

2 Внутрішньопромисловий транспорт свердловинної продукції

Трубопровідні системи збору і підготовки нафти (нафтопроводи, водопроводи, газопроводи, продуктопроводи) складають основну частину витрат на облаштування нафтових промислів, їх довжина складає сотні кілометрів на невеликих по площі родовищах, а для значних за розмірами досягає багатьох десятків тисяч кілометрів. Практично всі трубопроводи (викидні лінії, збірні та товарні колектори) є підземними напірними системами з робочим тиском від 1...3 МПа в системах промислового збору до 15... 18 МПа в системах ППТ.

Особливостями експлуатації промислових трубопроводів є одночасний сумісний транспорт водонафтогазових сумішей та значна зміна в часі сумарних об'ємів їх транспорту. Розраховані на оптимальні умови транспорту в період максимального видобутку нафти, такі трубопровідні системи вимушені експлуатуватись в неоптимальних режимах при зменшенні об'ємів транспорту та зміні фізико-хімічних властивостей продукції свердловин. Наявність ускладнень при транспорті продукції свердловин, які призводять до зниження пропускної їх здатності, часто вимагають застосовувати завищені їх діаметри. Так, наприклад, всі сучасні викидні лінії свердловин прокладаються діаметром біля 100мм. З точки зору врахування втрат тиску в них, цей діаметр є значно завищений, оскільки, навіть при дебітах свердловин в 100...200 м³/д, втрати тиску в цих лініях не перевищують 0,1 ...0,2 МПа на 1 км траси трубопроводу. Технологічні особливості транспорту нафтопромислової продукції змушують використовувати більший діаметр трубопроводів, ніж це слідує з результатів технологічних розрахунків.

2.1 Технологічний розрахунок трубопроводів при транспорті однорідної рідини

В основі розрахунку однорідної рідини лежать класичні формули трубоної гідравліки: Бернуллі та Дарсі-Вейсбаха.

Остання визначає втрати тиску на подолання сил тертя на довжині трубопроводу при усталеному русі:

$$P_{\text{тр}} = \lambda \frac{L}{D} \frac{v^2}{2} \rho, \quad (2.1)$$

де $P_{\text{тр}}$ - втрати тиску на тертя, Па;

L - довжина трубопроводу, м;

D - діаметр трубопроводу, м;

v - швидкість руху рідини, м/с;

ρ - густина рідини, кг/м³;

λ - коефіцієнт гідравлічного опору, який залежить від режиму руху рідини та відносної шорсткості внутрішніх стінок трубопроводу.

Режим руху рідини визначається значенням параметра Рейнольдса:

$$Re = \frac{v \cdot D}{\nu}, \quad (2.2)$$

де ν - кінематична в'язкість, м²/с.

При ламінарному русі ($Re < 2320$) коефіцієнт гідравлічного опору дорівнює:

$$\lambda = \frac{64}{Re}. \quad (2.3)$$

При турбулентному русі розрізняють три зони:

1) зона гідравлічно-гладких труб. Ця зона має місце при $2320 < Re < Re_1$ де Re_1 - перше перехідне число Рейнольдса, яке дорівнює $Re_1 = 10^5$. В цій зоні турбулентного режиму коефіцієнт гідравлічного опору теж залежить тільки від числа Рейнольдса. Найчастіше його обчислюють за формулою Блазіуса:

$$\lambda = \frac{0,3164}{\text{Re}^{0,25}}. \quad (2.4)$$

2) зона змішаного закону тертя - перехідна зона від гідравлічно-гладких до шорстких труб, яка має місце при $\text{Re}_1 < \text{Re} < \text{Re}_2$, де Re_2 - друге перехідне число Рейнольдса. Це число залежить від відносної шорсткості внутрішньої поверхні труб ε

$$\varepsilon = \frac{2 \text{Ke}}{D}, \quad (2.5)$$

де Ke - абсолютна еквівалентна шорсткість труб.

Для нових сталевих труб $\text{Ke} = 0,1 - 0,2$ мм.

Відповідно

$$\text{Re}_2 = \frac{665 - 765 \lg \varepsilon}{\varepsilon} = 19 \text{Re}_1. \quad (2.6)$$

Найбільш поширеною формулою для визначення коефіцієнту гідравлічного опору в змішаній зоні є наступна:

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{\text{Re}} + \frac{\text{Ke}}{D} \right)^{0,25}. \quad (2.7)$$

3) Зона гідравлічно-шорстких труб або квадратична зона (при $\text{Re}_2 < \text{Re}$). В цій зоні коефіцієнт гідравлічного опору залежить тільки від шорсткості труб і може визначатись за формулою Нікурадзе:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1,74 - 2 \lg \varepsilon \quad (2.8)$$

або Шифрінсона:
$$\lambda = 0,11 \left[\frac{\text{Ke}}{D} \right]^{0,25}. \quad (2.9)$$

В загальному випадку перепад тиску між початковою та кінцевою точками трубопроводу дорівнює:

$$P_1 - P_2 = P_{\text{тр}} \pm \Delta Z \rho g + P_{\text{м.о}}, \quad (2.10)$$

де ΔZ - перепад висот трубопроводу, м; $P_{\text{м.о}}$ - втрати тиску в місцевих опорах, Па.

При транспорті обводненої нафти необхідно попередньо визначити густину водонафтової суміші ρ_c .

$$\rho_c = \rho_n (1 - n_v) + \rho_v n_v, \quad (2.11)$$

де n_v - доля води в суміші; ρ_v - густина води, кг/м^3 , ρ_n - густина нафти, кг/м^3 . Аналогічно визначається і в'язкість водонафтової суміші, μ_c :

$$\mu_c = \mu_n (1 - n_v) + \mu_v n_v. \quad (2.12)$$

В зв'язку з утворенням водонафтових емульсій в процесі видобутку і транспорту свердловинної продукції, в'язкість яких може бути значно більшою, ніж це виходить з рівняння (2.12), гідравлічні розрахунки значно ускладнюються. Докладніше про це розглядається в розділі 5.1.

Визначення тиску в початкових і кінцевих точках трубопроводу, використовуючи рівняння (2.10), при заданих значеннях геометричних розмірів трубопроводів, витрати рідини та її властивостей не викликають труднощів.

Визначення пропускної здатності трубопроводів Q при заданому значенні перепаду тиску $\Delta P = P_1 - P_2$ дещо ускладнюється, оскільки коефіцієнт гідравлічного опору λ залежить від числа Рейнольдса, а, отже, від невідомого значення витрати рідини.

Цю задачу можна розв'язувати графоаналітичним способом. Для цього задаються кількома (не менше 2-3) довільними значеннями витрати рідини Q і визначають втрати тиску так, як це розглянуто вище. Після цього будують графік залежності $\Delta P = P_1 - P_2 = f(Q)$. Оскільки допустимий перепад тиску відомий, то з графіка (рис. 2.1,а) знаходять ту витрату рідини або максимальну пропускну здатність трубопроводу, яка буде забезпечена при цьому перепаді тиску.

Аналогічно вирішується задача визначення необхідного діаметра трубопроводу при відомих значеннях витрати рідини, довжини трубопроводу та перепаду тиску. В цьому випадку

задаються кількома значеннями діаметра трубопроводу і, відповідно, визначають втрати тиску та будують графік залежності цих втрат від діаметра, а вже із графіка знаходять необхідний діаметр (рис.2.1,б).

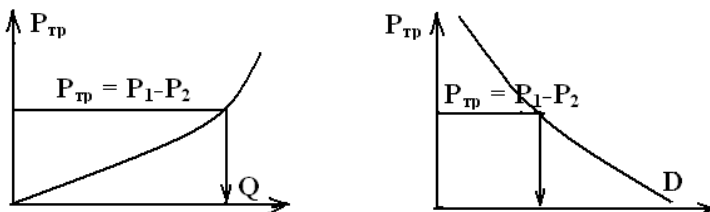


Рисунок 2.1 - Графоаналітичний метод визначення пропускної здатності трубопроводу (а) та його діаметра (б)

Розглянемо особливості гідравлічних розрахунків складних трубопроводів. Першим типом таких трубопроводів є збірні колектори постійного чи змінного діаметра із розподіленням по їх довжині відбором або, навпаки, вводом додаткової продукції (рис.2.2).

Гідравлічні розрахунки таких колекторів є нескладними і проводяться за наведеними вище формулами із врахуванням фактичної витрати рідини на кожній ділянці.

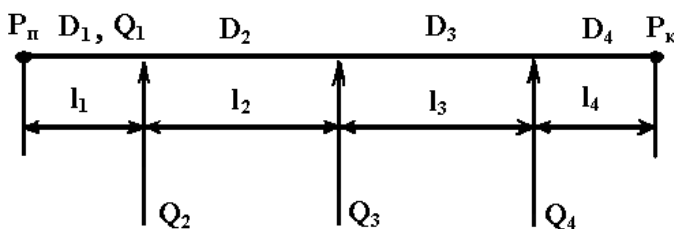


Рисунок 2.2 - Збірний колектор змінного діаметра з розподілом подачі рідини

Більш складними є гідравлічні розрахунки трубопроводів із додатковою паралельною ділянкою певної довжини або лупінгом (рис. 2.3)

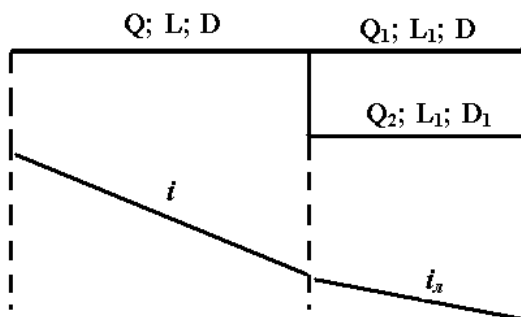


Рисунок 2.3 - Трубопровід із паралельною ділянкою

Застосовуються такі трубопроводи для зменшення загальних втрат тиску при заданій витраті рідини або, навпаки, для збільшення пропускної здатності основного трубопроводу діаметром D при незмінному (заданому) значенні перепаду тиску в кінцевих точках.

При розрахунках таких трубопроводів доцільно визначати гідравлічний нахил i , тобто втрати напору на одиницю довжини труби

$$i = \frac{\Delta H}{L} = \lambda \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g} . \quad (2.13)$$

Використовуючи узагальнену формулу Л.С.Лейбензона, гідравлічний нахил визначається як:

$$i = \beta \frac{Q^{2-m} \cdot v^m}{D^{5-m}} , \quad (2.14)$$

$$\text{де} \quad \beta = \frac{A}{2} \left(\frac{4}{\pi} \right)^{2-m} . \quad (2.15)$$

$A=64$ і $m=1$ - для ламінарного руху; $A=0,3164$ і $m=0$ - для турбулентного квадратичного режиму.

Співвідношення гідравлічних нахилів в основному трубопроводі i та в паралельному i_1 дорівнює :

$$\frac{i}{i_1} = \left[1 + \frac{Q_1}{Q} \right]^{2-m}, \quad (2.16)$$

а співвідношення витрат на подвійній ділянці дорівнює:

$$\frac{Q_1}{Q} = \left(\frac{D_1}{D} \right)^{\frac{5-m}{2-m}}. \quad (2.17)$$

Останні дві формули дозволяють визначити витрати рідини в основному трубопроводі (на подвійній ділянці) Q та в лупінгу Q_1 , а також гідравлічний нахил на цій ділянці. Відмітимо, що цей нахил однаковий в обох паралельних трубопроводах, оскільки тиски в їх кінцевих точках теж однакові.

Одним із основних видів складних трубопроводів являється кільцевий (рис. 2.4).

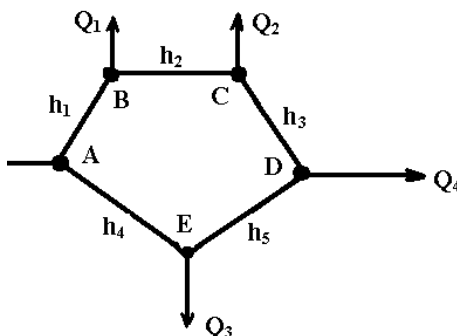


Рисунок 2.4 - Розрахункова схема кільцевого трубопроводу

Такі трубопроводи частіше всього використовуються в системах підтримання пластового тиску. Вони більш надійні в експлуатації та при виникненні аварійних ситуацій і дозволяють легко регулювати подачу води в окремі кушові насосні станції.

Гідравлічні розрахунки кільцевих трубопроводів проводяться в цілому за тими ж схемами і формулами, як і в

попередніх двох випадках. Проте такі розрахунки більш складні, особливо, якщо невідомі значення витрат рідини в окремих точках Q_1 , Q_2 , Q_3 і т.д.

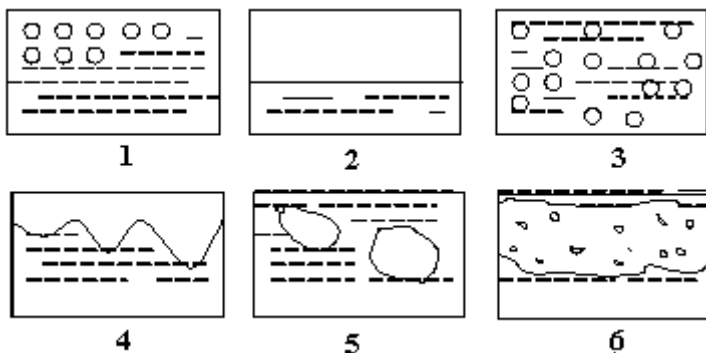
При проектуванні кільцевих трубопроводів системи ППТ величина витрати води в різних точках відома із проекту розробки даного родовища або нею задаються, розглядаючи різні можливі варіанти проведення транспортних систем. Задаючись довільним значенням діаметрів кожної ланки складного трубопроводу, надалі вираховують втрати тиску окремо на ділянках ABCD і AED. Сума втрат тиску в них повинна бути однаковою, тобто $h_1 + h_2 + h_3 = h_4 + h_5$.

Якщо ж існує значна різниця між ними, то необхідно задатись іншими значеннями діаметрів різних ланок кільцевого трубопроводу і повторити розрахунки.

2.2 Технологічний розрахунок трубопроводів при транспорті газорідинних сумішей

Практично завжди на шляху від гирла свердловин до кінцевих сепараційних установок в промислових трубопроводах рухається газорідинна суміш. Фізичні властивості таких сумішей (густина, в'язкість) залежно від співвідношення витрат рідини та газу, тиску та температури транспорту змінюються в широких межах. Це ускладнює гідравлічні розрахунки трубопроводів, особливо, визначення коефіцієнта гідравлічного опору і втрат тиску на тертя.

Характерною особливістю транспорту газорідинних сумішей є існування різних структурних форм потоку, під якими розуміють взаємне розміщення рідкої та газової фаз (рис.2.5).



1- початок утворення газової фази; 2- розшарована;
3-емульсійна; 4- хвильова; 5- снарядна (пробкова);
6- плівочно-дисперсна (кільцева).

Рисунок 2.5. - Основні структурні форми руху газорідних сумішей (ГРС)

Перша із приведених структур може існувати при відносно невеликому витратному газовмісті β

$$\beta = \frac{V_r}{V_r + Q_p}, \quad (2.18)$$

де V_r і Q_p - відповідно, об'ємні витрати газу та рідини, $\text{м}^3/\text{с}$.

Межі існування тих чи інших структур, крім газовмісту, визначає також і швидкість руху суміші v_c або безрозмірний критерій Фруда $F_{r.c}$.

$$F_{r.c} = \frac{v_c^2}{gD}. \quad (2.19)$$

При збільшенні газовмісту та при порівняно невеликому значенні параметра Фруда (1-10) створюється безперервна газова фаза та розшарована структура руху. При всіх структурах потоку швидкість руху газової фази в горизонтальних трубах більша від швидкості руху рідкої фази,

тобто існує відносний рух фаз. Подальше збільшення параметра Фруда приводить спочатку до зникнення чіткого розділу фаз (хвильова структура), а потім і до появи снарядної і емульсійної структур.

Снарядна структура характеризується відносно великими розмірами газових з'єднань в порівнянні із розмірами трубопроводу. Емульсійна структура має місце при великих значеннях параметра Фруда (25-100) і характеризується значною кількістю пухирців газу відносно малих розмірів, більш-менш рівномірно розподілених в потоці рідини.

При ще більших швидкостях руху газорідинної суміші і значному вмісті газової фази структура їх руху стає плівково-дисперсною або кільцевою. При цьому частина рідини рухається в трубопроводі у вигляді плівки по його внутрішній стінці, а решта - у вигляді подрібнених крапель в газовому потоці.

Наявність багатьох структур руху газорідинних сумішей, які характеризуються різною відносною швидкістю руху рідкої та газової фаз, істотно впливають на їх дійсний газовміст φ , який є відношенням площі поперечного перетину трубопроводу, зайнятої газом, до загальної його площі. При відсутності відносної швидкості руху двох фаз дійсний газовміст дорівнює витратному ($\varphi = \beta$). Оскільки витратний газовміст ϵ , як правило, завжди відомий, то наступні гідродинамічні розрахунки (визначення густини та в'язкості ГРС) не викликають труднощів.

При транспорті реальних газорідинних сумішей дійсний газовміст не дорівнює витратному і залежить від великої кількості факторів: структури потоку, фізико-хімічних властивостей нафти та газу, співвідношення їх витрат. Крім того, зв'язок між φ та β є різним для горизонтального або похилого трубопроводу з висхідною та нисхідною ділянками руху.

Існує значна кількість методик та емпіричних формул для визначення дійсного газовмісту φ , які отримані на основі обробки результатів лабораторних та промислових досліджень руху газорідинних сумішей в вертикальних (свердловина) та горизонтальних трубопроводах.

Найпростіші з них враховують тільки швидкість руху суміші v_c або параметр Фруда $F_{r.c.}$.

Наприклад, за формулою А. Гужова та ін. дійсний газовміст для горизонтальних трубопроводів та їх висхідних ділянок дорівнює:

$$\varphi = \frac{\beta}{1 + \frac{1}{v_c}}. \quad (2.20)$$

Для нисхідних ділянок:

$$\varphi = \frac{\beta}{1 - \frac{1}{v_c}}. \quad (2.21)$$

Формула Уолліса для горизонтальних та висхідних ділянок і для снарядної та емульсійної структур руху має вигляд:

$$\varphi = \frac{\beta}{1 + 0,345 \cdot F_{r.c.}^{-0,5}}. \quad (2.22)$$

Для таких же умов запропонована і формула В. Мамаєва:

$$\varphi = 0,81 \cdot \beta \left[1 - e^{-2,2\sqrt{F_{r.c.}}} \right]. \quad (2.23)$$

Технологічні розрахунки при транспорті ГРС проводяться в цілому аналогічно, як і для однорідної рідини. В їх основі лежить та ж формула:

$$\Delta P_c = \lambda_c \cdot \frac{L}{D} \frac{v_c^2}{2} \cdot \rho_c \pm \Delta z \cdot \rho_c g. \quad (2.24)$$

Індекс “с” означає необхідність врахування і визначення властивостей газорідинної суміші.

При відомих (заданих) значеннях тиску, наприклад, в

початковій точці трубопроводу, витрати рідини та газу, його довжини та діаметра, порядок розрахунку втрат тиску проводиться в такому порядку:

1 Визначають швидкість руху суміші v_c

$$v_c = \frac{Q_n + Q_r}{F}. \quad (2.25)$$

Об'ємна витрата газу Q_r залежить від термодинамічних умов його транспорту. Якщо об'ємну витрату газу визначити через відомий газовий фактор G , то

$$Q_r = Q_n (G - \alpha \cdot P) \frac{P_0}{P} \frac{T}{T_0} z, \quad (2.26)$$

де P - середньоарифметичне значення тиску в трубопроводі. $P = \frac{P_1 + P_2}{2}$. Оскільки значення P_2 невідоме, то ним необхідно задатись. Очевидно $P_2 < P_1$. T -середня температура по довжині трубопроводу, K , α - коефіцієнт розчинності газу в нафті, $\text{м}^3/\text{м}^3 \cdot \text{Па}$.

2 Вираховують витратний газовміст та параметр Фруда.

3 За одною з вищенаведених формул (2.21-2.24) знаходять дійсний газовміст.

4 Знаходять густину газорідинної суміші:

$$\rho_c = \rho_n (1 - \varphi) + \rho_r \cdot \varphi. \quad (2.27)$$

При цьому необхідно пам'ятати, що густина газу ρ_r теж залежить від тиску та температури.

5 Знаходять в'язкість суміші μ_c або ν_c :

$$\mu_c = \mu_n (1 - \varphi) + \mu_r \cdot \varphi. \quad (2.28)$$

6 Обчислюють параметр Рейнольдса суміші:

$$R_{e.c} = \frac{v_c D}{\nu_c}, \quad (2.29)$$

7 За відповідними формулами визначають коефіцієнт λ_c і

остаточно втрати тиску на тертя ΔP_c .

8 Розрахункове значення тиску в кінці трубопроводу P_{2p} таким чином буде дорівнювати:

$$P_{2p} = P_1 - \Delta P_c. \quad (2.30)$$

Якщо різниця між наперед заданим значенням P_2 та розрахунковим менше прийнятої допустимої похибки C ,

$$|P_2 - P_{2p}| \leq C,$$

то розрахунок на цьому закінчується. Якщо ні, то приймають $P_2 = P_{2p}$ і розрахунок повторюють (метод ітерації).

Приклад. Знайти втрати тиску в викидній лінії нафтової свердловини при транспорті безводної нафтогазової суміші при наступних вихідних даних: тиск на гирлі свердловини $P_r = 1,2$ МПа; довжина горизонтальної викидної лінії $L = 4$ км; внутрішній діаметр $D = 90$ мм; дебіт свердловини $Q_n = 120$ м³/добу; газовий фактор $G = 100$ м³/м³; густина нафти $\rho_n = 860$ кг/м³; в'язкість нафти $\mu_n = 10$ мПа·с; густина нафтового газу в стандартних умовах $\rho_{гo} = 1,3$ кг/м³; в'язкість газу $\mu_r = 1 \cdot 10^{-3}$ мПа·с; коефіцієнт розчинності газу в нафті $\alpha = 1 \cdot 10^{-5}$ Па⁻¹; середня температура транспортування $T = 283$ К.

Розв'язок. Враховуючи порівняно невисокий тиск в викидній лінії, приймаємо коефіцієнт стисливості газу $z = 1,0$.

1 Задамося, в першому наближенні, ймовірними втратами на тертя $P_{тр} = 0,8$ МПа, тобто тиск в кінці трубопроводу $P_2 = P_r - P_{тр} = 0,4$ МПа, а середньоарифметичне значення тиску транспорту дорівнює:

$$P = \frac{P_r + P_2}{2} = \frac{1,2 + 0,4}{2} = 0,8 \text{ МПа};$$

2 Об'ємна витрата газу, приведена до термодинамічних умов транспорту, дорівнює:

$$Q_r = Q_n (G - \alpha P) \frac{P_0 T}{P T_0} = \frac{120(100 - 1 \cdot 10^{-5} \cdot 0,8 \cdot 10^6) \cdot 10^5 \cdot 283}{0,8 \cdot 10^6 \cdot 273} = 1435 \text{ м}^3/\text{добу}$$

3 Визначимо швидкість руху газонафтової суміші:

$$v_c = \frac{Q_r + Q_n}{F} = \frac{1435 + 120}{0,785 \cdot 0,09^2} = 2,83 \text{ м/с.}$$

4 Параметр Фруда буде дорівнювати:

$$F_r = \frac{v_c^2}{g \cdot D} = \frac{2,83^2}{9,81 \cdot 0,09} = 9,08.$$

5 Витратний газовміст становить:

$$\beta = \frac{Q_r}{Q_r + Q_n} = \frac{1435}{120 + 1435} = 0,92.$$

6 За однією з багатьох методик, наприклад (2.22), знайдемо дійсний газовміст нафтогазової суміші:

$$\varphi = \frac{\beta}{1 + 0,345 F_r^{-0,5}} = \frac{0,92}{1 + 0,345 \cdot 9,08^{-0,5}} = 0,83.$$

7 Густина газу в умовах транспорту дорівнює:

$$\rho_r = \rho_{r,0} \frac{P T_0}{P_0 T} = 1,3 \cdot \frac{0,8 \cdot 10^6 \cdot 273}{1 \cdot 10^5 \cdot 283} = 10,1 \text{ кг/м}^3.$$

8 Таким чином, густина суміші дорівнює:

$$\rho_c = \rho_n (1 - \varphi) + \rho_r \varphi = 860 \cdot (1 - 0,83) + 10,1 \cdot 0,83 = 154,5 \text{ кг/м}^3.$$

9 Визначимо кінематичну вязкість суміші:

$$v_c = v_n (1 - \varphi) + v_r \varphi = \frac{10 \cdot 10^{-3}}{860} \cdot (1 - 0,83) + \frac{1 \cdot 10^{-6}}{10,1} \cdot 0,83 = 1,12 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$$

10 Параметр Рейнольдса для суміші дорівнює:

$$Re_c = \frac{v_c \cdot D}{\nu_c} = \frac{2,83 \cdot 0,09}{1,12 \cdot 10^{-5}} = 22740.$$

11 Оскільки режим руху турбулентний, скористаємось формулою Блазіуса для визначення коефіцієнта гідравлічного опору:

$$\lambda_c = \frac{0,3164}{Re_c^{0,25}} = \frac{0,3164}{22740^{0,25}} = 0,026.$$

12 Отже, втрати тиску на тертя в викидній лінії складають:

$$P_{\text{тр}} = \lambda_c \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v_c^2}{2} \rho_c$$

$$P_{\text{тр}} = \frac{0,026 \cdot 4000 \cdot 2,83^2 \cdot 154,5}{2 \cdot 0,09} = 714927 \text{ Па} = 0,715 \text{ МПа} .$$

Оскільки отримане значення втрат тиску дещо відрізняється від заданого значення $P_{\text{тр}}=0,8$ МПа, то його необхідно уточнити, користуючись методом ітерації.

Використовуючи прийняті в даному прикладі вихідні дані, проведено визначення втрат тиску на тертя у викидній лінії в залежності від величини газового фактора G . Їх результати, наведені на рис.2.6, дозволяють зробити певні висновки.

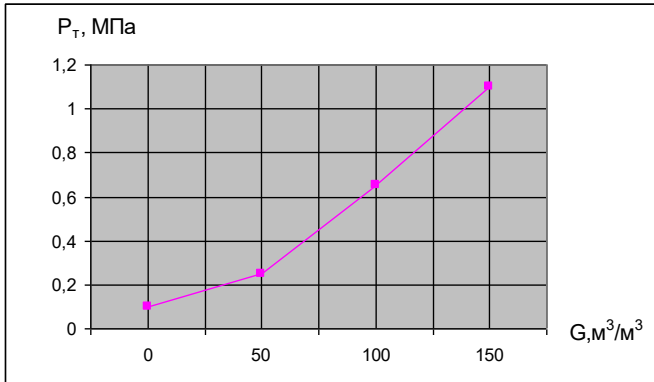


Рисунок 2.6 - Залежність втрат тиску на тертя від величини газового фактору

При відсутності газу в продукції нафтової свердловини або при тиску в системі збору, більшому за тиск насичення нафти газом, втрати тиску на тертя для однорідної рідини є незначними ($P_{\text{тр}}=0,034$ МПа), враховуючи значну довжину викидної лінії та порівняно великий дебіт свердловини.

Збільшення газового фактору призводить до значного зростання втрат тиску на тертя, що пояснюється насамперед значним підвищенням руху газорідинної суміші. Оскільки,

згідно формули Дарсі-Вейсбаха, втрати тиску на тертя залежать від квадрату швидкості руху, то зменшення густини та в'язкості газорідинної суміші із збільшенням газового фактору не в стані компенсувати стрімке зростання втрат тиску на тертя.

Задачі визначення пропускної здатності трубопроводів при транспорті газорідинної суміші та їх діаметра розв'язують аналогічно, з врахуванням особливостей, відмічених в розділі 2.1.

Розглянута методика гідравлічних розрахунків транспорту газорідинних сумішей є спрощеною і може використовуватись для наближених розрахунків порівняно коротких трубопроводів, наприклад, викидних ліній свердловин. При розрахунку промислових колекторів та у випадку транспорту газорідинної суміші з віддалених родовищ до установок сепарації та підготовки нафти необхідно проводити більш детальні розрахунки, які враховують велику кількість факторів: зміну фізико-хімічних властивостей продукції по довжині трубопроводу, наявність нисхідних та висхідних ділянок по його трасі та багато ін.

Сучасна достатньо точна методика розрахунку втрат тиску на елементарній довжині трубопроводу подана в додатку 1. При використанні цієї методики всю довжину трубопроводу необхідно розбивати на окремі ділянки з врахуванням рельєфу, його траси, кожна з яких в свою чергу для збільшення точності розрахунків поділяється на більш елементарні (10-100 м). Сумуючи розрахункові втрати тиску на всіх ділянках, визначають тиск в кінці чи на початку трубопроводу. З додатку 1 також видно, що для проведення розрахунків необхідна підготовка і обґрунтування значної кількості вихідних даних.

2.3 Розрахунок трубопроводів при неізотермічному транспорті свердловинної продукції

Транспорт свердловинної продукції практично завжди є неізотермічним. Переважно при русі рідини та газу в промислових системах відбувається їх охолодження. Це призводить до зміни фізико-хімічних властивостей продукції (густини, в'язкості) та до появи значних ускладнень у вигляді інтенсивного парафіно- та гідратуутворення. Тому на стадії проектування нафтогазозбірних систем, виборі глибини прокладки трубопроводів та при їх експлуатації потрібно розрахувати характер розподілу температури по довжині трубопроводу.

Закон розподілу температури при транспорті будь-якої продукції має вигляд:

$$T_x = T_0 + (T_{\text{п}} - T_{\text{к}}) \cdot e^{-ax}, \quad (2.31)$$

де T_x - середня по перерізу температура продукції на відстані x від початку трубопроводу, К;

$T_{\text{п}}$, $T_{\text{к}}$, та T_0 - відповідно початкова, кінцева та температура навколишнього середовища; a - параметр В.Шухова:

$$a = \frac{\pi \cdot D_3 \cdot K}{Q \cdot \rho \cdot C}, \quad (2.32)$$

де D_3 - зовнішній діаметр трубопроводу, м;

Q - об'ємна витрата, м³/с; ρ - густина, кг/м³;

C - кінцевий коефіцієнт теплоємності, Дж/(кг·К);

K - повний коефіцієнт теплопередачі від рідини в навколишнє середовище.

Теплоємність нафти залежить від густини та температури і може визначатись за емпіричними формулами [3], а при наближених розрахунках прийматись $C_{\text{н}} = 2,09$ кДж/кг·К. Теплоємність води $C_{\text{в}} = 4,19$ кДж/кг·К. Теплоємність газу залежить від тиску та температури. Тому спочатку за емпіричними формулами визначають молярну теплоємність

газу C_p , а потім і масову C_T :

$$C_T = \frac{C_p}{M}, \quad (2.33)$$

де M - молекулярна маса газу, кг/кмоль.

Повний коефіцієнт теплопередачі K (Вт/м²К) залежить від багатьох факторів і визначається за формулою:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 D_B} + \frac{1}{2\lambda_{ст}} \ln \frac{D_3}{D_B} + \frac{1}{\alpha_2 D_3}}, \quad (2.34)$$

де D_B - внутрішній діаметр трубопроводу, м;

$\lambda_{ст}$ - коефіцієнт теплопровідності стінки труби. Для сталевих труб $\lambda = (45-55)$ Вт/м·К. Основну складність викликає визначення коефіцієнта теплопередачі від транспортної продукції до стінки труби (α_1) та від стінки в навколишнє середовище (α_2). Залежить коефіцієнт α_1 не тільки від фізичних властивостей продукції, але й від режиму її транспорту і може визначатись в залежності від числа Рейнольдса:

$$\alpha_1 = 0,138 \cdot Re^{0,75} \frac{\lambda_c}{D_B} \quad \text{для } Re \leq 10^5, \quad (2.35)$$

$$\alpha_1 = 0,105 \cdot Re^{0,75} \frac{\lambda_c}{D_B} \quad \text{для } Re \geq 10^5.$$

Зовнішній коефіцієнт тепловіддачі α_2 від трубопроводу до ґрунту залежить від наявності та властивостей матеріалу ізоляції трубопроводу, теплопровідності ґрунту, глибини закладання трубопроводу. Для підземного трубопроводу

$$\alpha_2 = \frac{2 \cdot \lambda_{гр}}{D_3 \cdot \left[\frac{2 \cdot h}{D_3} + \sqrt{\left(\frac{2h}{D_3} \right)^2 - 1} \right]}, \quad (2.36)$$

де h - глибина закладання трубопроводу від його осі, м;

$\lambda_{\text{гр}}$ - коефіцієнт теплопровідності ґрунту, який в залежності від його складу, щільності та вологості може коливатись в межах (0,4-3,4) Вт/м·К.

Тому в наближених розрахунках для ґрунту, який складається із сухого піску, $K \approx 1,16$ Вт/м²К, а для вологого - $K = 3,5$ Вт/м²К.

2.4 Гідравлічний розрахунок трубопроводів при транспорті неньютонівських рідин

Рідкі вуглеводневі сполуки багатьох нафтових родовищ, в тому числі і в Україні, відносяться до класу неньютонівських рідин або таких, що володіють аномальними властивостями.

Ньютонівською вважається така рідина, в'язкість якої μ залежить від багатьох факторів: густини, молекулярного складу, тиску і температури і є величиною постійною ($\mu = \text{const}$), тобто вона не залежить від умов транспорту, в першу чергу, від швидкості руху v або від градієнта швидкості dv/dr . Для таких рідин справедливий закон Ньютона про в'язкісне тертя при їх русі в круглій трубі або рівняння дотичної напруги зсуву τ ;

$$\tau = \frac{F}{S} = -\mu \frac{dv}{dr}, \quad (2.37)$$

де F - сила, Н;

S - площа, м²;

μ - коефіцієнт пропорційності або динамічної в'язкості, Па·с,

r - відстань від осі труби, м (лінія 3 рис. 2.7).

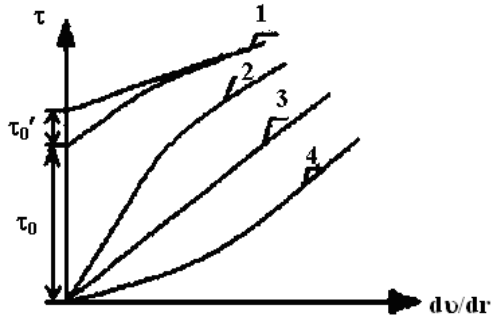


Рисунок 2.7 - Залежність напруги зсуву від градієнта швидкості для різних рідин

Неньютонівські рідини, а це, як правило, високов'язка нафта із значним вмістом парафінових та асфальтосмолистих речовин, характеризуються особливими реологічними властивостями. При порівняно невеликих температурах вони не підпорядковуються закону Ньютона. Існує кілька класів неньютонівських рідин, які відрізняються різним характером кривих залежності $\tau = f/(dv/dr)$ (лінії 2 і 4 рисунка 2.7).

Основним класом неньютонівських рідин є так звані пластичні або бінгамовські (лінія 1), які підпорядковуються рівнянню Шведова-Бінгама:

$$\tau = \tau_0 + \mu^* \frac{dv}{dr}, \quad (2.38)$$

де τ_0 - мінімальна дотична напруга, перевищення якої викликає зсув (початок руху) рідини;

μ^* - уявна (ефективна) в'язкість неньютонівської рідини, яка не є величиною постійною, а залежить не тільки від коефіцієнта динамічної в'язкості μ , але й від градієнта швидкості та часу знаходження її в стані спокою

$$\mu^* = \mu + \frac{\tau_0}{\frac{dv}{dr}}. \quad (2.39)$$

Значення τ_0 та μ^* можна визначити із графіків рисунка 2.7. При цьому для кожного заданого значення градієнта швидкості $\frac{dv}{dr}$ необхідно провести дотичну до лінії течії, тангенси нахилу якої до осі абсцис і дають значення μ^* .

Очевидно, що реологічні криві руху неньютонівської рідини повинні бути отримані шляхом лабораторних аналізів для кожного нафтового родовища зокрема.

При усталеному режимі руху неньютонівської рідини в трубопроводі існує, як правило, неруйнівна структура у вигляді ядра різного діаметра d_0 (рис. 2.8, заштрихована область).

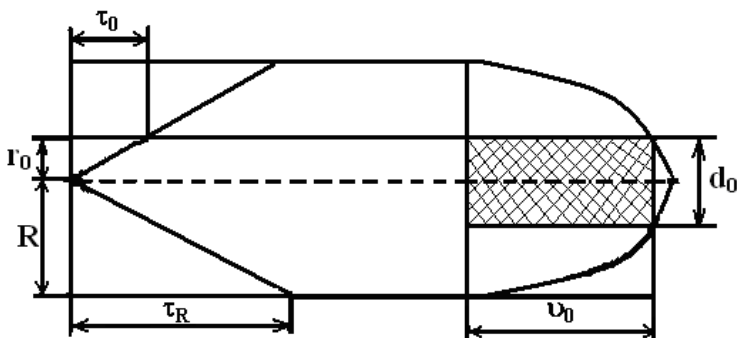


Рисунок 2.8 - Розподіл швидкостей та напруг в структурному потоці неньютонівської рідини

Швидкість руху циліндричного ядра v_0 залежить від в'язкісної характеристики рідини та загального перепаду тиску ΔP , прикладеного до початкового та кінцевих перерізів трубопроводу певної довжини L . При недостатньому перепаді тиску вона дорівнює нулю, а $r_0 = R$. Із збільшенням перепаду тиску швидкість v_0 зростає, а радіус ядра зменшується. При певній критичній швидкості руху ядро повністю щезає. В цьому випадку рідина із неньютонівської перетворюється в

ньютонівську.

Очевидно, що сумісний рух неньютонівської рідини та ядра можливий при створенні умови $R > r_0$.

Виходячи із умов рівноваги сил тиску, які діють на "торцеві" площі потоку рідини та сил тертя по всій поверхні ядра, можна визначити його радіус:

$$r_0 = \frac{2L\tau_0}{\Delta P}. \quad (2.40)$$

При значенні радіуса ядра $r_0 = R$, тобто коли радіус ядра неньютонівської рідини досягає радіуса труби, мінімальне значення перепаду тиску, при якому можливий початок руху, буде дорівнювати:

$$\Delta P_0 = \frac{2L\tau_R}{R}. \quad (2.41)$$

Із збільшенням перепаду тиску швидкість руху ядра буде збільшуватись. Вона може бути визначена із рівняння:

$$v_0 = \frac{\Delta P}{4L\mu^*} (R^2 - r_0^2) - \frac{r_0}{\mu^*} (R - r_0). \quad (2.42)$$

Сумарна витрата неньютонівської рідини в трубопроводі (пропускна здатність) Q визначається як сума витрати рідини ядра та ламінарного шару кільцевого потоку від r_0 до R . Після проведення відповідних перетворень із використанням вище наведених рівнянь отримують наступну формулу визначення пропускної здатності трубопроводу (формула Букінгема):

$$Q = \frac{\pi R^4 \Delta P}{8L\mu^*} \left(1 - \frac{4r_0}{3R} + \frac{r_0^4}{3R^4} \right). \quad (2.43)$$

Формула (2.43) дає можливість визначити також необхідний перепад тиску ΔP для забезпечення заданої пропускної здатності Q .

2.5 Розрахунок простих газопроводів

В основі розрахунків ізотермічного транспорту газу використовується наступна система рівнянь:

- рівняння руху (Бернуллі):

$$\frac{dP}{g\rho_r} + v \frac{dv}{2g} + dz + \lambda \frac{dx}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} = 0, \quad (2.44)$$

- рівняння газового стану:

$$P = \rho_r \cdot Z \cdot R_r \cdot T, \quad (2.45)$$

- рівняння масової витрати газу G:

$$G = \rho_r \cdot v \cdot F = \text{const.} \quad (2.46)$$

В цих рівняннях G - масова витрата газу, кг/с; v - швидкість руху, м/с; F - площа поперечного перетину газопроводу діаметра D, м²; P - тиск газу, Па; R_r - газова постійна, Дж/кг·К, де Дж=Н·м=кг·м·м/с²; T - абсолютна температура газу, К; Z - коефіцієнт стисливості газу.

Лінійна швидкість руху газу та тиск по трасі газопроводу довжиною L є величинами змінними (рис. 2.9).

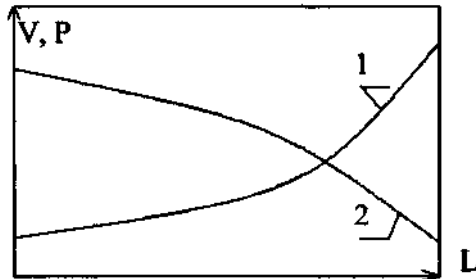


Рисунок 2.9 - Характер зміни швидкості руху газу (1) та його тиску (2) від довжини газопроводу

В зв'язку із зменшенням тиску газу по шляху його транспорту (втрати тиску за рахунок гідравлічного опору) об'єм газу збільшується, а отже, враховуючи закон збереження руху, швидкість транспорту зростає. В той же час масова

витрата газу G по довжині газопроводу залишається постійною, оскільки, згідно з рівнянням (2.46) збільшення швидкості руху компенсується зменшенням густини газу ρ_r .

В рівнянні Бернуллі (2.44) перший член визначає потенціальну енергію тиску газу, другий - питому кінетичну енергію руху, третій - енергію відносного розміщення початкових та кінцевих ділянок газопроводу і четвертий - втрати тиску.

Оскільки зміна кінетичної енергії руху є завжди незначною, то для горизонтального газопроводу рівняння руху із врахуванням (2.45) і (2.46) записується у вигляді:

$$-\frac{dP}{g\rho_r} = \frac{\lambda \cdot G^2}{2DgF^2\rho_r^2} dx. \quad (2.47)$$

В результаті інтегрування рівняння (2.47) в межах від початкового тиску P_1 (при довжині $L=0$) до P_2 при довжині L отримують основну формулу для визначення масової витрати газу в газопроводі:

$$G = \frac{\pi D^2}{4} \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_2^2) \cdot D}{\lambda \cdot z \cdot R_r \cdot T \cdot L}}. \quad (2.48)$$

Об'ємна витрата газу Q_r , приведена до стандартних умов ($T=293$ К, $P_{ат}=0,1013$ МПа), дорівнює

$$Q_r = \frac{G}{\bar{\rho}_r}, \quad (2.49)$$

де $\bar{\rho}_r$ - відносна густина газу,

$\rho_n = 1,205$ кг/м³ - густина повітря.

Із врахуванням значень постійних величин, що входять в формулу (2.48), об'ємна витрата газу або пропускна здатність газопроводу в м³/с визначається за формулою:

$$Q_r = 3,87 \cdot 10^{-2} D^{\frac{5}{2}} \sqrt{\frac{P_1^2 - P_2^2}{\lambda \cdot \bar{\rho}_r \cdot z \cdot T \cdot L}}. \quad (2.50)$$

Коефіцієнт надстисливості газу z визначається для

середнього по довжині газопроводу тиску P_c , який дорівнює:

$$P_c = \frac{2}{3} \left[P_1 + \frac{P_2^2}{P_1 + P_2} \right]. \quad (2.51)$$

Оскільки в промислових умовах транспорту газу його тиск переважно невеликий (менше 2÷3 МПа), то коефіцієнт z в наближених розрахунках можна прийняти рівним одиниці. При неізотермічному транспорті газу і значній різниці вхідної в газопровід температури T_1 та на виході T_2 необхідно визначати її середнє значення за формулою:

$$T_c = \frac{T_1 - T_2}{\ln \frac{T_1}{T_2}}. \quad (2.52)$$

Коефіцієнт гідравлічного опору λ визначається за класичними формулами трубної гідрогазодинаміки із врахуванням режиму руху (числа Рейнольдса) та ступеня шорсткості труб. Практично транспорт завжди доцільно проводити в режимі турбулентного руху, тому коефіцієнт λ можна визначити за перевіреною на практиці формулою:

$$\lambda = \frac{0,038}{D^{0,2}}, \quad (2.53)$$

де D - внутрішній діаметр газопроводу, мм.

Користуючись основною формулою газодинамічних розрахунків транспорту газу (2.50), можна також визначити:

- максимальну довжину трубопроводу L , при якій можливий транспорт газу із заданою його витратою та допустимими значеннями вхідного і вихідного тиску, які диктуються технологічними умовами транспорту;
- необхідний внутрішній діаметр газопроводу при наведених вище умовах та при відомій його довжині;
- тиск в початковій точці газопроводу при відомому (заданому) значенні вихідного тиску або тиск в кінцевій точці;

- розподіл тиску по довжині газопроводу.

В цьому випадку розрахункова формула для визначення тиску газу P_x на відстані X від початку газопроводу має вигляд:

$$P_x = \sqrt{P_1^2 - (P_1^2 - P_2^2) \frac{X}{L}}. \quad (2.54)$$

В процесі експлуатації промислових газопроводів доцільно проводити співставлення теоретичної величини тиску по довжині газопроводу із фактичним виміром його манометрами, встановленими по трасі трубопроводу. Наявність значної розбіжності між розрахунковим та фактичним значеннями тисків по трасі трубопроводу свідчить про появу ускладнень, наприклад, гідратоутворення чи накопичення рідини в понижених ділянках.

2.6 Методи боротьби з ускладненнями при експлуатації промислових трубопроводів

Все нафтопромислове обладнання, включаючи і трубопроводи, повинно надійно і з мінімальними експлуатаційними витратами працювати тривалий час, теоретично однаковим з періодом розробки даного родовища. На практиці це далеко не так. І основні ускладнення в роботі обладнання, включаючи аварії і вихід з ладу, стосуються в першу чергу трубопроводів.

Пояснюється це рядом причин: низька якість матеріалу труб, помилки, допущені в період проектування та будівництва трубопроводів; недосконала технологія збору, транспорту та їх експлуатації.

В даному розділі розглядаються сучасні технології боротьби з ускладненнями при експлуатації промислових трубопроводів, хоча в значній мірі вони застосовуються і для іншого нафтопромислового обладнання, включаючи вимірні та

сепараційні установки, об'єкти систем підготовки нафти і закачки води в пласт.

Основними ускладненнями при транспорті промислової продукції практично на всіх нафтових родовищах є зниження пропускної здатності трубопроводу, його корозія та пульсації тиску.

Головною причиною значного зменшення пропускної здатності нафтопроводів є відкладення на їх внутрішніх стінках асфальтосмолистих та парафінових речовин (АСПР), неорганічних солей та скупчення в нижній частині різноманітних механічних домішок. Проблема боротьби з відкладенням АСПР або скорочено депарафінізація нафтопромислового обладнання є найбільш поширеною і завжди викликає значні труднощі та витрати на запобігання або їх ліквідацію.

Тверді складові компоненти нафти - парафіни - являють собою високомолекулярні вуглеводні від $C_{17}H_{36}$ до $C_{71}H_{144}$ і в пластових умовах вони розчинені в нафті, а при підйомі на поверхню здатні утворювати кристали, основною причиною чого є зниження температури. Початок утворення перших відкладів парафіну коливається в межах $30 - 45^{\circ}\text{C}$. Виділення газу із нафти при зниженні тиску інтенсифікує процес парафіноутворення.

Парафіноутворення починається, як правило, в свердловинах на глибині 1200-1500 м і продовжується в промисловій системі збору, а інколи і за її межами.

Зона інтенсивного парафіноутворення може носити локальний характер в кілька десятків метрів, а здебільшого розповсюджується на значну відстань, особливо в зимово-осінній період. Без застосування заходів боротьби з парафіноутворенням повна закупорка трубопроводів може відбутись на протязі кількох діб, а то й годин.

Основним методом ліквідації парафінових відкладів є

тепловий з використанням мобільних парогенераторних установок, змонтованих на шасі автомобілів високої прохідності типу КраЗ-225Б. Парові котли таких установок (ППУА-1200/100) дозволяють доводити температуру пари до 310°C при максимальному тиску 10 МПа. Під'єднуючись до стояків викидних ліній, розміщених безпосередньо біля свердловини і далі по трасі трубопроводів, вони здатні на протязі кількох годин розплавити парафінові відклади. Недоліком такої технології є значні економічні витрати, в першу чергу дизельного палива, яке використовується для виробництва пари та в двигунах автомобілів.

Певне поширення набули і механічні методи ліквідації АСПР в горизонтальних трубопроводах. Для цього використовуються скребки різних конструкцій та гумові кулі. Для їх використання в початкових та кінцевих точках трубопроводу монтуються пристрої для запуску та вловлювання гумових куль. В промислових умовах цей метод ліквідації парафіноутворень не знаходить значного застосування. Низька якість зварювальних швів, звивистість трубопроводів, їх корозія та наявність механічних домішок призводить часто до закупорки механічних пристроїв очистки трубопроводів від АСПР і значних труднощів в їх пошуку та вилученні з трубопроводу.

Завжди найбільш доцільним методом боротьби з будь-якими ускладненнями є їх запобігання. В останній час розроблено широкий спектр хімічних з'єднань, які є інгібіторами парафіноутворення. Подача їх розчинів в відносно невеликій кількості (0,01-1,0%) в систему нафтогазозбору призводить до значного зниження адгезійних зв'язків АСПР з металевою поверхнею труб або в результаті їх дії створюються легко руйновані відклади.

Залежно від характеру взаємодії інгібіторів парафіноутворення з кристалами парафіну, вони спричиняють на них диспергуючий, модифікуючий або депресуючий вплив.

Хімічні речовини - диспергатори (солі металів, вищих жирних синтетичних кислот, силікатно-сульфанольні розчини) значно обмежують кристалізацію парафіну на металічній поверхні. В результаті їх дії утворення основної кількості кристалів парафіну відбувається в масі рідини.

Модифікатори (поліпропілен, сополімери етилену та складного ефіру, поліетилен) входять в хімічну дію з кристалами парафіну і перешкоджають створенню великої щільності їх упаковки. Крім того, вони мають і значну розчинну здатність і можуть руйнувати вже створені відклади АСПР. Депресуючі з'єднання, наприклад, присадка ПАРАФЛОУ, володіють властивостями модифікаторів і, крім того, загальмовують процес структуроутворення твердо плавких парафінів. Інгібіторами парафіноутворення можуть бути і інші типи хімічних сполук: поліакриламід, кислі органічні фосфати, водні розчини поверхнево-активних речовин. Вони теж здатні створювати гідрофільну плівку на поверхні нафтопромислового обладнання і перешкоджають появі міцних адгезійних зв'язків АСПР з нею.

Зменшення цих зв'язків можна досягнути і шляхом створення гладких захисних покриттів на стінках трубопроводів. Скляні, епоксидні та емалеві покриття внутрішньої поверхні труб, які давно, хоча і в невеликому об'ємі, використовуються в процесах нафтовидобутку, головним чином при експлуатації свердловин, показали високу ефективність захисту нафтопромислового обладнання від запарафінування. Використання такого покриття в системі нафтогазозбору доцільно з точки зору боротьби з внутрішньою корозією.

Часто в системах збору і транспорту продукції свердловин та підтримання пластового тиску відбувається відкладання неорганічних солей (карбонатні та гіпсові відклади), їх відкладення на стінках труб пояснюється випаданням в осад малорозчинних солей лужноземельних металів типу CaSO_4 ,

CaCO_3 , $\text{Mg}(\text{OH})_2$, BaSO_4 . Основною причиною солеутворення є зміна термодинамічних умов збору і транспорту, перенасичення водного розчину тією чи іншою сіллю. Велика механічна міцність солевих відкладів створює значні труднощі у їх ліквідації.

В практиці боротьби з соляними відкладами в промислових системах підігріву теплообмінної апаратури, охолодження та інших використовується значна кількість інгібіторів: похідні карбонових кислот типу поліакрилової та поліметакрилової, інгібітори сульфанольної групи (лігнін), неорганічні поліфосфати (триполіфосфат натрію) та інші фосфорорганічні з'єднання.

Високоєфективними є багатокомпонентні композиції, які разом з інгібіторами солеутворення містять поверхнево-активні речовини, що є деемульгаторами і руйнують водонафтові емульсії. Такими композиціями можуть бути суміші: поліфосфат+поліакрилат, поліакрилат+фосфонат і багато інших.

Суміші кількох інгібіторних з'єднань разом із ПАР можуть володіти синергетичним ефектом, тобто позитивна дія одного із них може підсилювати таку дію другого.

Витрата інгібіторів солеутворення складає різну величину, від 2-10 до 100 мг/л, в залежності від якості нафтопромислової продукції. Велике значення має правильний вибір концентрації інгібіторів солеутворення, як і інших хімічно-активних речовин.

При збільшенні їх концентрації вище певної величини можливе повторне створення осаду солей або утворення малорозчинних з'єднань інгібіторів парафіносолеутворень з осадкостворюючими катіонами солей (рис.2.10).

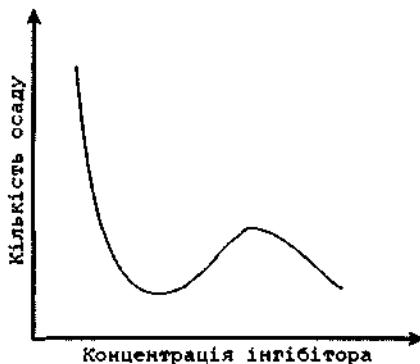


Рисунок 2.10 - Характер впливу концентрації інгібітора солеутворення на інтенсивність осаду неорганічних солей

2.7 Корозія промислового обладнання та технологічні методи її запобігання

Корозія металу є найскладнішою і до кінця не вирішеною проблемою як промисловості в цілому, так і при видобутку нафти і газу. Наявність агресивних компонентів в їх складі (мінералізована вода, сірководень, рештки хімічних речовин, які використовуються при бурінні свердловин, їх експлуатації та ремонті) призводить до значної внутрішньої корозії трубопровідних систем та всього іншого нафтопромислового обладнання. Загальна доля виходу з ладу промислових трубопроводів від внутрішньої корозії може досягати 80%. В особливо складних умовах транспорту повний вихід з ладу промислових трубопроводів може відбуватись на протязі 1-3 років.

Однією із причин інтенсивної корозії є низька якість металу. Особливо придатними антикорозійними є труби, виготовлені із низьколегованої, повністю розкисленої сталі з домішками рідкоземельних металів.

Найбільш ефективним методом захисту нафтопромислового обладнання від внутрішньої корозії залишається

хімічний з використанням інгібіторів корозії. Захисна дія цих речовин ґрунтується на їх здатності до адсорбції на металевій поверхні. Молекули інгібіторів корозії повинні мати дифільну структуру, тобто полярну гідрофільну групу та достатньо довгий гідрофобний радикал (вуглеводнева група). В склад полярних груп входять переважно азот, сірка та фосфорні складові.

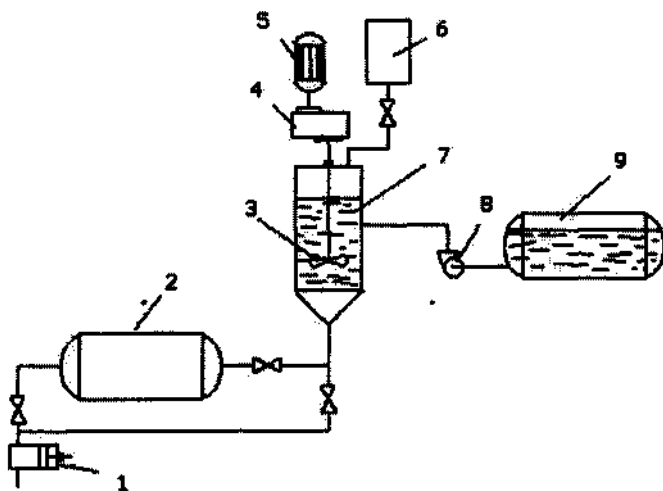
При зборі і транспорті нафтопромислової продукції доцільно використовувати комплексні інгібітори солеутворення та корозії. Такі властивості мають фосфатні або амінофосфатні з'єднання (комплексони типу НТФ, ДПФ, ОЕДФ).

Важливе значення має і технологія застосування хімічних методів боротьби з корозією та парафіно- і солеутворенням. Місця і спосіб подачі реагенту, принцип його підготовки та дозування повинні бути досліджені і обґрунтовані в кожному конкретному випадку. Одна із можливих схем установки приготування розчину різних хімреагентів показана на рис.2.11.

Інтенсивна внутрішня корозія трубопроводів може відбуватися раптово, наприклад, при появі сірководневих сполук в продукції свердловин на пізній стадії розробки нафтових родовищ. Тому доцільно з метою контролю за станом промислових систем збору використовувати спеціальні вставки, періодичний огляд яких дозволяє виявити момент різкого збільшення інтенсивності внутрішньої корозії.

Зовнішня корозія трубопроводів виникає внаслідок руйнування захисних покриттів, їх низької якості. Сучасні методи ізоляції трубопроводів ґрунтуються, в основному, на використанні бітумних та бітумно-гумових мастил із наступною обгорткою поліхлорвініловою чи склополотняною плівкою. У випадку механічного пошкодження ізоляції чи її старіння може виникати інтенсивна електролітична корозія.

Велика енергонасиченість нафтових промислів викликає появу блукаючих підземних струмів, які посилюють інтенсивність зовнішньої корозії нафтопромислового обладнання.



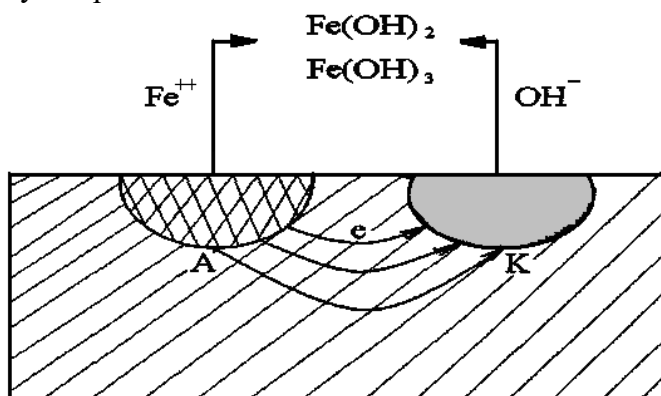
1 - насос високого тиску, 2 - витратна ємність, 3 - змішувач,
4 - редуктор, 5 - електродвигун, 6 - ємність для хімреагента,
7 - ємність для приготування розчину, 8 - відцентровий насос,
9 - ємність розчинника хімреагентів.

Рисунок 2.11 - Технологічна схема установки інгібіторів корозії, парафінових і солевих відкладів

Інтенсивність електролітичної корозії зовнішньої поверхні трубопроводів при пошкодженні ізоляційних покриттів залежить насамперед від концентрації іонів водню в навколишньому середовищі, тобто від водневого показника рН. При $\text{pH} < 7$ ґрунти в місці прокладки трубопроводів володіють підвищеною агресивністю (кисле середовище), оскільки існують сприятливі умови для проходження електричних струмів та існування процесів електролітичної корозії. Однією з причин такої корозії є наявність двох

сусідніх ділянок трубопроводу з різними фізико-хімічними властивостями або різним потенціалом.

При наявності електролітичного середовища, тобто можливості з'єднання їх провідником електричного струму, утворюються анодні та катодні ділянки, в яких проходять процеси переходу іонів заліза в навколишнє середовище, тобто корозія металу. Рисунок 2.12 пояснює в загальному вигляді схему їх протікання.



А-анод; К- катод

Рисунок 2.12 - Схема електролітичного руйнування (корозії) металу

На анодних ділянках атоми заліза переходять в електролітичне середовище у вигляді гідратованих катодів Fe^{++} . На поверхні металу залишаються вільні електрони, які рухаються до катодної ділянки. Тут їх наявність створює умови для іонізації молекул кисню і утворення в присутності води гідроксильної групи OH^- .

В результаті наявності електролітичного середовища (провідника струму) взаємодія катіонів Fe^{++} та гідроксильних іонів OH^- приводить до утворення молекул гідрозакису заліза $Fe(OH)_2$, а потім і до його гідроокису $Fe(OH)_3$. Зауважимо, що наявність ділянок трубопроводів із різним потенціалом

пояснюється не тільки різним їх хімічним складом, але й наявністю зварних швів, існуванням механічних ушкоджень, різних механічних напруг в тілі труби.

Основним активним методом захисту трубопроводів від електролітичної корозії є катодний, схема якого приведена на рис. 2.13. Він широко застосовується при магістральному транспорті нафти і газу і порівняно рідше безпосередньо на нафтових родовищах.

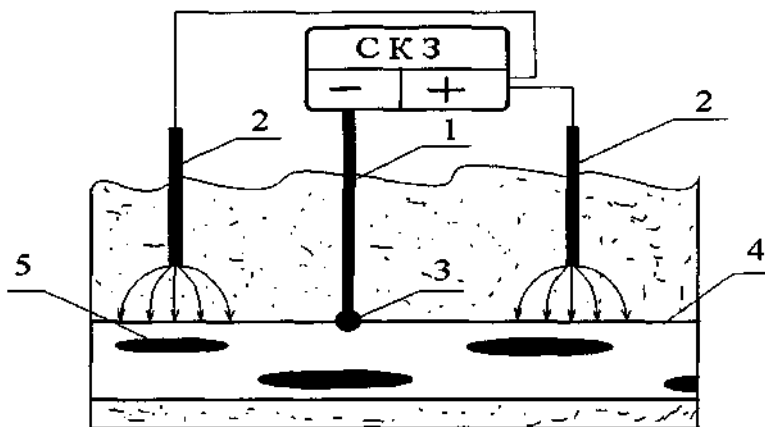


Рисунок 2.13 - Схема катодного захисту підземного нафтового обладнання

Даний метод захисту трубопроводів, як свідчить його назва, полягає в катодній поляризації підземних трубопроводів шляхом підведення постійного електричного струму (різниці потенціалів) в систему ґрунт-труба з допомогою станцій катодного захисту СКЗ або станцій дренажного захисту СДЗ.

Згідно зі схемою, із позитивного полюса джерела постійного струму на СКЗ він подається через ізольований провідник 1 до металевих заглиблених анодних заземлювачів 2, розміщених на певній відстані по довжині трубопроводу 4. Переходячи в електролітичне середовище ґрунту, електричний струм через зруйноване захисне покриття (чорні плями 5)

поступає в трубопровід. Рухаючись далі до точки дренажа 3 по ізольованому провіднику 1, він повертається на від'ємний полюс джерела струму.

Таким чином, при катодному захисті відбувається корозія металевих заземлювачів (анод) і попереджується електрична корозія трубопроводу (катода). Сучасні станції катодного захисту забезпечують їх захист на відстані 20-40 км в залежності від корозійної активності ґрунтів.

Джерелом постійного струму в них є селенові або германієві випрямлячі (при використанні змінного струму від ліній електропередач), генератори постійного струму із дизельним приводом та інші.

Анодні заземлювачі можуть бути швидкоруйнівними, якщо використовується звичайна сталь у вигляді старих труб, кутників чи прутків, а також і малоруйнівними. Останні виготовляються із графіту, сплавів титану та інших матеріалів. Глибина залягання горизонтальних або вертикальних заземлювачів складає 2-3 м. При великій концентрації підземних трубопроводів вона повинна бути значно більшою - до 20-30 м. Відстань між заземлювачами коливається в межах 200-500м.

Вибір катодної установки та методики проведення розрахунків електричних параметрів (поздовжній опір трубопроводу та перехідний опір "труба-земля", сила струму, потужність станції та інші) достатньо повно розглянуті в [11].

Простішим та дешевшим є протекторний спосіб боротьби із електролітичною корозією. Він полягає в тому, що створення катодних ділянок в місцях пошкодження ізоляції трубопроводу проходить не за рахунок постійної подачі зовнішніх електрострумів, а шляхом використання в якості анода металу, що володіє більш від'ємним потенціалом, ніж залізо. Практично це всі метали, легші від заліза: від калію та магнію до цинку включно.

В електричному середовищі у гальванічній парі, яка складається із двох металів з різними потенціалами, протікає електричний струм і відбуваються аналогічні процеси, що і при катодному захисті, тобто анод інтенсивно руйнується, а корозія трубопроводу (катода) практично припиняється.

Анодні заземлювачі виготовляються переважно із сплавів на основі магнію, алюмінію, рідше цинку. Застосовується катодний захист для захисту трубопроводів порівняно невеликої довжини, окремих об'єктів систем нафтогазопроводу, наприклад, резервуарів, сепараторів або там, де відсутні джерела живлення електричним струмом.

Існуючі активні методи захисту від корозії (катодний та протекторний) в промислових умовах нафтогазовидобутку застосовуються дуже рідко. В той же час велика концентрація об'єктів збору і підготовки нафти, наявність резервуарних парків, велика щільність розміщення їх між собою створюють всі передумови для широкого застосування електрохімічного захисту як промислових трубопроводів, так і всіх інших об'єктів нафтогазовозбору, включаючи і експлуатаційні колони свердловин.

Надійність роботи трубопроводів та безпечна експлуатація має надзвичайне значення, враховуючи велику загальну довжину нафтогазотрубопроводних систем і ті важкі наслідки, які можуть виникати при їх аваріях. Причинами таких аварій можуть бути помилки, допущені на всіх етапах проектування, будівництва та їх експлуатації. На стадії проектування необхідно передбачати застосування труб необхідної якості, з заводською їх ізоляцією, відповідної глибини їх прокладки. Потрібно також передбачити можливість контролю та діагностики стану як трубопроводів, так і всіх інших основних об'єктів нафтогазовидобутку.

При будівництві трубопроводів необхідно піддавати їх неруйнівним методам контролю, вести контроль зварних

з'єднань радіографічним методом. Всі земляні роботи повинні проводитися у відповідності з існуючими вимогами якості та з обов'язковим післяопераційним контролем всіх технологічних процесів.

Висока надійність в період експлуатації нафтопродуктопроводів досягається в результаті суворого дотримання технологічних режимів експлуатації і відповідних регламентних інструкцій, періодичного або постійного контролю за фактичним станом обладнання, своєчасним проведенням його планово-технологічного обслуговування.

Особливо важливим є швидке виявлення розгерметизації трубопроводів та інших технологічних об'єктів систем збору і підготовки та виявлення значного витікання нафтопродуктів. Значну аварію при транспорті нафти можна легко виявити по різкій зміні показів манометрів, появи грифоноутворень, помітному виході нафти на поверхню.

При неповних (малозначних) руйнуваннях технологічних систем збору витікання нафти можуть бути виявлені із значним запізненням. Відомі надзвичайно складні і екологічно небезпечні аварії трубопроводів, які призвели до великого забруднення величезної території і водних систем (республіка Комі). Під сніговим покривом втрати нафти довгий час були непомітними. Ще мають місце і трагічні наслідки аварій нафтогазопроводів, які відбувалися в різних нафтогазовидобувних регіонах (трагедія двох пасажирських поїздів в Свердловській губернії з численними людськими жертвами внаслідок розгерметизації продуктопроводу).

Світова практика будівництва транспортних систем, чинне законодавство багатьох країн зобов'язує застосовувати при експлуатації будь-яких трубопроводів технологію оперативного виявлення появи незначного витікання вуглеводнів.

Одна із таких технологій полягає в тому, що при

будівництві нафтогазопроводів поряд із ним прокладають тонку синтетичну трубку, виготовлену із спеціального матеріалу, який здатний пропускати пари вуглеводнів, що появились зовні трубопроводу і вони дифундують всередину цієї трубки.

Періодично продуваючи трубку будь-яким неуглеводневим газом і аналізуючи хімічний склад на її виході, можна швидко встановити наявність витікання вуглеводнів із трубопроводу і приблизне місце його пошкодження.

Контрольні питання

- 1 Нарисуйте графік залежності λ -Re.
- 2 Наведіть алгоритм розрахунку пропускної здатності трубопроводу при транспортуванні однорідної рідини.
- 3 Як визначається витратний газовміст при транспортуванні газорідинної суміші?
- 4 В чому полягає причина відмінності в значеннях витратного та дійсного газовмісту?
- 5 Які причини зумовлюють ускладнення при транспорті нафтопромислової продукції у внутрішньопромисловій системі збору?
- 6 Поясніть фізико-хімічні технології боротьби із відкладанням АСПР та неорганічних солей в промислових трубопроводах.
- 7 В чому полягає механізм електролітичної корозії металу?
- 8 Приведіть та поясніть схеми катодного та протекторного захисту нафтогазопромислового обладнання.
- 9 Поясніть порядок розрахунку трубопроводів при неізотермічному транспорті свердловинної продукції.
- 10 Які властивості неньютонівської високов'язкої нафти повинні враховуватись при гідравлічних розрахунках її транспорту в промислових трубопроводах?