (рис. 22.11) застосовують для переміщення великих об'ємів рідин (десятки кубічних метрів за секунду) за відносно невисоких напорів (3–25 м). Тобто порівняно з відцентровими насосами осьові мають значно більшу подачу, але менший тиск. Коефіцієнт корисної дії високопродуктивних осьових насосів досягає 0,9 та вище.

Робоче колесо 2 з лопатками гвинтового профілю під час обертання в корпусі 1 указує рух рідини в осьовому напрямку. Водночас потік дещо закручується.

Для перетворення обертального руху рідини на виході з колеса в поступальний і перетворення частини кіне-

тичної енергії рідини у статичну складову в корпусі 2 встановлюють напрямний апарат 3.

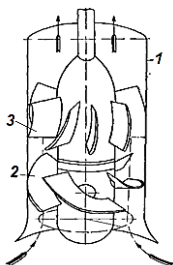


Рисунок 22.11 – Осьовий насос:

1 – корпус; 2 – робоче колесо; 3 – напрямний апарат

**Вихрові насоси** (рис. 22.12) мають гарну здатність самоусмоктування, тобто можливість починати роботу без попереднього заповнення всмоктувальної труби подаванням середовищем, якщо вона є в корпусі насоса. Завдяки цьому вони застосовуються для подання легкопарких або насичених газами краплинних рідин і в комбінації з відцентровими насосами також застосовуються для переміщення чистих малогрузлих рідин із невеликими подачами (до  $40 \text{ м}^3/\text{ч}$ ) і порівняно високими напорами (до 250 м), що в кілька разів переважають напори відцентрових насосів.

Робоче колесо у вихровому насосі (див. рис. 22.12) виконано у формі плоского диску з радіальними, зазвичай прямолінійними лопатками, які розташовано на периферії робочого колеса. Зазор між колесом і корпусом досить малий, що запобігає перетіканню рідини з порожнини нагнітання в порожнину всмоктування.

Під час обертання робочого колеса рідина, що міститься в міжлопатевих каналах, захоплюється лопатками та одночасно під впливом відцентрової сили завихрюється. Водночас той самий обсяг рідини на ділянці від входу в кільцеву порожнину до виходу з неї багаторазово потрап-

ляє в міжлопатеві канали, де щоразу отримує додаткове збільшення енергії, а отже, і напору. Тому напір вихрових насосів у два – чотири рази більше, ніж відцентрових, за того самого діаметра колеса, тобто за однієї і тієї ж самої кутової швидкості. Це, зі свого боку, дозволяє виготовляти вихрові насоси значно менших розмірів і маси порівняно з відцентровими.

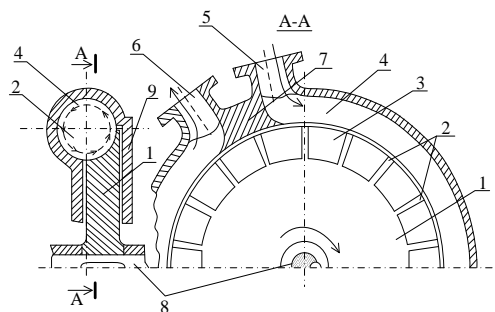


Рисунок 22.12 – Вихровий насос:

1 – колесо робоче; 2 – лопатки робочого колеса; 3 – міжлопатні канали; 4 – кільцевий відвід; 5 – усмоктувальний патрубок; 6 – нагнітальний патрубок; 7 – роздільник потоків; 8 – вал робочого колеса; 9 – корпус

Зі зменшенням подачі насоса напір і потужність різко зростають, досягаючи максимуму за умови  $Q = 0$ . Тому запускання цих насосів проводять за відкритої засувки на нагнітальному трубопроводі.

До переваг вихрових насосів варто віднести також простоту пристрою і відсутність необхідності заливання лінії всмоктування і корпусу перед кожним пуском насоса, оскільки ці насоси мають самоусмоктувальну здатність.

Недоліком вихрових насосів є порівняно невисокий коефіцієнт корисної дії від 0,25 до 0,5 і швидке зношування їхніх деталей під час роботи із забрудненими рідинами.

## 22.7 Робота насоса на гідравлічну мережу, робоча точка насоса

Кількість рідини, що перекачує відцентровий насос, залежить від опору гідравлічної мережі трубопроводів та апаратів, якими транспортується рідина. Тому систему «насос – мережа» потрібно вважати єдиним цілим, і вибирати насосне устаткування та трубопроводи потрібно на підставі аналізу спільної роботи елементів насосної установки та системи трубопроводів.

Робота насоса на гідравлічну мережу визначається матеріальною та енергетичною рівновагою системи. На характеристиці насоса можна визначити точку, що відповідає енергетичним витратам у системі «насос – гідравлічна мережа». Оскільки теоретичний розрахунок цієї точки на характеристиці насоса пов'язаний із значним обсягом обчислень, то в практиці гідравлічного розрахунку насосних установок і під час аналізу режимів роботи насосів широко застосовують графоаналітичний метод визначення спільної роботи систем «насос – мережа» (рис. 22.13). Для цього в одних координатах будують характеристику мережі (1) та головну характеристику насоса (2).

Отже, спільна робота насоса й мережі характеризується точкою матеріальної й енергетичної рівноваги системи (див. рис. 22.13). Для цього в одних координатах будують характеристику гідравлічної мережі (1) і головну характеристику насоса (2).

Точку перетинання двох цих кривих (точку «А») називають робочою, або режимною, точкою. Ця точка відповідає максимальному поданню рідини  $Q_1$  насосом у цю мережу.

Але часто промислова необхідність вимагає або збільшити витрати рідини за необхідного значення тиску (напору), або за заданого значення витрати рідини подолати збільшення тиску в гідравлічній мережі, що унеможливило виконання цих технічних завдань за допомогою тільки од-



нієї наявної насосної установки. У цьому разі вдаються до інших способів виконання таких завдань.

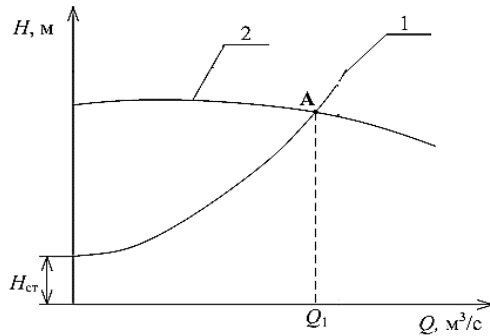


Рисунок 22.13 – Гідравлічна характеристика трубопроводної (насосної) мережі (1). Напірна (головна) характеристика насосної установки (2). «А» – робоча точка насоса

Зміни режиму без заміни насоса може бути досягнуто такими способами:

1) *зміною характеристики гідравлічної мережі насосної установки* (рис. 22.14), яка здійснюється або дроселюванням за допомогою регульовального пристрою (засувки, вентиля), або зміною діаметра трубопроводу.

За необхідності зниження подачі до значення  $Q_3$  необхідно змінити характеристику мережі, частково перекривши нагнітальний трубопровід, що призведе до втрат напору на подолання гідравлічного опору засувки або вентиля на цьому трубопроводі. Відкриття засувки на напірному трубопроводі призведе до переміщення робочої точки від початкового положення вправо. Також збільшення діаметра трубопроводу можна збільшати подачу, що здебільшого конструктивно не можливо (треба міняти труби). Дроселюванням можна лише зменшити подачу, причому цей спосіб є неекономічним, тому що збільшує енергетичні витрати;

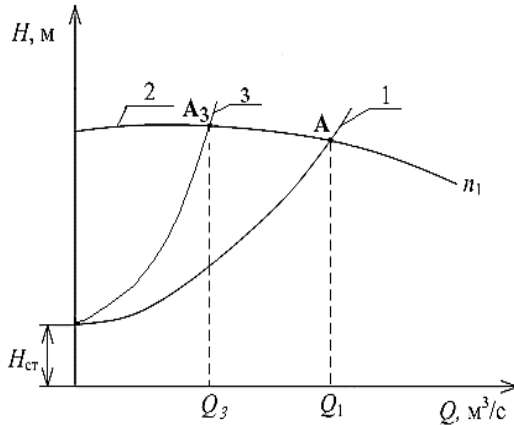


Рисунок 22.14 – Зміна положення робочої точки насосної установки:

- 1 – характеристика гідравлічної мережі;
  - 2 – головна характеристика відцентрового насоса;
  - 3 – характеристика мережі після регулювання подачі.
- $A_3$  – робоча точка після прикриття засувки

2) переподанням деякого об'єму рідини з нагнітальної лінії в всмоктувальну, що так само не економічно, як і дроселювання, унаслідок додаткових витрат на переміщення рідини, що переподається з напірного у всмоктувальний трубопровід;

3) зміною кривої зв'язку  $H$  до  $Q$  самого насоса. Останнє може бути досягнуто двома способами:

- а) зміною частоти обертів робочого колеса насоса (рис. 22.15);
- б) обточуванням робочого колеса насоса.

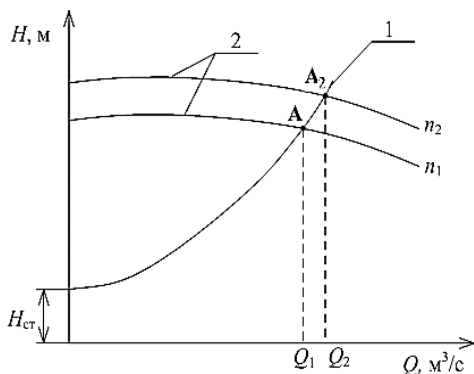


Рисунок 22.15 – Регулювання характеристики насоса зміною обертів робочого колеса:

1 – характеристика гідравлічної мережі;

2 – характеристика відцентрового насоса за різних частот обертання робочого колеса ( $n_2 > n_1$ )

Регулювання частоти обертання колеса насоса можна здійснювати за умови використання електродвигунів постійного струму, двигунів внутрішнього згорання або турбін. Асинхронні електродвигуни змінного струму практично не допускають регулювання частоти обігу колеса насоса. Наприклад (див. рис. 22.15), якщо потрібно збільшити подачу в мережу  $Q_2$ , то потрібно збільшити частоту обертання робочого колеса  $n_2$  (точка  $A_2$ ).

До **паралельної роботи декількох насосів** (рис. 22.16) вдаються в тому разі, коли один насос не забезпечує потрібного подання (витрати рідини в мережі).

Для одержання робочої точки потрібно отримати сумарну криву зв'язку  $H$ - $Q$  (на рис. 22.16 – це лінія 3). Для цього складають абсциси (значення  $Q$ ) точок кривих 1 і 2 за однакових ординат (значеннях напору  $H$ ). Точка «А» перетинання кривих 3 і 4 є робочою точкою під час роботи на гідравлічну мережу двох паралельно під'єднаних насосів із різними характеристиками.

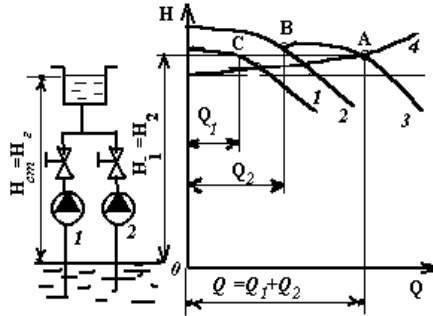


Рисунок 22.16 – Визначення робочої точки «А» під час паралельної роботи двох насосів у гідравлічній мережі:

1 – характеристика першого насоса; 2 – характеристика другого насоса; 3 – спільна характеристика двох насосів; 4 – характеристика гідравлічної мережі (не змінюється)

Горизонтальна координата точки «А» визначає сумарну подачу двох насосів  $Q = Q_1 + Q_2$ , а вертикальна координата цієї точки визначає напір, який створюється насосами:  $H_1 = H_2$ . Якщо провести горизонтальну пряму через точку А, то вона буде перетинати криві зв'язків  $H-Q$  для обох насосів у точках В і С, що є робочими точками насосів 1 і 2.

**Послідовна робота декількох насосів** (рис. 22.17) застосовується коли один насос не може забезпечити потрібного тиску.

За такого поєднання подача насосів буде однаковою. Загальний напір дорівнює сумі напорів для обох насосів, які взяті за однакового подання рідини. Крива 3, отримана підсумовуванням ординат, узятих за тих самих подач, є сумарною характеристикою  $H-Q$  сумісної роботи обох насосів. Точка А перетинання останньої з характеристикою гідравлічної мережі, на рисунку – це крива 4, є робочою точкою всієї установки. Ця точка, точніше – її положення, визначає

сумарний тиск, який створюють обидва насоси, що забезпечують однакову подачу  $Q_A$ .

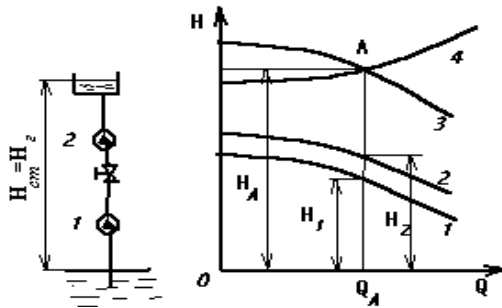


Рисунок 22.17 – Визначення робочої точки «А» за послідовної роботи двох насосів у гідравлічній мережі: 1 – характеристика першого насоса; 2 – характеристика другого насоса; 3 – спільна характеристика двох насосів; 4 – характеристика гідравлічної мережі (не змінюється)

**Маркування лопатевих насосів.** Відповідно до марки лопатевих насосів містять:

- 1) малі літери, які вказують на тип насосу;
- 2) цифри після букв, які позначають подачу насоса,  $\text{м}^3/\text{год}$ ;
- 3) цифри після косої риски або після дефіса, які позначають тиск, м.

Наприклад: К 8/18 – консольний насос із робочим колесом, однобічним входом рідини подачею  $8 \text{ м}^3/\text{год}$  і напором 18 м; КМ 90/20 – моноблок-насос консольного типу з подачею  $90 \text{ м}^3/\text{год}$  і напором 20 м; Д200-95 – одноступінчастий насос із двостороннім входом рідини, подачею  $200 \text{ м}^3/\text{год}$  і напором 95 м.

## 22.8 Вибір динамічних насосів

Під час обирання насоса для роботи в заданих умовах, тобто коли відома подача насоса  $Q$ , потрібний тиск  $H$

і частота обертів  $n$ , яку зазвичай визначено родом двигуна, треба підрахувати коефіцієнт швидкохідності  $n_s$

$$n_s = 3,65 \frac{\sqrt{Q}}{H^{\frac{3}{4}}} n,$$

де  $H$  – тиск, що створюється за числа обертів  $n$ .

Потім за таблицею 22.2 треба підібрати тип насоса (відцентровий або осьовий).

Таблиця 22.2

Насоси	Питоме число обертів, $n_s$
Осьові	320–400
Діагональні	170–230
Відцентрові:	
ЦНШ	80–120
К	60–180
Д	60–220
Багатоступінчасті	70
Відцентрово-вихрові	50
Вихрові В	9–27

**Вибір насосів, що працюють на мережі.** Вибір проводять за зведеним графіком (рис. 22.18) подач і тисків для відповідного типу насосів. Зведені графіки наведено в каталогах насосів та іншій довідковій літературі щодо насосів.

На вільному графіку (див. рис. 22.18) у вигляді криволінійних чотирикутників нанесено робочі поля насосів.

Верхня межа поля – крива залежності  $H-Q$  для нормального діаметра робочого колеса в діапазоні економічного режиму роботи насоса; нижня межа – для колеса, максимально обточеного. Для визначення марки насоса на полі графіка наносять робочу точку, що має координати ( $Q_{\text{задан}}$  і  $H_{\text{пот}}$  – задана витрата та потрібний тиск, на рисунку 22.18 – точка «А»).

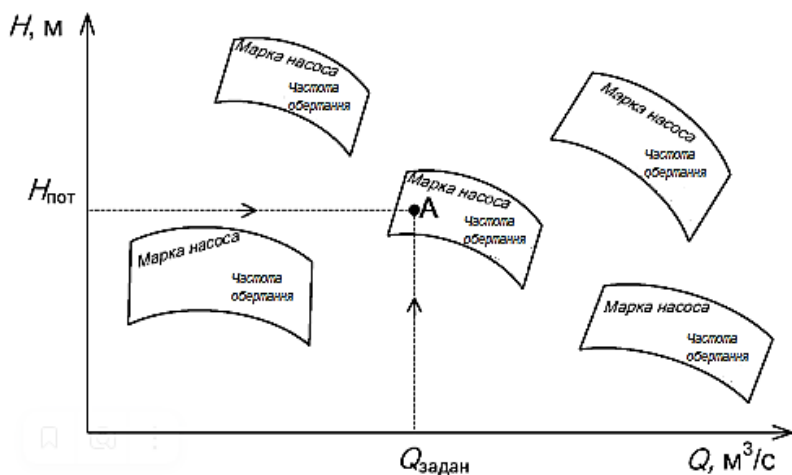


Рисунок 22.18 – Вибір насоса за зведеними графіками характеристиками

Поле, де лежить ця точка, указує марку насоса. Якщо робоча точка потрапила в простір між полями, приймають марку насоса, поле якого є найближчим, або звертаються до зведених графіків інших типів насосів. Потрібно також пам'ятати про можливість роботи насоса за різної частоти обертання робочого колеса. Оцінити значення частоти обертання для отримання необхідних параметрів  $Q_{\text{задан}}$  і  $H_{\text{пот}}$  можна за допомогою законів пропорційності.

На рисунку 22.19 подано приклад зведених графіків для насосів консольного типу «К».

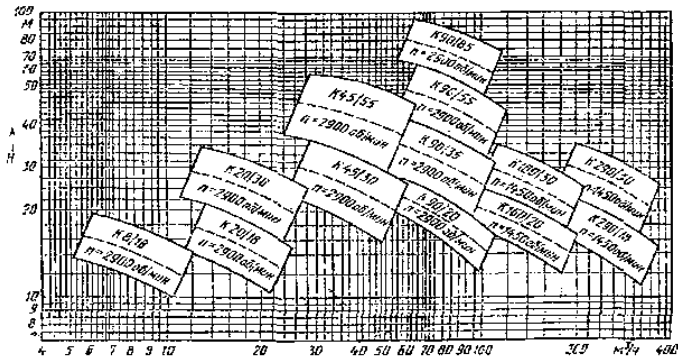


Рисунок 22.19 – Зведений графік полів Q-N-насосів консольного типу «К»

За зведеними графіками здійснюють лише попередній вибір насоса, остаточну перевірку правильності вибору проводять за характеристиками насосів. В окремих випадках за відсутності зведених графіків марку насоса можна підібрати безпосередньо за характеристиками насосів, перебираючи їх.

### 22.9 Поршневі насоси

Поршневі насоси (рис. 22.20) належать до класу об'ємних насосів. У насосі *об'ємного* типу рідина переміщується за допомогою витискання її з робочих камер твердими тілами (витиснювачі).

Ці тверді тіла є робочими органами насосів, що безпосередньо тиснуть на замкнутий об'єм рідини. Витиснювачі можуть бути у вигляді поршнів, шестерень, плунжерів, пластин, гвинтів. У поршковому або плунжерному насосах рідина витискається з нерухливих камер унаслідок зворотно-поступального руху витиснювачів, таких як плунжери, діафрагми, поршні.



За конструкцією витиснювача поршневі насоси розділяють на *поршневі* та *плунжерні*. Поршень є основним робочим органом поршневих насосів. Він оснащений ущільнювальними кільцями, пришліфованими до внутрішньої поверхні циліндра. Плунжер не має ущільнювальних кілець. Він відрізняється від поршня значно більшою довжиною щодо діаметра.

Приводні механізми поршневих насосів розділяють на кулачкові й кривошипні.

За числом обертів кривошипа або подвійних ходів поршня розрізняють нормальні (60–120 обертів за хв), тихохідні і швидкохідні (120–180 обертів за хв) поршневі насоси. У насосів прямої дії кількість подвійних ходів становить близько 50–120 обертів за хвилину.

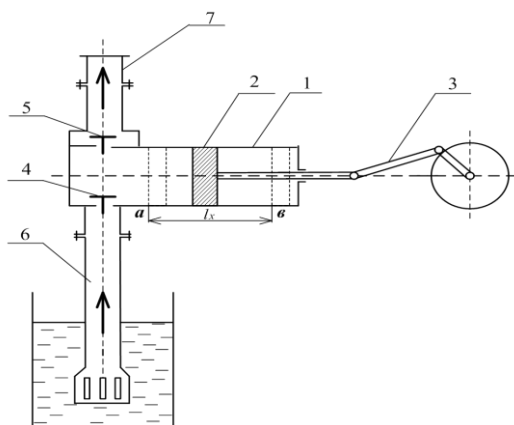


Рисунок 22.20 – Поршковий насос простої дії:

1 – циліндр; 2 – поршень; 3 – кривошипно-шатунний механізм; 4 – клапан усмоктувальний; 5 – клапан нагнітальний; 6 – лінія всмоктування; 7 – лінія нагнітання

Поділяють насоси за числом усмоктувань або нагнітань, здійснюваних за один обертовий цикл кривоши-

па або за подвійний хід поршня. Тому поршневі насоси поділяються на конструкції з простою (див. рис. 22.20) і подвійною дією.

Характеристику поршневого насоса наведено на рисунку 22.21. Ця залежність між напором  $H$  і витратою  $Q$  поршневого насоса має вигляд майже вертикальної прямої. Характеристика доводить, що витрата поршневого насоса є величиною постійною та не залежить від напору.

Унаслідок збільшення витоків рідини через нещільності в разі зростання тиску реальна характеристика не збігається з теоретичною. Це зображено на рисунку 22.21 пунктирною лінією. Зі збільшенням тиску дійсна продуктивність поршневого насоса трохи зменшується, що вказано у верхній частині характеристики.

*Нерівномірність подачі поршневого насоса.* Нерівномірність пов'язана з тим, що швидкість поршня, який приводить у рух кривошипно-шатунний механізм, не постійна.

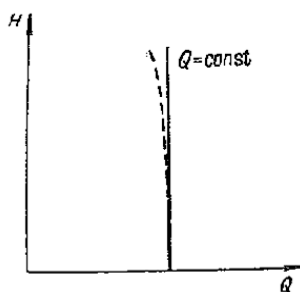


Рисунок 22.21 – Характеристика поршневого насоса

Ця швидкість змінюється (рис. 22.22) від нуля, якщо розглядати ліве і праве крайні положення, до максимального значення, яке досягається, коли поршень є в середньому положенні.

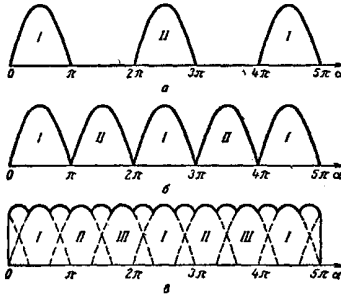


Рисунок 22.22 – Нерівномірність подачі поршневого насоса:  
*a* – насос простої дії; *б* – насос подвійної дії; *в* – насос  
 потрійної дії (триплекс-насос)

Як випливає з теорії кривошипно-шатунного механізму, швидкість поступального руху поршня змінюється пропорційно синусу кута повороту кривошипа. Рідина рухається за поршнем безвідривно. Отже, подача насоса простої дії буде змінюватися також відповідно до визначеного закону руху поршня. Тому подання рідини насосом нерівномірне за величиною й переривчасте в часі.

### 22.10 Струминні насоси

Основним джерелом енергії служить енергія рідини або газу, яка чинить тиск на наявний потік, у такий спосіб пропорційно збільшуючи силу тиску води, що перекачується.

Влаштований струминний насос просто (рис. 22.23) і не має жодних рухомих частин, тому термін служби в нього досить великий. Завдяки конструкції він дозволяє працювати з брудною водою і є найнадійнішим у цьому сегменті. Дія струминного насоса заснована на трьох процесах. Це перетворення в кінетичну потенційну енергію робочої рідини, обмін кількістю руху між робочою рідиною і подаваним середовищем, а також перехід кінетичної

енергії робочої рідини і рідини, що транспортується, у потенційну енергію.

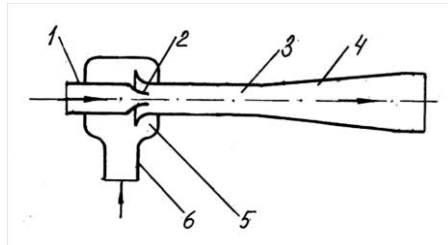


Рисунок 22.23 – Струминний насос:

1 – патрубок уведення ежектованої рідини або газу;  
2 – сопло; 3 – камера, що змішує потоки; 4 – дифузор

Конструкція струминного насоса має такі складові: підведення рідини, що ежектується; підведення ежектованої рідини / газу під високим тиском; камера змішування з дифузореом, у якій міститься сопло ежектованої рідини; нагнітач.

У струминних насосах робоча рідина (зазвичай вода або водяна пара) з великою швидкістю із сопла 2 надходить у камеру змішування 3. Водночас у камері змішування створюється розрідження, достатнє для підйому рідини, що перекачується, з резервуара в насос. Усмоктувана рідина швидко змішується з робочою й суміш надходить у дифузор. У дифузорі 4 швидкість потоку зменшується й, відповідно до рівняння Бернуллі, кінетична енергія руху переходить у потенційну енергію тиску, унаслідок чого суміш надходить у нагнітальний трубопровід під тиском.

Переваги струминних насосів:

- простота пристрою;
- надійність і довговічність в експлуатації;
- можуть бути виготовлені з хімічно стійких матеріалів.

Недоліки струминних насосів:

- ККД не перевищує 30 %;
- високий шум під час використання пари як робочої рідини.

Струминні насоси використовують у пожежо- та вибухонебезпечних виробництвах, де наявність третюх частин, що рухаються, неприпустима, лише в тому разі, коли допускається змішування рідини, що перекачується, з робочою рідиною.

Струминні насоси для видобування нафти використовують для всмоктування, нагнітання рідини, для нагрівання або охолодження, де використовується змішування з іншими рідинами, парами або газами. Вони належать до типу динамічних насосів тертя. У цих конструкціях немає обертових частин, а потік рідини переміщується за допомогою тертя, яке з'являється між потоком, що перекачується, і робочими потоками рідин. Робочу рідину підводять до пристрою зовні, і вона зобов'язана мати досить енергії для того, щоб забезпечити транспортування нафти з необхідною витратою і тиском.

Струминний агрегат поєднують із насосним і компресорним трубопроводами та разом із генератором і спеціальним фільтром і паркером запускають на задану глибину свердловини.

## **22.11 Гвинтові насоси**

Гвинтові насоси (рис. 22.24), що використовують у нафтовій промисловості, поділяють на два види:

- електрогвинтові насоси (ЕВН);
- гвинтові насоси однопотокові (ГНО).

Такі насоси використовуються під час роботи з рідинами, що мають високу густину і в'язкість, а також для транспортування забруднених рідин (прикладом є сира нафта), тому що в конструкціях такого типу перекачування

середовища здійснюється без контакту між гвинтами. У промисловості їх використовують також у виробництвах важкого палива.

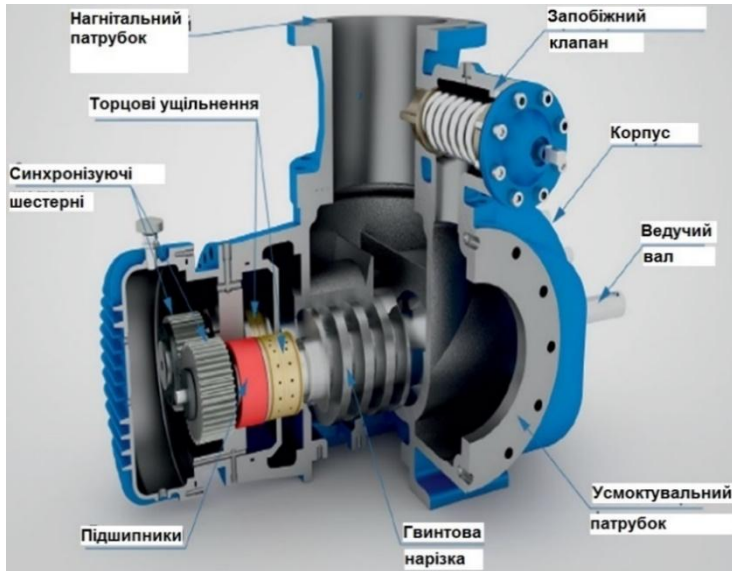


Рисунок 22.24 – Гвинтовий насос

Відмінною рисою гвинтових насосів є наявність черв'ячного гвинта, який обертається в гумовій обоймі. Після заповнення порожнин рідина піднімається вздовж осі гвинта. Наступною відмінною рисою таких установок є вдвічі знижена швидкість обертів двигуна (порівняно з відцентровими насосами).

За кількістю гвинтів ці насоси поділяють на одnogвинтові і двогвинтові моделі. Двогвинтові насоси використовують під час роботи із грузлими рідинами (мазут, гудрон тощо), а також із рідинами, вміст газу в які доходять до 90 %. Ці насоси відмінно функціонують за значних перепадів температур, де максимальна температура речовини, з якою вони можуть працювати, дорівнює 450 °С. Водночас

температура навколишнього середовища може досягати мінус 60 °С.

Використання гвинтових пристроїв у промисловості має такі переваги:

- невеликі розміри наземної частини установки;
- більш низька ціна порівняно з іншими насосами;
- низький коефіцієнт утворення емульсій;
- висока стійкість до абразивного зношування;
- прокачування значної кількості піску.

ЕГН – насоси нафтові заглибні електрогвинтові (із приводом від заглибних електродвигунів). Вони входять до складу установки, що складається зі станції керування і трансформатора, які розташовуються на поверхні. Свердловинний видобувний заглибний апарат оснащений асинхронним двигуном, що заповнений мастилом. Може добувати пластову рідину, що має підвищену в'язкість.

ГНО гвинтові насоси однопотоківі входять до складу установки. Ця установка складається зі станції керування й електричного приводу. У нафтовій промисловості її використовують для труб із внутрішнім діаметром не меншим ніж 122 мм.

## **22.12 Магістральні насоси для перекачування нафти**

Після видобутку нафти зі свердловини її перекачують по трубопроводах за допомогою таких видів устаткування: магістрального, мультифазного.

Магістральні насоси (рис. 22.25) використовуються для переміщення нафти та нафтових продуктів магістральними, технічними й допоміжними трубопроводами. Вони створюють високий напір у рідині, що транспортується.

Подача, яку можуть забезпечувати багатоступінчасті насоси, досягає 700 м<sup>3</sup> на годину. Одноступеневі насоси можуть надати подачу до 10 000 м<sup>3</sup> на годину. Є застере-

ження, що температура рідини під час роботи з магістральними насосами не повинна бути вище ніж 80 °С. Деякі конструкції магістральних насосів можуть працювати з високими температурами до 200 °С.



Рисунок 22.25 – Дільниця магістральних насосів

Приклад маркування магістрального насоса – НМ 1250-260. Розшифровка маркування: НМ – насос магістральний, 1250 – подача насоса в кубометрах за годину; 260 – тиск на нагнітанні насоса в метрах.

Мультифазний насос використовується для транспортування нафти і нафтових продуктів тільки магістральним трубопроводом. Основними частинами такого насоса є дві деталі: ротор і корпус. Ці насоси застосовуються для того, щоб: знизити навантаження на устя прорізу; зменшити кількість технічних апаратів; раціонально скористатися газами, які виділяються під час видобування нафти; ефективно експлуатувати віддалені родовища.



## РОЗДІЛ 23

### ОБЛАДНАННЯ ГАЗОПЕРЕРОБНОГО ЗАВОДУ ДЛЯ СТИСКАННЯ ТА ТРАНСПОРТУВАННЯ ГАЗУ

#### 23.1 Класифікація компресорних машин

Для переміщення та стиснення газів і їхніх сумішей використовується обладнання різних конструкцій: вентилятори, газодувки та компресори. Це обладнання класифікують за аналогією з насосним обладнанням, за принципом дії (поршневі, ротаційні, струменеві тощо), а також за принципом стиснення, тобто залежно від відношення

$$\varepsilon = P_2 / P_1,$$

де  $P_2$  – тиск на виході з машини;  $P_1$  – тиск на вході в машину.

За умови  $\varepsilon = 3-1000$  – це компресори (за ступеня стиснення більше ніж 4 – турбокомпресори); за умови  $\varepsilon = 1,06-4,0$  – це газодувки; за умови  $\varepsilon = 1-1,1$  – вентилятори. Для створення розрідження використовують вакуум-насоси.

На рисунку 23.1 наведено класифікацію обладнання для стиснення та переміщення газу у графічному вигляді.

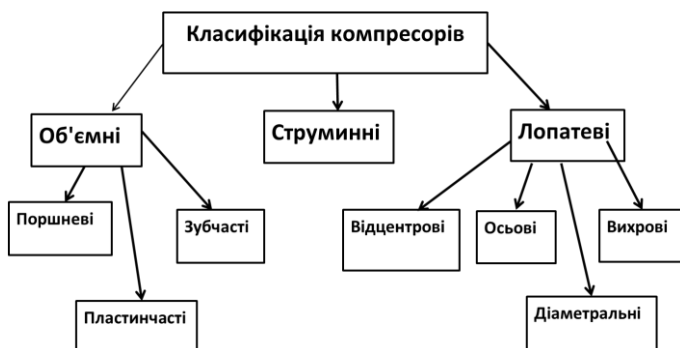


Рисунок 23.1 – Класифікація обладнання для стиснення та переміщення газу

**Класифікація компресорних машин.** Машини для стискання й переміщення газів – компресори – за принципом дії діляться: на поршневі, відцентрові (або турбокомпресори), ротаційні струминні.

Компресори спрощено складаються:

1. Електродвигуна або привода.
2. Нагнітальної установки.
3. Теплообмінників для охолодження газу, що гріється внаслідок стиснення.

4. Ємностей для стисненого газу.

5. Сполучних шлангів і труб.

Вентилятори для відсмоктування газів називаються ексгаустерами, компресори для розрядження газів – вакуум-насосами.

Продуктивність компресорів досягає десятків тисяч  $\text{nm}^3$  газу на годину, тиск – до 2000 атм. Компресори переважно приводять у рух електродвигуни змінного струму.

Машини об'ємної дії працюють за принципом механічного витиснення газу (рідини) твердим тілом. Водночас робочий орган, що створює тиск нагнітача, робить зворотно-поступальний або обертальний рух.

Дія струминних апаратів заснована на змішуванні двох струменів – робочого (активного) з підсмоктувальним струменем.

У відцентрових, діаметральних і осьових лопатевих машинах тиск середовища створюється внаслідок виникнення відцентрових сил за умови закручування рідини лопатками обертового колеса.

У вихрових машинах переміщення рідини відбувається під тисками, що виникають у вихорах, які утворюються на крайці лопаток і захоплюються колесом.

## 23.2 Поршневий компресор

У найпростішому вигляді компресор складається (рис. 23.2) з циліндра, усередині якого робить зворотно-поступальний рух поршень. За умови ходу поршня праворуч газ заповнює циліндр компресора, а за зворотного ходу поршня (ліворуч) газ на частині шляху стискується до необхідного тиску й виштовхується через нагнітальний клапан у напірний колектор. Такий компресор зветься компресором одинарної, або простої дії.

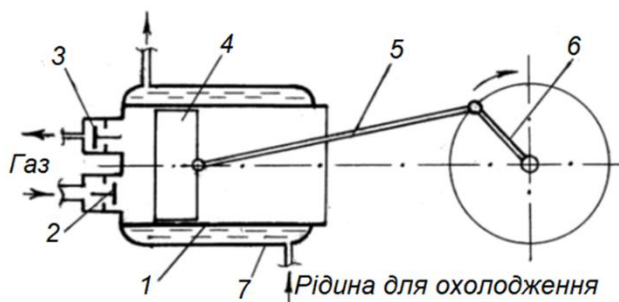


Рисунок 23.2 – Поршневий компресор:

1 – циліндр; 2 – клапан усмоктування; 3 – клапан нагнітання; 4 – поршень; 5 – кривошипно-шатунний механізм; 6 – маховик; 7 – теплообмінник

Подача (продуктивність) компресора простої дії визначається такими параметрами:

$$Q = \lambda \cdot S_n \cdot l \cdot n \cdot z,$$

де  $\lambda$  – коефіцієнт подачі;  $S_n$  – площа перетину поршня;  $l$  – хід поршня;  $n$  – частота обертання вала кривошипа або число ходів поршня;  $z$  – число циліндрів.

Індикаторна діаграма поршневого компресора – це графічна залежність тиску порожнини циліндра від поло-

ження поршня. Індикаторна діаграма поршневого компресора подана на рисунку 23.3. Лінія  $ab$  на індикаторній діаграмі демонструє зміну тиску під час усмоктування повітря, лінія  $cd$  – зміну тиску в камері компресора під час нагнітання, лінія  $bc$  зображує процес стиснення газу, лінія  $da$  зображує процес розширення газу, що залишився в мертвому об'ємі.

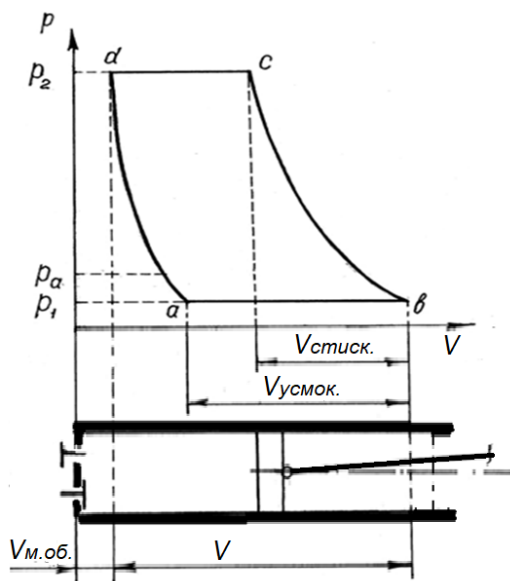


Рисунок 23.3 – Індикаторна діаграма поршневого компресора:

$bc$  – стиснення газу;  $cd$  – витиснення газу з циліндра;  $da$  – розширення газу зі шкідливого простору (рух поршня до створення тиску всмоктування);  $ab$  – усмоктування газу в компресор.  $V_{стиск.}$  – об'єм, що стискується;  $V_{усмок.}$  – об'єм, що усмоктується;  $V_{м. об.}$  – мертвий об'єм

Мертвий об'єм компресора – це простір у робочій камері, з якого поршнем не може бути витіснений газ. Мер-

твий об'єм складається з об'ємів каналів, зазорів між поршнем і кришкою, клапанами і корпусом. Стрибокподібні зміни тиску на початку процесів усмоктування та нагнітання пов'язані з динамічними процесами, що відбуваються під час відкриття клапанів.

Коефіцієнт подачі  $\lambda$  – це відношення об'єму газу, що подається в напірний трубопровід (причому наведеного до умов усмоктування), до об'єму простору, що створюється між поршнем і циліндром.

У цей коефіцієнт входить об'ємний коефіцієнт компресора  $\lambda_0$ , а також коефіцієнти, що враховують нагрівання газу, що надходить, від стінок циліндра й витоку газу через нещільності в клапанах.

$$\lambda = (0,8 \dots 0,95) \lambda_0.$$

Відношення усмоктуваного об'єму  $V_{усмок.}$  (відповідно до індикаторної діаграми) до робочого об'єму циліндра  $V$  називають об'ємним коефіцієнтом компресора  $\lambda_0$

$$\lambda_0 = V_{усмок.} / V.$$

$$\lambda_0 = 1 - c \cdot \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{m}} - 1 \right],$$

де  $c$  – частина мертвого простору;  $c = V_{м.об.} / V$  ( $c = 0,03-0,08$ ).

У такий спосіб  $\lambda_0$  залежить від ступеня стискання і за деякого значення  $p_2/p_1$  значно зменшується, тому необхідно застосовувати багатоступінчасте стискання (рис. 23.4). У такому компресорі газ стискається за політропної залежності в кількох циліндрах, що з'єднано послідовно, з охолодженням газу між циліндрами після стиснення в кожному циліндрі.

Багатоступінчасте стискання застосовують для одержання тиску вище ніж 6–8 атм.

Сутність його полягає в тому, що процес стискання газу розбивається на кілька послідовних щаблів (ступенів). На кожному з цих щаблів здійснюється додаткове стискання газу, попередньо стислого в попередньому ступені, а перед вступом на наступний щабель газ охолоджується в холодильнику. Ступінь стискання газу в кожному щаблі (ступені) компресора не повинна перевищувати 3–4.

На рисунку 23.4 подано принципову схему багатоступінчастого компресора. Приклад наведено для конструкції, що складається із трьох ступенів.

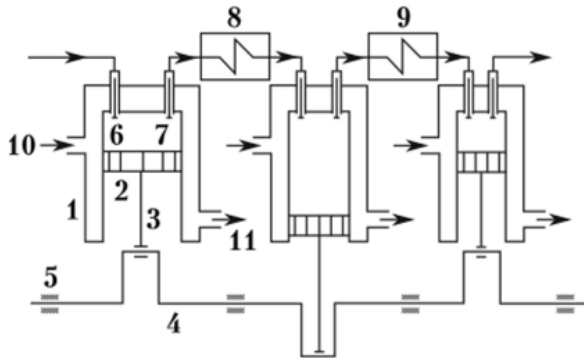


Рисунок 23.4 – Схема тріступінчастого поршневого компресора:

- 1 – циліндр; 2 – поршень; 3 – шатун; 4 – колінчастий вал;
- 5 – підшипник; 6 – усмоктувальний клапан;
- 7 – нагнітальний клапан; 8, 9 – проміжні охолоджувачі;
- 10 і 11 – вхід і вихід охолоджувальної води

Принцип роботи такого компресора можна пояснити таким. Усмоктування газу відбувається через клапан 6 першого ступеня. Стиснений газ проходить через охолоджувач 8 і подається на другий ступінь компресора. Усмо-

ктування газу на другому ступені дорівнює тиску стискання на першому ступені. На третьому ступені всмоктування газу проводиться через проміжний охолоджувач 9. Водночас тиск дорівнює тиску стискання на другому ступені. Нагнітання газу в резервуар здійснюється через нагнітальний клапан третього ступеня.

Діаграму процесів стискання в триступеневому компресорі в  $p$ - $v$  координатах подано на рисунку 23.5.

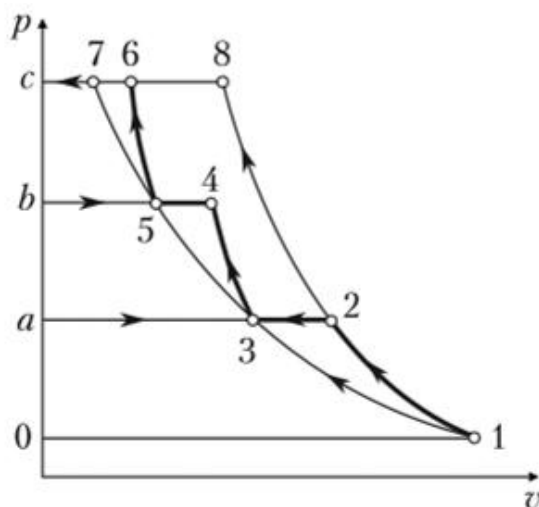


Рисунок 23.5 – Діаграма триступінчастого поршневого компресора:

1–6 – процес триступінчастого стискання; 1, 2, 8 – процес одноступінчастого стискання; площа між лініями 2, 8 і 2, 3, 4, 6 виражає вигрaш у роботі, що досягається за триступінчастого стискання газу порівняно з одноступінчастим

На цій діаграмі зображено: лінія 0-1 – це всмоктування газу (цей процес не термодинамічний, тому що термодинамічні параметри не змінюються, а є тільки переми-

щення газу); лінія  $1-2$  – це відображення політропного процесу стиснення в першому ступені; лінія  $2-a$  – це процес подання та стискання газу до проміжного охолоджувача 8; лінія  $a-3$  – це процес усмоктування у другий ступень компресора; лінія  $3-4$  – це політропний процес стискання газу у другому ступені; лінія  $4-b$  – це процес подавання та стиснення газу до проміжного охолоджувача 9; лінія  $b-5$  – це процес усмоктування у третій ступень компресора; лінія  $5-6$  – це політропний процес стискання газу у третьому ступені; лінія  $6-c$  – це процес стиснення та нагнітання газу в резервуар.

Ступінчасте стиснення з проміжним охолодженням потрібне, тому що наближає робочий процес у компресорі до ізотермічного стиснення, що є найбільш економічним. Чим більше число ступенів стискання в компресорі, тим більше наближення процесу стискання до ізотермічного. За рівності температур газового середовища на вході в кожний ступінь і рівності відношення тисків витрати роботи на стискання у всіх ступенях наблизяться до однакових значень.

### **23.3 Відцентровий компресор**

Конструкцію багатоступінчастого відцентрового компресора з виносними проміжними холодильниками подано на рисунку 23.6.

В осьовому компресорі потік робочого тіла, газу чи повітря рухається умовно вздовж осі обертання ротора компресора. Осьовий компресор складається: з рухливих лопаткових грат ротора, що складаються з лопаток, закріплених на валу, що називаються робочими колесами (РК), і нерухливих лопаткових грат статора, що називаються напрямними апаратами (НА).



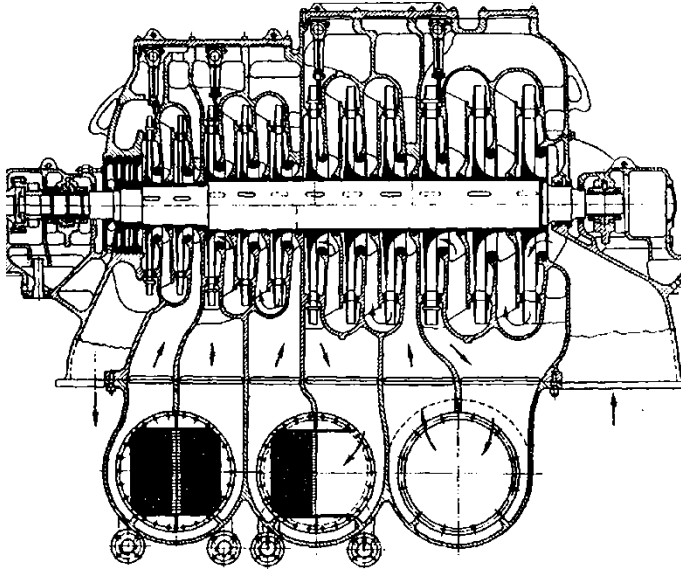


Рисунок 23.6 – Багатоступінчастий відцентровий компресор із виносними проміжними холодильниками

Сукупність, що складається з одного робочого колеса й одного напрямного апарата (рис. 23.7), називається ступенем компресора.

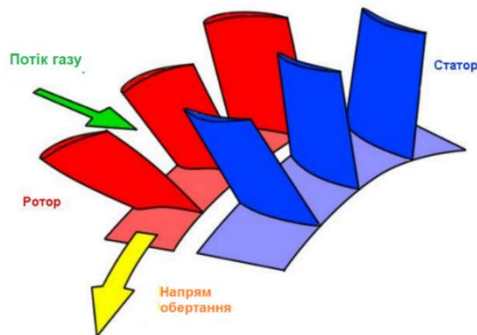


Рисунок 23.7 – Ступінь осевого компресора (ротор і статор)

На рисунку 23.8 подано загальний вигляд багатоступінчастого осьового компресора та основні його складові.

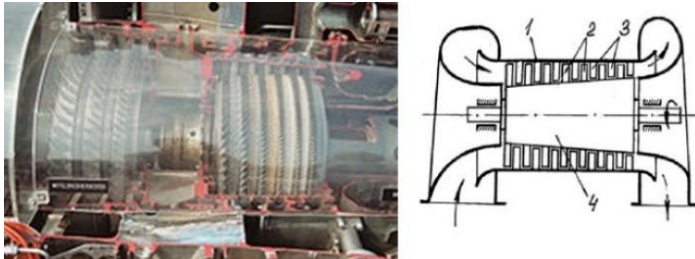


Рисунок 23.8 – Багатоступінчастий осьовий компресор.

Загальний вигляд та основні його складові:

- 1 – корпус;
- 2 – лопаті ротора;
- 3 – лопаті статора (корпусу);
- 4 – ротор

В осьових компресорів майже відсутні пульсації потоків, але для досягнення великих тисків потрібно використовувати багатоступінчасті конструкції.

### 23.4 Гвинтові, пластинчасті та мембранні компресори

**Гвинтовий компресор** (рис. 23.9) забезпечує надлишковий тиск до 13 атм. і продуктивність до 30 000 л/хв. Робочий елемент гвинтового компресора складається із гвинтової пари, що містить два синхронізовані ротори, що обертаються в протилежних напрямках. Стискання газу (повітря) відбувається за один оберт. Відсутність зворотно-поступальних рухів і малий коефіцієнт тертя роблять роботу гвинтової пари плавною. Завдяки цьому не допускається сильне перегрівання і різко знижується вібрація компресора.

**Мембранні компресори**, призначені для стиснення газу зворотно-поступальним рухом мембрани, що складається із блоку з розташованої в ньому гнучкої (металевої) мембранної пластини.

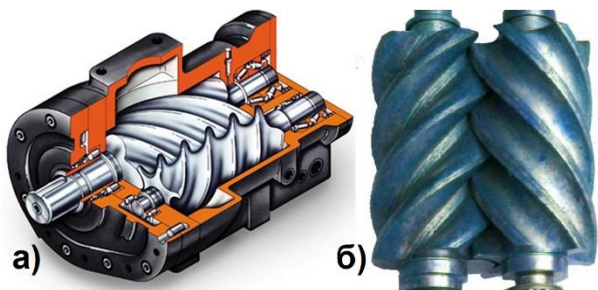


Рисунок 23.9 – Гвинтовий компресор:  
а) загальний вигляд; б) гвинтова пара

Мембранні (діафрагмові) компресори (рис. 23.10) призначені для стискування сухих газів і застосовуються там, де є необхідність в особливо чистих, а також отрутих, корозійно агресивних небезпечних газах, що легко запалюються, тощо.

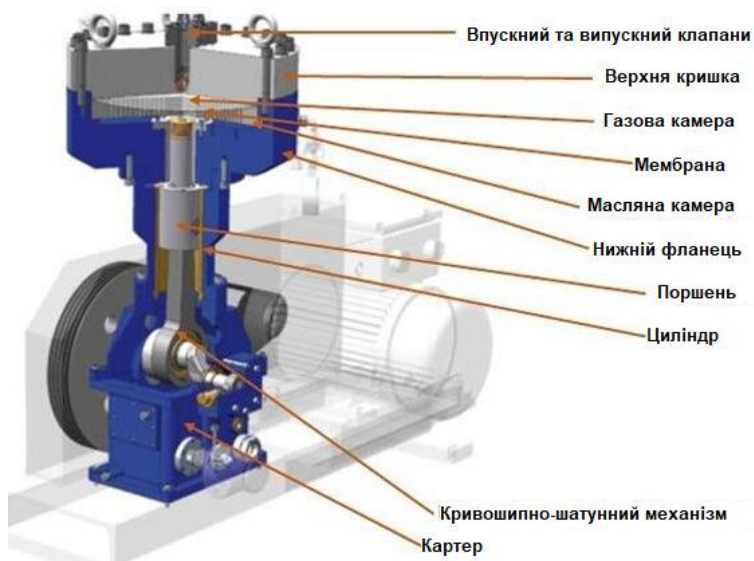


Рисунок 23.10 – Мембранний компресор

Конструкція компресора забезпечує ізоляцію газу від навколишнього середовища й охороняє його від забруднення частками зношування тертьових частин, мастила або води. З цієї причини мембранний компресор використовують у разі, коли необхідний високий ступінь чистоти газу.

У компресорах такого типу газ стискається за умови зменшення об'єму робочої камери через поступальне переміщення поршня – гнучкої металевої мембрани, яку приводить у рух стовп рідини. Рідину, зі свого боку, приводить у рух поршень гідроприводу. Продуктивність – 260 л/хв. Максимальний надлишковий тиск – 5 атм.

Пластинчастим називають об'ємний роторний компресор (рис. 23.11), у якому стискання газу відбувається в робочій камері, утвореній циліндричним корпусом, ротором (установленим з ексцентриситетом) з рухомими або гнучкими пластинами.

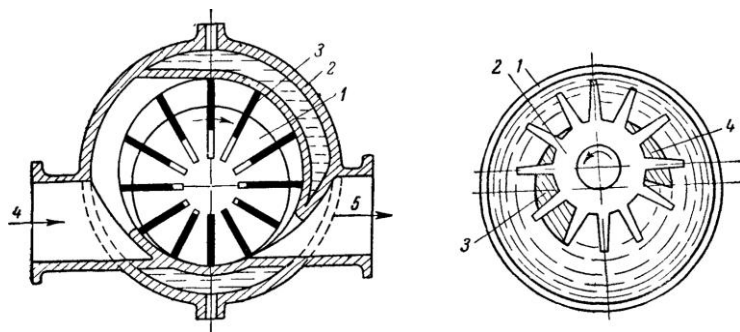


Рисунок 23.11 – Пластинчастий компресор

Пластинчасті машини можуть використовуватися як компресори і як вакуум-насоси (рис. 23.12). Пластинчасті компресори застосовують для забезпечення малих і середніх подач за тиску, що не перевищує 1,5 МПа. Пластинчасті машини використовують для стискання холодоагенту

в холодильних установках, відкачування парів і газів, зокрема і за тиску, нижче, ніж атмосферний (пластинчасті насоси, здатні забезпечувати 95 % вакуум).

Переваги пластинчастих компресорів:

- низькі пульсації тиску;
- відсутність клапанів;
- хороші масогабаритні показники;
- малі газодинамічні втрати на всмоктуванні.

Недоліки пластинчастих компресорів:

- складність забезпечення герметичності робочої камери за більшого тиску;
- зношення деталей, що труться;
- нагрівання через тертя;
- потрібна висока точність виготовлення та складання деталей.

На основі розташування корпусу та ротора з ексцентриситетом створено водокільцевий вакуум-насос (див. рис. 23.12), де ротор має пластини. Основним призначенням водокільцевого вакуум-насоса є відкачування газу з апаратів зі створенням у них вакууму (до 0,95 атмосферного тиску). Зазвичай такі машини маркуються буквами ВВН.

За принципом впливу на газ, а також за формою, що утворюється замкненими гніздами змінного об'єму, робота водокільцевого вакуум-насоса схожа на роботу машини із пластинчастими елементами. Водночас вони простіше за конструкцією, тому що в них немає пластин, рух яких супроводжує сила тертя.

У циліндричному корпусі 1 вакуум-насоса встановлений ротор 2 з деяким ексцентриситетом – зсувом осей. Перед пуском порожнину насоса частково заповнюють водою. Під час обертання ротора його лопатки змушують обертатися воду так, що в корпусі формується рідинне кільце. Між ротором, водяним кільцем і суміжними лопатками утворюються замкнені гнізда змінного об'єму. Через

вхідний патрубок 4 по каналу 7 у бічній кришці в порожнину насоса підсмоктується газ. Порожнина всмоктування відповідає зростальному об'єму гнізд. У разі зменшення об'єму гнізд газ витісняється через порожнину 8 у вихідний канал у патрубок 3. Природний збиток води разом із газом, що йде, поповнюється з ємності, яка з'єднана з порожниною насоса й містить певний рівень води.

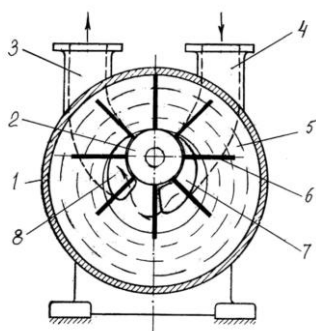


Рисунок 23.12 – Водокільцевий вакуум-насос:

- 1 – корпус; 2 – ротор; 3 – вихідний патрубок;  
 4 – вхідний патрубок; 5 – порожнина, що заповнена водою;  
 6 – лопаті; 7 – канал вхідний; 8 – канал вихідний

Залежність між напором  $H$  і продуктивністю  $V$  за постійного числа обертів відцентрового компресора, виражена графічно, називається характеристикою відцентрового компресора. Вона встановлюється виміром відповідних значень  $H$  і  $V$  під час поступового відкриття засувки на нагнітальному трубопроводі. Одночасно фіксуються також споживана потужність  $N$  і ККД компресора. Залежність  $H$  від  $V$  у разі зміни числа обертів не є однозначною, тому що тиск залежить не тільки від подачі, але й від опору системи, що живиться компресором.

**Газоперекачувальні агрегати.** Газоперекачувальні агрегати (ГПА) призначені для використання:

- на лінійних компресорних станціях магістральних газопроводів;
- компресорних станціях для додаткового стискування газу;
- станціях підземних сховищ газу;
- для зворотного накачування газу в шар під час розроблення газоконденсатних родовищ.

**Газотурбінні установки.** Усе більшого поширення в сучасному транспорті набувають газотурбінні двигуни. Газотурбінна установка складається з повітряного компресора, камер згоряння й газової турбіни. Компресор складається з ротора, укріпленого на одній осі з турбіною, і нерушливого напрямного апарата.

## РОЗДІЛ 24

### ЗАГАЛЬНОЗАВОДСЬКЕ ГОСПОДАРСТВО ГАЗО- І НАФТОПЕРЕРОБНИХ ЗАВОДІВ

Загалом загальнозаводське господарство НПЗ являє собою складний комплекс, що містить: резервуарні парки для зберігання сировини і готової продукції; парки скраплених вуглеводневих газів; проміжні парки; очисні споруди промислових зливових і господарсько-побутових стоків; азотно-кисневі станції; повітряні компресорні станції; зливо-наливні залізничні естакади; установки уловлювання парів; реагентне господарство; автоматизовані станції змішування бензинів; паливне господарство; смолоскипове господарство; трансформаторні підстанції; водневе господарство; лабораторії; мережі (технологічні теплотехнічні та ін.); пункти керування; установки підготування води; об'єкти пожежогасіння; об'єкти водопостачання; об'єкти водовідведення; об'єкти електропостачання.

#### **24.1 Приймання, зберігання й відвантаження товарних нафтопродуктів**

Сировиною нафтопереробного заводу (НПЗ) зазвичай є нафта та нафтовий конденсат. В окремих випадках як сировина використовується газовий конденсат, що може перероблятися як окремо, так і в суміші з нафтою. Нафта надходить на сучасний НПЗ (рис. 24.1): нафтопроводами і залізницею.

Нафту на нафтопереробних заводах і нафтобазах, що розташовані біля цих заводів, зберігають у металевих резервуарах.

Зріджені вуглеводневі гази раніше зберігали, зазвичай, у кульових резервуарах, зараз, переважно, зберігають у циліндричних вертикальних або горизонтальних резервуарах (рис. 24.2).





Рисунок 24.1 – Загальний вигляд сучасного нафтогазопереробного заводу

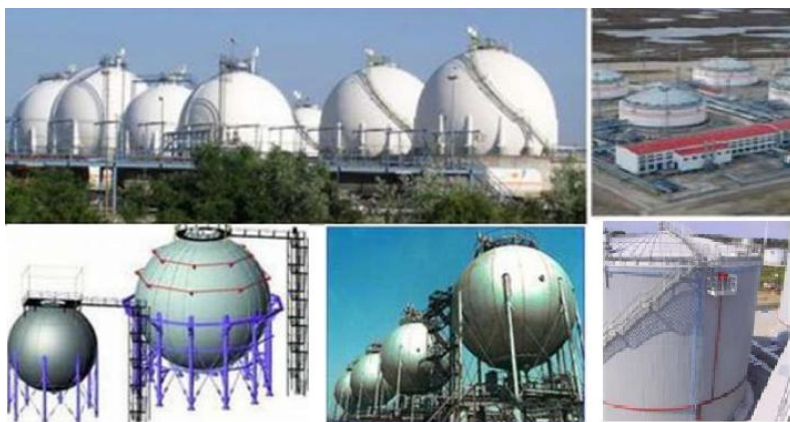


Рисунок 24.2 – Кульові та циліндричні резервуари для зберігання нафти, газів і нафтопродуктів

Резервуар і резервуарне обладнання обираються залежно від продуктивності, що подається або відкачується нафтопроводом, тиску пари, температури застигання нафти і кліматичних умов.

Для запобігання відкладень парафіну й механічних домішок резервуари оснащуються розмивальними голівка-

ми, які встановлюються на трубопровідному кільці перед входом нафти в резервуар.

Під час вибору резервуара для зберігання нафти й товарних нафтопродуктів доцільно дотримуватися таких рекомендацій, указаних у таблиці 24.1.

Таблиця 24.1 – Вимоги до резервуарного парку НПЗ

<b>Нафтопродукт</b>	<b>Тип резервуара</b>
Нафта (у сировинних парках)	Резервуар із плавальним дахом або понтоном
Бензин (у товарних парках)	Резервуар із понтоном або плавальним дахом
Гас, дизельне паливо	Резервуар із щитовою покрівлею під тиском 2 кПа
Мазут, гудрон, масло	Резервуар вертикальний, сталевий (РВС) із щитовою покрівлею під тиском 200 Па
Мазут	Залізобетонний циліндричний резервуар або резервуар іншої форми
Легкі фракції бензину, зріджені гази або індивідуальні легкі вуглеводні	Горизонтальні циліндричні ємності або кульові

Безпосередньо перед поданням нафти на нафтопереробний завод для організації обліку та контролю якості подання нафти встановлюють приймальний пункт. Інколи цей пункт використовують як і пункт відвантаження готової продукції. До складу пункту входять: майданчик приймання кулі – спеціального пристрою, який іноді проштовхується нафтопроводом із метою очищення труби від парафінових відкладень і бруду. Також тут встановлюють фільтри для уловлювання твердих зважених часток і лічильники кількості нафти. Приймання нафти, що надходить

на НПЗ залізницею, потребує використання більш складних споруджень, що називаються естакадами.

На рисунку 24.3 подано естакаду приймання нафти на нафтопереробному заводі із залізничних цистерн з односторонньою естакадою. Для НПЗ, що переробляють велику кількість нафти, що надходить залізницею, використовують двосторонні естакади (рис. 24.4).



Рисунок 24.3 – Естакада приймання нафти, що надходить залізницею

Операції завантаження або зливання нафти на естакадах проводять як одночасно з кількома цистернами, так і з однієї цистерною, застосовуючи закритий і відкритий способи зливання та наливання цистерн.

У разі відвантаження нафтової продукції з НПЗ споживачеві в цистерни з резервуарів нафтопродукти відкачують насосами на залізничну естакаду. Насоси вибирають залежно від часу, необхідного для наливання продукту в залізничні цистерни. Відповідно до нормативів цей час не повинен перевищувати 1,2–1,5 години для наливання в цистерни потяга.

Швидкість руху рідини в наливному патрубку, що опущений у цистерну, не повинна бути більше ніж 7 м/с, у

разі перевищення цієї величини є вірогідність виникнення статичної електрики, що утворює електричний розряд і може стати причиною пожежі.

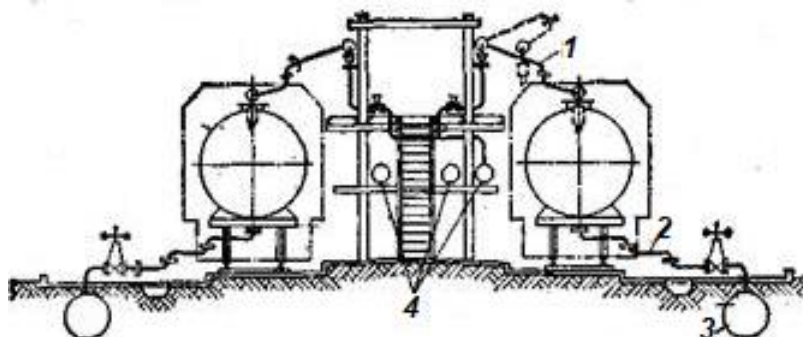


Рисунок 24.4 – Залізнична двостороння естакада для приймання нафти та наливання нафтопродуктів:  
1 – стояк наливний; 2 – обладнання для нижнього зливання нафти; 3 – зливний колектор нафти; 4 – колектори важких нафтових продуктів

Зазвичай для різних із фізичних властивостей продуктів (бензин, етилований бензин, дизельне паливо, гас, мазути, бензол тощо) передбачено встановлення самостійних насосів. Для наливання зріджених газів із ГПЗ застосовують відцентрові або спеціальні герметичні насоси.

Наливання продуктів у залізничні цистерни здійснюють на залізничних естакадах. Вони можуть бути як однобічними, так і двосторонніми, відкритими, закритими або розташованими під навісом.

Залізничні естакади підрозділяють залежно від властивостей продуктів: на естакади наливання світлих нафтопродуктів, темних нафтопродуктів, зріджених газів, масил тощо. Послідовність операцій наливання така: наливальники відкривають люки цистерн, опускають наливний гнучкий шланг або телескопічний пристрій у горловину

цистерн, потім відкривають засувки на трубопроводах наливання, повідомляють операторові щодо можливості і необхідності ввімкнення наливних насосів. У разі досягнення встановленого рівня продукту в цистерні наливання автоматично зупиняється за допомогою приладів, що обмежують наливання.

Наливання зріджених газів або індивідуальних легких вуглеводних продуктів здійснюється у спеціальні герметичні цистерни. Такі зріджені гази – це продукти, що мають температуру кипіння за умови перекачування. Тому особливе значення під час їхнього транспортування має дотримання герметичності обладнання. Також на заводах зріджений газ може бути відкачаний на вузол наливання в автоцистерни, обладнаний наливними колонками і майданчиком під газовози.

Для забезпечення роботи насосів у безкавітаційному режимі резервуари зі зрідженим газом розміщують над насосами на опорах (висотою близько 6 м). Це забезпечує необхідний підвищений тиск на прийомі насоса. Наливання кожного продукту проводиться по різних трубопроводах, що з'єднані між собою патрубками із засувками і гнучкими шлангами та під'єднані до цистерни. У процесі наливання цистерна з'єднується додатковою лінією з паровим простором резервуара. У такий спосіб встановлюються рівні тиски як у цистерні, так і в резервуарі. Це сприяє запобіганню втратам продукту.

Також естакади обладнують колекторами інертного газу, парів і лінією відведення газу на смолоскип.

Товарні бази являють собою комплекс споруджень, до складу яких входять: товарні парки, насосні з операторними, залізничні естакади для наливання нафтопродуктів і зв'язку між цими об'єктами.

Зазвичай для зберігання товарної продукції використовують більше ніж три резервуари. Перший резервуар

служує для надходження продукту. З другого резервуара відбираються аналізи продуктів. Із третього резервуара нафтопродукт подається на відвантаження.

Час зберігання продуктів у резервуарах беруть згідно з нормами технологічного регламенту, що визначають під час проєктування.

Зазвичай резервуари, за вимогами техніки безпеки, повинні бути розташовані на більш низькому місці щодо іншої частини нафтопереробного заводу та відділені від НПЗ протипожежним розривом. Резервуари зберігання зріджених газів розташовуються на відстані більш ніж 500 м від виробничого майданчика.

Нафтові продукти одержують унаслідок поділу нафти на окремих технологічних установках. Деякі продукти отримують за допомогою змішування окремих вуглеводневих компонентів.

На промислових установках також одержують такі продукти, як бензол, толуол, пропан, бутан тощо. Методом змішування компонентів одержують бензини, мазути, деякі види мастил тощо.

## **24.2 Компаундування товарних нафтопродуктів**

Компаундуванням (рис. 24.5) називається процес змішування двох або декількох видів палив, мастил або інших змішаних рідин для одержання спеціальних продуктів заданих якостей.

Фактично компаундування – це змішування декількох однотипних потоків, напівфабрикатів із метою одержання нафтопродукту заданої якості.

Суть процесу компаундування полягає у виборі рецептури (співвідношення компонентів) і апаратури змішування, які забезпечували б заданий вихід і якість продукту.

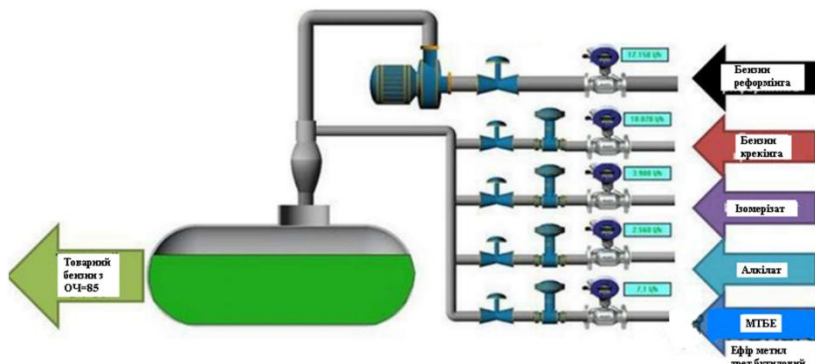


Рисунок 24.5 – Перелік потоків, з яких готується товарний бензин на автоматичній станції змішування бензинів (АСЗБ)

Крім того, система компаундування повинна бути гнучкою щодо можливих перепадів витрати будь-якого із змішуваних компонентів і навіть щодо його раптової відсутності.

### 24.3 Електроустаткування нафтопереробних заводів і газопереробних заводів, класифікація й маркування

З огляду на те, що виробництво нафтопродуктів і перероблення природного газу є пожежо- та вибухонебезпечними виробництвами, то вибухозахищене електроустаткування для цих виробництв виготовляється відповідно до правил виготовлення вибухозахищеного й рудничного електроустаткування (ПВВРЕ). Раніше електроустаткування розробляли й виготовляли відповідно до правил виготовлення вибухозахищеного електроустаткування (ПВВЕ). Устаткування має відповідне маркування з вибухозахисту.

Згідно з ПВВЕ вибухозахищене електроустаткування класифікували за видами вибухозахисту (виконанням), а згідно з ПВВРЕ – за видами і рівнями вибухозахисту. Умо-

вні позначки (маркування) видів вибухозахисту за ПВВЕ та ПВВРЕ ідентичні.

Відповідно до ПВВРЕ установлено такі рівні вибухозахисту електроустаткування:

1. Рівень «Підвищена надійність проти вибуху» позначається буквою «Н» і забезпечується одним із таких видів вибухозахисту: іскробезпекою тільки в нормальному режимі роботи; продуванням під надлишковим тиском чистим повітрям або інертним газом із пристроєм сигналізації про неприпустиме зниження тиску; засобами й мірами, що ускладнюють виникнення небезпечних іскор, електричних дуг і нагрівання (підвищена надійність проти вибуху).

2. Рівень «Вибухобезпека» позначається буквою «В» і забезпечується одним із таких видів вибухозахисту: вибухонепроникної оболонкою, що запобігає переданню вибуху назовні під час займання вибухонебезпечної суміші всередині оболонки; продуванням під надлишковим тиском чистим повітрям або інертним газом з автоматичним від'єднанням від джерел електроенергії за неприпустимого зниження тиску; заповненням оболонки із струмовідними частинами, мастилом або кварцовим піском; автоматичне від'єднання напруги в разі пошкодження захисних оболонок протягом часу, який унеможлиблює займання вибухонебезпечної суміші; іншими спеціальними засобами й заходами, що унеможлиблюють займання вибухонебезпечної суміші.

3. Рівень «Вибухобезпека за будь-яких режимів» позначається буквою «О» і забезпечується іскробезпекою за будь-якої кількості пошкоджень у нормальному та аварійному режимах, за винятком захисних елементів схеми, що виконуються відповідно до вимог ПВВРЕ.

Рівень вибухозахисту електрообладнання, до складу якого входять елементи з різними рівнями вибухозахисту, устанавлюється за найнижчим рівнем.



Маркування електрообладнання, виготовленого відповідно до ПВВРЕ, проводять так. У прямокутнику зазначають:

- на першому місці – позначення рівня вибухозахисту (Н, В, О);
- на другому і третьому місцях, відповідно, – найвищі категорія і група вибухонебезпечної суміші, для яких це електрообладнання визнано вибухозахищеним.

Види вибухозахисту позначають великими літерами у круглій рамці:

Вибухонепроникна оболонка	В
Продування під надлишковим тиском	П
Іскробезпека	І
Заповнення оболонки мастилом	М
Заповнення оболонки кварцовим піском	К
Автоматичне від'єднання від джерела електроенергії	А
Підвищена надійність проти вибуху	Н
Спеціальна	С
Позначення видів вибухозахисту електроустаткування для внутрішньої зовнішньої установки:	
Вибухонепроникна оболонка	d
Іскробезпечний електричний ланцюг	i
Захист виду «е»	e
Мастильне заповнення оболонки	o
Заповнення або продування оболонки під надлишковим тиском	p
Кварцове заповнення оболонки	q
Спеціальний вибухозахист	s

Маркування вибухозахисту виконується у вигляді цільного, розділеного на частини знака, наявного зазвичай у прямокутнику на видному місці оболонки електрообладнання або на табличці, прикріпленій до оболонки.

## 24.4 Водопостачання нафтопереробних заводів

На сучасних нафтопереробних заводах воду використовують:

- для виробничих;
- господарсько-питних;
- і протипожежних цілей.

На рисунку 24.6 подано принципову схему водопостачання.

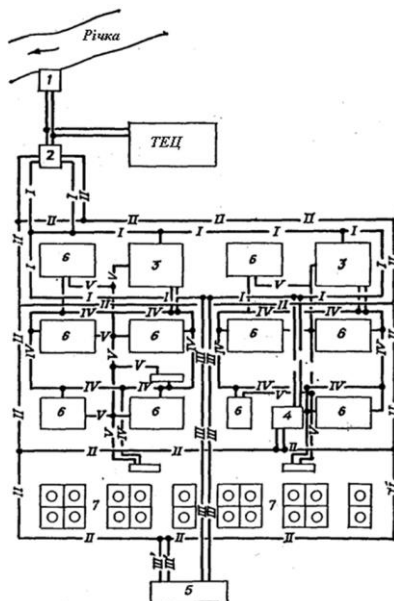


Рисунок 24.6 – Принципова схема водопостачання:

*I* – берегова насосна станція; *2* – насосна станція другого підйому; *3* – вузли обертового водопостачання; *4* – пожежна насосна станція; *5* – насосна станція очищених стоків; *6* – технологічні установки; *7* – резервуарні парки товарно-сировинної бази. *I* – свіжа вода низького напору; *II* – протипожежно-виробничий водопровід; *III* – очищені стоки низького тиску; *III'* – очищені стоки високого тиску; *IV* – зворотна охолоджена вода; *V* – зворотна гаряча вода

Витрата води для виробничих цілей на нафтопереробних заводах перебувають у прямій залежності:

- від ухваленої схеми та глибини нафтоперероблення;
- кількості нафти, що переробляється;
- кількості використовуваних у схемах нафтоперероблення апаратів повітряного охолодження тощо.

До складу вузла оборотного водопостачання входять:

- насосна станція з окремою групою насосів охолодженої, а якщо потрібно, і гарячої води для кожної системи;
- блок стабілізації води, загальний для всіх систем;
- фільтри охолодженої води для кожної системи;
- аварійні нафтовіддільники для I системи;
- продуктовловлювальники для IV системи;
- насосна станція відкачування уловлених нафтопродуктів для I системи;
- насосна станція відкачування продуктів для IV системи;
- насосна станція відкачування шламу з нафтовіддільників, продуктовловлювальників і градирень усіх систем;
- трубопроводи охолодженої і гарячої оборотної води для кожної системи.

#### **24.5 Каналізація нафтопереробного заводу**

Стічні води НПЗ мають високу токсичність, і тому велику увагу приділяють відведенню та очищенню стічних вод нафтопереробних заводів. Їхня каналізація має першорядне значення для охорони навколишнього середовища.

Заходи щодо запобігання і скорочення утворення і забруднення стічних вод:

- різке зменшення скидання в каналізацію нафтопродуктів завдяки збиранню їх безпосередньо з апаратів і

трубопроводів під час аварій і ремонтів, а також від пробо-  
відбірників;

- унеможливлення скидання в каналізацію реагентів та інших токсичних речовин;

- унеможливлення використання води для охолодження парових конденсатів безпосереднім змішуванням;

- максимальне використання для охолодження нафтопродуктів апаратів повітряного охолодження замість трубчастих або заглибних водяних холодильників.

Системи каналізації на сучасному НПЗ передбачають:

I – система виробничо-зливової каналізації – для відведення й очищення виробничих і зливових нейтральних стічних вод, які забруднено продуктами перероблення нафти;

II – система каналізації – слугує для відведення та подальшого очищення емульсійних і хімічно забруднених промислових вод, забруднених нафтою, нафтовими продуктами, солями, реагентами, різними речовинами органічного і неорганічного походження; зливна каналізація повинна відводити на подальше очищення зливні і талі води з доріг, незабудованих територій і дахів будівель, розташованих поза установками;

III – господарсько-фекальна каналізація – для відведення й подальшого очищення цього виду стоків.

## **24.6 Охорона навколишнього середовища й нормування забруднень навколишнього середовища**

Розвиток нафтогазової промисловості на сучасному етапі для подальшого економічного зростання країни має враховувати скорочення викидів парникових газів із метою запобігання зміні клімату, рекультиваті порушених ландшафтів. Політика нафтогазової галузі спрямована на забезпечення екологічної безпеки та охорону навколишнього

середовища на всіх етапах виробничих процесів – від розвідки до перероблення видобутих ресурсів вуглеводнів із метою мінімізації негативного впливу на компоненти навколишнього середовища, попередження аварійних ситуацій.

За рівнем забруднення навколишнього середовища ця галузь виробництва є однією з найнебезпечніших для навколишнього середовища, це можна пояснити тим, що джерела та характер впливу відрізняються величезними масштабами та багатофункціональністю, високою токсичністю природних вуглеводнів, нерідко відбувається перевищення впливу на екосистеми, усе це призводить до незворотних негативних наслідків.

Одним із основних критеріїв, на які орієнтуються під час розроблення заходів з охорони навколишнього середовища НПЗ і ГПЗ, є показники концентрації, що гранично допустимі (ГДК) у шкідливих викидах цих підприємств.

Шкідливість речовини можна визначити за ГДК цих речовин у повітрі промислової зони, де перебуває персонал, що обслуговує промислове обладнання.

ГДК – це показник концентрацій, які під час роботи щодня протягом 8 годин або за іншої тривалості робочого дня не викликають захворювання або відхилення стану здоров'я людини (табл. 24.2).

Особливу увагу щодо обмеження наявності шкідливих речовин приділяють робочій зоні біля машин та апаратів нафто- та газопереробних підприємств.

Під робочою зоною йдеться про місце, де перебувають працівники, що виконують свої трудові обов'язки з обслуговування обладнання. Орієнтовно вважають, що це місце має висоту 2 м над підлогою або майданчиком, де може постійно чи тимчасово перебувати персонал.

Таблиця 24.2 – ГДК деяких небезпечних сполук в атмосферному повітрі

Речовина	ГДК, мг/м <sup>3</sup>		Речовина	ГДК, мг/м <sup>3</sup>	
	максимальна разова	середньодобова		максимальна разова	середньодобова
Азоту (IV) оксид	0,085	0,04	Стирол	0,004	0,002
Аміак	0,2	0,04	Толуол	0,6	0,6
Ацетон	0,35	0,35	Оцтова кислота	0,2	0,06
Бензол	1,5	0,1	Вуглецю (II) оксид	5	3
Бензин	5,0	1,50	Фенол	0,01	0,03
Дихлоретан	3,0	1,0	Формальдегід	0,035	0,012
Ізопропілбензол	0,014	0,014			
Метанол	1,0	0,5	Хлор	0,1	0,03
Піридин	0,08	0,08			
Сірки (IV) оксид	0,5	0,05			
Сірководень	0,008	0,008			

У таблиці 24.3 наведено ГДК деяких шкідливих речовин у водному середовищі.

Під час розроблення обладнання для НПЗ, будівництва та запускання виробництва доводиться розв'язувати низку екологічних проблем, основні з яких подано на рисунку 24.7.

Таблиця 24.3 – ГДК (у мг/л) деяких шкідливих речовин у стічних водах, що надходять у водойми

Речовина	Водойма	
	санітарно-побутового водокористування	рибогосподарського значення
Нафта й нафтопродукти	0,1–0,3	0,05
Бензол	0,5	0,5
Ксилол	0,05	–
Толуол	0,5	0,5
Етилбензол	0,01	–
Бутанол	1,0	0,01
Циклогексанол	0,5	–
Акрилова кислота	0,5	–
Мурашина кислота	–	–
Оцтова кислота	–	–
Гідрохінон	0,2	–
Фенол	0,001	0,001

### Екологічні проблеми нафтопереробки

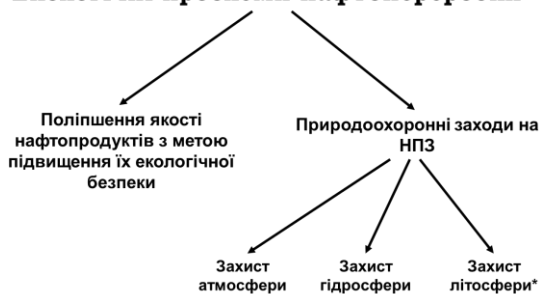


Рисунок 24.7 – Екологічні проблеми нафтопереробних виробництв

Складність завдань захисту навколишнього середовища від шкідливих викидів нафто- та газопереробних виробництв полягає в тому, що один і той самий захід може зашкодити шкідливому викиду однієї чи якоїсь окремої групи речовин, а водночас на викиди інших речовин він може не впливати. Тому під час розроблення таких природоохоронних заходів треба брати до уваги викиди основних речовин, що забруднюють навколишнє середовище, та розуміти, робота якого обладнання спричинює шкідливі викиди тих чи інших речовин.

На рисунку 24.8 подано основні речовини, що найбільш забруднюють навколишнє середовище, з посиланням на джерела забруднення, на види виробництв, які є джерелами цих забруднень.



Рисунок 24.8 – Основні забруднювачі атмосфери НПЗ і відповідні їм джерела забруднення

Поряд із забрудненням шкідливими викидами навколишнього повітря та стічних вод відбувається забруднення навколишнього середовища шкідливими твердими речовинами, які накопичуються у відкладеннях, що також призводять до негативних наслідків. Установлено, що кіль-



кість вловлювальних нафтопродуктів становить: 0,6–1,5 % від переробленої нафти незалежно від профілю заводу.

На 1 т нафти, що перероблюється, утвориться 0,005–0,007 т нафтового шламу. Склад «свіжого» нафтового шламу (у %): нафтопродуктів – до 20, механічних домішок – 5–10, води – 70–75. У таблиці 24.4 наведено приклади таких шламів, що є відходами нафтопереробних виробництв.

Елементарний склад сухого активного мулу (у %)

C → 44–75,8; H → 5–8,2; O → 12,5–43,2; N → 3,3–9,8; S → 0,9–2,7.

Мінеральна частина мулу містить: сполуки кремнію, нікелю, калію, алюмінію, кальцію, заліза, магнію, натрію, хрому, цинку та ін.

Таблиця 24.4 – Шлами нафтопереробних виробництв

Обсяг затриманих нафтових шламів		
Спорудження	Об'єм нафтового шламу, % (мас.)	
	що перебуває в спорудженні	з урахуванням розведення водою при транспортуванні
Нафтопастки	25-30	20-25
Флотатори	35-45	60-70
Обробні резервуари пасткової нафти	12-15	4-6
Пруды додаткового відстою	2,5-3,5	2-2,5
Віддільники нафти	8-12	7-8
Градирні	3,5-6,5	3-4

Підсумовуючи, можна виокремити джерела викидів із відповідними небезпечними речовинами, що викидаються в довкілля з установок НПЗ (табл. 24.5).

Окремо можна виділити шкідливі викиди, що містять оксид вуглецю (табл. 24.6), з окремих видів технологічного обладнання.

Таблиця 24.5 – Викиди в атмосферу, що надходять із НПЗ

<b>Джерела викидів</b>	<b>Речовини, що викидаються</b>
Атмосферно-вакуумні й вакуумні установки	Вуглеводні
Останній щабель пароежекторного агрегату неконденсованих газів	1, 2-Бензпирен, сірководень
Технологічні конденсати після атмосферних і атмосферно-вакуумних установок і установок каталітичного крекінгу	Сірководень
Каталітичний крекінг	Вуглеводні, пил каталізатора
Нещільності обладнання й арматури	Вуглеводні
Насоси, компресори	Вуглеводні
Запобіжні клапани технологічних установок	Вуглеводні
Димові гази трубчастих печей	Діоксид сірки (IV), оксиди вуглецю, азоту
Сірчаноокислотне очищення парафіну і мастил, процеси сульфірування та ін.	Сірчисті сполуки
Контактне очищення мастил	Пил
Виробництво бітумів	Діоксид вуглецю, вуглеводні, кисневмісні сполуки, вода, канцерогенні речовини
Коксування	Пил
Смолоскипові системи	Діоксид сірки (IV) оксид вуглецю, вуглеводні
Заливання і спорожнювання залізничних цистерн	Вуглеводні

**Стічні води НПЗ.** Витікання нафти та нафтопродуктів через нещільності обладнання в разі аварійних ситуацій з промислових установок, дощові води, що забруднюються, контактуючи з обладнанням, інші рідкі виділення збираються в каналізацію.

Таблиця 24.6 – Основні джерела забруднення атмосферного повітря оксидом вуглецю на НПЗ

Джерело забруднення	Відсоток (%)
Трубчасті печі	50
Реактори каталітичних крекінгів	12
Вихлопи газових компресорів	11
Бітумні установки	9
Смолоскипи	18

Забруднення стічних вод нафтопереробних заводів залежить:

- від складу нафти, що переробляється;
- профілю заводу;
- стану технологічного обладнання;
- правильності під'єднання установок до систем каналізації.

Для відведення й очищення виробничих стічних вод на НПЗ будують дві системи каналізації (I і II), на що було вказано вище в описі систем водопостачання (див. рис. 24.6).

## 24.7 Техніка безпеки на нафтопереробних заводах

Безпечна робота на нафтовидобувних і нафтопереробних виробництвах ґрунтуються на знаннях шкідливих властивостей нафтової сировини, кінцевих і проміжних нафтопродуктів, на запобіганні контакту працівників із небезпечними речовинами та виконанні заходів, що є запобіжними отруєнням, пожежам, загорянню і вибухам.

Більшість речовин, які застосовуються в нафтохімії, мають шкідливі (токсичні), пожежо- та вибухонебезпечні властивості.

З показників пожежо- та вибухонебезпеки найбільш застосовуваними є такі: групи горючості, температури спалаху, займання та самозаймання, межі займання.

Залежно від температури спалаху нафтопродукти і виробництва, які застосовують їх, класифікуються за ступенем небезпеки.

Температура запалення – це температура, за якої горюча речовина починає виділяти горючі пари й газу зі швидкістю, що навіть після припинення дії джерела запалювання стійко горить.

До легкозаймистих рідин (ЛЗР) належать горючі рідкі речовини з температурою спалаху не вище ніж 61 °С.

ЛЗР підрозділяються:

– на особливо небезпечні – у яких температура спалаху нижче ніж –18 °С;

– постійно небезпечні – з температурою спалаху від –18 °С до 23 °С;

– небезпечні за підвищеної температури – з температурою спалаху від 23 °С до 61 °С.

Відповідно до класифікації за ступенем небезпеки для людини небезпечні речовини, застосовувані в промисловості, підрозділяють на чотири класи небезпеки:

1 – дуже небезпечні;

2 – високонебезпечні;

3 – помірковано небезпечні;

4 – малонебезпечні.

До першого класу, зазвичай, належать речовини із ГДК менше за 0,1 мг/м<sup>3</sup>, до другого – у межах 0,1–1,0 мг/м<sup>3</sup>, до третього – від 1,1 мг/м<sup>3</sup> до 10 мг/м<sup>3</sup> і до четвертого – більше ніж 10 мг/м<sup>3</sup>.

## **24.8 Зріджені вуглеводневі гази. Вимоги безпеки**

Особливостями зріджених вуглеводневих газів є такі:

- високий об'ємний коефіцієнт розширення рідини, що значно перевищує коефіцієнти розширення бензину, гасу і води;
- низька густина;
- висока пружність парів зростає із зростанням температури рідини.

Газоподібні вуглеводні мають:

- густина, що значно перевищує густину повітря (повільну дифузію в атмосферу, особливо за відсутності вітру);
- невисокі температури займання щодо більшості інших горючих газів;
- низькі межі займистості (вибуховості) у повітрі.

Отже, на підставі вказаних особливостей зріджених газів і розробляють конструкції відповідного промислового обладнання та створюють системи управління технологічними лініями та комплексами нафто- та газопереробних підприємств.

## СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Основи нафтогазової справи / В. С. Білецький, В. М. Орловський, В. І. Дмитренко, А. М. Похилко. – Полтава : ПолтНТУ ; Київ : ФОП Халіков Р. Х., 2017. – 312 с.
2. Білецький В. С. Основи нафтогазової інженерії : підруч. для студентів спец. 185 «Нафтогазова інженерія та технології» / В. С. Білецький, В. М. Орловський, В. Г. Вітрик. – Полтава : АСМІ, 2018. – 415 с.
3. Бойко В. С. Технологія видобування нафти : підручник / В. С. Бойко, Я. Б. Тарко, Я. С. Коцкулич. – Івано-Франківськ : Нова Зоря, 2012. – 827 с.
4. Моторні палива: властивості та якість : підручник / С. Бойченко, А. Пушак, П. Топільницький, К. Лейда. – Київ : Центр учбової літератури, 2017. – 324 с.
5. Братичак М. М. Хімія нафти і газу / М. М. Братичак, В. М. Гунька. – Львів : Львівська політехніка, 2017. – 448 с.
6. Братичак М. М. Хімія нафти та газу : навч. посіб. / М. М. Братичак, В. М. Гунька. – Львів : Вид-во Львів. політехніки, 2017. – 446 с.
7. Братичак М. М. Хімія нафти та газу : підручник / М. М. Братичак, В. М. Гунька. – Львів : Вид-во Львів. політехніки, 2020. – 446 с.
8. Властивості нафти та нафтопродуктів : навч. посіб. / О. В. Давітая та ін. ; за ред. О. В. Давітая. – Кременчук : КЛК ХНУВС, 2019. – 74 с.
9. Воронін Л. Г. Основні залежності та приклади розрахунків теплообмінних апаратів [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студентів, які навчаються за напрямком «Машинобудування» спеціальність «Обладнання хімічних виробництв та підприємств будівельних матеріалів» /

Л. Г. Воронін, А. Р. Степанюк, Л. І. Ружинська. – Київ : НТУУ «КПІ», 2011. – 68 с. – Режим доступу : [https://ci.kpi.ua/METODA/nafta\\_1.pdf](https://ci.kpi.ua/METODA/nafta_1.pdf).

10. Експлуатація та технічне обслуговування обладнання технологічних об'єктів хімічних, нафтопереробних і нафтохімічних виробництв : навч. посіб. / В. Л. Юшко та ін. ; за ред. В. Л. Юшко. – Дніпро : ДВНЗ УДХТУ, 2016. – 290 с.

11. Жизневський В. В. Промисловий каталіз у нафтопереробці та технології органічних продуктів : монографія / В. В. Жизневський, В. В. Гуменецький. – Львів : Львівська політехніка, 2010. – 272 с.

12. Зберігання та дистрибуція нафти, нафтопродуктів і газу : навч. посіб. / Л. Н. Ширін та ін. – Дніпро : НТУ «ДПІ», 2020. – 293 с.

13. Конструювання і розрахунок кожухотрубних теплообмінників [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студ. спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» / І. А. Андреєв. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2022. – 140 с. – Режим доступу : [https://ela.kpi.ua/bitstream/123456789/50426/1/Konstruiuvannia\\_rozrakhunok\\_KTO.pdf](https://ela.kpi.ua/bitstream/123456789/50426/1/Konstruiuvannia_rozrakhunok_KTO.pdf).

14. Купер І. М. Фізика нафтового і газового пласта : підручник / І. М. Купер, А. В. Угриновський. – Івано-Франківськ : ІФНТУНГ, 2018. – 448 с.

15. Курта С. А. Основи нафтохімії / С. А. Курта. – Івано-Франківськ : Прикарпатський національний університет імені Василя Стефаника, 2020. – 193 с.

16. Лісафін В. П. Проектування та експлуатація об'єктів зберігання нафти і нафтопродуктів : навч. посіб. / В. П. Лісафін, Н. В. Люта. – Івано-Франківськ : ІФНТУНГ, 2018. – 256 с.

17. Методи визначення якості нафти та нафтопродуктів : навч. посіб. / А. Б. Григоров та ін. – Харків : Видво Панов А. М., 2016. – 146 с.

18. Методи комп'ютерного розрахунку: теорія і практичні завдання [Електронний ресурс] : навч. посіб. : для студ. спеціальності 133 «Галузеве машинобудування», спеціалізації «Інжиніринг, комп'ютерне моделювання та проектування обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв» / Р. В. Сачок. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018. – 141 с. – Режим доступу : <http://ela.kpi.ua/handle/123456789/25073>.

19. Обладнання газо- та нафтопереробних виробництв : навч. посіб. / В. І. Склабінський, А. Є. Артюхов, О. О. Ляпощенко, І. І. Шостаківський. – Суми : СумДУ, 2015. – 342 с.

20. Педченко М. М. Гідратоутворення вуглеводневих газів : монографія / за ред. В. С. Білецького. – Полтава : ПолтНТУ, 2014. – 182 с.

21. Процеси глибокого охолодження: теорія і практичні завдання [Електронний ресурс] : навч. посіб. : для студ. спеціальності 133 «Галузеве машинобудування», спеціалізації «Інжиніринг, комп'ютерне моделювання та проектування обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв» / Я. Г. Двойнос. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. – 67 с. – Режим доступу : [https://ela.kpi.ua/bitstream/123456789/34102/1/glybokiy\\_holod\\_18\\_023.pdf](https://ela.kpi.ua/bitstream/123456789/34102/1/glybokiy_holod_18_023.pdf).

22. Процеси та обладнання хімічних технологій – 1. Базові принципи теорії тепломасообміну [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студ. спеціальності 133 «Галузеве машинобудування», спеціалізації «Інжиніринг, обладнання та технології хімічних та нафтопереробних виробництв» / А. Р. Степанюк, С. В. Гулієнко. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорсь-



кого, 2018. – 160 с. – Режим доступу : [https://ela.kpi.ua/bitstream/123456789/25281/1/P\\_ta\\_OKhT\\_NP.pdf](https://ela.kpi.ua/bitstream/123456789/25281/1/P_ta_OKhT_NP.pdf).

23. Розрахунок колонних апаратів на міцність і стійкість [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студ. спеціальності 133 «Галузеве машинобудування», освітньо-професійної програми «Обладнання хімічних, нафтопереробних та целюлозно-паперових виробництв» / І. А. Андреев. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2021. – 112 с. – Режим доступу : <https://ela.kpi.ua/bitstream/123456789/38716/1/Rozrakhunok-kolonnykh-aparativ.pdf>.

24. Розрахунок технологічних трубопроводів [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студ. спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» / І. А. Андреев. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2022. – 104 с. – Режим доступу : [https://ela.kpi.ua/bitstream/123456789/52475/1/Rozrakhunok\\_tekhnologichnykh\\_truboprovodiv.pdf](https://ela.kpi.ua/bitstream/123456789/52475/1/Rozrakhunok_tekhnologichnykh_truboprovodiv.pdf).

25. Склабінський В. І. Технологічні основи нафто- та газоперероблення : навчальний посібник / В. І. Склабінський, О. О. Ляпощенко, А. Є. Артюхов. – Суми : Сумський державний університет, 2011. – 187 с.

26. Степанюк А. М. Процеси первинного газонафтоперероблення : навч. посіб. для студентів, які навчаються за напрямком «Машинобудування» спеціальність «Обладнання хімічних виробництв та підприємств будівельних матеріалів» / А. Р. Степанюк. – Київ : НТУУ «КПІ», 2013. – 126 с.

27. Техніка первинної перероблення та постачання газу : навч. посіб. / В. Л. Юшко та ін. ; за ред. В. Л. Юшко. – Дніпро : УДХТУ, 2010. – 304 с.

28. Топільницький П. Технологія первинного перероблення нафти і газу : підручник / П. Топільницький,

О. Гринишин, О. Мачинський. – Львів : Львівської політехніки, 2014. – 468 с.

29. Топільницький П. І. Гідрокрекінг : монографія / П. І. Топільницький, О. Я. Мачинський. – Львів : Львівська політехніка, 2011. – 348 с.

30. Фізико-хімічні та експлуатаційні властивості товарних нафтопродуктів : навч. посіб. / П. І. Топільницький, О. Б. Гринишин, В. В. Романчук, О. І. Лазорко. – Львів : Львівська політехніка, 2014. – 248 с.

31. Топільницький П. І. Якість і властивості товарних нафтопродуктів : навч. посібник / П. І. Топільницький, О. Б. Гринишин, В. В. Романчук. – Львів : Левада, 2019. – 203 с.

32. Транспортування нафти, нафтопродуктів і газу : навч. посіб. / Л. Н. Ширін та ін. – Дніпро : НТУ «ДП», 2019. – 202 с.

33. Українська нафтогазова енциклопедія / А. М. Андрусак та ін. ; за заг. ред. В. С. Іванишина. – Львів : Сполом, 2015. – 604 с.

34. Федорович Я. Т. Машина та обладнання для видобутку нафти і газу : навч. посіб. / Я. Т. Федорович. – Івано-Франківськ : ІФНТУНГ, 2015. – 343 с.

35. Фик І. М. Розробка та експлуатація нафтових та газових родовищ: навч. посіб. : для студентів вищих. навч. закладів, що навчаються за спеціалізацією «Екогеохімія нафти та газу» / І. М. Фик, Є. І. Хрипко. – Харків : Нац. ун-т ім. В. Н. Каразіна, Фоліо, 2015. – 399 с.

36. Хлієва О. Я. Основи нафтогазової справи : навч. посіб. / О. Я. Хлієва, Н. В. Волгушева, М. О. Бондаренко. – Одеса : Одес. нац. акад. харч. технологій, 2017. – 103 с.

37. Юшко В. Л. Ректифікаційні установки нафтогазової промисловості в курсовому та дипломному проекту-

ванні : навч. посіб. / В. Л. Юшко, М. І. Шишков, В. І. Зражевський. – Дніпро : ДВНЗ УДХТУ, 2016. – 494 с.

38. Юшко В. Л. Технологічні установки та основне обладнання нафтопереробних підприємств : навч. посіб. / В. Л. Юшко, О. Б. Шевченко, С. М. Русалін. – Дніпро : ДВНЗ «УДХТУ», 2016. – 483 с.

39. Шапоров В. П. Спеціальне обладнання та процеси органічної хімії : підручник / В. П. Шапоров та ін. – Харків, 2013. – 272 с.

Електронне навчальне видання

**Склабінський Всеволод Іванович,  
Ляпощенко Олександр Олександрович**

**ТЕХНОЛОГІЧНІ ЛІНІЇ ТА КОМПЛЕКСИ  
НАФТО- І ГАЗОПЕРЕРОБНИХ  
ВИРОБНИЦТВ**

Навчальний посібник

Відповідальний за випуск В. І. Склабінський  
Редакторка І. О. Кругляк  
Комп'ютерне верстання О. О. Ляпощенко

Формат 60×84/16. Ум. друк. арк. 30,69. Обл.-вид. арк. 25,86.

Видавець і виготовлювач  
Сумський державний університет,  
вул. Римського-Корсакова, 2, м. Суми, 40007  
Свідоцтво суб'єкта видавничої справи ДК № 3062 від 17.12.2007.