



УКРАЇНА

(19) UA

(11) 46368

(13) A

(51) 6 E21B43/00

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ
І НАУКИ УКРАЇНИДЕРЖАВНИЙ ДЕПАРТАМЕНТ
ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ
ВЛАСНОСТІ

ОПИС

ДО ДЕКЛАРАЦІЙНОГО ПАТЕНТУ
НА ВИНАХІДвидається під
відповідальність
власника
патенту

(54) СПОСІБ ПІДГОТОВКИ ГАЗОКОНДЕНСАТНИХ СУМІШЕЙ ДО ТРАНСПОРТУ

1

2

(21) 2001074616

(22) 03 07 2001

(24) 15 05 2002

(46) 15 05 2002, Бюл. № 5, 2002 р

(72) Фик Ілля Михайлович, Немчин
Олександр Федорович, Яковлев Віталій
Васильович(73) ТОВАРИСТВО З ОБМЕЖЕНОЮ
ВІДПОВІДАЛЬНІСТЮ "НОВІ
МІКРОТЕХНОЛОГІЇ"

(56)

(57) 1 Спосіб підготовки газоконденсатної суміші до транспорту, який включає подачу пластового сирого газу по трубопроводу на сепаратор першого рівня, охолодження газу в теплообміннику, дроселювання потоку газу після теплообмінника і подачу його в низькотемпературний сепаратор другого рівня, сепарацію газової і рідкої фази, водовідділення та відведення конденсату важких вуглеводнів, підігрівання газу з сепаратора другого рівня прямим потоком газу в теплообмінникові та подачу його споживачеві, який відрізняється тим, що в потік пластового сирого газу і в потік газу після сепаратора першого рівня перед теплообмінником подають інгібітор гидратоутворення

2 Спосіб по п. 1, який відрізняється тим, що в потік газу після сепаратора першого рівня перед теплообмінником подають 25-30 % кількості інгібітора, що направляється в потік сирого пластового газу

3 Спосіб по п. 1, який відрізняється тим, що питому витрату інгібітора гидратоутворення визначають за формулою

$$q = \frac{1150C_1}{C_0 - C_1},$$

де C_0 - концентрація інгібітора, що подається, мас. %,

C_1 - концентрація інгібітора, що виводиться, мас. %

4 Спосіб по п. 1, який відрізняється тим, що як інгібітор гидратоутворення використовують метанол

5 Спосіб по п. 4, який відрізняється тим, що питому витрату інгібітора гидратоутворення для метанолу визначають за формулою

$$\lg C_1 = 1,077(\lg |t|)^{0,73},$$

де C_1 - метанол,

t - температура сепарації, змінна в межах від -1 до -100° С, при C_1 , змінному в межах від 3 до 80 мас. %

Винахід відноситься до нафтової і газової промисловості і може бути використаний в схемах установок підготовки газоконденсатної суміші і нафти до транспорту, зокрема для запобігання гидратоутворення під час технологічної переробки і видобутку вуглеводнів при низьких температурах.

Відомий спосіб підготовки газоконденсатних сумішей до транспорту, при якому перед охолодженням газу до низьких температур для запобігання гидратоутворення його заздалегідь осушують, наприклад абсорбцією гликолями або адсорбцією силікагелями або цеолітами. [1]

Недоліком даного способу є складність схеми осушування, періодичність роботи,

значна металоємність та енергоємність на одиницю продукції.

Найбільш близьким аналогом до технічного рішення, що пропонується, є спосіб підготовки газоконденсатної суміші до транспорту, який включає подачу пластового сирого газу по трубопроводу на сепаратор першого рівня, охолодження прямого потоку газу в теплообмінникові, його дроселювання після теплообмінника і подачу в низькотемпературний сепаратор другого рівня, сепарацію газової і рідкої фаз, водовідділення і відведення конденсату важких вуглеводнів, підігрівання зворотного газу з сепаратора другого рівня прямим потоком газу в

(13) A

(11) 46368

(19) UA

теплообміннику і подачу його споживачеві [2]

У цьому способі охолодження пластового сирого газу, який подають в сепаратор першого рівня, здійснюється в змішувальному теплообміннику, який встановлений в нижній частині сепаратора другого рівня. Сирий газ охолоджується в ньому і одночасно підігрівас воду і рідкий конденсат важких вуглеводнів, який сепарується в сепараторі другого рівня до температури +5°C і вище, що забезпечує його водовідділення і відведення на подальшу переробку.

Недоліками даного способу є те, що частина важких вуглеводнів, які виділилися в процесі низькотемпературної сепарації, випаровується і виноситься із зворотним потоком газом з сепаратора другого рівня, а також неможливість проведення процесу витягання важких вуглеводнів при температурах нижче за +5°C, оскільки зниження температури приводить до гідратуутворення і зупинки всього технологічного циклу. При температурі +5°C ступінь видобування вуглеводнів становить лише 5 - 15% від їх потенційного вмісту у пластовому сирому газі. Крім того, для способу характерна складність контролю за протіканням технологічного процесу завдяки гідратуутворенню.

У основу винаходу поставлена задача вдосконалення способу підготовки газоконденсатної суміші до транспорту для досягнення нового технічного результату: підвищення ступеня витягання вуглеводнів C_2+ при зниженні температури сепарації і виключенні гідратуутворення.

Зазначена задача вирішується тим, що в способі підготовки газоконденсатної суміші до транспорту, який включає подачу пластового сирого газу по трубопроводу на сепаратор першого рівня, охолодження газу в теплообміннику, дроселювання потоку газу після теплообмінника і подачу його до низькотемпературного сепаратора другого рівня, сепарацію газової і рідкої фаз, водовідділення та відведення конденсату важких вуглеводнів, підігрівання газу з сепаратора другого рівня прямим потоком газу в теплообміннику і подачу його споживачеві, згідно з винаходом, в потік пластового сирого газу і в потік газу після сепаратора першого рівня перед теплообмінником подають інгібітор гідратуутворення.

У потік газу після сепаратора першого рівня перед теплообмінником подають 25 - 30% кількості інгібітору, що направляється в потік сирого пластового газу.

Питому витрату інгібітора гідратуутворення визначають за формулою

$$q = \frac{1150C_1}{C_0 - C_1},$$

де C_0 - концентрація інгібітора, що подається, мас. %;

C_1 - концентрація інгібітора, що

виводиться, мас. %.

У якості інгібітору використовують метанол.

Питому витрату інгібітору гідратуутворення для метанола визначають за формулою:

$$\lg C_1 = 1,077(\lg t)^{0,73},$$

де C_1 - метанол;

t - температура сепарації, змінна в межах від мінус 1 до мінус 100°C; при C_1 , змінному в межах від 3 до 80 мас. %.

Спосіб здійснюють наступним чином.

У трубопровід сирого пластового газу з дозатора подають більшу частину потоку інгібітору гідратуутворення, після чого він надходить до сепаратора першого рівня, де відбувається відділення газової фази від пластової води і відведення газової фази прямим потоком газу. У потік прямого газу перед теплообмінником від дозатора подають частину інгібітору гідратуутворення, що залишилася. Прямий потік газу охолоджують зворотним потоком газу в рекуперативному теплообміннику і дроселюють за допомогою редукційного вентиля, завдяки чому досягається додаткове зниження температури.

Далі прямий потік газу подають до сепаратора другого рівня для низькотемпературної сепарації газової фази від рідкої. Температура в сепараторі другого рівня може змінюватися від -1°C до -80°C.

Після сепарації газ з сепаратора другого рівня зворотним потоком подають в рекуперативний теплообмінник, де газ підігрівается і прямує до газопроводу споживачеві.

Внаслідок низькотемпературної сепарації в нижній частині сепаратора другого рівня відбувається також відділення водного розчину інгібітору і конденсату важких вуглеводнів, які видаляються через випускні патрубки і надходять на подальшу переробку.

Питому витрату інгібітору гідратуутворення на устаткування НТС визначають по наступній формулі (для 1000г води)

$$q = \frac{1150C_1}{C_0 - C_1},$$

де C_0 - концентрація інгібітору, який подається, % мас;

C_1 - концентрація інгібітору, який виводиться, % мас.

Для метанолу C_1 визначається за формулою

$$\lg C_1 = 1,077(\lg t)^{0,73},$$

де t - температура сепарації в межах від -1°C до -100°C;

C_1 змінна концентрації інгібітора в межах від 3 до 80% мас.

Реалізація способу, що пропонується, ілюструється кресленням, де представлена схема підготовки газоконденсатної суміші до транспорту. Відповідно до креслення в трубопровід 1 сирого пластового газу з

дозатора 2 подають частину потоку інгібітора 3 гідратоутворення, після чого ця суміш надходить в сепаратор першого рівня 4. В ньому відбувається відділення газової фази 5 від пластової води 6. В прямий потік газу 5 перед рекуперативним теплообмінником 7 подають від дозатора 2 залишкову частину 8 інгібітора гідратоутворення. Прямий потік газу 5 охолоджують зворотним потоком газу 9 в рекуперативному теплообміннику, і він дроселюється редукційним вентилем 10, завдяки чому досягається додаткове зниження температури. Далі потік газу 5 надходить в сепаратор другого рівня 11 для сепарації газової фази від рідкої. Після сепарації в сепараторі другого рівня 11, відділений газ утворює зворотний потік 9, що надходить до рекуперативного теплообмінника 7, де газ підігрівається і прямує до газопроводу 12 споживачеві. Внаслідок низькотемпературної сепарації температура в сепараторі другого рівня досягає мінус 1°C - мінус 80°C без гідратоутворення. У нижній частині сепаратора другого рівня 11 відбувається також відділення водного розчину інгібітору 13 і конденсату 14, які видаляються через випускні отвори в днищі і надходять на подальшу переробку. У зв'язку з тим, що велика частина важких вуглеводнів виділяється в сепараторі першого рівня, в потік пластового сирого газу подається велика частина інгібітору, наприклад

$$g_{2\text{нг}} = 0,25g_{1\text{нг}},$$

де $g_{2\text{нг}}$ - кількість інгібітора газу, що подається в прямий потік перед теплообмінником;

$g_{1\text{нг}}$ - кількість інгібітора пластового сирого газу, що подається в потік.

Для порівняльної оцінки варіанту підготовки газоконденсатної суміші до транспорту за прототипом і винаходом, що пропонується, наведені наступні конкретні приклади їх використання.

Приклад 1.

Розглянемо режим роботи процесу підготовки газоконденсатної суміші до транспорту способом низькотемпературної сепарації відповідно до прототипу без подачі інгібітора.

Витрата сирого пластового газу складає $Q_{\Gamma} = 14485$ кг/год і вміст води складає $Q_{\text{в}} = 175$ кг/год при температурі $T_0 = 42^{\circ}\text{C}$, і тиску $P_0 = 22$ МПа. Потенційний вміст C_{3+} (кількість важких вуглеводнів) в пластовому сирому газі становить $Q_0 = 3000$ кг/год.

Газ охолоджується в змійовиковому теплообміннику, який знаходиться в нижній частині сепаратора другого рівня і дроселюється до $P_1 = 8,8$ МПа, після чого подається до сепаратора першого рівня. У сепараторі першого рівня при $T_1 = +14^{\circ}\text{C}$ відбувається відділення C_{3+} з витратою $Q^1_{C_{3+}} = 1800$ кг/год і пластової води з витратою $Q^1_{\text{в}} = 165$ кг/год.

У сепараторі другого рівня при $T_2 = +5^{\circ}\text{C}$, і $P_2 = 2,5$ МПа виділяється C_{3+} з витратою $Q^2_{C_{3+}} =$

50 кг/год і надходить в потік конденсату газу з сепаратора першого рівня $Q^1_{C_{3+}} = 1800$ кг/год, тобто в ньому знаходиться загальна кількість відсепарованого конденсату $Q_{\text{сеп}} = 1850$ кг/год.

Внаслідок підігрівання нижньої частини сепаратора другого рівня, починаючи від змійовикового теплообмінника велика частина вуглеводнів, які виділилися в сепараторі першого рівня і були подані з прямим потоком газу до сепаратора другого рівня і зконденсувалися, випаровується і виноситься із зворотним потоком газу з витратою $Q^3_{C_{3+}} = 1100$ кг/год.

У результаті сумарне видобування важких вуглеводнів C_{3+} складе

$$C_{3+} = Q_{\text{сеп}} - Q^3_{C_{3+}} = 1850 \text{ кг/год} - 1100 \text{ кг/год} = 750 \text{ кг/год},$$

що становить 25% від потенційного вмісту важких вуглеводнів у пластовому сирому газі.

Приклад 2.

Витрата сирого пластового газу складає $Q_{\Gamma} = 14485$ кг/год і вміст води дорівнює $Q_{\text{в}} = 175$ кг/год при температурі $T_0 = 42^{\circ}\text{C}$, і тиску $P_0 = 22$ МПа.

Потенційний вміст C_{3+} в пластовому сирому газі становить $Q_0 = 3000$ кг/год (початкові умови ті ж, що і в прикладі 1.)

Подається інгібітор гідратоутворення в сирій газ перед сепаратором першого рівня з витратою $Q^1_{\text{нг}} = 36$ кг/год і перед теплообмінником $Q^2_{\text{нг}} = 9$ кг/год.

У сепараторі першого рівня виділяється $Q^1_{C_{3+}} = 1800$ кг/год. Після охолодження і дроселювання прямого потоку газу і подачі його до сепаратора другого рівня в ньому досягається тиск $P_2 = 2,5$ МПа, і температура $T_2 = -42^{\circ}\text{C}$ і виділяється $Q^2_{C_{3+}} = 1200$ кг/год конденсату, причому гідрати не утворюються.

Кількість важких вуглеводнів C_{3+} які виносяться із зворотним потоком газу в теплообмінник і далі в газопровід споживачеві, становить $Q^3_{C_{3+}} = 60$ кг/год.

У результаті сумарне видалення важких вуглеводнів складає

$$Q = Q^1_{C_{3+}} + Q^2_{C_{3+}} - Q^3_{C_{3+}} = 1800 + 1200 - 60 = 2940 \text{ кг/год},$$

що становить 98% від потенційного вмісту важких вуглеводнів у пластовому сирому газі.

Питома витрата інгібітору гідратоутворення на устаткування НТС визначається за наступною формулою (для 1000г води)

$$q = \frac{1150C_1}{C_0 - C_1},$$

де C_0 - концентрація інгібітору, який подається, % мас;

C_1 - концентрація інгібітору, який виводиться, % мас.

Для метанолу C_1 визначається за формулою

$$\lg C_1 = 1,077(\lg t)^{0,73},$$

де t - температура сепарації в межах від мінус 1 до мінус 100°C;

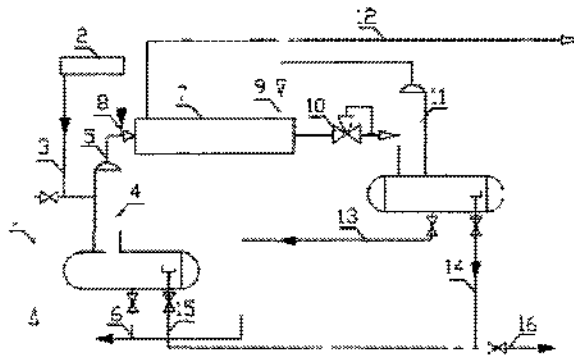
C_1 - зміна концентрації інгібітору в межах від 3 до 80 % мас.

Згідно з обчисленнями і відповідно до реальних даних технологічного процесу НТС, після сепаратора першого рівня при температурі $+1^{\circ}\text{C}$ після дроселювання до 25 атм. в потоці, вміст метанола становить 27%, а після сепаратора другого рівня при температурі -42°C вміст метанола становить 77%.

Таким чином досягнуте підвищення ступеня витягання вуглеводнів C_3+ при зниженні температури сепарації і виключенні гідратуутворення в процесі підготовки газоконденсатної суміші до транспорту.

Література:

1. Д. М. Кемпбел. Очистка и переработка природных газов. - М.: Недра, 1977. - с. 311.
2. Руководство по добыче, транспорту и переработке природного газа. Под ред. Д. Катц. - М.: Недра, 1965. - с. 453.



Фиг