

3 Сепарація газу від нафти

3.1 Загальні положення, класифікація, конструкція і принцип роботи сепараційних установок

Відокремлення газової фази вуглеводнів від нафти (сепарація газу) є першою стадією підготовки нафтопромислової продукції. Механізм розгазування нафти проходить внаслідок зниження тиску в системі пласт-свердловина-трубопровід і закінчується в технологічних установках її підготовки.

Основна кількість газу відокремлюється від нафти в сепараторах. В даний час на нафтових промислах України експлуатують найрізноманітніші типи таких пристроїв, що пояснюється порівняно великим періодом їх експлуатації, поступовим впровадженням в експлуатацію нових, прогресивних їх модифікацій. Всю різноманітність сепараторів газу можна класифікувати за такими основними ознаками:

1 За своїм технологічним призначенням сепаратори поділяються на вимірні та робочі.

2 За конструкцією всі сепаратори є переважно циліндричними з вертикальним або горизонтальним розташуванням (рис. 3.1).

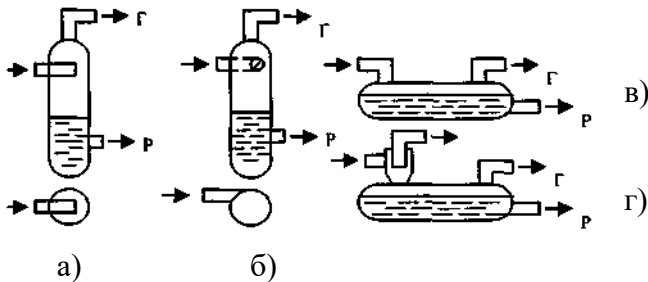


Рисунок 3.1 - Принципові схеми газонафтових сепараторів

3. В залежності від робочого тиску вони поділяються на:

а) високого тиску $P \geq 2,4$ МПа;

б) середнього $P = 0,6 - 2,4$ МПа;

в) низького $P < 0,6$ МПа;

4. За принципом використання основних сил, що спричиняють розподіл фаз, сепаратори діляться на чисто гравітаційні (схеми а і в рис. 3.1), інерційні (схема б) та гідроциклонні (схема г).

5. За кількістю фаз, які розподіляються в сепараторах, вони можуть бути дво- або трифазними.

Незалежно від типу сепараторів, всі вони повинні бути обладнані певними пристроями, які забезпечують нормальну, безаварійну роботу та якісну сепарацію газу від нафти (рис.3.2).

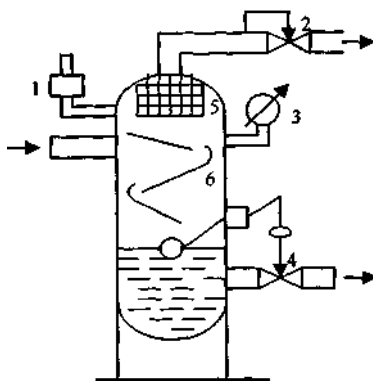


Рисунок 3.2 – Схема обладнання вертикального газосепаратора

В комплект сепараторів обов'язково входять: запобіжні клапани 1, які повинні спрямовувати газову фазу на факел у випадку непередбаченого різкого підвищення тиску сепарації, регулятори тиску типу "до себе" 2, які підтримують

встановлений тиск сепарації; зразкові манометри 3, відповідно відтаровані та опломбовані, що вимагається існуючими правилами експлуатації посудин високого тиску.

Особливо відповідальним вузлом в сепараторах будь-якого типу є регулятор рівня рідини 4. Максимальний та мінімальний рівні рідини в сепараторах повинні бути строго фіксованими, щоб не допустити попадання відсепарованого газу в систему збору рідини або, навпаки, появи значної кількості рідини в потоці газу. При цьому з метою досягнення високої якості сепарації принцип роботи регулятора рівня повинен забезпечувати максимальний час перебування рідини в сепараторі та швидкий вихід її в період спорожнення.

Як регулятор рівня використовують металеві сферичні пустотілі поплавки, які піднімаються та опускаються разом з рівнем рідини і які зв'язані з тим чи іншим виконавчим механізмом. У старих конструкціях сепараторів виконавчі механізми є переважно шинопневматичного типу, а в сучасних - електроіндукційного. Відповідно різним може бути і внутрішнє обладнання сепараторів. Ще порівняно недавно на якість сепарації не звертали особливої уваги і всередині сепараторів не монтувалось ніяких додаткових пристроїв. Сучасні установки сепарації газу повинні мати певний набір внутрішніх і зовнішніх пристроїв 5, які забезпечують додаткову очистку газу від крапельної рідини, плавний ламінарний рух рідини всередині сепаратора 6, спеціальні протизавихрювальні пристрої вводу та виводу продукції. Особливістю сучасних сепараційних установок є також їх значні розміри і висота, пропускна здатність, достатня якість сепарації. Всі вони базуються на використанні стандартних горизонтальних ємностей об'ємом 100-200 м³. Найпростішими із них є горизонтальні сепаратори типу НГС, розраховані на робочий тиск до 4,0 МПа з діаметром від 1400 до 3000 мм.

Більш досконалими є багатфункціональні установки типу УБС, УБСН, УПС.

Блочні сепараційні установки типу УБС характеризуються наявністю пристрою попереднього відбору газу (депульсатора) 1 (рис 3.3).

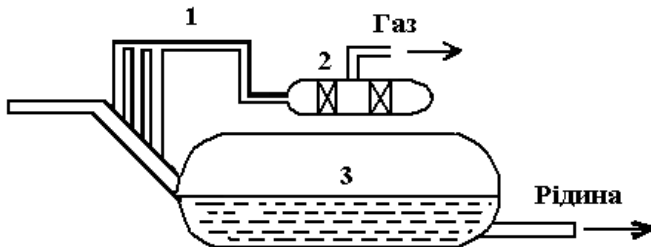


Рисунок 3.3 - Схема сепараційної установки з попереднім відбором газу (УБС)

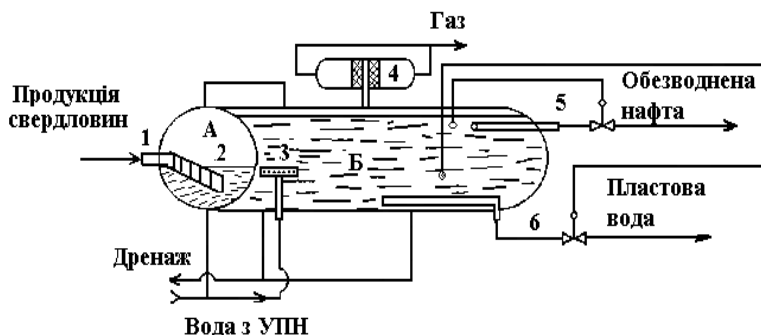
Змонтований із труб значного діаметру він має висхідну і нисхідну ділянки. В оптимальних умовах експлуатації на нисхідній ділянці зберігається розшарована структура руху газорідинної суміші, що дозволяє відбирати основну кількість вільного газу з верхньої частини депульсатора і направляти його на доочистку в виносну крапельловлювальну секцію 2. Остаточне відокремлення газу від нафти проходить в основній сепарувальній ємності 3. Звідси газ теж направляється в крапельловлювач 2, а рідина по мірі її накопичення витискується в систему збору. Вловлена в крапельловлювачі рідина стікає вниз в основну ємність.

В залежності від типорозміру установки УБС розраховані на пропускну здатність по рідині від 1500 до 16000 м³/д при газовому факторі в межах 120 м³/т.

Однією із різновидностей блочних сепараційних установок є такі, що обладнані насосними агрегатами (установки БН або УБСН). Два паралельно працюючих відцентрових насоси здатні здійснювати подачу рідини від сепараційної установки

в межах від 2000 до 6000 м³/д і з тиском від 9,0 до 26,6 МПа. Режим відкачки може бути постійним або періодичним по сигналу автомата відкачки.

Третій клас блочних сепараційних установок призначений для відокремлення газу від обважненої нафти та попереднього скиду вільної пластової води (трифазні сепараційні установки типу УПС) – рис.3.4.



- 1- ввід продукції; 2-нафтозливна поличка; 3-розподільувач входу рідини; 4-виносна краплевловлювальна секція; 5,6-пристрої для періодичного скиду обезводненої нафти та пластової води

Рисунок 3.4 - Принципова схема установки підготовки нафти УПС-3000 (УПС-6300)

Конструктивно горизонтальна ємність поділена на два основних відсіки - сепараційний А та відстійний Б. Для покращення умов сепарації в секції А монтуються нафтозливні полички 2. Для рівномірного розподілу потоків рідини та газу по обох відсіках вони з'єднуються між собою в верхній і нижній частинах трубопроводами. Таким чином газ, який відділився від рідини в першій секції, поступає в другу і далі вся його кількість проходить додаткову очистку в краплевловлювачі 4 та поступає в газозбірний колектор. Рідина із відсіка А поступає під тиском сепарації у відстійну

секцію Б через розподільувач потоку 3. Одночасно для покращення умов відокремлення вільної води від нафти в відсік Б може подаватись додаткова кількість води з установки підготовки нафти (УПН).

Деякі конструкції установок УПН передбачають використання гідроциклонних пристроїв попередньої сепарації газу.

Всі розглянуті тут блочні сепараційні установки відносяться до автоматизованого обладнання, тобто вони вже в заводських умовах обладнуються системами контролю та управління. В установках УПН вони дозволяють регулювати рівень розподілу "нафта-газ" приблизно на висоті 2400 мм від днища ємності; рівень "вода-нафта" на висоті 900 мм, тиск сепарації, а також вимірювати витрати окремо обезводненої нафти, пластової води, що скидається з установки, виміру витрати зворотної води і їх температури.

3.2 Визначення кількості газу та його компонентного складу в процесах сепарації

Процес дегазації нафти в промислових умовах можна здійснювати на основі однократного її розгазування (рис 3.5,а) та багатократного (дво-, три- і більш ступеневого) (рис 3.5, б).

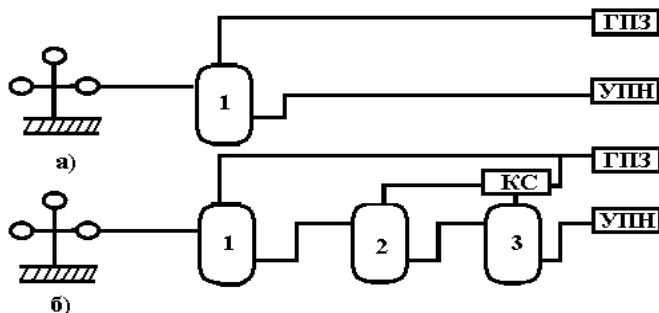


Рисунок 3.5 - Схеми одно- (а) та багатоступеневої (б) сепарації газу

В першому випадку для повного виділення газу із нафти тиск в сепараційних установках повинен бути мінімальним і близьким до атмосферного. Подача всієї кількості газу на значну відстань споживачам, а ними в першу чергу є газопереробні заводи, без будівництва компресорної станції практично неможлива.

В більшості випадків уніфіковані технологічні схеми збору і транспорту свердловинної продукції, розглянуті раніше, передбачають багатоступеневу сепарацію з тиском сепарації на першій ступені до 3-4 МПа і поступовим його зниженням на наступних ступенях в залежності від умов збору, об'ємів газорідинної продукції, відстані від основних їх споживачів.

Багатоступенева сепарація, що є різновидністю диференціального розгазування, характеризується підвищенням вмісту в рідкій фазі (нафті) нестабільних вуглеводнів (бутан-пентанових фракцій), а, значить, і підвищенням вмісту бензинових фракцій.

При виборі та обґрунтуванні необхідної кількості ступеней сепарації, кількості сепараторів та їх типорозмірів необхідно знати об'єми газу, що виділяється на різних ступенях сепарації, та компонентний склад як газоподібної, так і рідкої фаз.

Загальна кількість газу, що поступає в систему збору при відомому газовому факторі G , визначається з формули:

$$V = G \cdot Q_H. \quad (3.1)$$

При наявності води в продукції

$$V = G \cdot (1 - n_B) Q_p, \quad (3.2)$$

де n_B - доля води в рідині;

Q_p - сумарна витрата її (нафта+вода).

На першій ступені сепарації в розчиненому вигляді в нафті залишиться певна кількість газу V_p , яка залежить від тиску сепарації P та коефіцієнту розчинності газу в нафті α :

$$V_{p1} = \alpha P Q_p (1 - n_B). \quad (3.3)$$

Отже, кількість газу, що виділився на першій ступені V_1 , в нормальних умовах буде дорівнювати:

$$V_1 = V - V_{p1} = Q_p [G - \alpha P] \cdot (1 - n_B). \quad (3.4)$$

Відповідно, кількість газу, яка виділяється на наступних ступенях сепарації, буде визначатись як різниця кількості розчиненого газу на цих ступенях, тобто

$$V_2 = V_{p1} - V_{p2}$$

$$\text{або} \quad V_2 = \alpha_1 \cdot P_1 \cdot Q_p (1 - n_B) - \alpha_2 \cdot P_2 \cdot Q_p \cdot (1 - n_B). \quad (3.5)$$

Формула (3.5) передбачає, що коефіцієнти розчинності α різні на окремих ступенях сепарації. Їх значення, а також величину газового фактора при різних термодинамічних умовах отримують в лабораторних умовах при розгазуванні проб пластової нафти в бомбах PVT. Такі досліди дозволяють також визначати молекулярний склад вуглеводнів газоподібної та рідкої фаз при різних умовах розгазування (контактне або диференціальне). В доповнення до лабораторних чи промислових методів доцільно завжди використовувати і аналітичний метод розрахунку, що ґрунтується, в першу чергу, на використанні констант фазової рівноваги.

Константа рівноваги - це відношення мольної долі i -го вуглеводневого компонента, що знаходиться в газовій фазі y_i , до мольної долі цього ж компонента x_i в рідкій фазі при певних температурі і тиску.

$$K = \frac{y_i}{x_i}. \quad (3.6)$$

Константи рівноваги давно визначені в лабораторних умовах для всіх існуючих в природі газів і оформлені в вигляді таблиць або графіків залежності їх від тиску і температури.

Оскільки вуглеводнева система складається з n компонентів, то концентрація їх в паровій та рідкій фазах визначається із таких рівнянь:

$$\sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n \frac{z_i}{L + K_i \cdot N} = 1; \quad \sum_{i=1}^n y_i = \sum_{i=1}^n \frac{z_i}{N + \frac{L}{K_i}} = 1; \quad (3.7)$$

де z_i - мольна концентрація i -го компонента в вихідній суміші компонентів;

L і N - мольна доля всіх компонентів, які знаходяться, відповідно, в рідкій або газовій фазі при даних термодинамічних умовах (P, T).

Три параметри (x_i , L і N) або (y_i , L і N) тут являються невідомими. Тому для розв'язання цих рівнянь (фактично достатньо використати будь-яке з них) застосовують метод поступових наближень. Послідовність розрахунків при цьому така:

1 Якщо відомий масовий склад, то його переводять в мольний склад, знаючи молекулярну масу кожного компонента. Практично такі розрахунки включають вуглеводні C_1 - C_6 та нафтовий залишок C_{7+} вищі, тобто $n=7$ (без врахування ізомерних складових).

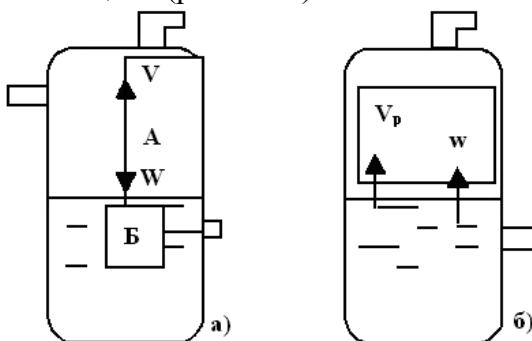
2 При заданих термодинамічних умовах сепарації знаходять в довідковій літературі (наприклад, в [6]) значення константи рівноваги для кожного компонента.

3 Задаються довільно мольною долею рідкої L та газоподібної N фаз так, щоб $L+N=1$. Починати розрахунки можна, задаючись $L=N=0,5$.

4 Використовуючи одне з рівнянь (3.7), знаходять значення, наприклад, x_i для кожного компонента, а потім і їх загальну суму $\sum x_i$. Якщо в результаті розрахунку ця сума дорівнює одиниці, що з першої спроби малоімовірно, то розв'язок рівняння на цьому закінчується. Якщо ні, то задаються іншим значенням L та N і повторюють розрахунки. При застосуванні ПЕОМ їх проведення не викликає помітних труднощів.

3.3 Розрахунок сепараторів на пропускну здатність по рідині та газу

Абсолютна більшість сепараторів, що застосовуються на промислах, відносяться до гравітаційного типу, в яких розподіл фаз проходить виключно або головним чином в інерційних сепараторах за рахунок сили тяжіння. Розглянемо принцип розрахунку таких сепараторів на прикладі найбільш простого вертикального без краплевловлювальної секції чи насадки. Основна кількість газу відділяється від рідини в газовіддільній секції А (рис. 3.6 а)



А-основна газовіддільна секція; Б- відстійна секція

Рисунок 3.6 - Розрахункова схема вертикального гравітаційного сепаратора на пропускну здатність по газу (а) та по рідині (б)

Вертикальна швидкість підйому газового потоку v дорівнює:

$$v = \frac{Q_{г.с}}{F}, \quad (3.8)$$

де F-площа сепарації або площа поперечного перетину сепаратора, м²;

$Q_{г.с}$ - об'ємна витрата газу, приведена до умов сепарації.

Якщо для визначення витрати газу на першій ступені сепарації використати рівняння (3.4), то $Q_{г.с}$ - буде дорівнювати :

$$Q_{г.с} = Q_p [G - \alpha P] (1 - n_v) \frac{P_0 T Z}{P T_0}, \quad (3.9)$$

де P, T - тиск і температура сепарації; розмірність $Q_{г.с}$ буде відповідною з Q_p - $м^3/с$ або $м^3/д$.

В газовому потоці завжди знаходиться значна кількість крапель рідини, які опускаються вниз з певною швидкістю W , тим меншою, чим менший їх діаметр та різниця в густині рідини та газу.

Очевидно, що умовою якісної сепарації газу від нафти буде дотримання співвідношення $v \leq W$, при якому основна кількість крапель рідини не буде виноситись газовим потоком вверх за межі сепаратора. При відомому діаметрі краплі рідини її швидкість падіння в газовому потоці можна достатньо точно вирахувати з допомогою відомих класичних формул загальної гідравліки (Стокса, Аллена, Ньютона-Рітінгера). Але для практичних розрахунків використання цих формул ускладнюється тим, що важко обґрунтувати той мінімальний діаметр крапель рідини, які повинні опуститись в відстійну секцію сепаратора. Ясно, що всі краплі рідини меншого діаметра в цьому випадку будуть винесені газовим потоком вверх. Крім того, краплі розміром менше 100 мкм, взагалі практично не осідають, підкоряючись швидше законам броунівського руху, а не законам гідравліки.

Практика експлуатації сепараторів, спеціальні промислові дослідження дозволили встановити ту оптимальну швидкість газового потоку v_m , при зменшенні якої помітного збільшення якості сепарації не спостерігається. Або, навпаки, збільшення швидкості газового потоку понад v_m помітно знизить цю якість. Таким чином, умовою якісної сепарації буде дещо

інше, ніж написано раніше співвідношення, а саме:

$$v \leq v_m. \quad (3.10)$$

Оптимальну швидкість v_m можна знайти в спеціальних таблицях або визначати за наближеною формулою:

$$v_m = 0,25 P^{-0,5}, \quad (3.11)$$

де P - тиск сепарації в МПа.

Ця формула показує, що із збільшенням тиску сепарації оптимальна швидкість газового потоку буде зменшуватись, що пояснюється погіршенням умов сепарації, збільшенням кількості особливо дрібних крапель рідини. З врахуванням (3.8), (3.10) та (3.11), формула рівняння визначення пропускної здатності вертикального сепаратора по газу остаточно записується в вигляді:

$$\frac{Q_{г.с}}{F} = 0,25 \cdot P^{-0,5}, \quad (3.12)$$

або

$$Q_{г.с} = 0,25 \cdot F \cdot P^{-0,5}. \quad (3.13)$$

При відомому (заданому) значенні витрати газу $Q_{г.с}$ з рівняння (3.13) можна визначити необхідну площу сепарації та діаметр сепаратора.

Розглянемо принцип визначення пропускної здатності вертикального сепаратора по рідині.

Разом з рідиною в нижню секцію збору та відстою рідини Б (рис 3.6) попадає певна кількість пухирців газу. В період, коли вихід рідини із сепаратора перекритий виконавчим механізмом, рівень рідини піднімається вгору із швидкістю v_p , яка дорівнює

$$v_p = \frac{Q_p}{F}, \quad (3.14)$$

де F - площа дзеркала рідини, яка в вертикальному сепараторі співпадає із площею його поперечного перетину, m^2 .

Щоб за час перебування рідини в відстійній секції сепаратора більшість пухирців газу встигла покинути зону відстою необхідно, щоб

$$v_p \leq W, \quad (3.15)$$

де W - середня швидкість спливання пухирців газу в рідині.

Якщо для визначення цієї швидкості скористуватись формулою Стокса, то рівняння для визначення пропускної здатності сепаратора по рідині з врахуванням (3.14) та (3.15) набуває вигляду:

$$\frac{Q_p}{F} = \frac{gd^2(\rho_p - \rho_r)}{18\mu_p}, \quad (3.16)$$

де d - розрахунковий або найбільш представницький діаметр пухирців газу.

Ясно, що і в даному випадку проявляються відмічені раніше труднощі з обґрунтування допустимого мінімального діаметру тих пухирців, які не встигнуть піднятися над дзеркалом рідини і будуть в процесі опорожнення сепаратора захоплені рідиною і винесені в нафтозбірну лінію.

При визначенні пропускної здатності горизонтальних гравітаційних сепараторів можна використовувати приведені вище залежності, тільки при розрахунках пропускної здатності по рідині площа сепарації являє собою площу дзеркала рідини S і є різною, в залежності від висоти рівня рідини в сепараторі. Очевидно, що найбільшою площа дзеркала буде тоді, коли висота рівня рідини в сепараторі h дорівнює половині його діаметра, а, значить, $S=D \cdot L$ (без врахування площі двох півкуль, що припадають на днища сепаратора). Відповідно, при визначенні пропускної здатності по газу можна в наближених розрахунках приймати площу поперечного перетину сепаратора, не зайняту рідиною.

Високопродуктивні установки типу УБС вибираються переважно за їх паспортною характеристикою, якщо відомі

витрати рідини та газу. Після цього необхідно провести такі розрахунки:

1 Розрахунок депульсатора (вибір його діаметра, кута нахилу нисхідної ділянки та її довжини).

2 Визначення кількості рідини, що виноситься із сепараційної ємності газовим потоком (втрат рідини) та кількості газу, що виноситься разом із рідиною (втрат газу). Такі розрахунки досить складні і передбачають визначення середнього діаметра пухирців газу та крапель рідини, швидкості спливання чи осідання системи їх під дією сили тяжіння та Архімедової сили, часу перебування продукції в сепараторі та багатьох інших параметрів. Привести повністю алгоритм таких розрахунків в даному посібнику неможливо.

Програми таких розрахунків укладені, зберігаються в ІФНТУНГ і можуть використовуватись студентами в навчальному процесі та науковими працівниками при виконанні науково-проектних робіт.

3.4 Конструкції та технологічний розрахунок гідроциклонних сепараторів

При сепарації газу на нафтових промислах певне поширення набули гідроциклонні або просто циклонні сепаратори. Такі сепаратори, як відомо, використовуються в багатьох галузях промисловості там, де потрібно розділити суміші різної густини.

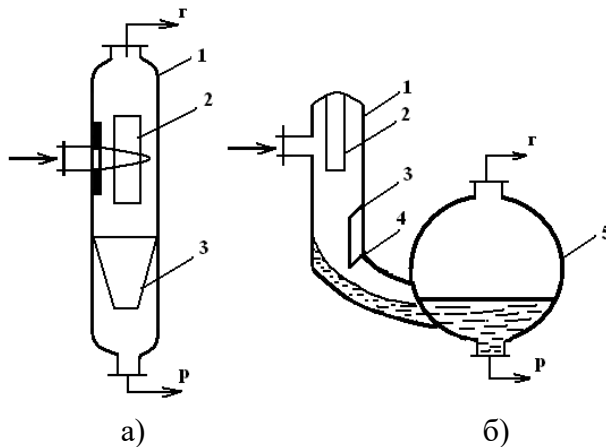
Створення великої обертової швидкості руху таких сумішей в циклонних апаратах (циклонних головках) порівняно невеликого діаметра дозволяє використати відцентрову силу, яка може значно перевищувати гравітаційну. Тому і пропускна здатність гідроциклонних

сепараторів, при відносно однакових умовах сепарації. значно більша від звичайних гравітаційних.

Існуючі конструкції гідроциклонних сепараторів поділяються на два основних види:

- гідроциклони, в яких після розподілу двох фаз різної густини легша з них спрямовується за межі сепаратора вгору, а більш важка вниз, рис. 3.7, а;

- гідроциклони із одночасним і сумісним випуском попередньо розділеної суміші вниз в відстійну ємність, рис. 3.7, б.



- а) – із роздільним виходом рідини та газу:
1 - корпус гідроциклону; 2 – направляюча труба;
3 – конусний пристрій виводу рідини.
- б) – із одночасним і сумісним виводом продукції:
1 – корпус; 2 – направляюча труба; 3 – відстійник;
4 – дашок; 5 – ємність

Рисунок 3.7 – Конструкції гідроциклонних сепараторів

Перша конструкція застосовується переважно при очистці газу від порівняно невеликої кількості рідини та механічних домішок, а також при очистці рідини від твердих домішок.

Другий вид гідроциклонів в процесах сепарації нафтового газу застосовуються більш широко.

Конструкція однокотлового циклона (рис.3.7, б) являє собою вертикальну трубу, до якої в верхній частині приєднується патрубок із тангенціальним вводом суміші, причому швидкість вводу можна регулювати в широких межах. В середині циклона вмонтована направляюча труба, за допомогою якої створюється закручений рух газорідинної суміші. Рідина, маючи більшу густину, відкидається до внутрішньої стінки гідроциклона, тобто створюється два концентрично розділені потоки рідини і газу, які опускаються вниз.

В нижній частині гідроциклонної головки теж вмонтована труба або відстійник, нижній кінець якої (частина кільцевого перетину) перекритий спеціальним дашком. Даний пристрій виводу дозволяє попередити повторне змішування потоків рідини і газу, тобто вже попередньо розділені вони поступають в горизонтальну сепараційну (і одночасно відстійну) ємність.

Циклонні сепаратори або циклонні головки виготовляються з внутрішнім діаметром від 150 до 500 мм із відповідно різною висотою (150-1300 мм). За умови забезпечення достатньо високої швидкості вводу продукції в корпус циклону, близько 15-30 м/с, їхня пропускна здатність по рідині може коливатись в широких межах: від 550 до 5500 м³/д.

В більшості випадків циклонними головками обладнуються сепараційні ємності вимірних установок «Спутник А» і «Спутник Б», деякі типи блочних сепараційних установок УБСН та УПС. В останніх двох випадках відстійні ємності установок обладнуються кількома (2-3) гідроциклонними головками.

Пропускна здатність гідроциклонних сепараторів по газу визначають за формулою:

$$Q_r = 2,6 \cdot D \sqrt{\frac{\Delta P_0 P_{cp} T_0}{\rho_{r0} P_0 T Z}}, \quad (3.17)$$

де Q_r - витрата газу (пропускна здатність), тис. м³/д;

D – внутрішній діаметр циклона, м;

ρ_{r0} - густина газу в нормальних умовах, кг/м³,

T – температура сепарації, К;

P_{cp} – середній тиск сепарації, Па; ΔP - втрати тиску в циклоні, Па.

Втрати тиску на тертя в циклоні визначають за формулою:

$$\Delta P = \xi \frac{\rho_r \cdot v_r^2}{2g}, \quad (3.18)$$

де v_r - вхідна швидкість газу, м/с;

ρ_r - густина газу в умовах сепарації;

ξ - коефіцієнт опору (приблизно 2-4).

Як правило, втрати тиску в циклоні є порівняно невеликими, близько 0,1- 0,2 МПа.

Якщо прийняти: $D=0,3$ м; $P_{cp} = 2$ МПа; $\rho_{r0} = 1,2$ кг/м³; $\Delta P = 0,1$ Па, то розрахунок показує, що пропускна здатність гідроциклону діаметром 300 мм по газу становить біля 300 тис.м³/добу, тобто є достатньо великою.

3.5 Основні напрями підвищення ефективності сепарації газу від нафти

Велика кількість сепараційних установок, встановлених на кожному родовищі нафти, та наявність багатьох факторів негативно впливають на процес дегазації нафти, вимагають покращення конструктивних параметрів цих установок та впровадження нових технологій їх експлуатації.

На ефективність та якість сепарації впливають, в основному, такі фактори:

1 Завантаження сепаратора по рідині та газу та ступінь рівномірності їх вводу. Паралельно працюючі сепараційні установки повинні мати рівномірне завантаження, що можна забезпечити відповідною їх обв'язкою з застосуванням регулюючих пристроїв. Пульсація тиску в промислових трубопроводах часто призводить до значної нерівномірності вводу нафтопромислової продукції в сепаратор та до різкого зниження якості сепарації. Установки з попереднім відбором газу є найбільш стійкі до перевантаження за рахунок наявності пристрою попереднього відбору газу - депульсатора.

2 Висока в'язкість нафти надзвичайно ускладнює та сповільнює процес дегазації нафти. Збільшення тривалості часу перебування рідини в сепараторі призводить до значного зменшення його продуктивності. В холодний період може також спостерігатись і явище застигання нафти, тобто може скластись аварійна ситуація.

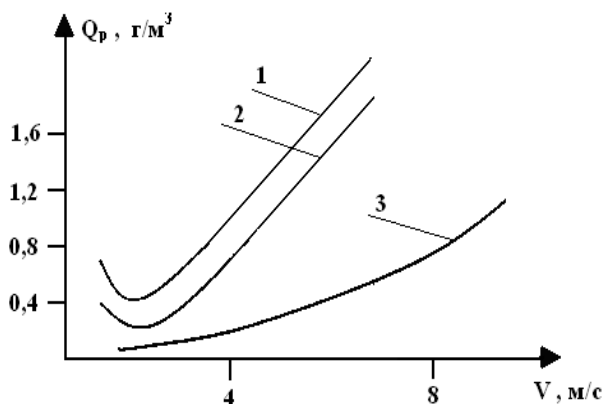
3 Схильність певних сортів нафти до піноутворення. Як правило, це теж високов'язка нафта з великим вмістом важких вуглеводнів. Утворення шару піни на поверхні розділу двох фаз перешкоджає як осіданню крапель рідини в відстійну секцію, так і виходу пухирців газу із неї.

Боротьба з піноутворенням здійснюється як технологічними прийомами, шляхом якомога більшої ламінарності газорідинних потоків всередині сепаратора, так і хімічним методом, використовуючи піногасні речовини.

Основні втрати вуглеводнів в процесі сепарації зв'язані з виносом крапельної рідини з потоком газу. Як відомо, основним споживачем нафтового газу є газопереробний завод. Його технологічна схема передбачає переробку легких фракцій вуглеводнів C_1 - C_5 . Тому наявність в газі важких

вуглеводнів значно ускладнює процес переробки. Ускладнюється також і транспорт газу, появляється необхідність частої продувки газопроводів і спалювання виділеної рідини (нафта+конденсат) на факелі.

Для зменшення втрат необхідно використовувати краплєвловлювальні пристрої - виносні або вмонтовані всередині сепаратора. Виносні газоочисні пристрої мають ту перевагу, що вони можуть обслуговувати групу сепараторів, в томі числі старих конструкцій, в яких краплєвловлювальні секції відсутні. Основним елементом цих пристроїв є різного виду насадки: жалюзійні, сітчасті з металевої пряжі, струнні з металевими або капроновими нитками. Налітаючи разом із потоком газу на насадку, краплі нафти прилипають до неї і формують тонку плівку, яка по спеціальних каналах стікає вниз в зону відстою рідини. Якість очистки газу при цьому залежить від швидкості газового потоку. Як показано на рис. 3.8, із збільшенням швидкості проходження газу через газоочисну секцію винесення рідини за його межі (втрати нафти) збільшується практично для насадок любого типу.



1-жалюзійна насадка; 2-сітчаста насадка; 3 - струнна насадка

Рисунок 3.8 - Залежність винесення крапельної рідини від швидкості руху газу

Із рисунка видно, що найбільш стійкою та ефективною є струнна насадка.

На рис 3.9 показана одна з ефективних конструкцій виносних краплевлловлювачів.

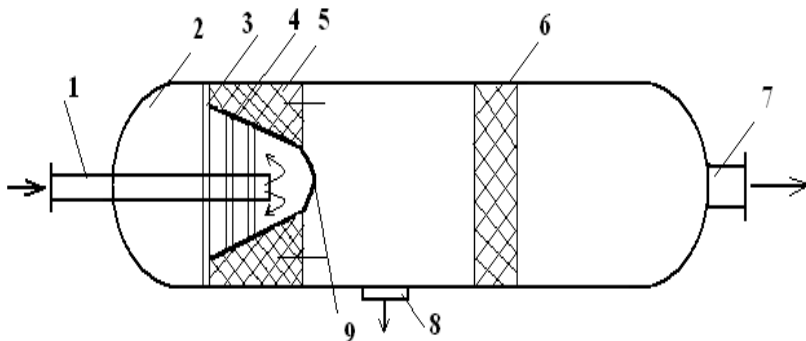


Рисунок 3.9 - Принципова схема виносного апарата-краплевлловлювача (АК-2)

Газ через ввід 1 поступає у вхідну камеру 2, яка має перегородки 3 та конусну насадку або віддзеркалювач 4. Тут відбувається попередня очистка газу за рахунок співударів крапель рідини та різкої зміни напрямку руху газового потоку. Решта крапель рідини вловлюється в фільтрах грубої 5 та тонкої 6 очистки, виконаних із в'язаної металевої сітки. Очищений газ виходить з краплевлловлювача через патрубок 7, а вловлена рідина через патрубок 8 стікає вниз в основну сепараційну ємність (якщо це установка УБС) або в іншу таку ж спеціальну ємність. Очисна здатність краплевлловлювачів є достатньо високою. Так, при вмісті рідини в газі на вході до 500 г/м^3 , то на виході він не перевищує $0,05 - 1,0 \text{ г/м}^3$.

В перших краплевлловлювальних секціях гравітаційних сепараторів використовувались переважно вмонтовані в їх середині жалюзійні насадки або насадки хвильового типу. Такі секції мають велику поверхню контакту газового

потоків із хвилювими (гофрованими) стінками, що призводить до турбулізації потоку, прилипанню крапель, їх коагуляції та створення тонких плівок. За допомогою спеціальних відводів вони поступово стікають у відстійну секцію сепараторів.

При досягненні певної значної швидкості руху газового потоку може відбуватись негативне явище зриву та виносу плівки рідини газом (повторний винос), як це видно на рис.3.8, тобто існує певна критична швидкість руху газу $v_{кр}$, перевищення якої призводить до значного зменшення якості сепарації. Згідно [1], ця швидкість може бути визначена за формулою:

$$v_{кр} = A \frac{\sqrt[4]{g\sigma(\rho_p - \rho_r)}}{\sqrt{\rho_r}}, \quad (3.19)$$

де σ - поверхневий натяг системи нафта-газ, Н/м;

A - коефіцієнт зменшення критично допустимої швидкості руху в жалюзійній секції, який залежить від нормативного коефіцієнта виносу крапельної рідини за межі краплеочисної секції K_v :

$$K_v = \frac{q_p}{q_p + q_r}, \quad (3.20)$$

де q_p - масова витрата крапельної рідини, яка виноситься із сепаратора;

q_r - масова витрата газу.

В промисловій практиці сепарації газу тривалий час нормовано допустимий вміст крапельної рідини в газі не повинен перевищувати 40-50 см³ рідини на 1000 м³ газу, що відповідає допустимому значенню коефіцієнта виносу K_v , рівному 0,04 - 0,05. Залежність коефіцієнта A від заданого в процесі проведення розрахунків коефіцієнта K_v визначається із графіка (рис. 3.10).

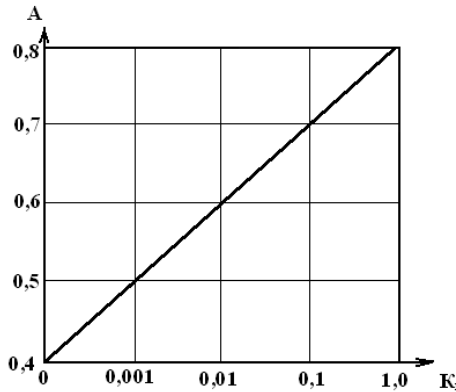


Рисунок 3.10 – Залежність коефіцієнта зменшення допустимої швидкості руху газу A від коефіцієнта K_v

Таким чином, пропускна здатність Q_g жалюзійних насадок в нормальних умовах дорівнює

$$Q_g = V_{кр} F \varphi \frac{P}{P_0} \frac{T_0}{TZ}, \quad (3.21)$$

де F - площа поперечного перетину жалюзійної насадки;

φ - коефіцієнт зменшення активно діючої площі поперечного перетину (приблизно 0,75 - 0,8).

Очевидно, що при заданому значенні витрати газу Q_g із формули (3.21) можна визначити F , тобто потрібні розміри жалюзійної секції.

Аналітичні розрахунки жалюзійних краплевловлювальних секцій та інших (сітчасті, струнні) є достатньо наближеними.

Тому в промисловій практиці сепарації газу необхідно відбирати і аналізувати проби газу при різних умовах його сепарації з метою визначення фактичного виносу (втрат) крапельної рідини та допустимої загрузки сепараторів газорідинним потоком.

Практика підготовки природного газу на газовидобувних та газопереробних підприємствах, де проблема його підготовки є особливо актуальною, показала доцільність

використання додаткових внутрішніх пристроїв доочистки газу, принцип роботи яких оснований на використанні інерційних сил і завихрювачів потоку газу, при якому рідка фаза відкидається на стінки очисної секції і стікає вниз. Для створення обертового руху газового потоку використовують різні завихрювачі пасивного типу, гвинтові та шнекові пристрої, стрічкові спіралі. Завихрювачі активного типу обладнуються невеликими турбінами, ротор яких може обертатись як за рахунок енергії руху газу, так і з допомогою електродвигуна [4].

Контрольні питання

1 Поясніть конструкції існуючих типів нафтогазових сепараторів. Які сили використовуються для відокремлення рідини та газу?

2 Якими основними вимірювальними регулюючими та запобіжними пристроями повинні бути обладнані всі сепараційні установки?

3 Дайте характеристику основним блочним сепараційним установкам типу УБС, УБСН.

4 В чому полягають технологічні розрахунки нафтових сепараторів і як визначають їх пропускну здатність по рідині і газу?

5 Які причини зменшують пропускну здатність сепараторів та погіршують якість сепарації?

6 Розкрийте основні напрямки зменшення втрат нафтового газу в процесі збору і транспорту нафтопромислової продукції.

7 Які пристрої та конструкції доцільно використовувати в газоочисних та краплевловлювальних секціях газосепараторів?

8 В чому полягає різниця між одно- та багатоступеневою сепарацією газу. Які недоліки та переваги властиві кожній із них?