



УКРАЇНА

(19) UA (11) 76750 (13) C2
(51) МПК (2006)
F25J 3/02

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ
І НАУКИ УКРАЇНИ

ДЕРЖАВНИЙ ДЕПАРТАМЕНТ
ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ
ВЛАСНОСТІ

ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА ВІНАХІД

(54) СПОСІБ ЗРІДЖЕННЯ ПРИРОДНОГО ГАЗУ (ВАРІАНТИ)

1

(21) 20031211096
(22) 04.06.2002
(24) 15.09.2006
(86) PCT/US02/17675, 04.06.2002
(31) 60/296,848
(32) 08.06.2001
(33) US
(46) 05.09.2006, Бюл. № 9, 2006 р.
(72) Вілкінсон Джон Д., US, Гадсон Генк М., US,
Куллар Кайл Т., US
(73) ЕЛККОРП, US
(56) US 6053007 A, 25.04.2000
WO 0188447 A1, 22.11.2001
US 6014869 A, 18.06.2000
US 6363744 B, 02.04.2002
US 4600421 A, 15.07.1986
US 5114451 A, 19.05.1992
US 4851020 A, 25.07.1989
(57) 1. Спосіб зрідження потоку природного газу,
що містить метан і більш важкі гідрокарбоніві ком-
поненти, у якому:
(а) зазначений потік природного газу охолоджують
під тиском для конденсації щонайменше частини
його і утворення конденсованого потоку і
(б) зазначений конденсований потік розширюють
до нижчого тиску для формування зазначеного
потoku зрідженого природного газу, причому
(1) зазначений потік природного газу обробляють у
одній або більше стадіях охолодження для частко-
вої його конденсації,
(2) потік зазначеного частково конденсованого газу
розділяють для одержання парового потоку і рід-
кого потоку,
(3) зазначений паровий потік розділяють на що-
найменше перший газовий потік і другий газовий
потік,
(4) зазначений перший газовий потік охолоджують
до суттєво повної конденсації і після цього розши-
рюють до проміжного тиску,
(5) зазначений другий газовий потік розширюють
до зазначеного проміжного тиску,
(6) зазначений рідкий потік розширюють до зазна-
ченого проміжного тиску,
(7) зазначений розширений суттєво конденсова-
ний перший потік, зазначений розширений другий
газовий потік і розширений рідкий потік вводять у
дистиляційну колону, де зазначені потоки розді-
ляються на летку фракцію сухого газу, що містить

2

головну частину зазначених метану і більш легких
компонентів, і на відносно менш летку фракцію,
що містить головну частину зазначених більш важ-
ких гідрокарбоніві компонентів,
(8) зазначену летку фракцію сухого газу охоло-
джують під тиском, щоб сконденсувати щонайме-
нше частину його і одержати зазначений конде-
сований потік.
2. Спосіб зрідження потоку природного газу, що
містить метан і більш важкі гідрокарбоніві компо-
ненти, у якому:
(а) зазначений потік природного газу охолоджують
під тиском для конденсації щонайменше частини
його і утворення конденсованого потоку і
(б) зазначений конденсований потік розширюють
до нижчого тиску для формування зазначеного
потoku зрідженого природного газу, причому
(1) зазначений потік природного газу обробляють у
одній або більше стадіях охолодження для частко-
вої його конденсації,
(2) потік зазначеного частково конденсованого газу
розділяють для одержання парового потоку і рід-
кого потоку,
(3) зазначений паровий потік розділяють на що-
найменше перший газовий потік і другий газовий
потік,
(4) зазначений перший газовий потік об'єднують з
щонайменше частиною зазначеного рідкого потоку
з утворенням об'єднаного потоку,
(5) зазначений об'єднаний потік охолоджують до
суттєво повної конденсації і після цього розширю-
ють до проміжного тиску,
(6) зазначений другий газовий потік розширюють
до зазначеного проміжного тиску,
(7) будь-який залишок зазначеного рідкого потоку
розширюють до зазначеного проміжного тиску,
(8) зазначений розширений суттєво конденсова-
ний об'єднаний потік, зазначений розширений дру-
гий газовий потік і зазначений залишок зазначено-
го рідкого потоку вводять у дистиляційну колону,
де зазначені потоки розділяються на летку фрак-
цію сухого газу, що містить головну частину зазна-
чених метану і більш легких компонентів, і на від-
носно менш летку фракцію, що містить головну
частину зазначених більш важких гідрокарбоніві
компонентів,
(9) зазначену летку фракцію сухого газу охоло-
джують під тиском, щоб сконденсувати щонайме-

(13) C2
(11) 76750
(19) UA

нше частину його і одержати зазначений конденсований потік.

3. Спосіб зрідження потоку природного газу, що містить метан і більш важкі гідрокарбоніві компоненти, у якому:

(а) зазначений потік природного газу охолоджують під тиском для конденсації щонайменше частини його і утворення конденсованого потоку і

(б) зазначений конденсований потік розширюють до нижчого тиску для формування зазначеного потоку зрідженого природного газу, причому

(1) зазначений потік природного газу обробляють у одній або більше стадіях охолодження для часткової його конденсації,

(2) потік зазначеного частково конденсованого природного газу розділяють для одержання парового потоку і першого рідкого потоку,

(3) зазначений паровий потік розділяють на щонайменше перший газовий потік і другий газовий потік,

(4) зазначений перший газовий потік охолоджують до суттєво повної конденсації і після цього розширюють до проміжного тиску,

(5) зазначений другий газовий потік розширюють до зазначеного проміжного тиску,

(6) зазначений перший рідкий потік розширюють до зазначеного проміжного тиску,

(7) зазначений розширений суттєво конденсований перший газовий потік, зазначений розширений другий газовий потік і розширений перший рідкий потік вводять у дистиляційну колону, де зазначені потоки розділяються на летку фракцію сухого газу, що містить головну частину зазначених метану і більш легких компонентів, і на відносно менш летку фракцію, що містить головну частину зазначених більш важких гідрокарбонівіх компонентів,

(8) зазначену летку фракцію сухого газу охолоджують під тиском, щоб сконденсувати щонайменше частину його,

(9) зазначену конденсовану частину розділяють на щонайменше дві частини для формування цим зазначеного конденсованого потоку і другого рідкого потоку і

(10) зазначений другий рідкий потік вводять у зазначену дистиляційну колону як верхній вхідний потік.

4. Спосіб зрідження потоку природного газу, що містить метан і більш важкі гідрокарбоніві компоненти, у якому:

(а) зазначений потік природного газу охолоджують під тиском для конденсації щонайменше частини його і утворення конденсованого потоку і

(б) зазначений конденсований потік розширюють до нижчого тиску для формування зазначеного потоку зрідженого природного газу, причому

(1) зазначений потік природного газу обробляють у одній або більше стадіях охолодження для часткової його конденсації,

(2) потік зазначеного частково конденсованого природного газу розділяють для одержання парового потоку і першого рідкого потоку,

(3) зазначений паровий потік розділяють на щонайменше перший газовий потік і другий газовий потік,

(4) зазначений перший газовий потік об'єднують з щонайменше частиною зазначеного першого рідкого потоку з утворенням об'єданого потоку,

(5) зазначений об'єднаний потік охолоджують до суттєво повної конденсації і після цього розширюють до проміжного тиску,

(6) зазначений другий газовий потік розширюють до зазначеного проміжного тиску,

(7) будь-який залишок першого рідкого потоку розширюють до зазначеного проміжного тиску,

(8) зазначений розширений суттєво конденсований об'єднаний потік, зазначений розширений другий газовий потік і залишок першого рідкого потоку вводять у дистиляційну колону, де зазначені потоки розділяються на летку фракцію сухого газу, що містить головну частину зазначених метану і більш легких компонентів, і на відносно менш летку фракцію, що містить головну частину зазначених більш важких гідрокарбонівіх компонентів,

(9) зазначену летку фракцію сухого газу охолоджують під тиском, щоб сконденсувати щонайменше частину його,

(10) зазначену конденсовану частину розділяють на щонайменше дві частини для формування цим зазначеного конденсованого потоку і другого рідкого потоку і

(11) зазначений другий рідкий потік вводять у зазначену дистиляційну колону як верхній вхідний потік.

5. Спосіб зрідження потоку природного газу, що містить метан і більш важкі гідрокарбоніві компоненти, у якому:

(а) зазначений потік природного газу охолоджують під тиском для конденсації щонайменше частини його і утворення конденсованого потоку і

(б) зазначений конденсований потік розширюють до нижчого тиску для формування зазначеного потоку зрідженого природного газу, причому

(1) зазначений потік природного газу обробляють у одній або більше стадіях охолодження для часткової його конденсації,

(2) зазначений потік частково конденсованого природного газу розділяють для одержання парового потоку і першого рідкого потоку,

(3) зазначений паровий потік розширюють до проміжного тиску, після чого вводять у контактний пристрій, одержуючи в результаті летку фракцію сухого газу, що містить головну частину зазначених метану і більш легких компонентів, і другий рідкий потік,

(4) зазначений перший рідкий потік розширюють до зазначеного проміжного тиску,

(5) зазначений другий рідкий потік і зазначений розширений перший рідкий потік вводять у дистиляційну колону, де зазначені потоки розділяються на дистиляційний потік більш легких парів і на відносно менш летку фракцію, що містить головну частину зазначених більш важких гідрокарбонівіх компонентів,

(6) зазначений дистиляційний потік більш легких парів охолоджують до рівня, достатнього для конденсації щонайменше його частини, і одержують цим третій рідкий потік,

(7) щонайменше частину зазначеного розширеного парового потоку вводять у тісний контакт з що-

найменше частиною зазначеного третього рідкого потоку у зазначеному контактному пристрої і

(8) зазначену летку фракцію сухого газу охолоджують під тиском, щоб сконденсувати щонайменше частину його і одержати зазначений конденсований потік.

6. Спосіб зрідження потоку природного газу, що містить метан і більш важкі гідрокарбоніві компоненти, у якому:

(а) зазначений потік природного газу охолоджують під тиском для конденсації щонайменше частини його і утворення конденсованого потоку і

(б) зазначений конденсований потік розширюють до нижчого тиску для формування зазначеного потоку зрідженого природного газу, причому

(1) зазначений потік природного газу обробляють у одній або більше стадіях охолодження для часткової його конденсації,

(2) зазначений потік частково конденсованого природного газу розділяють для одержання першого парового потоку і першого рідкого потоку,

(3) зазначений перший паровий потік розширюють до проміжного тиску, після чого вводять у контактний пристрій, одержуючи в результаті другий паровий потік і другий рідкий потік,

(4) зазначений перший рідкий потік розширюють до зазначеного проміжного тиску,

(5) зазначений другий рідкий потік і зазначений розширений перший рідкий потік вводять у дистиляційну колону, де зазначені потоки розділяються на дистиляційний потік більш летких парів і на відносно менш летку фракцію, що містить головну частину зазначених більш важких гідрокарбоніві компонентів,

(6) зазначений дистиляційний потік більш летких парів охолоджують до рівня, достатнього для конденсації щонайменше його частини, і одержують цим третій паровий і третій рідкий потік,

(7) частину зазначеного третього рідкого потоку вводять у зазначену дистиляційну колону як верхній вхідний потік,

8) щонайменше частину зазначеного першого розширеного парового потоку вводять у тісний контакт з щонайменше частиною залишку зазначеного третього рідкого потоку у зазначеному контактному пристрої,

(9) зазначений другий паровий потік об'єднують з третім паровим потоком для одержання легкої фракції сухого газу, що містить головну частину зазначених метану і більш легких компонентів, і

(10) зазначену летку фракцію сухого газу охолоджують під тиском, щоб сконденсувати щонайменше частину його і одержати зазначений конденсований потік.

7. Спосіб зрідження потоку природного газу, що містить метан і більш важкі гідрокарбоніві компоненти, у якому:

(а) зазначений потік природного газу охолоджують під тиском для конденсації щонайменше частини його і утворення конденсованого потоку і

(б) зазначений конденсований потік розширюють до нижчого тиску для формування зазначеного потоку зрідженого природного газу, причому

(1) зазначений потік природного газу обробляють у одній або більше стадіях охолодження для часткової його конденсації,

(2) зазначений потік частково конденсованого природного газу розділяють для одержання парового потоку і першого рідкого потоку,

(3) зазначений паровий потік розширюють до проміжного тиску, після чого вводять у контактний пристрій, одержуючи в результаті летку фракцію сухого газу, що містить головну частину зазначених метану і легких компонентів, і другий рідкий потік,

(4) зазначений другий рідкий потік нагрівають,

(5) зазначений перший рідкий потік розширюють до зазначеного проміжного тиску,

(6) зазначений другий рідкий потік і зазначений розширений перший рідкий потік вводять у дистиляційну колону, де зазначені потоки розділяються на дистиляційний потік більш летких парів і на відносно менш летку фракцію, що містить головну частину зазначених більш важких гідрокарбоніві компонентів,

(7) зазначений дистиляційний потік більш летких парів охолоджують до рівня, достатнього для конденсації щонайменше його частини, і одержують цим третій рідкий потік,

(8) щонайменше частину зазначеного розширеного парового потоку вводять у тісний контакт з щонайменше частиною зазначеного третього рідкого потоку у зазначеному контактному пристрої і

(9) зазначену летку фракцію сухого газу охолоджують під тиском, щоб сконденсувати щонайменше частину його і одержати зазначений конденсований потік.

8. Спосіб зрідження потоку природного газу, що містить метан і більш важкі гідрокарбоніві компоненти, у якому:

(а) зазначений потік природного газу охолоджують під тиском для конденсації щонайменше частини його і утворення конденсованого потоку і

(б) зазначений конденсований потік розширюють до нижчого тиску для формування зазначеного потоку зрідженого природного газу, причому

(1) зазначений потік природного газу обробляють у одній або більше стадіях охолодження для часткової його конденсації,

(2) зазначений потік частково конденсованого природного газу розділяють для одержання першого парового потоку і першого рідкого потоку,

(3) зазначений перший паровий потік розширюють до проміжного тиску, після чого вводять у контактний пристрій, одержуючи в результаті другий паровий потік і другий рідкий потік,

(4) зазначений другий рідкий потік нагрівають,

(5) зазначений перший рідкий потік розширюють до зазначеного проміжного тиску,

(6) зазначений нагрітий другий рідкий потік і зазначений розширений перший рідкий потік вводять у дистиляційну колону, де зазначені потоки розділяються на дистиляційний потік більш летких парів і на відносно менш летку фракцію, що містить головну частину зазначених більш важких гідрокарбоніві компонентів,

(7) зазначений дистиляційний потік більш летких парів охолоджують до рівня, достатнього для конденсації щонайменше його частини, і одержують цим третій паровий і третій рідкий потік,

(8) частину зазначеного третього рідкого потоку вводять у зазначену дистиляційну колону як верхній вхідний потік,

(9) щонайменше частину зазначеного розширеного першого парового потоку вводять у тісний контакт з щонайменше частиною залишку зазначеного третього рідкого потоку у зазначеному контактному пристрої і

(10) зазначений другий паровий потік об'єднують з зазначеним третім паровим потоком для одержання легкої фракції сухого газу, що містить головну частину зазначених метану і більш легких компонентів, і

(11) зазначену легку фракцію сухого газу охолоджують під тиском, щоб сконденсувати щонайменше частину його і одержати зазначений конденсований потік.

9. Спосіб зрідження потоку природного газу, що містить метан і більш важкі гідрокарбоніві компоненти, у якому:

(а) зазначений потік природного газу охолоджують під тиском для конденсації щонайменше частини його і утворення конденсованого потоку і

(б) зазначений конденсований потік розширюють до нижчого тиску для формування зазначеного потоку зрідженого природного газу, причому

(1) зазначений потік природного газу обробляють у одній або більше стадіях охолодження для часткової його конденсації,

(2) зазначений потік частково конденсованого природного газу розділяють для одержання першого парового потоку і першого рідкого потоку,

(3) зазначений перший паровий потік і зазначений перший рідкий потік розширюють до проміжного тиску,

(4) зазначений розширений перший паровий потік і розширений перший рідкий потік вводять у вхідну точку середини дистиляційної колони, де ці потоки розділяються на дистиляційний потік більш легких парів і на відносно менш легку фракцію, що містить головну частину зазначених більш важких гідрокарбоніві компонентів,

(5) зазначений дистиляційний паровий потік відбирають з зони зазначеної дистиляційної колони, розташованої нижче зазначеного розширеного першого парового потоку, і охолоджують до рівня, достатнього для конденсації щонайменше його частини, і одержують цим другий паровий потік і другий рідкий потік,

(6) щонайменше частину зазначеного розширеного першого парового потоку вводять у тісний контакт з щонайменше частиною зазначеного другого рідкого потоку у зазначеній дистиляційній колоні,

(7) зазначений другий паровий потік об'єднують з зазначеним дистиляційним потоком більш легких парів для одержання легкої фракції сухого газу, що містить головну частину зазначених метану і більш легких компонентів, і

(8) зазначену легку фракцію сухого газу охолоджують під тиском, щоб сконденсувати щонайменше частину його і одержати зазначений конденсований потік.

10. Спосіб зрідження потоку природного газу, що містить метан і більш важкі гідрокарбоніві компоненти, у якому:

(а) зазначений потік природного газу охолоджують під тиском для конденсації щонайменше частини його і утворення конденсованого потоку і

(б) зазначений конденсований потік розширюють до нижчого тиску для формування зазначеного потоку зрідженого природного газу, причому

(1) зазначений потік природного газу обробляють у одній або більше стадіях охолодження для часткової його конденсації,

(2) зазначений потік частково конденсованого природного газу розділяють для одержання першого парового потоку і першого рідкого потоку,

(3) зазначений перший паровий потік і зазначений перший рідкий потік розширюють до проміжного тиску,

(4) зазначений розширений перший паровий потік і розширений перший рідкий потік вводять у вхідну точку середини дистиляційної колони, де ці потоки розділяються на дистиляційний потік більш легких парів і на відносно менш легку фракцію, що містить головну частину зазначених більш важких гідрокарбоніві компонентів,

(5) зазначений дистиляційний паровий потік відбирають з зони зазначеної дистиляційної колони, розташованої нижче зазначеного першого парового потоку, і охолоджують до рівня, достатнього для конденсації щонайменше його частини, і одержують цим другий паровий потік і другий рідкий потік,

(6) частину зазначеного другого рідкого потоку вводять у зазначену дистиляційну колону як ще один вхідний потік у місці, розташованому, по суті, у зоні відбору зазначеного дистиляційного парового потоку,

(7) щонайменше частину зазначеного розширеного першого парового потоку вводять у тісний контакт з щонайменше частиною залишку зазначеного другого рідкого потоку у зазначеній дистиляційній колоні,

(8) зазначений другий паровий потік об'єднують з зазначеним дистиляційним потоком більш легких парів для одержання легкої фракції сухого газу, що містить головну частину зазначених метану і більш легких компонентів, і

(9) зазначену легку фракцію сухого газу охолоджують під тиском, щоб сконденсувати щонайменше частину його і одержати зазначений конденсований потік.

11. Спосіб зрідження потоку природного газу, що містить метан і більш важкі гідрокарбоніві компоненти, у якому:

(а) зазначений потік природного газу охолоджують під тиском для конденсації щонайменше частини його і утворення конденсованого потоку і

(б) зазначений конденсований потік розширюють до нижчого тиску для формування зазначеного потоку зрідженого природного газу, причому

(1) зазначений потік природного газу обробляють у одній або більше стадіях охолодження для часткової його конденсації,

(2) зазначений потік частково конденсованого природного газу розділяють для одержання першого парового потоку і першого рідкого потоку,

(3) зазначений перший паровий потік і зазначений перший рідкий потік розширюють до проміжного тиску,

(4) зазначений розширений перший паровий потік і розширений перший рідкий потік вводять у вхідну точку середини дистиляційної колони, де ці потоки розділяються на дистиляційний потік більш летких парів і на відносно менш летку фракцію, що містить головну частину зазначених більш важких гідрокарбонів компонентів,

(5) зазначений дистиляційний паровий потік відбирають з зони зазначеної дистиляційної колони, розташованої нижче зазначеного розширеного першого парового потоку, і охолоджують до рівня, достатнього для конденсації щонайменше його частини, і одержують цим другим паровий потік і другий рідкий потік,

(6) щонайменше частину зазначеного розширеного першого парового потоку вводять у тісний контакт з щонайменше частиною зазначеного другого рідкого потоку у зазначеній дистиляційній колоні,

(7) зазначений рідкий дистиляційний потік відбирають з зазначеної дистиляційної колони у місці, розташованому вище зони відбору зазначеного дистиляційного парового потоку, після чого зазначений дистиляційний рідкий потік нагрівають і знову вводять у зазначену дистиляційну колону як ще один вхідний потік у місці, розташованому нижче зони відбору дистиляційного парового потоку,

(8) зазначений другий паровий потік об'єднують з зазначеним дистиляційним потоком більш летких парів для одержання легкої фракції сухого газу, що містить головну частину зазначених метану і більш легких компонентів, і

(9) зазначену летку фракцію сухого газу охолоджують під тиском, щоб сконденсувати щонайменше частину його і одержати зазначений конденсований потік.

12. Спосіб зрідження потоку природного газу, що містить метан і більш важкі гідрокарбонів компоненти, у якому:

(а) зазначений потік природного газу охолоджують під тиском для конденсації щонайменше частини його і утворення конденсованого потоку і

(б) зазначений конденсований потік розширюють до нижчого тиску для формування зазначеного потоку зрідженого природного газу, причому

(1) зазначений потік природного газу обробляють у одній або більше стадіях охолодження для часткової його конденсації,

(2) зазначений потік частково конденсованого природного газу розділяють для одержання першого парового потоку і першого рідкого потоку,

(3) зазначений перший паровий потік і зазначений перший рідкий потік розширюють до проміжного тиску,

(4) зазначений розширений перший паровий потік і розширений перший рідкий потік вводять у вхідну точку середини дистиляційної колони, де ці потоки розділяються на дистиляційний потік більш летких парів і на відносно менш летку фракцію, що містить головну частину зазначених більш важких гідрокарбонів компонентів,

(5) зазначений дистиляційний паровий потік відбирають з зони зазначеної дистиляційної колони, розташованої нижче зазначеного розширеного першого парового потоку, і охолоджують до рівня, достатнього для конденсації щонайменше його

частини, і одержують цим другим паровий потік і другий рідкий потік,

(6) частину зазначеного другого рідкого потоку вводять у зазначену дистиляційну колону як ще один вхідний потік у місці, розташованому, по суті, у зоні відбору зазначеного дистиляційного парового потоку,

(7) щонайменше частину зазначеного розширеного першого парового потоку вводять у тісний контакт з щонайменше частиною залишку зазначеного другого рідкого потоку у зазначеній дистиляційній колоні,

(8) зазначений дистиляційний рідкий потік відбирають з зазначеної дистиляційної колони у місці, розташованому вище місця відбору зазначеного дистиляційного парового потоку, після чого зазначений дистиляційний рідкий потік нагрівають і знову вводять у зазначену дистиляційну колону як ще один вхідний потік у місці, розташованому нижче зони відбору дистиляційного парового потоку,

(9) зазначений другий паровий потік об'єднують з зазначеним дистиляційним потоком більш летких парів для одержання легкої фракції сухого газу, що містить головну частину зазначених метану і більш легких компонентів, і

(10) зазначену летку фракцію сухого газу охолоджують під тиском, щоб сконденсувати щонайменше частину його і одержати зазначений конденсований потік.

13. Спосіб за будь-яким з пп.1, 2, 5 - 12, який **відрізняється** тим, що зазначену летку фракцію сухого газу стискають і після цього охолоджують під тиском, щоб сконденсувати щонайменше частину його і одержати зазначений конденсований потік.

14. Спосіб за будь-яким з пп.1, 2, 5 - 12, який **відрізняється** тим, що зазначену летку фракцію сухого газу підігрівують, стискають і після цього охолоджують під тиском, щоб сконденсувати щонайменше частину його і одержати зазначений конденсований потік.

15. Спосіб за пп.3 або 4, який **відрізняється** тим, що

(1) зазначену летку фракцію сухого газу розігрівують, стискають і після цього охолоджують під тиском, щоб сконденсувати щонайменше частину його, і

(2) зазначену конденсовану частину розділяють на щонайменше дві частини для одержання зазначеного конденсованого потоку і зазначеного другого рідкого потоку.

16. Спосіб за будь-яким з пп.1 - 15, який **відрізняється** тим, що зазначена летка фракція сухого газу містить головну частину зазначених метану, більш легких компонентів і C_2 -компонентів.

17. Спосіб за будь-яким з пп.1 - 15, який **відрізняється** тим, що зазначена летка фракція сухого газу містить головну частину зазначених метану, більш легких компонентів, C_2 -компонентів і C_3 -компонентів.

18. Спосіб за п.13, який **відрізняється** тим, що зазначена летка фракція сухого газу містить головну частину зазначених метану, більш легких компонентів і C_2 -компонентів.

19. Спосіб за п.14, який **відрізняється** тим, що зазначена летка фракція сухого газу містить голо-

вну частину зазначених метану, більш легких компонентів і C_2 -компонентів.

20. Спосіб за п.15, який **відрізняється** тим, що зазначена летка фракція сухого газу містить головну частину зазначених метану, легких компонентів і C_2 -компонентів.

21. Спосіб за п.13, який **відрізняється** тим, що зазначена летка фракція сухого газу містить головну частину зазначених метану, більш легких компонентів, C_2 -компонентів і C_3 -компонентів.

22. Спосіб за п.14, який **відрізняється** тим, що зазначена летка фракція сухого газу містить головну частину зазначених метану, більш легких компонентів, C_2 -компонентів і C_3 -компонентів.

23. Спосіб за п.15, який **відрізняється** тим, що зазначена летка фракція сухого газу містить головну частину зазначених метану, більш легких компонентів, C_2 -компонентів і C_3 -компонентів.

Винахід стосується процесу обробки потоку природного газу або іншого багатого на метан газу для одержання потоку зрідженого природного газу (ЗНГ), який містить метан високої чистоти, і рідкого потоку, який переважно містить гідрокарбони, важчі за метан [див. умовну заявку 60/296 848 від 8/06/2001].

Природний газ звичайно видобувають з свердловин, пробурених у підземні резервуари. Головним компонентом цього газу є метан, який становить щонайменше 50% (мольових) газу. Залежно від конкретного резервуару природний газ містить також менші кількості важчих гідрокарбонів, наприклад, етану, пропану, бутанів, пентанів тощо, а також воду, водень, нітроген, діоксид карбону та ін.

Звичайно працюють з природним газом у газоподібній формі. Найбільш поширеним засобом транспортування природного газу від свердловини до газопереробних підприємств і звідти до споживачів природного газу є Газопроводи високого тиску. Однак, у багатьох випадках виявляється необхідним і/або бажаним зріджувати природний газ для транспортування або використання. У віддалених місцях, наприклад, часто відсутня газопровідна інфраструктура, яка уможливила б звичайне транспортування природного газу до ринку. У таких випадках значно нижчий питомий об'єм ЗНГ порівняно з натуральним газом суттєво здешевлює транспортування завдяки використанню для цього вантажних суден і автомашин.

Іншим фактором на користь зрідження натурального газу є можливість його використання як палива для транспортних засобів. У великих містах, наповнених великими кількостями автобусів, таксі, автомобілів і вантажівок є вигідним застосовувати у них ЗНГ, якщо є достатньо дешеве його джерело. Такі транспортні засоби, що використовують ЗНГ як паливо, менше забруднюють довкілля завдяки чистому згорянню природного газу порівняно з подібними транспортними засобами з бензиновими або дизельними двигунами, у яких спалюються більш високомолекулярні гідрокарбони. Крім того при використанні ЗНГ високої чистоти (наприклад, метану чистотою 95% мольових) утворюється значно менша кількість діоксиду карбону ("тепличного" газу) завдяки нижчому відношенню карбон/водень для метану порівняно з іншими гідрокарбонними паливами.

Винахід стосується взагалі зрідження природного газу з одночасним одержанням рідкого потоку

як співпродукту, що складається, головним чином, з гідрокарбонів, важчих за метан, наприклад, рідкий натуральний газ (РНГ), що містить етан, пропан, бутани й більш важкі гідрокарбонні компоненти, зрідженого побіжного газу (ЗПГ), або з конденсатів бутанів й важчих гідрокарбонних компонентів. Одержання побіжного рідкого потоку дає дві важливі переваги: метан у ЗНГ має високу чистоту, а побіжна рідина є цінним продуктом, який можна використати для різних цілей. Потік натурального газу, що підлягає обробці згідно з винаходом, має такий склад (мольовий): 82% метану, 7,9% етану і інших C_2 -компонентів, 4,9% пропану і інших C_3 -компонентів, 1,0% ізобутану 1,1% нормального бутану 0,8% пентанів і решта - нітроген і діоксид карбону. Іноді є присутніми сульфуровмісні гази.

Існують багато способів зрідження природного газу [див наприклад Finn, Adrian J., Grant L. Johnson and Terry R. Tomlinson, "LNG Technology for Offshore and Mid-Scale Plants", Proceedings of Seventy-Ninth Annual Convention of the Gas Processors Association, pp.429-450, Atlanta, Georgia, March 13-15, 2000 і огляд таких процесів у Kikkawa, Yoshitsugi, Masaaki Ohishi and Nonyoshi Nozawa, "Optimize the Power System of Baseload LNG Plant", Proceedings of Eightieth Annual Convention of the Gas Processors Association, San Antonio, Texas, March 12-14, 2001 і патенти США 4 445 917, 4 525 185, 4 545 795, 4 755 200, 5 291 736, 5 363 655, 5 365 740, 5 600 969, 5 615 561, 5 651 269, 5 755 114, 5 893 274, 6 014 869, 6 062 041, 6 119 479, 6 125 653, 6 250 105 B1, 6 269 655 B1, 6 272 882 B1, 6 308 531 B1, 6 324 867 B1 і 6 347 532 B1]. Ці способи звичайно включають операції, якими природний газ очищують (видаляючи воду і шкідливі сполуки наприклад діоксид карбону і сполуки сульфуру), охолоджують конденсують і розширюють. Охолодження і конденсацію природного газу можна здійснити багатьма способами. При "каскадному охолодженні" використовується теплообмін природного газу з декількома холодоагентами, точка кипіння яких послідовно знижується, наприклад, з пропаном етаном і метаном. У іншому варіанті цей теплообмін проводиться з одним холодоагентом з випаровуванням цього холодоагенту при різних тисках. При "багатокомпонентному охолодженні" використовують теплообмін природного газу з декількома рідкими холодоагентами, які містять декілька складових холодоагентів замість декількох однокомпонентних холодоагентів. Розширення природного газу

може бути здійснене як ізентальпічно (використовуючи, наприклад, розширення Джоуля-Томсона), так і ізентропічно (використовуючи, наприклад, турбіну робочого розширення).

Незалежно від способу зрідження потоку природного газу обов'язковою вимогою є видалення значної частини гідрокарбонів важчих за метан перед зрідженням багатого на метан потоку. Таке видалення зумовлюється багатьма причинами включаючи необхідність контролювати теплотворність потоку ЗНГ і теплотворність цих важчих гідрокарбонів компонентів як незалежних продуктів. На жаль, досі було надано мало уваги ефективності операції видалення гідрокарбону.

Згідно з винаходом було виявлено, що обережне інтегрування операції видалення гідрокарбону у процес зрідження природного газу може дати як ЗНГ, так і окремий важчий гідрокарбонівий рідкий продукт з значно меншими витратами енергії порівняно з існуючими процесами. Хоча винахід можна застосовувати при нижчих тисках, найкраще подавати газ на обробку при тиску від 400 до 1500 фунт/кв. дюйм (від 2758 до 10342 кПа(а) або вище.

Для кращого розуміння винаходу далі наведено приклади з кресленнями у яких:

Фіг.1 - схема потоків установки зрідження природного газу пристосованої для співвиробництва РНГ згідно з винаходом,

Фіг.2 - фазова діаграма тиск-ентальпія для метану, яка ілюструє переваги винаходу порівняно з існуючими процесами,

Фіг.3 - схема потоків іншої установки зрідження природного газу, пристосованої для співвиробництва РНГ згідно з винаходом,

Фіг.4 - схема потоків ще одної установки зрідження природного газу пристосованої для співвиробництва ЗПГ згідно з винаходом,

Фіг.5 - схема потоків установки зрідження природного газу пристосованої для співвиробництва конденсату згідно з винаходом,

Фіг.6 - схема потоків установки зрідження природного газу, пристосованої для співвиробництва рідкого потоку згідно з винаходом,

Фіг.7 - схема потоків іншої установки зрідження природного газу, пристосованої для співвиробництва рідкого потоку згідно з винаходом,

Фіг.8 - схема потоків ще одної установки зрідження природного газу, пристосованої для співвиробництва рідкого потоку згідно з винаходом,

Фіг.9 - схема потоків іншої установки зрідження природного газу, пристосованої для співвиробництва рідкого потоку згідно з винаходом,

Фіг.10 - схема потоків ще одної установки зрідження природного газу пристосованої для співвиробництва рідкого потоку згідно з винаходом,

Фіг.11 - схема потоків іншої установки зрідження природного газу пристосованої для співвиробництва рідкого потоку згідно з винаходом,

Фіг.12 - схема потоків ще одної установки зрідження природного газу, пристосованої для співвиробництва рідкого потоку згідно з винаходом,

Фіг.13 - схема потоків іншої установки зрідження природного газу, пристосованої для співви-

робництва рідкого потоку згідно з винаходом,

Фіг.14 - схема потоків ще одної установки зрідження природного газу, пристосованої для співвиробництва рідкого потоку згідно з винаходом,

Фіг.15 - схема потоків іншої установки зрідження природного газу, пристосованої для співвиробництва рідкого потоку згідно з винаходом,

Фіг.16 - схема потоків ще одної установки зрідження природного газу пристосованої для співвиробництва рідкого потоку згідно з винаходом,

Фіг.17 - схема потоків іншої установки зрідження природного газу, пристосованої для співвиробництва рідкого потоку згідно з винаходом,

Фіг.18 - схема потоків ще одної установки зрідження природного газу, пристосованої для співвиробництва рідкого потоку згідно з винаходом,

Фіг.19 - схема потоків іншої установки зрідження природного газу, пристосованої для співвиробництва рідкого потоку згідно з винаходом,

Фіг.20 - схема потоків ще одної установки зрідження природного газу, пристосованої для співвиробництва рідкого потоку згідно з винаходом, і

Фіг.21 - схема потоків ще одної установки зрідження природного газу, пристосованої для співвиробництва рідкого потоку згідно з винаходом.

У подальшому описі креслень наведено таблиці, які дають потоковитрати, обчислені для типових умов процесу. У цих таблицях для зручності значення потоковитрат (у моль/год.) були округлені до найближчого цілого. Повні потоковитрати, показані у таблицях, включають всі негідрокарбоніві компоненти і тому є більшими за суму потоковитрат гідрокарбонівих компонентів. Температури є округленими до найближчого цілого. Слід відзначити що обчислення для різних ілюстрованих кресленнями процесів виконані з метою їх порівняння базуються на припущенні відсутності теплообміну з довкіллям процесу. Якість промислових теплоізолюючих матеріалів робить таке припущення виправданим.

Для зручності параметри процесів наведено як у традиційних британських одиницях, такі у одиницях СІ. Молярні потоковитрати, наведені у таблицях, можна інтерпретувати як фунт-моль/год. або як кг-моль/год. Споживання енергії наведено як у кіньських силах, так і у тисячах британських теплових одиниць. Продуктивність наведена у фунт/год., відповідає потоковитратам у фунт-моль/год. Продуктивність, наведена у кг/год., відповідає потоковитратам у кг-моль/год.

Приклад 1

Фіг.1 ілюструє процес згідно з винаходом у якому бажано виробляти РНГ як спів продукт, який містить більшу частину етану і важчих компонентів вхідного потоку природного газу. Згідно з моделюванням винаходу газ входить в установку при 90°F (32°C) і 1285 фунт/кв. дюйм (8860 кПа(а)) (потік 31). Якщо вхідний газ містить діоксид карбону і/або сульфурові компоненти у концентрації, що не відповідає вимогам до потоків продукту, ці сполуки видаляються належною попередньою обробкою

вхідного газу (не показано). Крім того, вхідний потік звичайно зневоднюють, щоб запобігти утворенню льоду при охолодженні. Для цього звичайно використовують тверді сикативи.

Вхідний потік 31 охолоджується у теплообміннику 10 через теплообмін з потоками холодоагенту і рідинами деметанізаційної частини ребойлера при -68°F (-55°C) (потік 40). В усіх випадках теплообмінник 10 репрезентує або декілька окремих теплообмінників, або один багатопрохідний теплообмінник (рішення використовувати декілька теплообмінників або один багатопрохідний теплообмінник залежить від багатьох факторів, включаючи потіковитрату вхідного газу розмір теплообмінника температуру потоку тощо). Охолоджений потік 31а входить у сепаратор 11 при -30°F (-34°C) і 1278фунт/кв. дюйм (8812кПа(а)), де пари (потік 32) відділяються від конденсованої рідини (потік 33).

Пари (потік 32) з сепаратора 11 розділяється на два потоки, 34 і 36. Потік 34 (приблизно 20% всіх парів) об'єднується з конденсованою рідиною (потік 33) з утворенням потоку 35. Об'єднаний потік 35 проходить через теплообмінник 13 і зазнає теплообміну з потоком 71 є холодоагенту, внаслідок чого відбуваються охолодження і суттєва конденсація потоку 35а. Суттєво конденсований потік 35а при -12°CPF (-85°C) піддають швидкому випаровуванню через належний пристрій розширення, наприклад, клапан 14 розширення, до робочого тиску (приблизно 465фунт/кв. дюйм (3206кПа(а)) ректифікаційної колони 19. Під час розширення частина потоку випаровується, охолоджуючи цим весь потік. У процесі Фіг.1 розширений потік 35b що виходить з клапану 14 розширення, досягає температури -122°F (-86°C) і надходить до середньої вхідної точки у секції 19b деметанізації ректифікаційної колони 19.

Решта (80%) парів з сепаратора 11 (потік 36) входить у машину 15 робочого розширення, у якій з частини цього вхідного потоку високого тиску відбирається механічна енергія. Машина 15 розширює пари, по суті, ізентропічно, починаючи з тиску приблизно 1278фунт/кв. дюйм (8812кПа(а)) і до робочого тиску колони з робочим охолодженням розширеного потоку 36а до температури приблизно -103°F (-75°C). Типові промислові експандери можуть забезпечувати 80-85% роботи, теоретично можливої при ідеальному ізентропічному розширенні. Одержану роботу часто використовують для приведення у дію центрифугального компресора (наприклад, 16), який використовується, наприклад, для рекомпресії верхнього газу колони (потік 38).

Розширений і частково сконденсований потік 36а надходить у ректифікаційну колону 19 у нижній вхідній точці середини колони.

Деметанізатор ректифікаційної колони 19 є звичайною ректифікаційною колоною, яка містить сукупність розташованих з вертикальним інтервалом тарілок, один або декілька пакетних шарів або комбінацію пакерів і тарілок. В установках обробки природного газу ректифікаційна колона часто складається з двох секцій. Перша секція 19а є сепаратором, у якому верхній потік розділяється на парову і рідинну частини, а пари, що піднімаються з нижньої дистиляційної або деметанізаційної сек-

ції 19b, об'єднуються з паровою частиною (якщо вона є) верхнього потоку з утворенням холодних верхніх парів деметанізатора (потік 37) у верхній частині колони з температурою -135°F (-93°C). Нижча секція 19b деметанізації містить тарілки і/або пакери і забезпечує необхідний контакт між рідинами що падають униз, і парами, що підіймаються вгору. Секція деметанізації містить також один або більше ребойлерів (наприклад, 20), який підігріває і випаровує частину рідин, що стікають униз у колоні, для створення відгінних парів, що піднімаються вгору. Потік 41 рідкого продукту виходить з дна колони при 115°F (46°C) згідно з вимогами до молярного відношення метан/етан (0,020:1) у донному продукті.

Верхні пари деметанізатора (потік 37) підігріваються до 90°F (32°C) у теплообміннику 24 і частина цих парів відводиться для використання як паливного газу (потік 48) для установки (кількість паливного газу, що має відводитись, визначається, головним чином, потребою у паливі для двигунів і/або турбін, що приводять газові компресори установки, наприклад компресори 64, 66 68 холодоагенту). Залишок підігрітих верхніх парів деметанізатора (потік 38) стискається компресором 16, який приводиться розширювальними машинами 15, 61 63. Після охолодження до -100°F (-38°C) у відповідному холодильнику 25 потік 38b додатково охолоджується до -123°F (-86°C) у теплообміннику 24 через взаємообмін з холодними верхніми парами деметанізатора (потік 37).

Після цього потік 38с входить у теплообмінник 60 і додатково охолоджується потоком 71d холодоагенту. Після охолодження до проміжної температури потік 38с розділяється на дві частини. Перша частина (потік 49) далі охолоджується у теплообміннику 60 до -257°F (-160°C) для конденсації і переохолодження, після чого вона надходить у машину 61 робочого розширення де з потоку видобувається механічна енергія. Машина 61 розширює рідкий потік 49 по суті, ізентропічно з тиску приблизно 562фунт/кв. дюйм (3878кПа(а)) до тиску зберігання ЗНГ - 15,5фунт/кв. дюйм (107 кПа(а)). Робоче розширення охолоджує розширений потік 49а до температури приблизно -258°F (-161°C), після чого він спрямовується у резервуар 62 зберігання ЗНГ (потік 50).

Інша частина потоку 38с (потік 39) виходить з теплообмінника 60 при -160°F (-107°C) і швидко випаровується у належному пристрої розширення, наприклад, через клапан 17 розширення, до робочого тиску ректифікаційної колони 19. У цьому процесі (Фіг.1) випаровування розширеного потоку 39а не відбувається і тому його температура знижується незначно до -161°F (-107°C), на виході з клапану 17 розширення. Далі розширений потік 39а надходить у секцію 19а сепаратора у верхній частині ректифікаційної колони 19. Відділена там рідина стає верхнім вхідним продуктом секції 19b деметанізатора.

Все охолодження потоків 35, 38с здійснюється у замкненому циклі. Робочою рідиною для цього циклу є суміш гідрокарбонів і нітрогену, причому склад суміші коригується для забезпечення бажаної температури холодоагенту і конденсації при прийнятному тиску з використанням наявного охо-

лоджуючого середовища. У цьому випадку конденсація здійснюється охолоджуючою водою і тому, при моделюванні процесу Фіг.1 використовується суміш нітрогену, метану, етану, пропану і важких гідрокарбонів. Приблизний мольовий склад потоку нітроген - 7,5%, метан - 41,0%, етан - 41,5%, пропан -10,0% і решта - важчі гідрокарбони.

Потік 71 холодоагенту виходить з холодильника 69 з температурою 100°F (38°C) під тиском 607фунт/кв. дюйм (4185кПа(a)). Він входить у теплообмінник 10 і охолоджується до -31°F (-35°C) і частково конденсується частково підігрітим розширеним потоком 71f і іншими потоками холодоагенту. Для моделювання втілення Фіг.1 вважалось що ці інші потоки холодоагенту є потоками комерційного пропанового холодоагенту при трьох різних температурах і тисках. Частково конденсований потік 71a холодоагенту входить потім у теплообмінник 13 для подальшого охолодження до -114°F (-81°C) частково розігрітим розширеним потоком 71e холодоагенту, конденсації і переохолодження потоком 71b холодоагенту. Далі холодоагент у теплообміннику 60 переохолоджується до -257°F (-160°C) потоком 71 d розширеного холодоагенту. Переохолоджений рідкий потік 71c входить у машину 63 робочого охолодження, де з нього відбирається механічна енергія з одночасним суттєво ізентропічним розширенням від тиску приблизно 586фунт/кв. дюйм (4040кПа(a)) до приблизно 34фунт/кв. дюйм (234кПа(a)). Під час розширення частина потоку випаровується, що дає охолодження всього потоку до -263°F (-164°C) (потік 71 d) Розширений потік 71d знову входить у теплообмінники 60, 13, 10 де охолоджує потоки 38с, 35 і холодоагент (потоки 71, 71a, 71b) з випаровуванням і перегріванням.

Перегріті пари холодоагенту (потік 71g) виходять з теплообмінника 10 при 93°F (34°C) і трьома етапами доводяться до тиску 617фунт/кв. дюйм (4254кПа(a)). На кожному з цих етапів компресори 64, 66, 68 холодоагенту приводяться у дію допоміжним джерелом потужності з подальшим охолодженням (відвідні холодильники 65, 67, 69) для видалення теплоти стискування. Потік 71 під тиском від відповідного холодильника 69 повертається у теплообмінник 10 для завершення циклу.

Потоковитрати і споживання енергії процесу Фіг.1 наведено у таблиці 1

Таблиця 1

Потоковитрати фунт-моль/год. (кг-моль/год.)

Потік	Метан	Етан	Пропан	Бутани+	Усього
31	40977	3861	2408	1404	48656
32	32360	2675	1469	701	37209
33	8617	1186	939	703	11447
34	6472	535	294	140	7442
36	25888	2140	1175	561	29767
37	47771	223	0	0	48000
39	6867	32	0	0	6900
41	73	3670	2408	1404	7556
48	3168	15	0	0	3184
50	37736	176	0	0	37916
Одержано уРНГ*					
Етан	95,06%				
Пропан	100,00%				
Бутани+	100,00%				
Продуктивність	308147фунт/год. (308147кг/год.)				
Продукт ЗНГ					

Продуктивність	610813фунт/год. (610813кг/год.)
Чистота*	99,52%
Нижча теплотворність	912,3 Брит. од./куб. фут (33 99МДж/м³)
Потужність	
Стисання холодоагенту	103957к.с. (170904кВт)
Стисання пропану	33815к.с. (55591кВт)
Повне стисання	137772к.с. (226495кВт)
Тепло для власних потреб	
Ребойлер деметанізатора	29364 MBTU/Hr (18969кВт)

* - неокруглені дані

К.к.д. процесів виробництва ЗНГ звичайно порівнюють з бажаним "питомим споживанням енергії, яке є відношенням повної потужності для стискування холодоагенту до повного виробництва рідини. Дані з публікацій з цього приводу визначають межі для питомого споживання енергії від 0,168к.с.-год./фунт (0,276кВт/кг) до 0,182к.с.-год./фунт (0,300кВт/кг) що, як вважають, базується на коефіцієнті роботи потоків 340 днів за рік для установки виробництва ЗНГ. Відповідно, питоме споживання енергії для втілення Фіг.1 становить 0,161к.с.-год./фунт (0,265кВт/кг), що відповідає підвищенню к.к.д. на 4-13% порівняно з існуючими рішеннями. Крім того слід відзначити, що питоме споживання енергії у існуючих процесах базується на співвиробництві лише ЗПГ (C₃ і важчі гідрокарбони) або рідкого потоку конденсату (C₄ і важчі гідрокарбони) з відносно низьким виходом, але не РНГ (C₂ і важчі гідрокарбони), як це показано на Фіг.1. Існуючі процеси потребують значно більше потужності на охолодження для спів-виробництва потоку РНГ замість потоку ЗПГ або конденсату.

Два головних фактора зумовлюють поліпшення к.к.д. згідно з винаходом. Перший фактор пов'язаний з термодинамікою процесу зрідження газового потоку високого тиску які розглядаються у цьому прикладі. Оскільки основною складовою цього потоку є метан для порівняння існуючого циклу зрідження з циклом винаходу можуть бути використані термодинамічні властивості метану Фіг.2 містить фазову діаграму тиск-ентальпії для метану. У більшості існуючих циклів все охолодження газового потоку відбувається під високим тиском (шлях A-B), після чого потік розширюється (шлях B-C), здобуваючи тиску у резервуарі зберігання метану (трохи вище атмосферного). У цій операції розширення може використовуватись машина робочого розширення, звичайно здатна видобути 75-80% роботи, теоретично наявної при ідеальному ізентропічному розширенні. Для спрощення повністю ізентропічне розширення ілюстровано шляхом B-C. Зниження ентальпії цим робочим розширенням є малим оскільки лінії постійної ентропії є майже вертикальними у рідинній області фазової діаграми.

Це контрастує з циклом зрідження згідно з винаходом. Після часткового охолодження під високим тиском (шлях A-A') газовий потік зазнає робочого розширення (шлях A'-A'') набуваючи проміжного тиску (для спрощення розглядається повністю ізентропічне розширення). Подальше охолодження здійснюється при проміжному тиску (шлях A"-B') після чого потік розширюється, набуваючи тиску у резервуарі зберігання ЗНГ. Оскільки

лінії постійної ентропії є менш крутими у газовій області фазової діаграми, перша операція робочого розширення передбачена винаходом, дає значно більше зниження ентальпії. Отже, повне охолодження, передбачене винаходом (сума шляхів A-A' і A"-B'), є меншим за охолодження у існуючих процесах (шлях A-B), і це знижує охолодження (і, отже, тиск охолодження), потрібне для зрідження газового потоку.

Другим фактором що зумовлює поліпшення к.к.д. згідно з винаходом є краще функціонування систем дистиляції гідрокарбону при нижчих робочих тисках. Операція видалення гідрокарбону у більшості існуючих процесів виконується при високому тиску з використанням скрубберної колони і холодної гідрокарбонної рідини як абсорбента у потоці для видалення важких гідрокарбонів з вхідного газового потоку. Робота скрубберної колони під високим тиском є не дуже ефективною, оскільки викликає співабсорбцію значної частини метану і етану з газового потоку, який потім має бути очищений від рідкого абсорбенту і охолоджений щоб стати частиною ЗНГ. Згідно з винаходом операція видалення гідрокарбону виконується при проміжному тиску коли рівновага пари-рідини є більш сприятливою і це дає дуже ефективне видалення бажаних важких гідрокарбонів у рідкому потоці співпродукту.

Приклад 2

Якщо вимоги до ЗНГ передбачають більший вміст етану у вхідному газі, що має бути збережений у кінцевому ЗНГ, втілення винаходу може бути спрощене Фіг.3 ілюструє таке втілення. Склад вхідного газу і умови процесу для Фіг.3 є подібними передбаченим для Фіг.1. Відповідно, процес Фіг.3 може бути порівняний з процесом Фіг.1.

При моделюванні процесу Фіг.3 охолодження вхідного газу, сепарація і схема розширення для секції одержання РНГ є, по суті подібними використаним для Фіг.1.

Газ входить в установку при 90°F (32°C) і 1285фунт/кв. дюйм (8860кПа(a)) (потік 31) і охолоджується у теплообміннику 10 через теплообмін з потоками холодоагенту і рідинами деметанізаційного боку ребойлера при -35°F (-37°C) (потік 40). Охолоджений потік 31a входить у сепаратор 11 при -30°F (-34°C) і 1278фунт/кв. дюйм (8812кПа(a)) де пари (потік 32) відділяються від конденсованої рідини (потік 33).

Пари (потік 32) з сепаратора 11 розділяється на два потоки, 34 і 36. Потік 34 (приблизно 20% всіх парів) об'єднується з конденсованою рідиною (потік 33) з утворенням потоку 35. Об'єднаний потік 35 проходить через теплообмінник 13 і зазнає теплообміну з потоком 71 є холодоагенту, внаслідок чого відбуваються охолодження і суттєва конденсація потоку 35a. Суттєво конденсований потік 35a при -120°F (-85°C) піддають швидкому випаровуванню через належний пристрій розширення, наприклад, клапан 14 розширення, до робочого тиску (приблизно 465фунт/кв. дюйм (3206кПа(a)) ректифікаційної колони 19. Під час розширення частина потоку випаровується охолоджуючи цим весь потік. У процесі Фіг.3 розширений потік 35b, що виходить з клапану 14 розширення досягає температури -122°F (-86°C) і надходить до сепара-

торної секції верхньої частини ректифікаційної колони 19. Відділенні тут рідини стають вхідними потоками секції деетанізації у нижній частині ректифікаційної колони 19.

Решта (80%) парів з сепаратора 11 (потік 36) входить у машину 15 робочого розширення, у якій з частини цього вхідного потоку високого тиску видобувається механічна енергія. Машина 15 розширює пари, по суті, ізентропічно, починаючи з тиску приблизно 1278фунт/кв. дюйм (8812кПа(a)) і до робочого тиску колони з робочим охолодженням розширеного потоку 36a до температури приблизно -103°F (-75°C). Розширений і частково сконденсований потік 36a надходить у ректифікаційну колону 19 у вхідній точці середини колони.

Верхні пари деметанізатора (потік 37) підігріваються до 90°F (32°C) у теплообміннику 24 і частина цих парів (потік 48) відводиться для використання як паливного газу для установки. Залишок підігрітих верхніх парів деметанізатора (потік 49) стискається компресором 16. Після охолодження до -100°F (-38°C) у відповідному холодильнику 25 потік 49b додатково охолоджується до -112°F (-80°C) у теплообміннику 24 через взаємообмін з холодними верхніми парами деметанізатора (потік 37).

Після цього потік 49c входить у теплообмінник 60 і додатково охолоджується потоком 71d холодоагенту до -257°F (-160°C) для конденсації і переохолодження, після чого він надходить у машину 61 робочого розширення, де з потоку видобувається механічна енергія. Машина 61 розширює рідкий потік 49d, по суті, ізентропічно з тиску приблизно 583фунт/кв. дюйм (4021кПа(a)) до тиску зберігання ЗНГ- 15,5фунт/кв. дюйм (107кПа(a)) трохи вище атмосферного. Робоче розширення охолоджує розширений потік 49e до температури приблизно -258°F (-161°C), після чого він спрямовується у резервуар 62 зберігання ЗНГ (потік 50).

Подібно до процесу Фіг.1 все охолодження потоків 35, 49c здійснюється у замкнутому контурі охолодження. Приблизний мольовий склад потоку, що використовується як робоча рідина у циклі процесу Фіг.3 нітроген - 7,5%, метан - 40,0%, етан - 42,5%, пропан - 10,0% і решта - важчі гідрокарбони.

Потік 71 холодоагенту виходить з холодильника 69 з температурою 100°F (38°C) під тиском 607фунт/кв. дюйм (4185кПа(a)) Він входить у теплообмінник 10 і охолоджується до -31°F (-35°C) і частково конденсується частково підігрітим розширеним потоком 71f і іншими потоками холодоагенту. Для моделювання Фіг.3 вважалось, що ці інші потоки холодоагенту є потоками комерційного пропанового холодоагенту при трьох різних температурах і тисках. Частково конденсований потік 71a холодоагенту входить потім у теплообмінник 13 для подальшого охолодження до -121°F (-85°C) частково розігрітим розширеним потоком 71e холодоагенту, конденсації і переохолодження потоком 71b холодоагенту. Далі холодоагент у теплообміннику 60 переохолоджується до -257°F (-160°C) потоком 71d розширеного холодоагенту. Переохолоджений рідкий потік 71c входить у машину 63 робочого охолодження, де з нього відбирається механічна енергія з одночасним суттєво ізентропі-

чним розширенням від тиску приблизно 586фунт/кв. дюйм (4040кПа(а)) до приблизно 34фунт/кв. дюйм (234кПа(а)). Під час розширення частина потоку випаровується, що дає охолодження всього потоку до -263°F (-164°C) (потік 71 d) Розширений потік 71d знову входить у теплообмінники 60, 13, 10, де охолоджує потоки 49с, 35 і холодоагент (потоки 71, 71а, 71b) з випаровуванням і перегріванням.

Перегріті пари холодоагенту (потік 71g) виходять з теплообмінника 10 при 93°F (34°C) і трьома етапами доводяться до тиску 617фунт/кв. дюйм (4254кПа(а)). На кожному з цих етапів компресори 64, 66, 68 холодоагенту приводяться у дію допоміжним джерелом потужності з подальшим охолодженням (відвідні холодильники 65, 67, 69) для видалення теплоти стиснення. Потік 71 під тиском від відповідного холодильника 69 повертається у теплообмінник 10 для завершення циклу.

Потоковитрати і споживання енергії процесу Фіг.3 наведено у таблиці 2.

Таблиця 2

Потоковитрати фунт-моль/год. (кг-моль/год.)

Потік	Метан	Етан	Пропан	Бутани+	Усього
31	40977	3861	2408	1404	48656
32	32360	2675	1469	701	37209
33	8617	1186	939	703	11447
34	6472	535	294	140	7442
36	25888	2140	1175	561	29767
37	40910	480	62	7	41465
41	67	3381	2346	1397	7191
48	2969	35	4	0	3009
50	37941	445	58	7	38456
Одержано уРНГ*					
Етан	87,57%				
Пропан	97,41%				
Бутани+	99,47%				
Продуктивність	296175фунт/год.(296175кг/год.)				
Продукт ЗНГ					
Продуктивність	625152фунт/год.(625152кг/год.)				
Чистота*	98,66%				
Нижча теплотворність	919,7 Брит од./куб. фут (34,27МДж/м ³)				
Потужність					
Стиснення холодоагенту	96560к.с.(158743кВт)				
Стиснення пропану	34724к.с.(57086кВт)				
Повне стиснення	131284к.с.(215829кВт)				
Тепло для власних потреб					
Ребойлер деметанізатора	22177 MBTU/Hr (14326кВт)				

* - неокруглені дані

Якщо прийняти коефіцієнт роботи потоків 340 днів за рік для установки виробництва ЗНГ, то питоме споживання енергії для втілення Фіг.3 становитиме 0,153к.с.-год./фунт (0,265кВт/кг), що відповідає підвищенню к.к.д. на 10-20%. Як уже відзначалось, винахід дає підвищення к.к.д., навіть при співвиробництві РНГ, а не ЗПГ або конденса-ту, як у існуючих процесах.

Порівняно з втіленням Фіг.1 втілення Фіг.3 потребує приблизно на 5% менше енергії на одиницю виробленої рідини. Отже, при даній наявній потужності для компресії втілення Фіг.3 дає приблизно на 5% більше зрідженого природного газу порівняно з втіленням Фіг.1 за рахунок одержання меншої кількості С₂ і важчих гідрокарбонів у співпродукті РНГ. Вибір між втіленнями Фіг.1 і Фіг.3 у

конкретних випадках визначається або вартістю важчих гідрокарбонів у продукті РНГ порівняно з їх відповідної вартістю у продукті ЗНГ або теплотворністю ЗНГ (оскільки теплотворність ЗНГ, яку дає втілення Фіг.1, є нижчою за теплотворність ЗНГ яку дає втілення Фіг.3).

Приклад 3

Якщо вимоги до ЗНГ дозволяють весь етан з вхідного газу зберегти у кінцевому ЗНГ або якщо нема попиту на рідкий етановмісний співпродукт, для одержання потоку співпродукту ЗПГ може бути використане інше втілення винаходу, ілюстроване Фіг.4 Склад вхідного газу і умови процесу для Фіг.4 є подібними передбаченим для втілень Фіг.1 і Фіг.3. Відповідно процес Фіг.4 може бути порівняний з процесами Фіг.1 і 3.

При моделюванні процесу Фіг.4 газ входить в установку при 90°F (32°C) і 1285фунт/кв. дюйм (8860кПа(а)) (потік 31) і охолоджується у теплообміннику 10 через теплообмін з потоками холодоагенту і рідинами швидкої сепарації при -46°F (-43°C) (потік 33а). Охолоджений потік 31а входить у сепаратор 11 при -1°F (-18°C) і 1278фунт/кв. дюйм (8812кПа(а)), де пари (потік 32) відділяються від конденсованої рідини (потік 33).

Пари (потік 32) з сепаратора 11 входять у машину 15 робочого розширення у якій з частини потоку високого тиску відбирається механічна енергія. Машина 15 розширює пари, по суті ізентропічно починаючи з тиску приблизно 1278фунт/кв. дюйм (8812кПа(а)) і до тиску приблизно 440фунт/кв. дюйм (3034кПа(а)) (робочий тиск колони 18 сепарації/абсорбції) і знижує температуру розширеного потоку 32а до приблизно -81°F (-63°C). Розширений і частково конденсований потік 32а надходить у секцію 18b абсорбції у нижній частині колони 18 сепарації/абсорбції). Рідка частина розширеного потоку змішується з рідиною, що падає униз з секції абсорбції, і об'єднаний рідкий потік 40 виходить з донної частини колони 18 сепарації/абсорбції при -86°F (-66°C). Парова частина розширеного потоку піднімається вгору через секцію абсорбції і контактує з холодною рідиною, що падає униз для конденсації і абсорбції С₃-компонентів і важчих компонентів.

Колона 18 сепарації/абсорбції є звичайною дистиляційною колоною, яка містить сукупність розташованих з вертикальним інтервалом тарілок, один або декілька пакетних шарів або комбінацію пакерів і тарілок. В установках обробки природного газу колони 18 сепарації/абсорбції часто складається з двох секцій. Верхня секція 18а є сепаратором у якому пари верхнього потоку відділяються від рідинної частини і пари що піднімаються з нижньої секції 18b дистиляції або абсорбції, об'єднуються з паровою частиною (якщо вона є) верхнього потоку з утворенням холодного дистиляційного потоку 37, який виходить з верхній частині колони Нижча, абсорбційна секція 18b містить тарілки і/або пакери і забезпечує необхідний контакт між рідинами, що падають униз, і парами, що підіймаються вгору, для конденсації і абсорбції С₃-компонентів і важчих компонентів.

Об'єднаний рідкий потік 40 з дна колони 18 сепарації/абсорбції помпою 26 спрямовується у теплообмінник 13 (потік 40а), де він розігрівається

охолоджуючи верхній потік 42 деетанізатора і холодоагент (потік 71а). Об'єднаний рідкий потік розігрівается до -24°F (-31°C), частково випаровуючи потік 40b перед подачею його як потік середини колони у деетанізатор 19 Рідина сепаратора (потік 33) швидко випаровується у розширюючому клапані 12, набуваючи тиску трохи вище робочого тиску деетанізатора і температури -46°F (-43°C) (потік 33а) перед тим як він охолоджує вхідний газ як це було описано вище. Потік 33b, який має температуру 85°F (29°C) входить у деетанізатор 19 у нижній вхідній точці середини колони У деетанізаторі потоки 40b і 33b позбавляються метану і C_2 -компонентів. Деетанізатор у колоні 19 який працює при приблизно 453фунт/кв. дюйм (3123кПа(а)), є також звичайною дистиляційною колоною, яка містить сукупність розташованих з вертикальним інтервалом тарілок, один або декілька пакетних шарів або комбінацію пакерів і тарілок. Деетанізаційна колона може складатись з двох секцій верхньої сепараторної секції 19а, де пари верхнього потоку відділяються від рідкої частини і пари що піднімаються з нижньої секції 19b дистиляції або деетанізації, об'єднуються з паровою частиною (якщо вона є) верхнього потоку з утворенням дистиляційного потоку 42, який виходить з верхньої частини колони, і з нижньої секції 19b деетанізації яка містить тарілки і/або пакери для забезпечення контакту між рідинами, що падають униз і парами, що піднімається вгору Секція 19b деетанізації включає також один або більше ребойлерів (наприклад, 20), які нагрівають і випаровують частину рідини на дні колони для створення відбираючих парів, що піднімаються угору для очищення рідкого продукту (потік 41) - метану і C_2 -компонентів. Згідно з типовими вимогами донний продукт має мати молярне відношення етан/пропан 0,020:1. Потік 41 рідкого продукту виходить з донної частини деетанізатора при температурі 214°F (101°C).

Робочий тиск у деетанізаторі 19 підтримується на рівні трохи вище робочого тиску колони 18 сепарації/абсорбції. Це дозволяє верхнім парам (потік 42) деетанізатора проходити під тиском через теплообмінник 13 і звідти у верхню секцію колони 18 сепарації/абсорбції. У теплообміннику 13 верхні пари деетанізатора при температурі -19°F (-28°C) зазнають теплообміну з об'єднаним рідким потоком 40а, що надходить з дна колони 18 сепарації/абсорбції і потоком 71 є швидко випареного холодоагенту, який охолоджує цей потік до -89°F (-67°C) (потік 42а) і частково конденсує його. Частково конденсований потік входить у збірник 22 зрошувальної фракції де сконденсована рідина (потік 44) відділяється від неконденсованих парів (потік 43). Потік 43 об'єднується з потоком 37 парів дистиляції, що виходить з верхньої частини колони 18 сепарації/абсорбції, з утворенням потоку 47 холодного сухого газу. Сконденсована рідина (потік 44) під вищим тиском подається помпою 23, після чого потік 44а розділяється на дві частини. Одна з них (потік 45) надходить у верхню сепараторну секцію колони 18 сепарації/абсорбції і слугує як холодна рідина, що контактує з парами, що піднімаються угору через секцію абсорбції. Друга частина надходить у деетанізатор 19 як протипотік

46, що тече до верхньої вхідної точки деетанізатора 19 при -89°F (-67°C).

Холодний сухий газ (потік 47) підігрівается від -89°F (-67°C) до 94°F (34°C) у теплообміннику 24, після чого частина (потік 48) відбирається як паливний газ для установки. Решта підігрітого сухого газу (потік 49) стискається компресором 16. Після охолодження до 100°F (38°C) у відповідному холодильнику 25 потік 49b додатково охолоджується до -78°F (-61°C) у теплообміннику 24 через теплообмін з холодним сухим газом (потік 47).

Потік 49с входить у теплообмінник 60 і охолоджується потоком 71d холодоагенту до -255°F (-160°C) для конденсації і переохолодження, після чого надходить у машину 61 робочого розширення, яка відбирає з потоку механічну енергію. Машина 61 розширює рідкий потік 49d, по суті, ізентропічно, від тиску приблизно 648фунт/кв. дюйм (4465кПа(а)) до тиску зберігання ЗНГ - 15,5фунт/кв. дюйм (107кПа(а)) тобто трохи вище атмосферного Робоче розширення охолоджує розширений потік 49е до температури приблизно -256°F (-160°C), після чого він надходить у резервуар 62 зберігання ЗНГ (потік 50).

Подібно до процесів Фіг.1 і 3 все охолодження потоків 42, 49с здійснюється у замкнутому контурі охолодження. Приблизний мольовий склад потоку, що використовується як робоча рідина у циклі процесу Фіг.4 нітроген - 8,7%, метан - 30,0%, етан - 45,8%, пропан - 11 0% і решта - важчі гідрокарбони. Потік 71 холодоагенту виходить з холодильника 69 з температурою 100°F (38°C) під тиском 607фунт/кв. дюйм (4185кПа(а)). Він входить у теплообмінник 10 і охолоджується до -31°F (-35°C) і частково конденсується частково підігрітим розширеним потоком 71 f і іншими потоками холодоагенту. Для моделювання Фіг.4 вважалось, що ці інші потоки холодоагенту є потоками комерційного пропанового холодоагенту при трьох різних температурах і тисках. Частково конденсований потік 71а холодоагенту входить потім у теплообмінник 13 для подальшого охолодження до -121°F (-85°C) частково розігрітим розширеним потоком 71 є холодоагенту, для конденсації і переохолодження потоком 71b холодоагенту. Далі холодоагент у теплообміннику 60 переохолоджується до -255°F (-160°C) потоком 71d розширеного холодоагенту Переохолоджений рідкий потік 71с входить у машину 63 робочого охолодження, де з нього відбирається механічна енергія з одночасним суттєво ізентропічним розширенням від тиску приблизно 586фунт/кв. дюйм (4040кПа(а)) до приблизно 34фунт/кв. дюйм (234кПа(а)). Під час розширення частина потоку випаровується що дає охолодження всього потоку до -264°F (-164°C) (потік 71 d). Розширений потік 71 d знову входить у теплообмінники 60, 13, 10, де охолоджує потоки 49с, 35 і холодоагент (потоки 71, 71а, 71b) при випаровуванні і перегріванні.

Перегріті пари холодоагенту (потік 71g) виходять з теплообмінника 10 при 90°F (32°C) і трьома етапами доводяться до тиску 617фунт/кв. дюйм (4254кПа(а)). На кожному з цих етапів компресори 64, 66, 68 холодоагенту приводяться у дію допоміжним джерелом потужності з подальшим охолодженням (відвідні холодильники 65, 67, 69) для

видалення теплоти стискання. Потік 71 під тиском від відповідного холодильника 69 повертається у теплообмінник 10 для завершення циклу.

Потоковитрати і споживання енергії процесу Фіг.4 наведено у таблиці 3.

Таблиця 3

Потоковитрати фунт-моль/год. (кг-моль/год.)

Потік	Метан	Етан	Пропан	Бутани+	Усього
31	40977	3861	2408	1404	48656
32	38431	3317	1832	820	44405
33	2546	544	576	584	4251
37	36692	3350	19	0	40066
40	5324	3386	1910	820	11440
41	0	48	2386	1404	3837
42	10361	6258	168	0	16789
43	4285	463	3	0	4753
44	6076	5795	165	0	12036
45	3585	3419	97	0	7101
46	2491	2376	68	0	4935
47	40977	3813	22	0	44819
48	2463	228	1	0	2684
50	38524	3585	21	0	42135
Одержано уРНГ*					
Пропан			99,08%		
Бутани+			100,00%		
Продуктивність			197051фунт/год.(197051кг/год.)		
Продукт ЗНГ					
Продуктивність			726918фунт/год.(726918кг/год.)		
Чистота*			91,43%		
Нижча теплотворність			969,9 Брит од./куб. фут (36,14МДж/м ³)		
Потужність					
Стискання холодоагенту			95424к.с.(156876кВт)		
Стискання пропану			28060к.с.(46130кВт)		
Повне стискання			123484к.с.(203006кВт)		
Тепло для власних потреб					
Ребойлер деметанізатора			55070 MBTU/Hr (35575кВт)		

* - неокруглені дані

Якщо прийняти коефіцієнт роботи потоків 340 днів за рік для установки виробництва ЗНГ то питоме споживання енергії для втілення Фіг.3 становитиме 0,143к.с.-год./фунт (0,236кВт/кг), що відповідає підвищенню к.к.д. на 17-27%.

Порівняно з втіленнями Фіг.1 і 3 втілення Фіг.4 потребує приблизно на 6-11% менше енергії на одиницю виробленої рідини. Отже, при даній наявній потужності для компресії втілення Фіг.4 може дати приблизно на 6% більше зрідженого природного газу порівняно з втіленням Фіг.1 за рахунок одержання С₃ і важких гідрокарбонів як співпродукту ЗПГ. Вибір між втіленнями Фіг.1 і Фіг.3 у конкретних випадках визначається або вартістю важких гідрокарбонів у продукті РНГ порівняно з їх відповідної вартістю у продукті ЗНГ, або теплотворністю ЗНГ (оскільки теплотворність ЗНГ, яку дають втілення Фіг.1 і 3, є нижчою за теплотворність ЗНГ, яку дає втілення Фіг.4).

Приклад 4

Якщо вимоги до ЗНГ передбачають, щоб весь етан і пропан вхідного газу бути збережений у кінцевому ЗНГ або якщо немає попиту на рідкий етан- і пропановмісний співпродукт для потоку конденсату співпродукту може бути застосоване втілення винаходу, ілюстроване Фіг.5. Склад вхідного газу і умови процесу для Фіг.5 є подібними передбаченим для Фіг.1, 2 і 4. Відповідно, процес Фіг.5 може бути порівняний з процесами

Фіг.1, 2 і 4.

При моделюванні процесу Фіг.5 газ входить в установку при 90°F (32°C) і 1285фунт/кв. дюйм (8860кПа(a)) (потік 31) і охолоджується у теплообміннику 10 через теплообмін з потоками холодоагенту, рідинами швидкої сепарації високого тиску при -37°F (-38°C) (потік 33b) і рідинами швидкої сепарації проміжного тиску при -37°F (-38°C) (потік 39b). Охолоджений потік 31a входить у сепаратор 11 при -30°F (-34°C) 11278фунт/кв. дюйм (8812кПа(a)), де пари (потік 32) відділяються від конденсованої рідини (потік 33).

Пари (потік 32) з сепаратора 11 високого тиску входять у машину 15 робочого розширення, у якій з частини потоку високого тиску відбирається механічна енергія. Машина 15 розширює пари, по суті, ізентропічно, починаючи з тиску приблизно 1278фунт/кв. дюйм (8812кПа(a)) і до тиску приблизно 635фунт/кв. дюйм (4378кПа(a)) і знижує температуру розширеного потоку 32a до приблизно -83°F (-64°C). Розширений і частково конденсований потік 32a входить у сепаратор 18 проміжного тиску, де пари (потік 42) відділяються від конденсованої рідини (потік 39). Рідина сепаратора проміжного тиску (потік 39) швидко випаровується у розширюючому клапані 17 з набуванням тиску, трохи вищого за робочий тиск депропанізатора 19 з охолодженням потоку 39 до -108°F (-78°C) (потік 39a), після чого він входить у теплообмінник 13 і нагрівається, охолоджуючи потік 49 сухого газу і потік 71a холодоагенту, і звідти входить у теплообмінник 10 для охолодження вхідного газу, як це було описано вище Потік 39c, який тепер має температуру -15°F (-26°C), входить у депропанізатор у верхній вхідній точці середини колони.

Конденсована рідина (потік 33) з сепаратора 11 високого тиску швидко випаровується розширюючим клапаном 17 і набуває тиску, трохи вищого за робочий тиск депропанізатора 19, охолоджуючись до -93°F (-70°C) (потік 33a) перед входженням у теплообмінник 13, де він нагрівається, охолоджуючи потік 49 сухого газу і потік 71a холодоагенту. Далі він входить у теплообмінник 10 для охолодження вхідного газу. Потік 33c, який має тепер температуру 50°F (10°C) входить у депропанізатор 19 у нижній вхідній точці середини колони. У депропанізаторі потоки 40b і 33b позбавляються метану, С₂-компонентів і С₃-компонентів. Депропанізатор у колоні 19, який працює при приблизно 385фунт/кв. дюйм (2654кПа(a)), є звичайною дистиляційною колоною, яка містить сукупність розташованих з вертикальним інтервалом тарілок, один або декілька пакетних шарів або комбінацію пакеців і тарілок. Депропанізаційна колона може складатись з двох секцій верхньої сепараторної секції 19a, де пари верхнього потоку відділяються від рідкої частини і пари, що піднімаються з нижчої секції 19b дистиляції або депропанізації, об'єднуються з паровою частиною (якщо вона є) верхнього потоку з утворенням дистиляційного потоку 37, який виходить з верхньої частини колони, і з нижньої секції 19b деетанізації, яка містить тарілки і/або пакеци для забезпечення контакту між рідинами, що падають униз, і парами, що піднімаються вгору. Секція 19b депропанізації включає також один або більше ребойлерів (на-

приклад, 20) які нагрівають і випаровують частину рідини на дні колони для створення відбираючих парів що піднімаються угору для очищення рідкого продукту (потік 41) - метану, C₂-компонентів і C₃-компонентів. Згідно з типовими вимогами донний продукт має мати молярне відношення пропан/бутани 0,020:1. Потік 41 рідкого продукту виходить з донної частини деетанізатора при температурі 286°F (141°C).

Верхній дистиляційний потік 37 виходить з де-пропанізатора 19 при 36°F (2°C) і охолоджується і частково конденсується комерційним пропановим холодоагентом у дефлегматорі 21. Частково конденсований потік 37а при 2°F (-17°C) входить у збірник 22 зрошувальної фракції де сконденсована рідина (потік 44) відділяється від неконденсованих парів (потік 43). Сконденсована рідина (потік 44) подається помпою 23 у верхню вхідну точку де-пропанізатора 19 як протипотік 44а.

Несконденсовані пари (потік 47) від збірника 22 зрошувальної фракції підігривається до 94°F (34°C) у теплообміннику 24, після чого частина (потік 48) відбирається як паливний газ для установки. Решта підігрітого сухого газу (потік 49) стискається компресором 16. Після охолодження до 100°F (38°C) у відповідному холодильнику 25 потік 38b додатково охолоджується до 15°F (-9°C) у теплообміннику 24 через теплообмін з холодними парами (потік 43).

Далі потік 38с об'єднується з потоком 42 парів сепаратора проміжного тиску з утворенням потоку 49 холодного сухого газу. Потік 49 входить у теплообмінник 13 і охолоджується з -38°F (-39°C) до -102°F (-74°C) рідинними сепаратора (потоки 39а, 33а), як це було описано вище і потоком 71 є холодоагенту. Частково конденсований потік 49а входить потім у теплообмінник 60 для подальшого охолодження до -254°F (-159°C) конденсації і переохолодження потоком 71 d холодоагенту, після чого входить у машину 61 робочого охолодження, де з нього відбирається механічна енергія з одночасним суттєво ізентропічним розширенням від тиску приблизно 621фунт/кв. дюйм (4282кПа(a)) до тиску зберігання ЗНГ - 15,5фунт/кв. дюйм (107кПа(a)), трохи вище атмосферного. Робоче розширення охолоджує розширений потік до -255°F (-159°C), після чого від надходить у резервуар 62 зберігання ЗНГ (потік 50).

Як і у процесах Фіг.1, 3 і 4, майже все охолодження потоків 49, 49с здійснюється у замкнутому контурі охолодження. Приблизний мольовий склад потоку, що використовується як робоча рідина у циклі процесу Фіг.3 нітроген - 8,9%, метан - 34,3%, етан - 41,3%, пропан -10 1% і решта - важчі гідрокарбони. Потік 71 холодоагенту виходить з холодильника 69 з температурою 100°F (38°C) під тиском 607фунт/кв. дюйм (4185кПа(a)). Він входить у теплообмінник 10 і охолоджується до -30°F (-34°C) і частково конденсується частково підігрітим розширеним потоком 71f і іншими потоками холодоагенту. Для моделювання Фіг.5 вважалося, що ці інші потоки холодоагенту є потоками комерційного пропанового холодоагенту при трьох різних температурах і тисках. Частково конденсований потік 71а холодоагенту входить потім у теплообмінник 13 для подальшого охолодження до -102°F (-74°C)

частково розігрітим розширеним потоком 71е холодоагенту, конденсації і переохолодження потоком 71b холодоагенту. Далі холодоагент у теплообміннику 60 повністю конденсується і переохолоджується до -254°F (-159°C) потоком 71d розширеного холодоагенту. Переохолоджений рідкий потік 71с входить у машину 63 робочого охолодження, де з нього відбирається механічна енергія з одночасним суттєво ізентропічним розширенням від тиску приблизно 586фунт/кв. дюйм (4040кПа(a)) до приблизно 34фунт/кв. дюйм (234кПа(a)). Під час розширення частина потоку випаровується, що дає охолодження всього потоку до -264°F (-164°C) (потік 71 d) Розширений потік 71 d знову входить у теплообмінники 60, 13, 10, де охолоджує потоки 49а і 49 і холодоагент (потоки 71, 71а, 71b) з випаровуванням і перегріванням.

Перегріті пари холодоагенту (потік 71g) виходять з теплообмінника 10 при 93°F (34°C) і трьома етапами доводяться до тиску 617фунт/кв. дюйм (4254кПа(a)) На кожному з цих етапів компресори 64, 66, 68 холодоагенту приводяться у дію допоміжним джерелом потужності з подальшим охолодженням (відвідні холодильники 65 67 69) для видалення теплоти стискання. Потік 71 під тиском від відвідного холодильника 69 повертається у теплообмінник 10 для завершення циклу.

Потоковитрати і споживання енергії процесу Фіг.5 наведено у таблиці 4.

Таблиця 4

Потоковитрати фунт-моль/год. (кг-моль/год.)

Потік	Метан	Етан	Пропан	Бутани+	Усього
31	40977	3861	2408	1404	48656
32	32360	2675	1469	701	37209
33	8617	1186	939	703	11447
38	13133	2513	1941	22	17610
39	6194	1648	1272	674	9788
41	0	0	22	1352	1375
42	26166	1027	197	27	27421
43	14811	2834	2189	25	19860
48	1618	321	248	3	2250
50	39299	3540	2138	49	45031
Одержано уРНГ*					
Бутани	95,04%				
Пропани+	99,57%				
Продуктивність	88390фунт/год.(88390кг/год.)				
Продукт ЗНГ					
Продуктивність	834183фунт/год.(834183кг/год.)				
Чистота*	87,27%				
Нижча теплотворність	1033,8 Брит од./куб. фут (38,52МДж/м³)				
Потужність					
Стискання холодоагенту	84974к.с.(139696кВт)				
Стискання пропану	39439к.с.(64837кВт)				
Повне стискання	124413к.с.(204533кВт)				
Тепло для власних потреб					
Ребойлер деетанізатора	52913 MBTU/Hr (34182кВт)				

* - неокруглені дані

Якщо прийняти коефіцієнт роботи потоків 340 днів за рік для установки виробництва ЗНГ, то питоме споживання енергії для втілення Фіг.3 становитиме 0,145к.с.-год./фунт (0,238кВт/кг), що відповідає підвищенню к.к.д. на 16-26%.

Порівняно з втіленнями Фіг.1 і 3 втілення Фіг.5 потребує приблизно на 5-10% менше енергії на одиницю виробленої рідини. Порівняно з втілен-

ням Фіг.4 втілення Фіг.5 потребує приблизно стільки ж енергії на одиницю виробленої рідини. Отже, при даній наявній потужності для компресії втілення Фіг.5 дає приблизно на 5% більше зрідженого природного газу порівняно з втіленням Фіг.3 за рахунок одержання лише C_4 і важчих гідрокарбонів у конденсованому співпродукті. Вибір між втіленнями Фіг.1, Фіг.3 або Фіг.4 у конкретних випадках визначається або вартістю важчих гідрокарбонів як частини РНГ і ЗПГ порівняно з їх відповідної вартістю у продукті ЗНГ, або теплотворністю ЗНГ (оскільки теплотворність ЗНГ яку дають втілення Фіг.1, 3 і 4 є нижчою за теплотворність ЗНГ яку дає втілення Фіг.5)

Інші втілення

Зрозуміло, що винахід може бути адаптований для застосування з усіма типами установок зрідження ЗНГ для співвиробництва потоків РНГ, ЗПГ або конденсату, згідно з умовами місцезнаходження установки. Зрозуміло також, що для одержання потоку рідкого співпродукту можуть бути застосовані різні варіанти процесу. Наприклад, втілення Фіг.1 і 3 можуть бути пристосовані для одержання потоку ЗПГ або конденсату як рідкого співпродукту замість потоку РНГ, як це було описано у прикладах 1 і 2. Втілення Фіг.4 може бути пристосоване для одержання потоку РНГ з високим вмістом C_2 -компонентів вхідного газу замість співпродукту ЗПГ, як це було описано у прикладі 3. Втілення Фіг.5 може бути пристосоване для одержання потоку РНГ з високим вмістом C_3 -компонентів вхідного газу замість співпродукту ЗПГ, як це було описано у прикладі 4.

Фіг.1, 3, 4 і 5 ілюструють бажані втілення винаходу згідно з вказаними умовами Фіг.6-21 ілюструють інші втілення винаходу, які можуть бути придатними для інших застосувань. Як показано на Фіг.6, 7, вся конденсована рідина або її частина (потік 33) з сепаратора 11 може поступати у ректифікаційну колону 19 у окремих точках входу у нижній частині середини колон без об'єднання з частиною парів сепаратора (потік 34), що проходить до теплообмінника 13. Фіг.8 ілюструє інше втілення винаходу, яке потребує менше обладнання, ніж втілення Фіг.1, 6, хоча питоме споживання енергії є трохи вищим. Подібним чином Фіг.9 ілюструє інше втілення винаходу, яке потребує менше обладнання, ніж втілення Фіг.3, 7, але знову таки за рахунок більшого споживання енергії Фіг.10-14 ілюструють ще одне втілення винаходу, яке може потребувати менше обладнання, ніж втілення Фіг.4, але з більшим споживанням енергії (слід відзначити що, як показано на Фіг.10-14, дисциплінарні колони або такі системи, як деетанізатор 19 включають елементи як ребойлерної абсорбційної колони так і дефлегмаційної ребойлерної колони). Фіг.15, 16 ілюструють інші втілення винаходу які об'єднують функції сепараторної/абсорбційної колони 18 і деетанізатора 19 втілень Фіг.4 і 10 - 14 у єдиній ректифікаційній колоні 19. Залежно від кількості важчих гідрокарбонів у вхідному газі і тиску вхідного газу охолоджений вхідний потік 31а, що виходить з теплообмінника 10, може не мати рідини (оскільки вона знаходиться у стані вище точки роси вище або вище критич-

дентерму), внаслідок чого зникає потреба у сепараторі 11 (Фіг.1,3-16) і охолоджений вхідний потік 31а може проходити безпосередньо у відповідний пристрій розширення, наприклад у машину 15 робочого розширення.

Обробка газового потоку після відведення потоку рідкого співпродукту (потік 37 у Фіг.1, 3, 6-11, 13, 14, потік 47 у Фіг.4, 12, 15, 16 і потік 43 Фіг.5) перед входженням у теплообмінник 60 для конденсації і переохолодження може бути виконана багатьма шляхами. У процесах Фіг.1, 3-16 потік підігрівається, стискається до вищого тиску з використанням енергії від однієї або декількох машин робочого розширення, частково охолоджується у відповідному холодильнику і потім додатково охолоджується через теплообмін з первісним потоком. Як показано на Фіг.17, у деяких випадках доцільно стискати потік до вищого тиску, наприклад, допоміжним компресором 59, що працює від зовнішнього джерела енергії. Як показано штриховими лініями, застосування певного обладнання (теплообмінник 24 і відповідний холодильник 25 на Фіг.1, 3-16) може сприяти зниженню капітальних витрат завдяки зниженню або усуненню попереднього охолодження скомпресованого потоку перед подачею його у теплообмінник 60 (за рахунок збільшення охолоджувального навантаження на теплообмінник 60 і підвищення споживання енергії компресорами 64, 66, 68 холодоагенту). У таких випадках потік 49а з компресора може безпосередньо входити у теплообмінник 24 (Фіг.18) або у теплообмінник 60 (Фіг.19). Якщо для розширення будь-якої частини вхідного газу високого тиску не використовуються машини робочого розширення, замість компресора 16 може бути використаний компресор, наприклад, компресор 59 (Фіг.20), що приводиться у дію від зовнішнього джерела енергії. Інші обставини можуть взагалі не виправдовувати стискання потоку, і тоді цей потік проходить безпосередньо у теплообмінник 60 (Фіг.21) і через позначене штриховими лініями обладнання (теплообмінник 24, компресор 16 і відповідний холодильник 25 Фіг.1 і 3 - 16). Якщо для підігрівання потоку 48 перед відведенням паливного газу установки не передбачено використання теплообмінника 24 може виявитись потреба у допоміжному підігрівнику 58 для підігрівання паливного газу перед споживанням з використанням допоміжного потоку або іншого потоку процесу для забезпечення необхідного тепла (Фіг.19-21). Такий вибір взагалі необхідно робити у кожному випадку з урахуванням таких факторів, як склад газу, розмір установки, бажаний рівень формування потоку співпродукту і наявне обладнання.

Згідно з винаходом, охолодження потоку вхідного газу і вхідного потоку секції виробництва ЗНГ може бути здійснене багатьма шляхами. У процесах Фіг.1, 3, 6-9 вхідний потік 31 газу охолоджується і конденсується зовнішніми потоками холодоагенту і нижчими рідинами з ректифікаційної колони 19. На Фіг.4, 5, 10-14 для цього використовуються швидкий випарені рідини сепаратора разом з зовнішніми потоками холодоагенту. На Фіг.15, 16 для цього використовуються нижчі рідини і випарені рідини сепаратора разом з зовнішніми потоками холодоагенту. На Фіг.17-21 для охолодження пото-

ку 31 вхідного газу використовуються лише зовнішні потоки холодоагенту. Однак, холодні потоки процесу можуть використовуватись також для охолодження холодоагенту високого тиску (потік 71a) (Фіг.4, 5, 10, 11). Крім того, може бути використаний будь-який потік з температурою, нижчою за температуру потоку, що підлягає охолодженню. Наприклад, для охолодження може бути відведена і використана частина парів від колони 18 сепарації/абсорбції або ректифікаційної колони 19. Використання і розподіл колонних рідин і/або парів для теплообміну і розташування теплообмінників а також вибір потоків для конкретного теплообміну мають оцінюватись для кожного конкретного застосування. Вибір джерела охолодження залежить від багатьох факторів включаючи (не лише) склад і стан вхідного газу, розмір установки, розмір теплообмінника, потенційну температуру джерела охолодження тощо. Зрозуміло, що для досягнення бажаних температур вхідного потоку можуть бути використані будь-які комбінації зазначених джерел охолодження і способів охолодження.

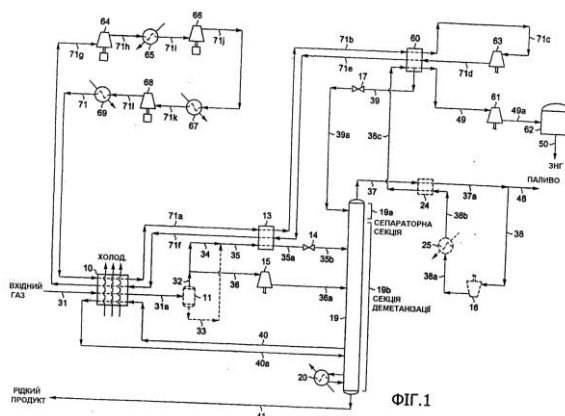
Крім того, допоміжне зовнішнє охолодження для потоку вхідного газу і вхідного потоку секції виробництва ЗНГ може бути здійснене багатьма шляхами. На Фіг.1,3- 21 киплячий однокомпонентний холодоагент використовується для зовнішнього охолодження високого рівня і випаровування багатокомпонентного холодоагенту для зовнішнього охолодження нижнього рівня причому однокомпонентний холодоагент використовується для попереднього охолодження потоку багатокомпонентного холодоагенту. У іншому варіанті охолодження як низького так і високого рівня може бути забезпечене використанням однокомпонентних холодоагентів з точками кипіння що послідовно знижуються ("каскадне охолодження") або однокомпонентного холодоагенту під послідовно зниженими тисками. Інший варіант передбачає використання потоків багатокомпонентного холодоагенту склад, якого коригують для забезпечення бажаних температур охолодження як високого, так і низького рівня Вибір способу зовнішнього охолодження залежить від багатьох факторів, включаючи (не лише) склад і стан вхідного газу, розмір установки, розмір компресора нагнітання, розмір теплообмінника, зовнішню температуру теплопоглиначу тощо. Зрозуміло, що для досягнення бажаних температур вхідного потоку можуть

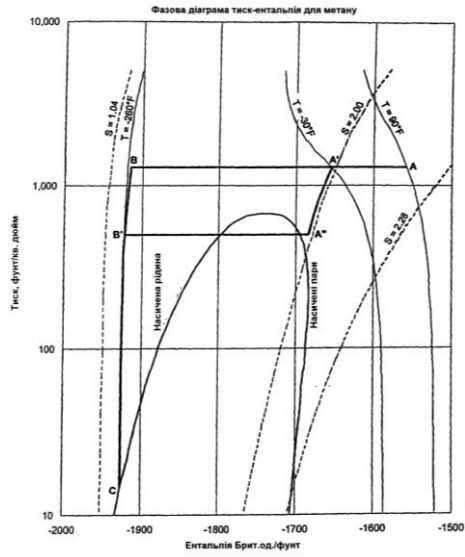
бути використані будь-які комбінації зазначених джерел охолодження і способів охолодження.

Переохолодження потоку конденсованої рідини що виходить з теплообмінника 60 (потік 49 на Фіг.1, 6, 8 потік 49d на Фіг.3, 4, 7, 9-16 потік 49b на Фіг.5, 19, 20 потік 49e на Фіг.17 потік 49c на Фіг.18 і потік 49a на Фіг.21) знижує кількість парів, що можуть швидко утворюватись під час розширення потоку до робочого тиску резервуару 62 зберігання ЗНГ. Цим знижується загальне питоме споживання енергії при одержання ЗНГ через усунення необхідності швидкого стискання газу. Однак, обставини можуть сприяти зниженню капітальних витрат зниженням розміру теплообмінника 60 і використанням швидкого стискання газу для видалення будь-якого газу випаровування що може виникати.

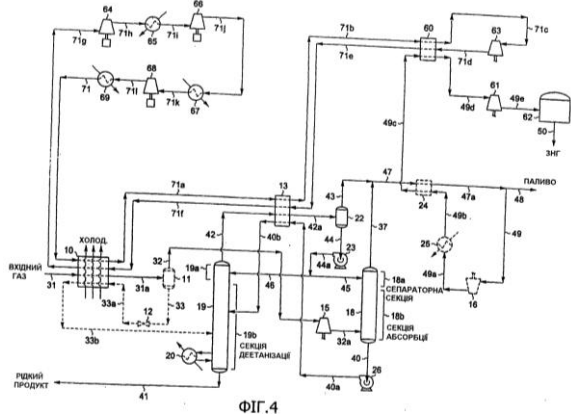
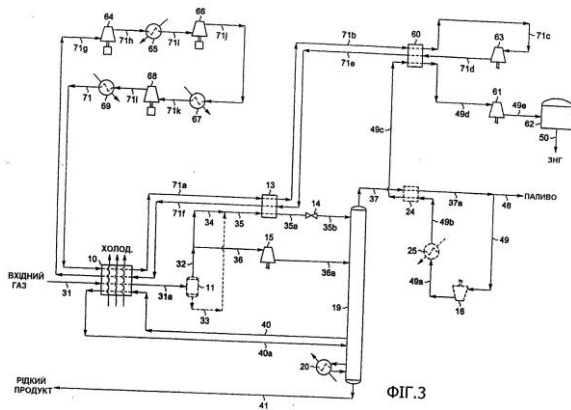
Хоча було показано, що розширення індивідуальних потоків здійснюється окремими пристроями, за необхідності можуть бути використані і інші засоби розширення. Наприклад, умови можуть виправдовувати робоче розширення суттєво конденсованого вхідного потоку (потік 35a на Фіг.1, 3, 6, 7) або потоку флегми проміжного тиску (потік 39 на Фіг.1, 6, 8). Крім того, замість робочого розширення потоку переохолодженої рідини, що виходить з теплообмінника 60 (потік 49 на Фіг.1, 6, 8, потік 49d на Фіг.3, 4, 7, 9-16, потік 49b на Фіг.5, 19, 20, потік 49e на Фіг.17, потік 49c на Фіг.18 і потік 49a на Фіг.21), може бути використане ізентальпічне швидке розширення, але це викличе необхідність або більшого переохолодження у теплообміннику 60 для запобігання утворенню швидкого випаровування при розширенні, або додання швидкого стискання парів або іншого засобу видалення швидко утворених парів. Подібним чином ізентальпічне швидке розширення може бути використане замість робочого розширення для переохолодженого потоку холодоагенту високого тиску, що виходить з теплообмінника 60 (потік 71c на Фіг.1, 3-21), з супроводжуючим підвищенням споживання енергії для стискання холодоагенту.

Наведений вище опис бажаних втілень дозволить будь-якому фахівцю використати винахід, зробивши належні модифікації і зміни згідно з концепціями і принципами винаходу. Об'єм винаходу не обмежується наведеними втіленнями і визначається наведеними новими принципами і ознаками, визначеними Формулою винаходу.

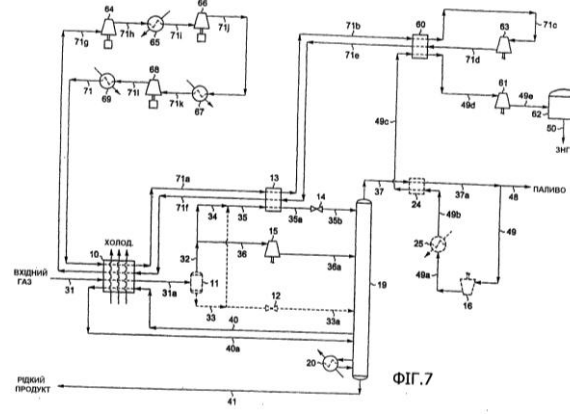
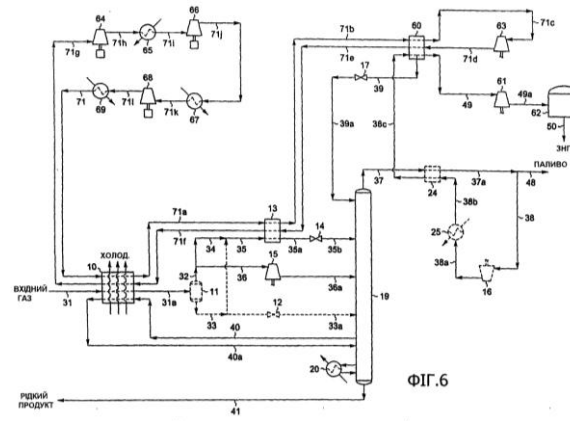
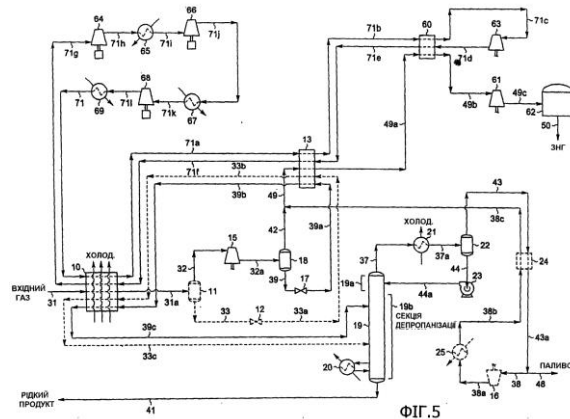




ФІГ. 2



ФІГ.4

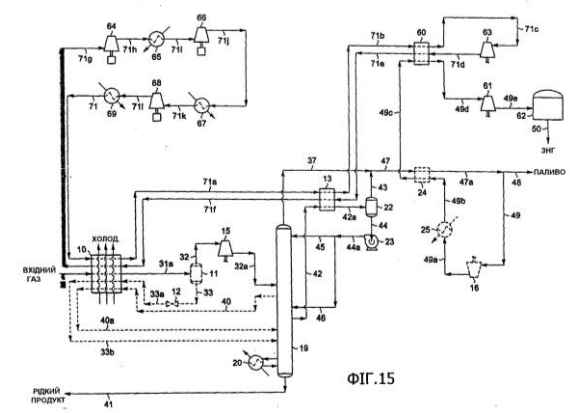
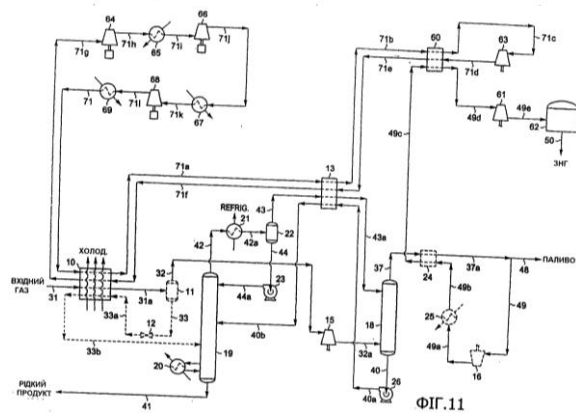
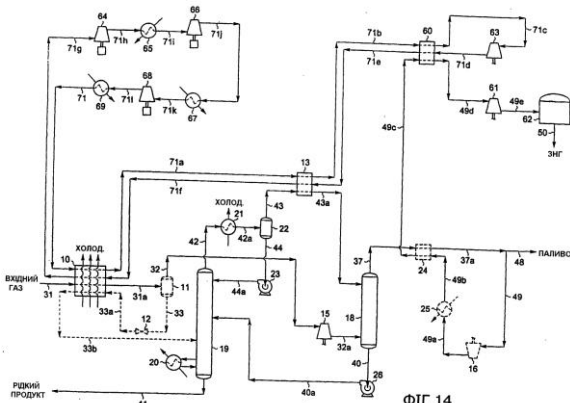
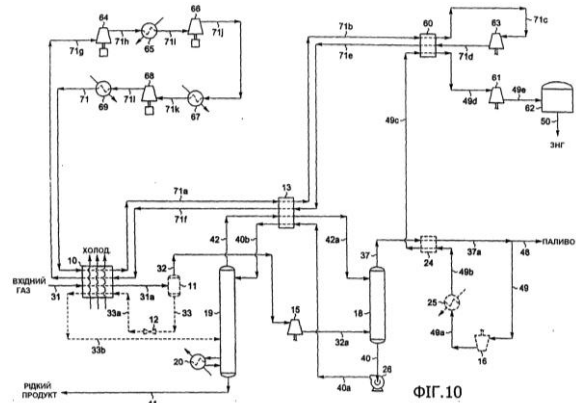
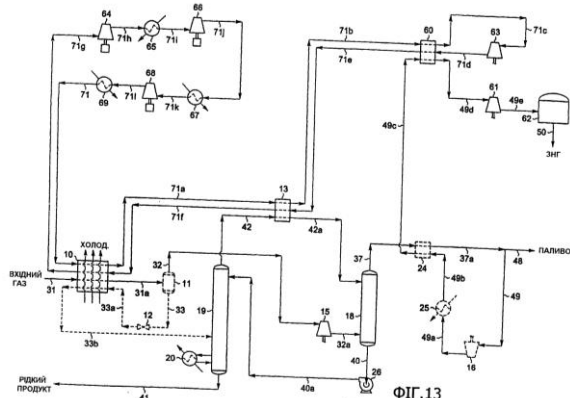
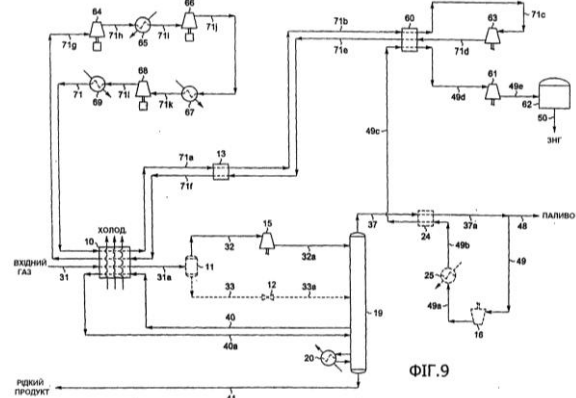
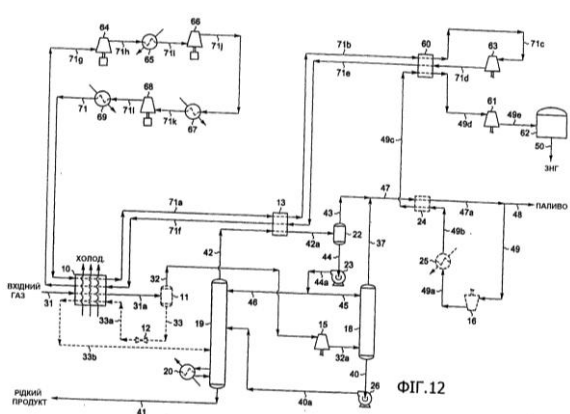
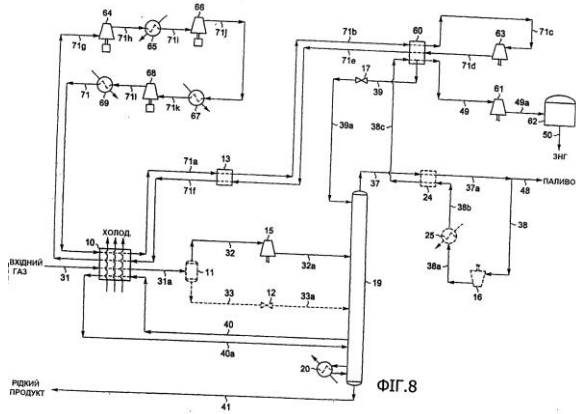


ФІГ.7

35

76750

36



37

76750

38

