



УКРАЇНА

(19) UA

(11) 46176

(13) C2

(51) 6 F25J3/02

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ
І НАУКИ УКРАЇНИДЕРЖАВНИЙ ДЕПАРТАМЕНТ
ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ
ВЛАСНОСТІОПИС
ДО ПАТЕНТУ НА ВИНАХІД**(54) СПОСІБ СЕПАРАЦІЇ ПОТОКУ ГАЗУ, ЩО МІСТИТЬ МЕТАН, C₂ - КОМПОНЕНТИ, C₃ - КОМПОНЕНТИ ТА БІЛЬШ ВАЖКІ ВУГЛЕВОДНЕВІ КОМПОНЕНТИ (ВАРІАНТИ)**

1

(21) 2001064042
(22) 24 11 1999
(24) 15 05 2002
(86) PCT/US99/28023, 24 11 1999
(31) 60/110,502
(32) 01 12 1998
(33) US
(31) 09/439,508
(32) 12 11 1999
(33) US
(46) 15 05 2002, Бюл. № 5, 2002 р.
(72) Кемпбел Рой Е., US, Вілкінсон Джон Д., US, Хадсон Хенк М., US, Пірс Майкл К., US
(73) ЕЛКОР КОРПОРЕЙШН, US
(56) US 4157904 US 4278457 US 5568737
(57) 1. Спосіб сепарації потоку газу, що містить метан, C₂-компоненти, C₃-компоненти та більш важкі вуглеводневі компоненти, на летку фракцію залишкового газу, що містить більшу частину метану, та відносно менш летку фракцію, що містить більшу частину C₂-компонентів, C₃-компонентів та більш важких вуглеводневих компонентів, згідно з яким газований потік 31 обробляють, піддаючи одному або більшій кількості етапів теплообміну і принаймні одному етапу розділення, для утворення принаймні першого живильного потоку, охолодженого під тиском для практично повної його конденсації, і принаймні другого живильного потоку, охолодженого під тиском, практично конденсований перший живильний потік розширюють до більш низького тиску, в результаті чого він ще більше охолоджується, і подають в ректифікаційну колону в місці верхнього живлення, охолоджений другий живильний потік розширюють до більш низького тиску і подають в ректифікаційну колону в місці живлення в середній частині колони, охолоджений розширений перший живильний потік і розширений другий живильний потік фракціонують при більш низькому тиску, в результаті чого компоненти відносно менш леткої фракції відганяються, який відрізняється тим, що рідкий дистиляційний потік відводять з ректифікаційної колони і нагрівають, нагрітий дистиляційний потік повертають в місці в

2

нижній частині ректифікаційної колони, відокремленому від місця відведення принаймні одним теоретичним ярусом, витримують величини та температури живильних потоків, що надходять до ректифікаційної колони, достатніми для підтримання такої температури верхнього погону дистиляційної колони, при якому більш частини компонентів у відносно менш леткій фракції відганяються
2. Спосіб сепарації потоку газу, що містить метан, C₂-компоненти, C₃-компоненти та більш важкі вуглеводневі компоненти, на летку фракцію залишкового газу, що містить більшу частину метану, і відносно менш летку фракцію, що містить більшу частину C₂-компонентів, C₃-компонентів та більш важких вуглеводневих компонентів, згідно з яким летку фракцію залишкового газу повторно стискають і частину відводять для утворення стисненого першого живильного потоку, стиснений перший живильний потік охолоджують під тиском для практично повної його конденсації, практично конденсований перший живильний потік розширюють до більш низького тиску, в результаті чого він ще більше охолоджується, і подають в ректифікаційну колону у місці верхнього живлення, газований потік піддають одному або більшій кількості етапів теплообміну для утворення другого живильного потоку, охолодженого під тиском, охолоджений другий живильний потік розширюють до більш низького тиску і подають в ректифікаційну колону в місці живлення в середній частині колони, охолоджений розширений перший живильний потік і розширений другий живильний потік фракціонують при більш низькому тиску, в результаті чого компоненти відносно менш леткої фракції відганяються, який відрізняється тим, що рідкий дистиляційний потік відводять з ректифікаційної колони і нагрівають, нагрітий дистиляційний потік повертають в нижню частину ректифікаційної колони, відокремлену від місця відведення принаймні одним теоретичним ярусом, витримують величини та температури живильних потоків, що надходять до ректифікаційної колони, достатніми для підтримання такої температури верхнього погону дистиляційної колони, при якому

(19) UA (11) 46176 (13) C2

більші частини компонентів у відносно менш леткій фракції відганяються

3 Спосіб за п 1 або 2, який відрізняється тим, що рідкий дистиляційний потік після відведення його з ректифікаційної колони подають за допомогою насоса

4 Спосіб за п 3, який відрізняється тим, що розріджений рідкий дистиляційний потік розділяють принаймні на першу і другу частини, першу частину нагрівають і нагріту першу частину повертають в місці в нижній частині ректифікаційної колони, відокремленому від місця відведення принаймні одним теоретичним ярусом

5 Спосіб за п 1 або 2, який відрізняється тим, що рідкий дистиляційний потік спрямовують в теплообмін принаймні з частиною газового потоку або живильних потоків для передачі їм охолодження і, таким чином, для нагрівання розрідженого рідкого дистиляційного потоку

6 Спосіб за п 3, який відрізняється тим, що розріджений рідкий дистиляційний потік спрямовують в теплообмін принаймні з частиною газового потоку або живильних потоків для передачі їм охолодження і, таким чином, для нагрівання розрідженого рідкого дистиляційного потоку

7 Спосіб за п 4, який відрізняється тим, що першу частину спрямовують в теплообмін принаймні з частиною газового потоку або живильних потоків для передачі їм охолодження і, таким чином, для першої частини

8 Спосіб за п 1 або 2, який відрізняється тим, що витримують величини та температури нагрітого дистиляційного потоку та нагрів ректифікаційної колони достатніми для підтримання такої температури в нижній частині ректифікаційної колони, при якій кількість діоксиду вуглецю, що міститься у

відносно менш леткій фракції, зменшується

9 Спосіб за п 3, який відрізняється тим, що витримують величини та температури нагрітого дистиляційного потоку та нагрів ректифікаційної колони достатніми для підтримання такої температури в нижній частині ректифікаційної колони, при якій кількість діоксиду вуглецю, що міститься у відносно менш леткій фракції, зменшується

10 Спосіб за п 4, який відрізняється тим, що витримують величини та температури нагрітої першої частини та нагрів ректифікаційної колони достатніми для підтримання такої температури в нижній частині ректифікаційної колони, при якій кількість діоксиду вуглецю, що міститься у відносно менш леткій фракції, зменшується

11 Спосіб за п 5, який відрізняється тим, витримують величини та температури нагрітого дистиляційного потоку та нагрів ректифікаційної колони достатніми для підтримання такої температури в нижній частині ректифікаційної колони, при якій кількість діоксиду вуглецю, що міститься у відносно менш леткій фракції, зменшується

12 Спосіб за п 6, який відрізняється тим, що витримують величини та температури нагрітого дистиляційного потоку та нагрів ректифікаційної колони достатніми для підтримання такої температури в нижній частині ректифікаційної колони, при якій кількість діоксиду вуглецю, що міститься у відносно менш леткій фракції, зменшується

13 Спосіб за п 7, який відрізняється тим, що витримують величини та температури нагрітої першої частини та нагрів ректифікаційної колони достатніми для підтримання такої температури в нижній частині ректифікаційної колони, при якій кількість діоксиду вуглецю, що міститься у відносно менш леткій фракції, зменшується

Даний винахід стосується способу сепарації газу, що містить вуглеводні

Етилен, етан, пропілен, пропан та/або більш важкі вуглеводні можна видобувати з багатьох газів, таких як природний газ, газ нафтопереробки, та потоків синтетичних газів, отриманих з інших вуглеводневих речовин, таких як вугілля, сира нафта, важкий бензин, нафтовий спанець, дьогтеві піски та лігніт. Як правило, більшу частину природного газу становлять метан та етан, тобто метан та етан разом складають принаймні 50 мол % природного газу. Цей газ також містить відносно менші кількості більш важких вуглеводнів, таких як пропан, бутани, пентани та подібні до них речовини, а також водень, азот, діоксид вуглецю та інші гази.

Даний винахід взагалі стосується видобування етилену, етану, пропілену, пропану та більш важких вуглеводнів з потоків таких газів. Структурно-груповий аналіз газового потоку, який переробляють згідно з даним винаходом, в молярних відсотках приблизно такий: 92,12% метану, 3,96% етану та інших C₂-компонентів, 1,05% пропану та інших C₂-компонентів, 0,15% ізобутану, 0,21% нормального бутану, 0,11% пентанів, решта – азот і діоксид

вуглецю. Іноді також бувають присутніми гази, що містять сірку.

Історично циклічні коливання цін і на природний газ, і на рідкі компоненти природного газу з часом знизили зростаючу цінність етану, етилену, пропану, пропілену та більш важких компонентів у вигляді рідких продуктів. Боротьба за права на переробку змусила операторів установок максимально підвищити технологічні можливості та ефективність видобування своїх існуючих газопереробних установок. Відомі на сьогодні способи сепарації згаданих речовин базуються на охолодженні газу, абсорбції масла та абсорбції охолодженого масла. Крім того, стали популярними криогенні способи завдяки наявності економічного обладнання, яке виробляє енергію і одночасно розширює газ, що переробляють, та забирає з нього тепло. В залежності від тиску джерела газу, збагаченості (вмісту етану, етилену та більш важких вуглеводнів) газу та заданих кінцевих продуктів може бути застосований кожен з цих способів або їх комбінація.

Сьогодні перевага віддається способу видобування рідких продуктів природного газу методом криогенного розширення, бо цей спосіб забезпечує

максимальну простоту, легкий запуск, операційну гнучкість, хорошу продуктивність, безпечність та високу надійність

Способи, що мають відношення до цього питання, описуються у патентах США №№ 4175904, 4171964, 4185978, 4251249, 4278457, 4519824, 4617039, 4687499, 4689063, 4690702, 4854955, 4869740, 4889545, 5275005, 5555748, 5568737, 5771712, 5799507, 5881569, 5890378, перевиданому патенті США № 33408 та в заявці № 09/054802, що одночасно розглядається, (хоча опис даного винаходу в деяких випадках базується на умовах обробки, які відрізняються від умов, описаних в перелічених патентах та патентних заявках)

У типовому способі видобування шляхом криогенного розширення потік живильного газу під тиском охолоджується в результаті теплообміну з іншими потоками, що беруть участь у процесі, та/або за допомогою зовнішніх джерел охолодження, наприклад установки стиснення-охолодження пропану. Під час охолодження газу в одному або більшій кількості сепараторів можуть конденсуватися та збиратися рідини у вигляді рідин з високим тиском, що містять деякі із заданих C_2+ компонентів. В залежності від збагаченості газу та кількості утворених рідин ці рідини з високим тиском можна розширювати до більш низького тиску та фракціонувати. Випаровування, що відбувається під час розширення згаданих рідин, призводить до подальшого охолодження потоку. За певних умов перед розширенням може виявитись необхідним попереднє охолодження рідин з високим тиском для подальшого зниження температури, отриманої в результаті розширення. Розширений потік, який являє собою суміш рідини та пари, фракціонують у дистиляційній (метановідгінній) колоні. В цій колоні охолоджений в результаті розширення потік (потоки) дистилюють, щоб відокремити залишковий метан, азот та інші легкі гази у вигляді пари верхнього погону від заданих C_2 -компонентів, C_3 -компонентів та більш важких вуглеводневих компонентів у вигляді нижнього рідкого продукту.

Якщо живильний газ конденсується неповністю (зазвичай, він і не конденсується повністю), принаймні частину пари, що залишається після часткової конденсації, можна пропустити через машину робочого розширення або двигун, або розширювальний клапан, щоб знизити тиск, при якому в результаті подальшого охолодження потоку конденсуються додаткові рідини. Тиск після розширення практично дорівнює тиску, при якому приводиться в дію дистиляційна колона. З'єднані парорідинні фази, що утворюються в результаті розширення, подають в колону як живлення. В останні роки способи сепарації вуглеводню, яким віддається перевага, передбачають подачу такого розширеного парорідинного потоку в місці живлення в середній частині колоні, при цьому верхня, абсорбційна секція забезпечує додаткову ректифікацію парової фази.

Джерелом зрошувального потоку для верхньої ректифікаційної секції зазвичай є частина згаданої вище пари, що залишається після часткової конденсації живильного газу, але яку відвели перед

робочим розширенням. Іншим джерелом для верхнього зрошувального потоку може стати рециркульований потік залишкового газу, який подають під тиском. Незалежно від типу джерела цей паровий потік, як правило, охолоджується до значної конденсації в результаті теплообміну з іншими потоками, що беруть участь у процесі, наприклад з холодним верхнім погоном ректифікаційної колоні. Певну частину рідини з високим тиском, що утворилась в результаті часткової конденсації живильного газу, або всю таку рідину можна поєднати зі згаданим паровим потоком перед охолодженням. Отриманий в результаті значно конденсований потік потім розширюють, пропускаючи через відповідний розширювальний пристрій, наприклад розширювальний клапан, до тиску, при якому приводиться в дію метановідгінна колона. Під час розширення частина рідини випаровується, що призводить до охолодження загального потоку. Швидко розширений потік потім подають в метановідгінну колону як верхнє живлення. Як правило, парова частина розширеного потоку та пара верхнього погону метановідгінної колоні з'єднуються у верхній, сепараційній секції в ректифікаційній колоні у вигляді залишкового газу продукту метану. Як варіант, охолоджений та розширений потік можна подати в сепаратор для утворення потоків пари і рідини, так що далі пара з'єднується з верхнім погоном ректифікаційної колоні, а рідина надходить до колоні як й верхнє живлення.

На фіг 1, що зображує схему технологічного процесу, показана конструкція технологічної установки для видобування C_2 -компонентів з природного газу відомим способом згідно з патентом США № 4157904. Оскільки це велика установка, розрахована на 1,0 мільярд кубічних футів ($28\,316\,900\,000\text{dm}^3$) живильного газу за день, метановідгінну колону (ректифікаційну колону) довелося сконструювати двосекційною з абсорбційною колоною 17 і відгінною колоною 19. При такому відтворенні процесу впускний газ входить в установку у вигляді потоку 31 з температурою 86°F та тиском 613 фунтів на кв дюйм ($42,91\text{кг/см}^2$). Якщо цей впускний газ містить концентрацію сполук сірки, яка не дозволяє потокам продукту відповідати технічним умовам, такі сполуки сірки видаляють відповідною попередньою обробкою живильного газу (не показана). Крім того, живильний потік, як правило, дегідратують, щоб запобігти утворенню гідрату (п'юду) в криогенних умовах. Для цього зазвичай використовують твердий осушник.

Живильний потік 31 охолоджується в теплообміннику 10 шляхом теплообміну з охолодженим залишковим газом з температурою -99°F (потік 37а), рідинами кип'ятильника в основі метановщпної колоні, що мають температуру 31°F (потік 42), рідинами нижнього бічного кип'ятильника метановідгінної колоні, що мають температуру -5°F (потік 41) та рідинами верхнього бічного кип'ятильника метановщпної колоні, що мають температуру -99°F (потік 40). Слід звернути увагу на те, що в усіх випадках теплообмінник 10 являє собою або ряд окремих теплообмінників, або один багатопотоковий теплообмінник, або будь-яке їх поєднання (Рішення про використання більш ніж одного теп-

лообмінника для зазначеного охолодження буде залежати від ряду факторів, що включають, але не обмежуються цим, об'ємну швидкість потоку впускного газу, розмір теплообмінника, температури потоків тощо) Охолоджений потік 31а входить в сепаратор 11 з температурою -82°F та тиском 603 фунти на кв дюйм ($42,21\text{кг/см}^2$), де пара (потік 32) відокремлюється від конденсованої рідини (потіку 35)

Пару із сепаратора 11 (потік 32) розділяють на дві частини, потік 33 і потік 34 Потік 33, що містить приблизно 18% всієї пари, з'єднують з конденсованою рідиною із сепаратора 11 З'єднаний потік 36 проходить через теплообмінник 12, обмінюючись теплом з паровим потоком 37 верхнього погону метановідгінної колони, що призводить до охолодження та значної конденсації цього потоку Значно конденсований потік 3 ба з температурою -139°F потім швидко розширюють, пропускаючи через відповідний розширювальний пристрій, наприклад розширювальний клапан 13, до робочого тиску (приблизно 333 фунти на кв дюйм ($23,31\text{кг/см}^2$)) абсорбційної колони 17 ректифікаційної колони Під час розширення частина потоку випаровується, в результаті чого охолоджується загальний потік У процесі, показаному на фіг 1, розширений потік 36b, виходячи з розширювального клапана 13, досягає температури -151°F і надходить до сепараційної секції 17а у верхній частині абсорбційної колони 17 Сепаровані тут рідини стають верхнім живленням для теоретичного ярусу 1 в ректифікаційній секції 17b (Пунктирною лінією позначено інший шлях для рідини сепаратора (потіку 35) згідно з патентом США № 4278457, завдяки якому принаймні частину цієї рідини розширюють до тиску приблизно 333 фунти на кв дюйм ($23,31\text{кг/см}^2$) за допомогою розширювального клапана 16, охолоджуючи потік 35 і утворюючи потік 35а, який потім надходить до ректифікаційної секції в абсорбційній колоні 17 в місці нижнього живлення або до відгінної колони 19 в місці верхнього живлення)

Решта 82% пари із сепаратора 11 (потік 34) надходить до машини 14 робочого розширення, в якій із цієї частини живильного газу з високим тиском забирають механічну енергію Машина 14 розширює пару головним чином ізентропічно від тиску приблизно 603 фунти на кв дюйм ($42,21\text{кг/см}^2$) до тиску приблизно 333 фунти на кв дюйм ($23,31\text{кг/см}^2$), при цьому таке робоче розширення охолоджує розширений потік 34а до температури приблизно -125°F Типові комерційне доступні розширювачі здатні регенерувати 80-85% роботи, теоретично можливо при ідеальному ізентропічному розширенні Регенеровану роботу часто використовують для приведення в дію центробіжного компресора (наприклад такого, що позначений числом 15), який можна застосувати для повторного стиснення, наприклад, залишкового газу (потіку 37с) Розширений і частково конденсований потік 34а подають як живлення в дистиляційну колону в місці нижнього живлення (в даному випадку нижче теоретичного ярусу 7)

Рідини (потік 38) з нижньої частини абсорбційної колони 17 з температурою -127°F подають за допомогою насоса 18 у відгінну колону 19 в місці

верхнього живлення (потік 38а) Робочий тиск відгінної колони 19 (343 фунти на кв дюйм ($24,01\text{кг/см}^2$)) трохи вищий за робочий тиск абсорбційної колони 17 і ця різниця в тиску між двома згаданими колонами забезпечує рушійну силу, яка дозволяє парам верхнього погону (потік 39) з температурою -125°F текти з верхньої частини відгінної колони 19 в місце нижнього живлення абсорбційної колони 17

Метановідгінна секція в абсорбційній колоні 17 і відгінній колоні 19 являє собою звичайного типу дистиляційну колону, що містить ряд вертикально, рознесених тарілок, одну або більше насадок або комбінацію тарілок і баштової насадки Абсорбційна колона може складатися з двох секцій, як це часто буває в установках для обробки природного газу Верхня секція 17а – це сепаратор, в якому частково випаруване верхнє живлення розділяється на його відповідні парову та рідку частини і в якому пара, що піднімається вгору з нижньої дистиляційної, або ректифікаційної секції 17b, з'єднується з паровою частиною (якщо така є) верхнього живлення для утворення дистиляційного потоку 37 холодного залишкового газу, який виходить з верхньої частини колони Нижня, ректифікаційна секція 17b і відгінна колона 19 містять тарілки та/або баштову насадку та забезпечують необхідний контакт між рідинами, що падають вниз, та парами, що піднімаються вгору Відгінна колона 19 також включає кип'ятильники, які нагрівають та випаровують частини рідин, які течуть в нижню частину колони для створення десорбуючих парів, що піднімаються у верхню частину колони

Рідкий продукт (потік 43) виходить з нижньої частини колони з температурою 43°F , базуючись на тому, що стандартною технічною умовою для нижнього рідкого продукту є молярне відношення метану до етану 0,0237 1, і його тиск доводять приблизно до 550 фунтів на кв дюйм ($38,5\text{кг/см}^2$) (потік 43а) за допомогою насоса 20 (Вихідний тиск насоса, як правило, визначається кінцевим призначенням рідкого продукту Зазвичай рідкий продукт надходить на зберігання, і вихідний тиск насоса встановлюють таким, щоб запобігти будь-якому випаровуванню потоку 43а по мірі його нагрівання до температури оточуючого середовища)

Залишковий газ (потік 37) проходить протитечію відносно впускного живильного газу в а) теплообміннику 12, в якому він нагрівається до -99°F (потік 37а), б) теплообміннику 10, де він нагрівається до 79°F (потік 37b), і в) теплообміннику 21, де він нагрівається до 110°F (потік 37с) Залишковий газ далі повторно стискають у два етапи На першому етапі - за допомогою компресора 15, що приводиться в дію розширювальною машиною 14, і на другому етапі - за допомогою компресора 22, що приводиться в дію допоміжним джерелом живлення Після охолодження потоку 37е до температури 135°F (потік 37f) за допомогою охолодника 23 і до 86°F за допомогою теплообмінника 21, продукт залишкового газу (потік 37g) надходить до магистрального газопроводу з тиском 831 фунт на кв дюйм ($44,17\text{кг/см}^2$), який відповідає вимогам до тиску газопроводу (як правило, це приблизно тиск на вході)

В наступній таблиці 1 наведені сумарні дані

про об'ємні швидкості потоків та енергетичні ви-

трати для способу, показаного на фіг 1

Таблиця 1
(Фіг 1)

Сумарні дані про об'ємні швидкості потоків (фунт-молекули/год)

Потік	Метан	Етан	Пропан	Бутани+	Діоксид вуглецю	Всього
31	121383	5218	1384	619	1054	131766
32	118997	4514	817	147	990	127561
35	2386	704	567	472	64	4205
33	22015	835	151	27	183	23599
34	96982	3679	666	120	807	103962
38	11021	4734	1353	616	462	18222
39	10916	304	12	1	90	11359
40	6568	6227	1444	625	891	15755
37	121278	788	43	4	682	124903
43	105	4430	1341	615	372	6883

Видобування (дані базуються на незаокруглених значеннях об'ємних швидкостей потоків)

Етан 84,89%

Пропан 96,90%

Бутани+ 99,33%

Потужність (у кінських силах)

Стиснення залишкового газу 44408

Відомий процес, схема якого показана на фіг 1, дає 84,89% видобування етану при використанні відповідної потужності для стиснення залишкового газу (максимум 45000 кінських сил). Однак в продукті етану (потіці, що містить метан, етан та діоксид вуглецю, і утворюється, коли нижній рідкий продукт в подальшому фракціонують для відокремлення C1-компонентів та більш легких компонентів від C3-компонентів та більш важких вуглеводневих компонентів) концентрація діоксиду вуглецю становить 7,59мол%, що перевищує задану межу, встановлену власником установки, яка становить 6,0мол% максимум. Таким чином, така конструкція установки потребує додаткової системи обробки для видалення діоксиду вуглецю з вуглеводнів, щоб отримати продукт придатний для реалізації Є багато методів видалення діоксиду вуглецю (обробка впускного живильного газу, обробка загального рідкого продукту, обробка продукту етану після фракціонування тощо), але всі ці методи збільшать не тільки вартість установки (через витрати на встановлення згаданої системи обробки), але й експлуатаційні витрати установки (через витрату енергії та хімікатів в згаданій системі обробки).

Один шлях утримати концентрацію діоксиду вуглецю в продукті етану в допустимих межах – це забезпечити функціонування метановідпінної колони таким чином, щоб відганяти діоксид вуглецю з нижнього рідкого продукту, додаючи колоні більше тепла, що витрачається на випаровування, використовуючи для цього бічні кип'ятильники та/або нижній кип'ятильник.

На фіг 2 показана така альтернативна робоча схема для процесу з фіг 1. Процес з фіг 2 здійснили з такими самими складом живильного газу та умовами, як і для описаного процесу з фіг 1. Однак при відтворенні процесу з фіг 2 робочі умови встановили такими щоб регулювати температуру в

нижній частині відпінної колони 19 для утримання вмісту діоксиду вуглецю в продукті етану в межах технічних вимог.

При відтворенні цього процесу, як і при відтворенні процесу з фіг 1, робочі умови вибирали такими, за яких рівень видобування етану зберігається максимально високим, при цьому не перевищується відповідна потужність для стиснення залишкового газу. Живильний потік 31 охолоджується в теплообміннику 10 в результаті теплообміну з холодним залишковим газом з температурою -96°F (потік 37a), рідинами кип'ятильника в основі метановідпінної колони з температурою 50°F (потік 42), рідинами нижнього бічного кип'ятильника метановідпінної колони з температурою 38°F (потік 41) і рідинами верхнього бічного кип'ятильника метановідпінної колони з температурою -32°F (потік 40). Охолоджений потік 31a входить в сепаратор 11 з температурою -72°F і тиском 600 фунтів на кв дюйм (42кг/см²), в якому пара (потік 32) відокремлюється від конденсованої рідини (потіку 35).

Пару (потік 32) із сепаратора 11 розділяють на два потоки, потік 33 і потік 34. Потік 33, що містить приблизно 17% всієї пари, з'єднується з конденсованою рідиною із сепаратора 11. Об'єднаний потік 36 проходить через теплообмінник 12, обмінючись теплом з паровим потоком 37 верхнього погону метановідпінної колони, що призводить до охолодження і значної конденсації цього потоку. Значно конденсований потік 36a з температурою -132°F потім швидко розширюють, пропускаючи через розширювальний клапан 13. По мірі того, як потік розширюється до робочого тиску абсорбційної колони 17 (326 фунтів на кв дюйм (22,82кг/см²)), він охолоджується приблизно до -152°F (потік 36b). Розширений потік 36b надходить до колони як верхнє живлення.

Інша частина (решта 83%) пари із сепаратора 11 (потік 34) входить в машину 14 робочого розширення, в якій з цієї частини живлення з високим тиском забирають механічну енергію. Машина 14 розширює пару головним чином ізентропічно від тиску приблизно 600 фунтів на кв дюйм (42кг/см²) до робочого тиску абсорбційної колони 17 (326 фунтів на кв дюйм (22,82кг/см²)), при цьому робоче

розширення охолоджує розширений потік 34а до температури приблизно -118°F. Розширений і частково конденсований потік 34а надходить до дистильційної колони як живлення в місці 11 нижнього живлення.

Рідини (потік 38) з нижньої частини абсорбційної колони 17 з температурою -120°F подають за допомогою насоса 18 до відгінної колони 19 в місці верхнього живлення (потік 38а). Робочий тиск відгінної колони 19 (336 фунтів на кв дюйм (23,52 кг/см²)) трохи вищий за робочий тиск абсорбційної колони 17, і ця різниця в тиску між двома згаданими колонами забезпечує рушійну силу, що дає можливість парам верхнього погону (потіку 39) з температурою -118°F з верхньої частини відгінної колони 19 стікати в місце нижнього живлення в абсорбційній колоні 17.

Рідкий продукт (потік 43) виходить з нижньої частини колони 19 з температурою 56°F. За допомогою насоса 20 тиск цього потоку доводять при-

близно до 550 фунтів на кв дюйм (38,5 кг/см²) (потік 43а). Залишковий газ (потік 37) проходить протитечею відносно вхідного живильного газу в а) теплообмінник 12, де він нагрівається до -96°F (потік 37а), б) теплообмінник 10, де він нагрівається до 70°F (потік 37б) і в) теплообмінник 21, де він нагрівається до 101°F (потік 37с). Залишковий газ далі повторно стискають у два етапи за допомогою компресора 15, що приводиться в дію розширювальною машиною 14, і за допомогою компресора 22, що приводиться в дію допоміжним джерелом живлення. Після охолодження потоку 37е до 115°F (потік 37і) за допомогою охолодника 23 і до 86°F за допомогою теплообмінника 21 продукт залишкового газу (потік 37г) надходить до магістрального газопроводу з тиском 631 фунт на кв дюйм (44,17 кг/см²).

В наступній таблиці наведені сумарні дані про об'ємні швидкості потоків та енергетичні витрати для способу, зображеного на фіг. 2.

Таблиця II
(Фіг. 2)

Сумарні дані про об'ємні швидкості потоків (фунт-молекули/год)

Потік	Метан	Етан	Пропан	Бутани+	Діоксид вуглецю	Всього
31	121383	5218	1384	619	1054	131766
32	120263	4857	1037	233	1023	129517
35	1120	361	347	386	31	2249
33	20745	838	179	40	176	22342
34	99518	4019	858	193	847	107175
38	6842	3841	1349	615	284	12953
39	6839	244	12	1	56	7174
40	1886	6752	1588	645	1377	12248
37	121380	1621	47	5	826	125987
43	3	3597	1337	614	228	5779

Видобування (дані базуються на незаокруглених значеннях об'ємних швидкостей потоків)

Етан	68,94%
Пропан	96,61%
Бутани+	99,25%
Потужність (у кінських силах)	
Стиснення залишкового газу	44641

Концентрація діоксиду вуглецю в продукті етану в способі з фіг. 2 становить 5,95 мол %, що відповідає технічній вимозі для такої установки, 6,0 мол % максимум. Однак слід звернути увагу на те, що молярне відношення метану до етану в нижньому продукті становить 0,0008 1 проти допустимого відношення 0,0237 1, що вказує на ступінь надмірної відгонки легких фракцій, яка знадобилась для регулювання вмісту діоксиду вуглецю в рідкому продукті до заданого рівня. Порівняння рівнів видобування, відображених в Таблицях I і II, показує, що здійснення способу з фіг. 2 таким чином з метою зменшення вмісту діоксиду вуглецю в продукті етану викликає значне зменшення видобування рідин. Процес з фіг. 2 зменшує видобування етану з 84,89% до 68,94%, видобування пропану – з 96,90% до 96,61%, і видобування бутанів+ – з 99,33% до 99,25%.

В процесі з фіг. 2 є два фактори, що призводять до зменшення видобування рідин з нижньої

частини відгінної колони 19 порівняно з процесом з фіг. 1. По-перше, коли температура в нижній частині відгінної колони 19 піднімається від 43°F в процесі з фіг. 1 до 56°F в процесі з фіг. 2, ці температури в кожному місці в цій колоні підвищуються відносно їх відповідних значень в процесі з фіг. 1. Це зменшує ступінь охолодження, яке рідкі потоки колони (потоки 40, 41 і 42) можуть дати живильному газу в теплообміннику 10. В результаті, охолоджений живильний потік (потік 31 а), що входить в сепаратор 11, є теплішим (-72°F для процесу з фіг. 2 проти -82°F для процесу з фіг. 1), що, в свою чергу, призводить до меншого утримування етану в абсорбційній колоні 17, що відбивається вмістом етану в потоці 38 (з 841 фунт-молекули/год для процесу з фіг. 2 проти 4734 фунт-молекули/год для процесу з фіг. 1). По-друге, більш високі температури у відгінній колоні 19 примушують підвищуватись температури в абсорбційній колоні 17, що призводить до того, що у відгінну колону 19 входить менше рідкого метану (6842 фунт-молекули/год в потоці 38 для процесу з фіг. 2 проти 11021 фунт-молекули/год для процесу з фіг. 1). Коли цей рідкий метан в подальшому випаровується завдяки бічним кип'ятильникам і головному кип'ятильнику, прикріпленим до відгінної колони 19, пара метану допомагає відганяти

діоксид вуглецю з рідин, що стікають вниз у колоні. При зменшенні метану, що бере участь у процесі з фіг. 2 для відгонки діоксиду вуглецю, повинно випаровуватись більше етану в цих рідинах, щоб слугувати десорбуючим газом. Оскільки відносні леткості діоксиду вуглецю і етану дуже схожі, пара етану є набагато менш ефективним десорбуючим агентом, ніж пара метану, що зменшує ефективність видобування вуглеводнів в колоні.

Задачею даного способу є здійснення сепарації, в результаті якої отримують залишковий газ, що утворюється в кінці процесу і який містить практично весь метан в живильному газі і майже не містить жодного з C_2 -компонентів та більш важких вуглеводневих компонентів, та нижню фракцію, що виходить з металовідпної колоні, містить практично всі C_2 -компоненти та більш важкі вуглеводневі компоненти і майже не містить метану або більш легких компонентів, відповідаючи при цьому технічним умовам щодо максимально допустимого вмісту діоксиду вуглецю.

В першому варіанті способу сепарації потоку газу, що містить метан, C_2 -компоненти, C_3 -компоненти та більш важкі вуглеводневі компоненти, на легку фракцію залишкового газу, що містить більшу частину метану, та відносно менш легку фракцію, що містить більшу частину C_2 -компонентів, C_3 -компонентів та більш важких вуглеводневих компонентів, за яким

газовий потік обробляють, піддаючи одному або більшій кількості етапів теплообміну і принаймні одному етапу розділення, для утворення принаймні першого живильного потоку, охолодженого під тиском для практично повної його конденсації, і принаймні другого живильного потоку, охолодженого під тиском, практично конденсований перший живильний потік розширюють до більш низького тиску, в результаті чого він ще більше охолоджується, і подають в ректифікаційну колону в місці верхнього живлення,

охолоджений другий живильний потік розширюють до більш низького тиску і подають в ректифікаційну колону в місці живлення в середній частині колоні,

охолоджений розширений перший живильний потік і розширений другий живильний потік фракціонують при більш низькому тиску, в результаті чого компоненти відносно менш легкої фракції відганяються,

згідно з винаходом поставлена задача вирішується тим, що

рідкий дистиляційний потік відводять з ректифікаційної колоні і нагрівають,

нагрітий дистиляційний потік повертають в місці в нижній частині ректифікаційної колоні, відокремленому від місця відведення принаймні одним теоретичним ярусом,

витримують величини та температури живильних потоків, що надходять до ректифікаційної колоні, достатніми для підтримання такої температури верхнього погону дистиляційної колоні, при якому більш частини компонентів у відносно менш легкій фракції відганяються.

В другому варіанті способу, за яким

легку фракцію залишкового газу повторно стискають і частину відводять для утворення стисне-

ного першого живильного потоку,

стиснений перший живильний потік охолоджують під тиском для практично повної його конденсації,

практично конденсований перший живильний потік розширюють до більш низького тиску, в результаті чого він ще більше охолоджується, і подають в ректифікаційну колону у місці верхнього живлення,

газовий потік піддають одному або більшій кількості етапів теплообміну для утворення другого живильного потоку, охолодженого під тиском,

охолоджений другий живильний потік розширюють до більш низького тиску і подають в ректифікаційну колону в місці живлення в середній частині колоні,

охолоджений розширений перший живильний потік і розширений другий живильний потік фракціонують при більш низькому тиску, в результаті чого компоненти відносно менш легкої фракції відганяються,

згідно з винаходом поставлена задача вирішується тим, що

рідкий дистиляційний потік відводять з ректифікаційної колоні і нагрівають,

нагрітий дистиляційний потік повертають в нижню частину ректифікаційної колоні, відокремлену від місця відведення принаймні одним теоретичним ярусом,

витримують величини та температури живильних потоків, що надходять до ректифікаційної колоні, достатніми для підтримання такої температури верхнього погону дистиляційної колоні, при якому більш частини компонентів у відносно менш легкій фракції відганяються.

Даний винахід дає можливість використовувати нову установку або модифікацію існуючої технологічної установки для здійснення способу сепарації, який вирішує поставлену задачу при значно нижчих капітальних витратах шляхом зменшення або виключення потреби у системі обробки продукту для видалення діоксиду вуглецю. З іншого боку, даний винахід, незалежно від того, застосований він у новій установці чи як модифікація існуючої технологічної установки, можна використовувати для видобування більшій кількості C_2 -компонентів та більш важких вуглеводневих компонентів у нижньому рідкому продукті при заданій концентрації діоксиду вуглецю в живильному газі, ніж при використанні інших технологічних систем.

Згідно з даним винаходом виявилось можливим більш ніж 84%-не видобування C_2 при утриманні вмісту діоксиду вуглецю в нижньому рідкому продукті в межах технічних вимог і забезпеченні майже повного відведення метану в потік залишкового газу. Даний винахід, хоча і може застосовуватися при більш низьких тисках та більш теплих температурах, має перевагу особливо при обробці живильних газів при тисках в межах 600-1000 фунтів на кв дюйм ($42,18-70,3 \text{ кг/см}^2$) або вище за умов, що потребують температур верхнього погону колоні -120°F або холодніше.

Даний винахід використовує модифіковану систему кип'ятильника біля основи колоні, яку можна застосовувати з будь-яким типом системи ви-

добування рідких компонентів природного газу. При використанні звичайного кип'ятильника біля основи або бічного кип'ятильника в дистильційній колоні весь рідкий потік, що стікає вниз в колоні, відводять з ректифікаційної колоні і пропускають через теплообмінник, потім повертають в колону майже в тому самому місці. В згаданій модифікованій системі кип'ятильника біля основи колоні частину рідини колоні, що стікає вниз, відводять через місце, розташоване вище в колоні, тобто відокремлене від місця повернення принаймні одним теоретичним ярусом. Навіть якщо об'ємна швидкість потоку рідини може виявитись нижчою, рідина, як правило, значно холодніша і це може мати переваги, що полягають у збільшенні видобування або зменшенні розміру теплообмінника.

Виявили, що при застосуванні даного винаходу у відомих способах видобування рідких компонентів природного газу видобування C_2 -компонентів та більш важких компонентів збільшується на 1-2%. Однак таке збільшення видобування стає значно вищим, коли необхідно зменшити вміст діоксиду вуглецю у видобутому рідкому продукті природного газу. При видобуванні етану в типовій установці для видобування рідких компонентів природного газу видобувається також і принаймні певна кількість діоксиду вуглецю, що міститься в живильному газі, бо діоксид вуглецю по відношенню легкості займає позицію десь між метаном і етаном. Тому із збільшенням видобування етану збільшується і видобування діоксиду вуглецю в рідкому продукті природного газу. Виявили, що при застосуванні запропонованої модифікованої системи кип'ятильника біля основи колоні можна значно збільшити видобування етану в рідкому продукті природного газу порівняно зі способами, де використовують системи звичайного кип'ятильника біля основи колоні або бічного кип'ятильника, коли колону повторно кип'ятять для досягнення відповідності вимоги щодо заданого вмісту діоксиду вуглецю в рідкому продукті природного газу.

Для кращого розуміння даного винаходу далі йде посилення на приклади та креслення, на яких

Фіг. 3 – схема технологічного процесу, що показує, як установки, показані на фіг. 1 і 2, можна пристосувати для обробки природного газу згідно з даним винаходом.

Фіг. 4 – схема технологічного процесу, що показує інший варіант пристосування установок, показаних на Фіг. 1 і 2, для обробки природного газу згідно з даним винаходом.

Фіг. 5 – схема технологічного процесу, що показує, як інший відомий спосіб можна застосувати в установці для обробки природного газу згідно з даним винаходом.

Фіг. 6 – схема, що показує запропоновану даним винаходом модифіковану систему кип'ятильника біля основи колоні для технологічної установки, причому ця система включає систему термосифона.

Фіг. 7 – схема, що показує запропоновану даним винаходом модифіковану систему кип'ятильника біля основи колоні для технологічної установки, причому ця система включає систему нагнітання.

Фіг. 8 – схема, що показує запропоновану даним винаходом модифіковану систему кип'ятильника біля основи колоні для технологічної установки, причому ця система включає систему нагнітання.

Фіг. 9 – схема, що показує запропоновану даним винаходом модифіковану систему кип'ятильника біля основи колоні для технологічної установки, причому ця система включає систему роздільних колон.

До подальшого пояснення описаних вище фігур додаються таблиці, які підсумовують об'ємні швидкості потоків, обчислені для характерних умов процесу. У приведених таблицях значення об'ємних швидкостей потоків (у фунт-молекулах за годину) для зручності заокруглені до найближчого цілого числа. Загальні швидкості потоків, показані в таблицях, враховують всі неуглеводневі компоненти, а, значить, є взагалі більшими, ніж сума об'ємних швидкостей потоків для вуглеводневих компонентів. Показані температури є приблизними значеннями, заокругленими до найближчого градуса. Слід також зазначити, що розрахунки технологічних процесів, виконані для порівняння процесів, показаних на фігурах, базуються на припущенні, що немає надходження тепла із оточуючого середовища (або в нього) в процес (або з нього). Таке припущення, звичайне для спеціалістів, є дуже обґрунтованим завдяки якості ізоляційних матеріалів, що є на ринку.

Приклад 1

На фіг. 3 показана схема технологічного процесу згідно з даним винаходом. Склад живильного газу та умови, що розглядаються при описі процесу з фіг. 3, такі самі, як і для процесу з фіг. 1. В зв'язку з цим, процес з фіг. 3 можна порівнювати з процесом з фіг. 1, щоб показати переваги даного винаходу.

При відтворенні процесу з фіг. 3 впускний газ входить з температурою 86°F та тиском 613 фунтів на кв. дюйм ($42,91\text{кг/см}^2$) як потік 31. Живильний потік 31 охолоджується в теплообміннику 10 в результаті теплообміну з холодним залишковим газом, що має температуру -99°F (потік 37а), рідинами кип'ятильника в основі метановідпінної колоні (потік 42), рідинами бічного кип'ятильника метановідпінної колоні, які мають температуру -4°F (потік 41) та частиною рідин з нижньої частини абсорбційної колоні, що має температуру -128°F (потік 45). Охолоджений потік 31а входить в сепаратор 11 з температурою -84°F та тиском 603 фунти на кв. дюйм ($42,21\text{кг/см}^2$), в якому пара (потік 32) відокремлюється від конденсованої рідини (потіку 35).

Пару (потік 32) із сепаратора 11 розділяють на два газоподібні потоки, потік 33 і потік 34. Потік 33, що містить приблизно 19% всієї пари, з'єднується з конденсованою рідиною (потіком 35) і утворює потік 36. Об'єднаний потік 36 проходить через теплообмінник 12, обмінюючись теплом з холодним залишковим газом (потіком 37), де він охолоджується до -138°F . Отриманий значно конденсований потік 36а далі швидко розширюють, пропускаючи через відповідний розширювальний пристрій, наприклад розширювальний клапан 13, до робочого тиску (приблизно 332 фунти на кв. дюйм).

(23,24кг/см²) абсорбційної колони 17. Під час розширення частина цього потоку випаровується, що призводить до охолодження загального потоку. В процесі, показаному на фіг 3, розширений потік 36b, виходячи з розширювального клапана 13, досягає температури -151°F і надходить до абсорбційної колони 17 як і верхнє живлення. Парова частина (якщо є) потоку 36b з'єднується з парами, що піднімаються вгору з верхнього ректифікаційного ярусу колони, і утворюють дистильційний потік 37, який виводять з верхньої зони колони.

Повернемося до газоподібного потоку 34. Решта 81% пари із сепаратора 11 входить в машину 14 робочого розширення, в якій з цієї частини живлення з високим тиском забирають механічну енергію. Машина 14 розширює пару головним чином ізентропічно від тиску приблизно 603 фунти на кв дюйм (42,21 кг/см²) до тиску приблизно 332 фунти на кв дюйм (23,24кг/см²), при цьому таке робоче розширення охолоджує розширений потік 34а до температури приблизно -127°F. Розширений і частково конденсований потік 34а далі надходить до абсорбційної колони 17 як живлення в місці нижнього живлення колони.

Пунктирною лінією як варіант показано, що конденсовану рідину (потік 35) із сепаратора 11 можна швидко розширити, пропустивши через відповідний розширювальний пристрій, наприклад розширювальний клапан 16, до робочого тиску абсорбційної колони 17, охолоджуючи потік 35 і утворюючи потік 35а. Розширений потік 35а, що виходить з розширювального клапана 16, можна потім подати в абсорбційну колону 17 в місці її нижнього живлення або у відпінну колону 19 в місці її верхнього живлення.

Рідини (потік 38) з нижньої частини абсорбційної колони 17 з температурою -128°F входять в насос 18, за допомогою якого їхній тиск підвищують (потік 38а), і розділяються на дві частини. Одна частина (потік 44), що містить приблизно 55% всієї рідини, подають у відпінну колону 19 в місці верхнього живлення. Робочий тиск відпінної колони 19 (342 фунти на кв дюйм (23,94кг/см²)) трохи вищий за робочий тиск абсорбційної колони 17, і ця різниця в тиску між згаданими двома колонами створює

рушійну силу, щоб пари (потік 39) верхнього погону з температурою -123°F з верхньої частини відпінної колони 19 стікали в місце нижнього живлення абсорбційної колони 17.

Іншу частину (потік 45), що містить решту 45% рідкого потоку 38а з підвищеним тиском, спрямовують в теплообмінник 10, в якому він постачає частині живильного газу охолодження по мірі нагрівання до -20°F і частково випаровується. Нагрітий потік 45а після цього надходить до відпінної колони 19 в місці живлення, розташованому посередині колони, відокремленому від верхнього місця живлення, де потік 44 входить в колону, принаймні одним теоретичним ярусом. В цьому випадку частково випарований потік тече до того самого місця на колоні, яке було використане для зворотного струменя з верхнього бічного кип'ятильника (теоретичний ярус 8 у відпінній колоні 19) у процесі з фіг 1, що на сім теоретичних ярусів нижче від місця відведення рідкого потоку в системі фракціонування (місце верхнього живлення, де потік 44 входить у відпінну колону 19).

Рідкий продукт (потік 43) виходить з нижньої частини колони 19 з температурою 42°F. За допомогою насоса 20 підвищують тиск цього потоку приблизно до 550 фунтів на кв дюйм (38,5кг/см²) (потік 43а). Залишковий газ (потік 37) проходить протитечією відносно впускного живильного газу в а) теплообмінник 12, в якому він нагрівається до -99°F (потік 37а), б) теплообмінник 10, в якому він нагрівається до 80°F (потік 37b), і в) теплообмінник 21, в якому він нагрівається до 105°F (потік 37c). Залишковий газ далі повторно стискають у два етапи, за допомогою компресора 15, що приводиться в дію розширювальною машиною 14, і за допомогою компресора 22, що приводиться в дію допоміжним джерелом живлення. Після охолодження потоку 37е до 115°F (потік 37f) охолодником 23 і до 86°F теплообмінником 21 продукт залишкового газу (потік 37g) надходить до магістрального газопроводу з тиском 631 фунт на кв дюйм (44,17кг/см²), звідки він йде на реалізацію.

В наступній таблиці наведені сумарні дані про об'ємні швидкості потоків та енергетичні витрати для способу, показаного на фіг 3.

Таблиця III
(Фіг 3)

Сумарні дані про об'ємні швидкості потоків (фунт-молекули/год)

Потік	Метан	Етан	Пропан	Бутани+	Діоксид вуглецю	Всього
31	121383	5218	1384	619	1054	131766
32	118694	4440	779	136	-982	127126
35	2689	778	605	483	72	4640
33	22552	844	148	26	187	24154
34	96142	3596	631	110	795	102972
38	11906	4855	1357	616	557	19330
44	8548	2670	748	339	306	10632
45	5358	2185	611	277	251	8698
39	11800	362	13	1	156	12370
37	121277	725	40	4	653	124806
43	106	4493	1344	615	401	6960

Видобування (дані базуються на незаокруглених значеннях об'ємних швидкостей потоків)

Етан	86,12%
Пропан	97,10%
Бутани+	99,41%
Потужність (у кінських силах)	
Стиснення залишкового газу	44413

Порівняння Таблиць I і III показує, що порівняно з відомим способом даний винахід збільшує видобування етану з 84,89% до 86,12%, видобування пропану – з 96,90% до 97,10%, видобування бутанів+ – з 99,33% до 99,41%. Порівняння Таблиць I і III крім того показує збільшення продуктивності при еквівалентних потребах у (використанні) потужності.

При використанні модифікованої системи кип'ятильника біля основи колони рідина колони, що тече в теплообмінник 10 (потік 45), є холоднішою, ніж відповідний потік 40 в процесі з фіг. 1. Це підсилює охолодження, що підводять до впускного газу тому при такій системі можна отримати не тільки значно більшу продуктивність від рідин, але і рідини використовують при більш холодному температурному рівні, ніж це було б можливо при використанні звичайної системи кип'ятильника біля основи колони. В результаті, в процесі з фіг. 3 видобування C₂+ компонентів та більш важких вуглеводневих компонентів збільшується при використанні майже такої самої потужності для стиснення залишкового газу, що і у відомому процесі з фіг. 1.

Приклад 2

В тих випадках, коли вміст діоксиду вуглецю в рідкому продукті є спірним питанням (через більш суворі технічні вимоги до продукту, що їх ставить замовник, як наприклад, у відомому способі з фіг. 2, описаному раніше), даний винахід пропонує значні переваги у видобуванні та ефективності порівняно зі згаданим відомим способом зображеним на фіг. 2. Робочі умови для процесу з фіг. 3 можна змінювати з метою зменшення вмісту діоксиду вуглецю в запропонованому рідкому продукті, як показано на фіг. 4. Склад живильного газу та

умови, які розглядаються при описі процесу представленого на фіг. 4, такі самі, як і для процесів з фіг. 1 і 2. В зв'язку з цим, процес з фіг. 4 можна порівнювати з процесами з фіг. 1 і 2, щоб продемонструвати переваги даного винаходу.

При відтворенні процесу з фіг. 4 використали практично таку саму систему охолодження та розділення впускного газу, що і в процесі з фіг. 3. Головна різниця полягала в тому, що регулятори установки настроїли на збільшення частки рідин з нижньої частини абсорбційної колони 17 (потік 45), які нагріваються в теплообміннику 10 і надходять до відгінної колони 19 в місці живлення, розташованому посередині колони. Регулятори установки також настроїли на невелике збільшення температури в нижній частині відгінної колони 19 (з 42°F у процесі з фіг. 3 до 45°F у процесі з фіг. 4) з метою утримання молярного відношення метану до етану в нижньому продукті на заданому рівні, тобто 0,0237. І збільшена кількість нагрітого потоку 45а, що входить у відгінну колону 19, і більш висока температура нижніх рідин підвищують відгонку всередині колони, завдяки чому температури в процесі з фіг. 4 стають теплішими порівняно з процесом з фіг. 3 і в абсорбційній колоні 17, і у відгінній колоні 19, і в результаті зменшується вміст діоксиду вуглецю в рідкому продукті, потоці 43, що виходить з відгінної колони 19. Більш теплі температури колони також ведуть до невеликого зменшення охолодження, яке передається від потоків, що беруть участь у процесі і які використовують як живильні потоки для колони. Зокрема, це потребує незначного зменшення частки живильного газу сепаратора (потік 32), який спрямовують в теплообмінник 12 з потоком 33, таким чином зменшуючи кількість потоку 36b, що входить в абсорбційну колону 17 в місці верхнього живлення.

В наступній таблиці наведені сумарні дані про об'ємні швидкості потоків та енергетичні витрати для процесу, показаного на фіг. 4.

Таблиця IV
(Фіг. 4)

Сумарні дані про об'ємні швидкості потоків (фунт-молекули/год)

Потік	Метан	Етан	Пропан	Бутани+	Діоксид вуглецю	Всього
31	121383	5218	1384	619	1054	131766
32	118612	4421	770	133	980	127009
35	2771	797	614	486	74	4757
36a	21943	818	143	25	181	23497
34	96669	3603	627	108	799	103512
38	11442	4976	1362	616	616	19052
44	5721	2488	681	308	308	9527
45	5721	2488	681	308	308	9527
39	11337	561	21	1	338	12297
37	121278	803	43	4	776	125011
43	105	4415	1341	615	278	6755

Видобування (дані базуються на незаокруглених значеннях об'ємних швидкостей потоків)

Етан	84,61%
Пропан	96,96%
Бутани+	99,39%
Потужність (у кінських силах)	
Стиснення залишкового газу	44573

Концентрація діоксиду вуглецю в продукті етану процесу з фіг. 4 становить 5,80мол%, що набагато нижче за вимогу, поставлену замовником. Порівняння рівнів видобування, відображених в Таблицях I і IV, показує, що даний винахід дозво-

ляє досягти необхідного вмісту діоксиду вуглецю, зберігаючи майже таку саму ефективність видобування рідин, як і у процесі з фіг 1. Хоча видобування етану трохи зменшилось з 84,89% до 84,61%, видобування і пропану, і бутанів+ трохи збільшилось, з 96,90% до 96,96% і з 99,33% до 99,39%, відповідно. Порівняння Таблиць II і IV крім того показує, що зберігання об'ємів випуску згаданих продуктів досягли практично при таких самих потребах у (використанні) потужності.

Порівняння рівнів видобування, зображених в Таблицях II і IV, показує, що даний винахід дозволяє досягти значно вищої ефективності видобування рідин, ніж способом, зображеним на фіг 2, коли його регулюють з метою обмеження вмісту діоксиду вуглецю в рідкому продукті. Порівняно з процесом з фіг 2 процес з фіг 4 збільшує видобування етану з 68,94% до 84,61%, тобто майже на 15,7%. Також дещо збільшується видобування пропану і бутанів+, з 96,61% до 96,96% і з 99,25% до 99,39%, відповідно. Порівняння Таблиць II і IV крім того показує, що збільшення об'ємів випуску згаданих продуктів було не просто результатом підвищення потреб у (використанні) потужності. Навпаки, при застосуванні даного винаходу, як у Прикладі 2, не тільки видобування етану, пропану та бутанів+ збільшується порівняно зі згаданим відомим процесом, але і видобування рідини збільшується на 23% (виходячи з кількості етану, видобутого на одиницю витраченої потужності).

Як і в процесі з фіг 3, значна перевага, якої досягають завдяки варіанту здійснення процесу, зображеного на фіг 4, полягає в тому, що модифікована система кип'ятильника біля основи колони використовує більш холодні рідини колони для охолодження впускних живильних потоків. Це збільшує охолодження, яке постачається впускному газу і це дає можливість в даному випадку отримувати не тільки значно більшу продуктивність від рідини, але і при більш холодній температурі. В той самий час у нижню частину відпінної колони 19 вводять метану більше, ніж його там було б в протилежному випадку при повторному кип'ятінні колони, щоб досягти заданого вмісту діоксиду вуглецю. (Слід зауважити, що потік 45 у процесі з фіг 4 переміщує 5721 фунт-молекулу метану за годину і його вводять на теоретичному ярусі 8 відпінної колони 19, тоді як потік 40 в процесі з фіг 2 переміщує лише 1886 фунт-молекул метану за годину і його вводять у верхню частину відпінної колони 19). Додатковий метан, що згідно з даним винаходом підводять у процесі з фіг 4, допомагає відганяти діоксид вуглецю з рідин, що стікають униз у відпінній колоні. Кількість діоксиду вуглецю в рідкому продукті природного газу можна регулювати, регулюючи відповідним чином кількість рідини, що відводять для живлення модифікованої системи кип'ятильника біля основи колони, замість живлення верхньої частини відпінної колони.

На фіг 5 зображена схема технологічного процесу, що показує, як спосіб та установочу, описані в патенті США № 5568737, можна переобладнати в установку для обробки природного газу згідно з даним винаходом. На фіг 6, 7, 8 і 9 зображені схеми, що показують деякі інші способи впро-

вадження модифікованої системи кип'ятильника. На фіг 6 показане застосування типового термосифону, в якому частковий потік рідини, що надходить з ректифікаційної колони 50 до кип'ятильника 57 біля основи колони, можна регулювати за допомогою клапана 58 (в трубопроводі 61 для відведення рідини). Рідка частина, невідведена з колони, просто переливається з димоходоподібної тарілки 51 на дистриб'ютор 52 для баштової насадки (або тарілок) 53, розташованої нижче. Нагрітий потік в трубопроводі 61 а і з кип'ятильника 57 біля основи колони повертають у ректифікаційну колону 50 в місце в нижній частині, в якому є відповідний механізм розподілу живлення, наприклад димоходоподібна тарілка 54 і дистриб'ютор 55, для змішування нагрітого потоку з рідинами колони, що стікають вниз з баштової насадки 53 і подачі цієї суміші в баштову насадку (або тарілки) 56. На фіг 7 і 8 показані типові нагнітальні засоби, в яких всю рідину, що стікає, відводять в трубопровід 61 для відведення рідини і з допомогою насоса 60 підвищують її тиск. Потік рідини з підвищеним тиском в трубопроводі 61а потім розділяють з допомогою відповідних розподільних клапанів 58 і 59 для спрямування заданої кількості рідини в трубопровід 62 що веде до кип'ятильника 57 біля основи колони. Нагрітий потік в трубопроводі 62а і з кип'ятильника 57 повертають до ректифікаційної колони 50 в її нижню частину, як було описано раніше для варіанта з фіг 6. У варіанті з фіг 7 рідину, яка не надходить до кип'ятильника (в трубопроводі 63), повертають до димоходоподібної тарілки 51, з якої цю рідину було спочатку відведено, в результаті чого вона може переливатися з димоходоподібної тарілки 51 на дистриб'ютор 52 і баштову насадку (або тарілки) 53 розташовану нижче. У варіанті з фіг 8 рідину, яка не надходить до кип'ятильника (в трубопроводі 63), повертають в зону під димоходоподібною тарілкою 51, з якої цю рідину було спочатку відведено, безпосередньо в дистриб'ютор 52, який подає цю рідину на баштову насадку (або тарілки) 53, розташовану нижче. На фіг 9 показано, як згадану систему нагнітання, описану для фіг 8, можна застосовувати у випадку з окремими колонами, наприклад з верхньою колоною 65 і нижньою колоною 50, при цьому система нагнітання така сама, як використана у процесах з фіг 3 і 4.

Спеціалісти в цій галузі розуміють, що даний винахід деяких своїх переваг досягає завдяки постачанню більш холодного потоку у бічний кип'ятильник (кип'ятильники) та/або кип'ятильник (кип'ятильники) біля основи колони, забезпечуючи додаткове охолодження живленню або живленням колони. Це додаткове охолодження зменшує кількість споживаної потужності для даного рівня видобування продукту або збільшує рівні видобування продукту при даній витраті енергії, або поєднує перше і друге. Крім того, спеціалісти розуміють, що даний винахід дає вигоду тим, що пропонує вводити більші кількості метану в нижню частину метановідпінної колони, що сприяє відгонці діоксиду вуглецю з рідин, що течуть вниз. При збільшенні кількості метану, необхідного для відгонки згаданих рідин, відповідно зменшується кількість етану, необхідного для відгонки, в результаті чого стає

можливим більше утримування етану в нижньому рідкому продукті. Тому даний винахід взагалі є придатним для будь-якого процесу, що залежить від охолодження будь-якої кількості живильних потоків і подачі отриманого живильного потоку (потоків) в колону для дистиляції.

Згідно з даним винаходом охолодження живильних потоків метановідпінної колони можна здійснювати багатьма шляхами. У процесах з фіг. 3 і 4 живильний потік 36 охолоджується і значною мірою конденсується завдяки паровому потоку 37 верхнього погону метановідпінної колони, тоді як рідини метановідпінної колони (потоки 45, 41 і 42) використовують лише для охолодження газового потоку. У процесі з фіг. 5 живильний потік 48 залишкового газу з високим тиском також охолоджується і значно конденсується завдяки частинам парового потоку (потоки 46 і 37) верхнього погону дистиляційної колони, тоді як рідини метановідпінної колони (потоки 40 і 42) використовують лише для охолодження газового потоку. Однак рідини метановідпінної колони можна було б використати для забезпечення часткового або повного охолодження та значної конденсації потоку 36 на фіг. 3-5 та/або потоку 48 на фіг. 5 додатково до охолодження газового потоку або замість охолодження. Крім того, можна використовувати будь-який потік з температурою, холоднішою за температуру живильного потоку, що охолоджується. Наприклад, можна відвести і використати для охолодження боковий відвід пари з метановідпінної колони. До інших потенційних джерел охолодження відносяться (але не обмежуються цим) рідини із сепаратора, утворені в результаті швидкого скидання високого тиску, та системи механічного охолодження. Вибір джерела охолодження буде залежати від багатьох факторів, які включають (але не обмежуються цим) склад впускного газу та умови, розмір установки, розмір теплообмінника, температуру потенційного джерела охолодження тощо. Спеціалісти в цій галузі техніки також розуміють, що для досягнення заданої температури (температур) живильного газу можливе також застосування будь-якої комбінації згаданих вище джерел охолодження або способів охолодження.

Згідно з даним винаходом можна використати зовнішнє охолодження додатково до охолодження, яке передається впускному газу від інших потоків, що беруть участь у процесі, зокрема у випадку, коли впускний газ багатший за впускний газ, застосований у Прикладах 1 і 2. Використання і розподіл рідин метановідпінної колони для теплообміну, що відбувається під час процесу, конкретне розташування теплообмінників для охолодження впускного газу слід визначати для кожного конкретного застосування, так само, як і вибір потоків, що беруть участь у процесі, для конкретних теплообмінних функцій.

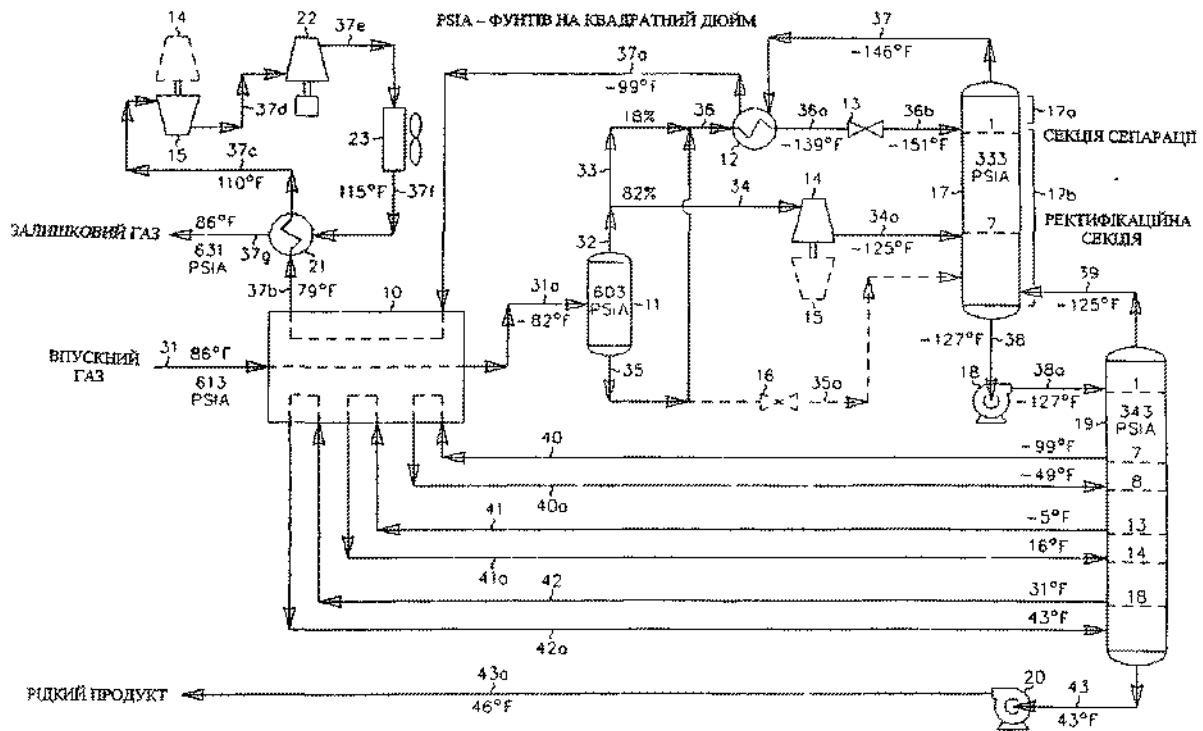
Немає необхідності поєднувати всю рідину з високим тиском (потік 35) на фіг. 3-5 з частиною пари із сепаратора (потік 33), що тече в теплообмінник 12 з іншого боку, цей рідкий потік (або його частину) можна розширити, пропустивши через

відповідний розширювальний пристрій, наприклад розширювальний клапан 16, і подати в місце живлення, розташоване нижче середини дистиляційної колони (абсорбційної колони 17 або відпінної колони 19 на фіг. 3 і 4, ректифікаційної колони 17 на фіг. 5). Цей рідкий потік можна також використати для охолодження впускного газу або для іншої теплообмінної функції перед етапом розширення або після нього, але перед надходженням до метановідпінної колони.

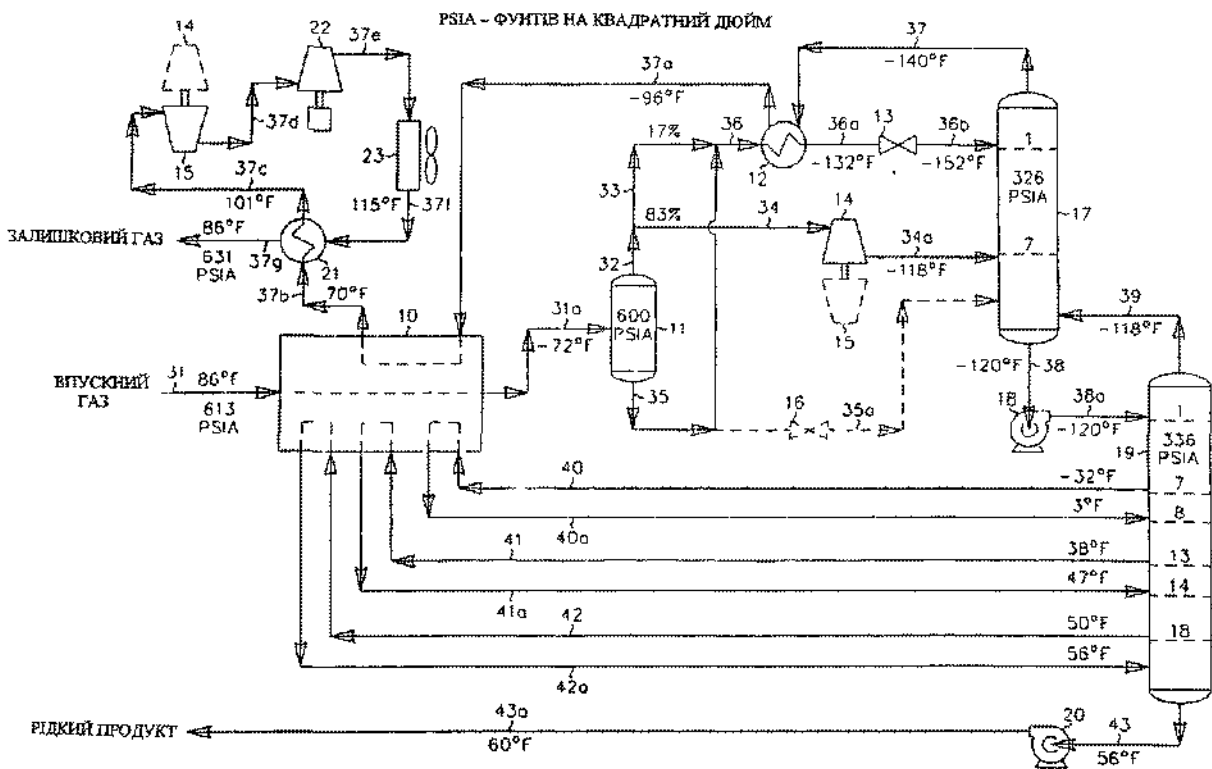
Слід також зазначити, що відносна кількість живлення, яка міститься в кожному відгалуженні живильних потоків колони, буде залежати від кількох факторів, в тому числі від тиску газу, складу живильного газу, кількості тепла, яке можна економно здобути з живлення, та величини допустимої потужності. Збільшення живлення, яке подають у верхню частину колони, може збільшити видобування, але зменшить енергію, яку можна отримати від розширювальної машини, в результаті чого збільшаться енергетичні потреби для повторного стиснення. Збільшення живлення в нижній частині колони знижує енергетичні витрати, але може знизити і рівень видобування продукту. Перевагу віддають місцям подачі живлення в середній частині колони, зображеним на фіг. 3 і 4, для описаних робочих умов проведення процесів. Однак відносні місця подачі живлення в середній частині колони можна міняти в залежності від складу впускного газу або інших факторів. Наприклад, від заданих рівнів видобування та кількості рідини, утвореної під час охолодження впускного газу. Більш того, можна поєднувати два або більшу кількість живильних потоків, або їхні частини в залежності від відносних температур і кількостей окремих потоків, і цей об'єднаний потік потім подавати в місце живлення у середній частині колони. На фіг. 3 і 4 показані варіанти, яким віддається перевага, для зазначених складів та режиму тиску. Хоча розширення окремого потоку показане в конкретних розширювальних пристроях, можна застосовувати інші розширювальні засоби, де це доцільно. Наприклад, умови можуть гарантувати робоче розширення значно конденсованої частини живильного потоку (36а на фіг. 3-5) або значно конденсованого потоку, що повертають для рециркуляції (48b на фіг. 5).

На фіг. 3 і 4 показана ректифікаційна колона, що через розмір установки складається з двох секцій (17 і 19). Рішення про конструювання ректифікаційної колони у вигляді єдиного резервуара (наприклад, 17 на фіг. 5) або у вигляді кількох резервуарів залежатиме від ряду факторів, наприклад від розміру установки, відстані до виробничого обладнання тощо.

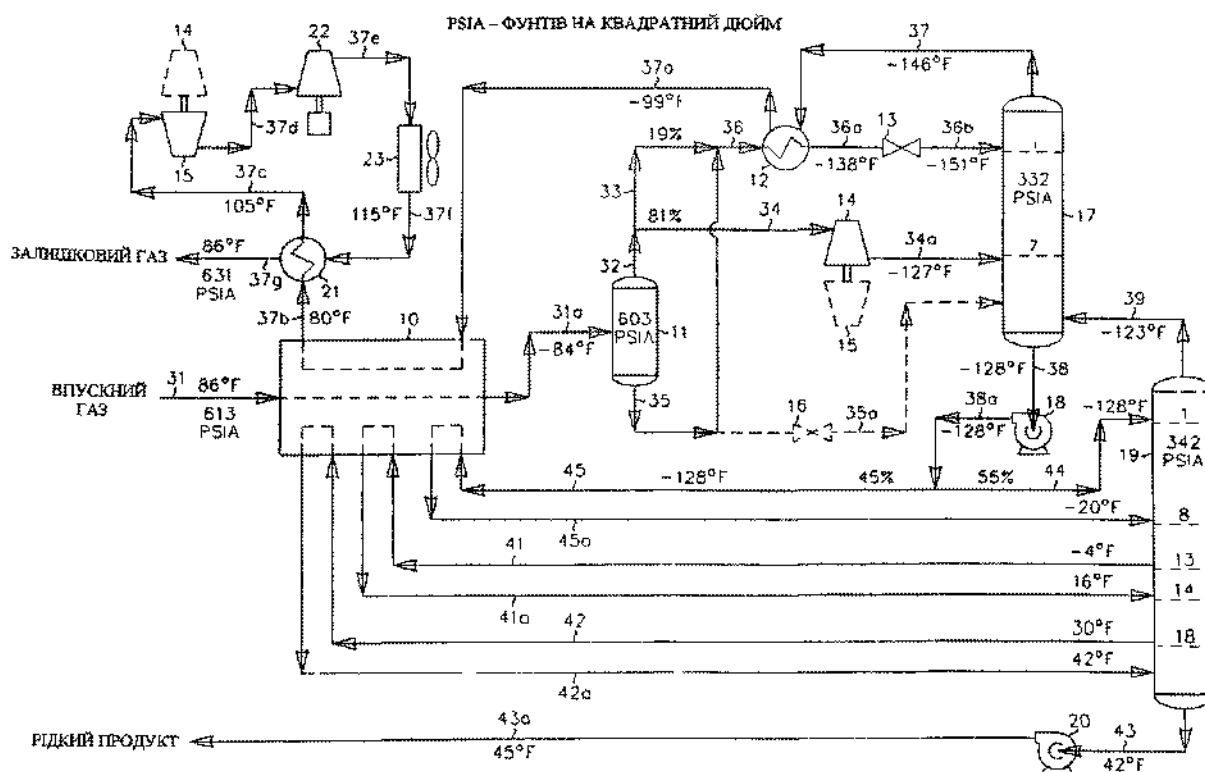
Хоча були описані варіанти здійснення даного винаходу, які віддаються перевага, спеціалістам зрозуміло, що можливі модифікації, наприклад для того, щоб пристосувати даний винахід до різних умов, типів живлення та інших вимог, але в межах об'єму даного винаходу, суть якого визначається формулою винаходу.



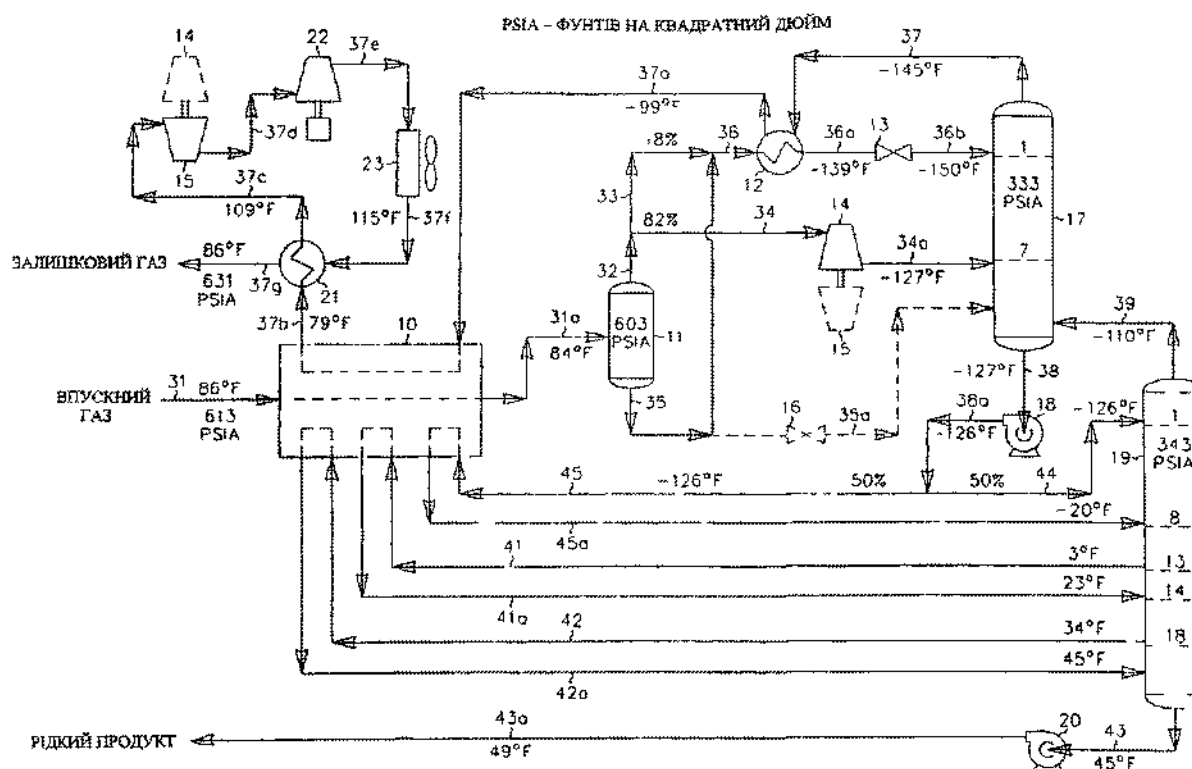
ФІГ. 1



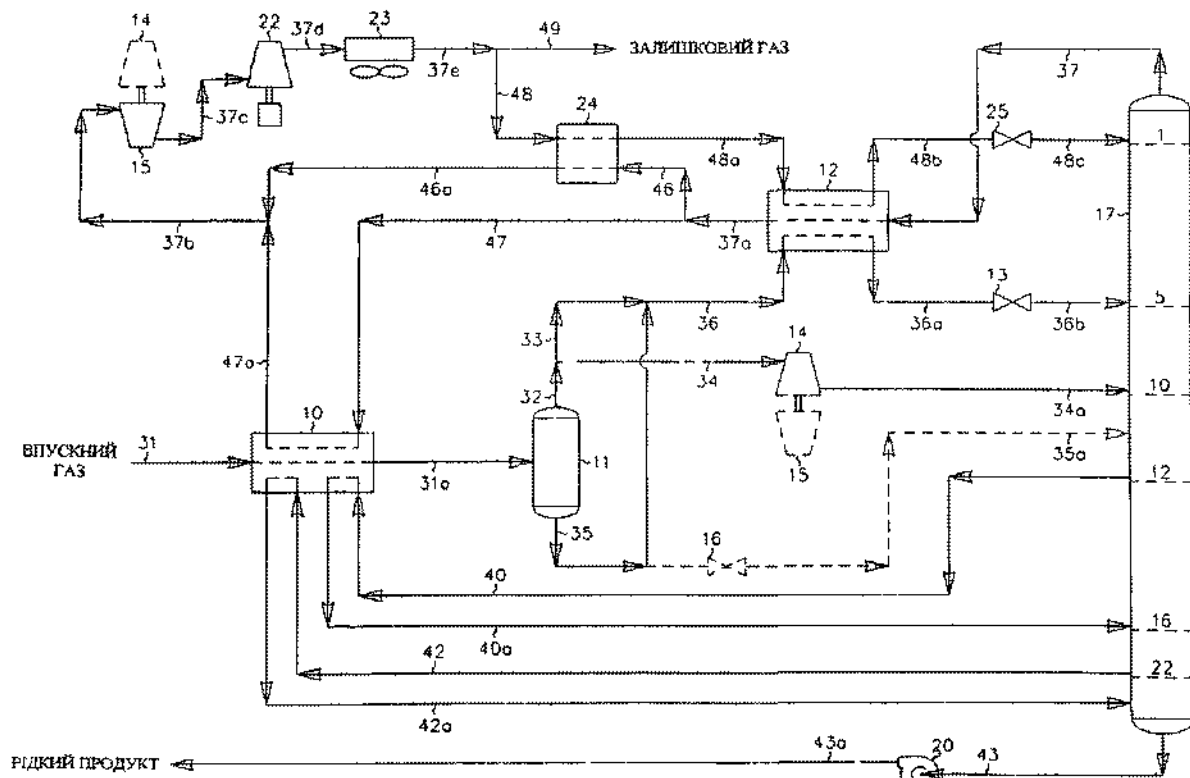
ФІГ. 2

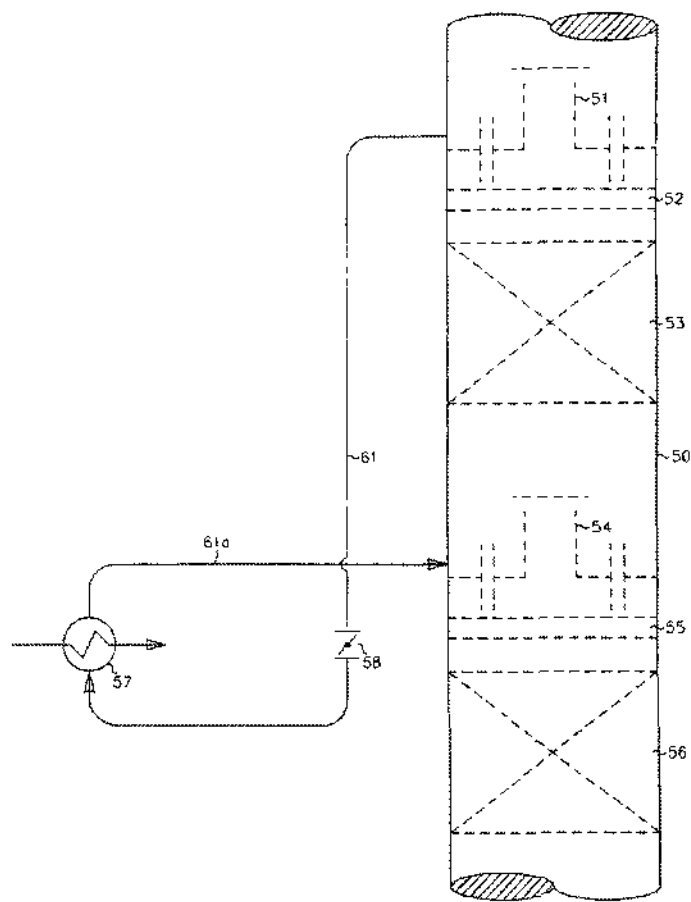


Фиг. 3

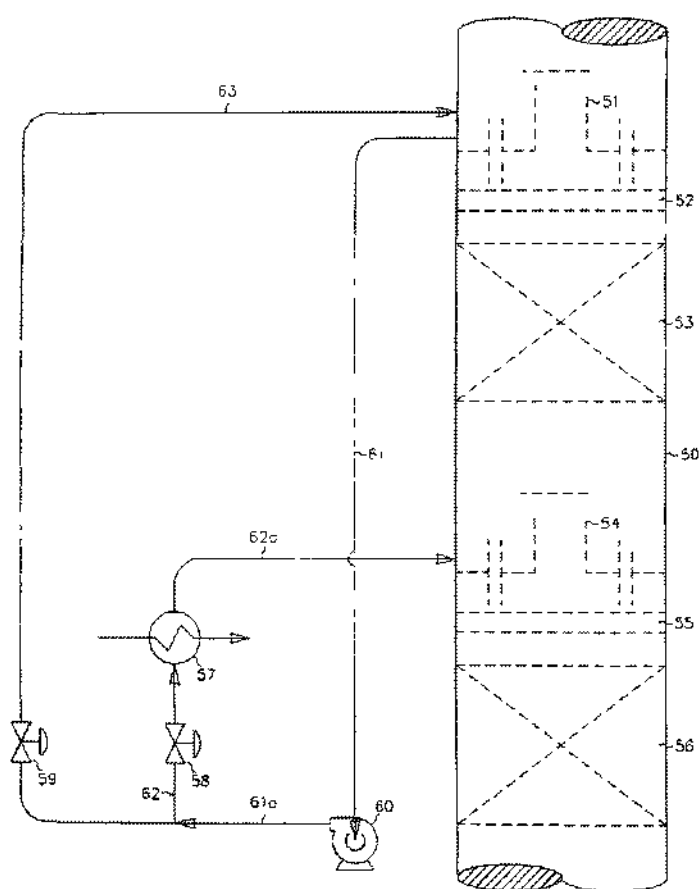


ΦΓ. 4

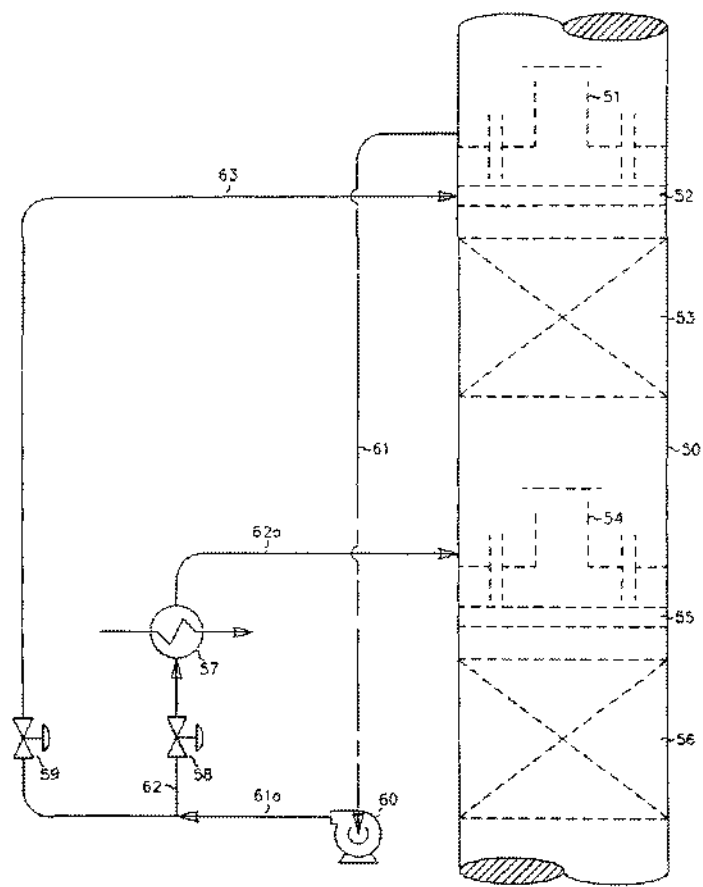




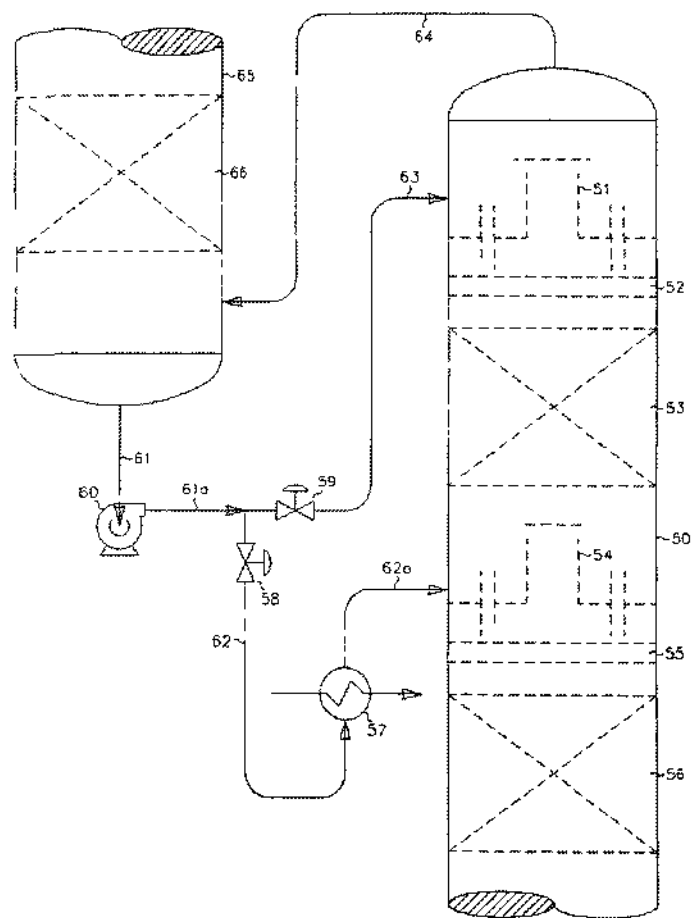
Фиг. 6



Фиг. 7



Фиг. 8



ФІГ 9

ДП «Український інститут промислової власності» (Укрпатент)
 вул. Сим'ї Хохлових, 15, м. Київ, 04119, Україна
 (044) 456 – 20 – 90

ТОВ «Міжнародний науковий комітет»
 вул. Артема, 77, м. Київ, 04050, Україна
 (044) 216 – 32 – 71