

(19)



**Евразийское  
патентное  
ведомство**

(11) **022672**(13) **B1**

## (12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ

(45) Дата публикации и выдачи патента  
**2016.02.29**

(51) Int. Cl. **F25J 3/00** (2006.01)

(21) Номер заявки  
**201171070**

(22) Дата подачи заявки  
**2010.01.19**

---

### (54) ОБРАБОТКА УГЛЕВОДОРОДНОГО ГАЗА

---

(31) **12/372,604; 61/186,361**

(56) US-A1-20060032269  
US-A1-20080078205  
US-A1-20080000265  
US-B2-7210311  
US-B2-7165423

(32) **2009.02.17; 2009.06.11**

(33) **US**

(43) **2012.03.30**

(86) **PCT/US2010/021364**

(87) **WO 2010/096223 2010.08.26**

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:  
**ОРТЛОФФ ИНДЖИНИРС, ЛТД.;**  
**Эс.Эм.И. ПРОДАКТС ЭлПи (US)**

(72) Изобретатель:  
**Джонк Эндрю Ф., Льюис У. Ларри,**  
**Уилкинсон Джон Д., Линч Джо Т.,**  
**Хадсон Хэнк М., Кьюллар Кайл Т.**  
**(US)**

(74) Представитель:  
**Медведев В.Н. (RU)**

(57) Раскрыты способ и устройство для извлечения этана, этилена, пропана, пропилена и более тяжелых углеводородных компонентов из потока углеводородного газа в компактной технологической сборке. Газовый поток охлаждают и разделяют на первый и второй потоки. Первый поток далее охлаждают для конденсации, по существу, его всего, впоследствии расширяют до более низкого давления и подают в качестве верхней подачи в устройство абсорбции внутри узла обработки. Второй поток также расширяют до более низкого давления и подают в качестве нижней подачи в устройство абсорбции. Из верхней части устройства абсорбции собирают поток дистилляционного пара и направляют в одно или более устройств теплообмена внутри узла обработки для его нагрева, охлаждая при этом газовый поток и первый поток. Из нижней части устройства абсорбции собирают поток дистилляционной жидкости и направляют в устройство тепло- и массопереноса внутри узла обработки для его нагрева и отпаривания его летучих компонентов, охлаждая при этом газовый поток. Количества и температуры подаваемых потоков в устройство абсорбции являются эффективными для поддержания температуры у верхней части устройства абсорбции при температуре, при которой извлекают основные части желаемых компонентов в отпаренном потоке дистилляционной жидкости.

**B1****022672****022672****B1**

### Предпосылки к созданию изобретения

Это изобретение относится к способу и устройству для разделения газа, содержащего углеводороды. Заявители испрашивают преимущество согласно разделу 35 Свода законов США, статьи 119(е) по предшествующей временной патентной заявке США № 61/186361, которая была подана 11 июня 2009 г. Заявители также испрашивают преимущество согласно разделу 35 Свода законов США, статьи 120 в качестве частичного продолжения патентной заявки США № 12/372604, которая была подана 17 февраля 2009 г. Патентообладатели, SME Associates, Inc. и Ortloff Engineers, Ltd. представляли собой стороны совместного исследовательского соглашения, которое являлось действующим до создания изобретения по данной заявке.

Этилен, этан, пропилен, пропан и/или более тяжелые углеводороды можно извлечь из ряда газов, таких как природный газ, газ нефтепереработки и потоки синтетического газа, полученные из других углеводородных материалов, таких как уголь, сырая нефть, нефтяной сланец, нефтеносные пески и лигнит. Природный газ обычно имеет большую пропорциональную долю метана и этана, т.е. метан и этан вместе составляют по меньшей мере 50 мол.% газа. Газ также содержит относительно меньшие количества более тяжелых углеводородов, таких как пропан, бутаны, пентаны и им подобные, так же как водорода, азота, диоксида углерода и других газов.

Настоящее изобретение в общем касается извлечения этилена, этана, пропилена, пропана и более тяжелых углеводородов из таких газовых потоков. Типичный химический состав газового потока, подлежащего обработке в соответствии с этим изобретением, представлял бы собой, в приблизительных мол.-%: метан - 90,0; этан и другие  $C_2$  компоненты - 4,0; пропан и другие  $C_3$  компоненты - 1,7; изобутан - 0,3, нормальный бутан - 0,5 и пентаны (вдобавок) - 0,8, при этом баланс подводится при помощи азота и диоксида углерода. Также иногда присутствуют серосодержащие газы.

Исторически циклические колебания в ценах как на природный газ, так и на компоненты продукта его сжижения (NGL) временами снижали прирост этана, этилена, пропана, пропилена и более тяжелых компонентов в качестве жидких продуктов. Это привело к потребности в способах, которые могут обеспечить эффективные извлечения с более низкими капитальными затратами. Доступные способы для разделения этих материалов включают таковые, основанные на охлаждении и низкотемпературной конденсации газа, абсорбции нефти и абсорбции нефти с охлаждением. Вдобавок, криогенные способы стали популярными из-за доступности рентабельного оборудования, которое вырабатывает энергию, при этом одновременно расширяя и извлекая тепло из обрабатываемого газа. В зависимости от давления источника газа обогащенности (содержание этана, этилена и более тяжелых углеводородов) газа и желаемых конечных продуктов можно использовать каждый из этих способов или комбинацию таковых.

Низкотемпературный процесс расширения в настоящее время является общепринятым для извлечения жидких продуктов сжижения природного газа из-за того, что он обеспечивает максимальную простоту с простотой ввода в эксплуатацию, эксплуатационной гибкостью, хорошей эффективностью и хорошей надежностью. В патентах США № 3292380, 4061481, 4140504, 4157904, 4171964, 4185978, 4251249, 4278457, 4519824, 4617039, 4687499, 4689063, 4690702, 4854955, 4869740, 4889545, 5275005, 5555748, 5566554, 5568737, 5771712, 5799507, 5881569, 5890378, 5983664, 6182469, 6578379, 6712880, 6915662, 7191617, 7219513, заменяющем патенте США № 33408 и одновременно находящихся на рассмотрении заявках № 11/430412, 11/839693, 11/971491 и 12/206230 описываются имеющие отношение к делу способы (хотя описание настоящего изобретения в некоторых случаях основано на условиях обработки, отличающихся от таковых, описанных в процитированных патентах США).

В обычном низкотемпературном расширительном процессе извлечения подаваемый поток газа под давлением охлаждают путем теплообмена с другими потоками процесса и/или внешними источниками охлаждения, такими как система компрессионного охлаждения пропана. По мере того как газ охлаждается, жидкости можно сконденсировать и собрать в одном или более сепараторах в качестве жидкостей под высоким давлением, содержащих некоторые из желательных  $C_2^+$  компонентов. В зависимости от обогащенности газа и количества образовавшихся жидкостей, жидкости высокого давления можно расширять до более низкого давления и фракционировать. Испарение, происходящее во время расширения жидкостей, приводит к дальнейшему охлаждению потока. При некоторых условиях предварительное охлаждение жидкостей под высоким давлением перед расширением может являться желательным с целью далее снизить температуру, вызванную расширением. Расширенный поток, включающий смесь жидкости и пара, фракционируют в дистилляционной колонне (деметанизаторе или дезтанизаторе). В колонне поток(и), охлажденный(ые) расширением, перегоняют для отделения остаточного метана, азота и других летучих газов в качестве отводимого с верха колонны пара от желаемых  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов в качестве кубового жидкостного продукта или для отделения остаточного метана,  $C_2$  компонентов, азота и других летучих газов в качестве отводимого с верха колонны пара от желаемых  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов в качестве кубового жидкостного продукта.

Если подаваемый (сырьевой) газ не полностью сконденсировать (обычно он таким и не является), то пар, остающийся от частичной конденсации, можно разделить на два потока. Одну часть пара пропускают через расширительную машину или двигатель или через расширительный клапан к более низкому

давлению, при котором в результате дальнейшего охлаждения потока конденсируются дополнительные жидкости. Давление после расширения является, по существу, тем же, что и давление, при котором эксплуатируется дистилляционная колонна.

Комбинированные парожидкостные фазы, получающиеся в результате расширения, подают в качестве подачи в колонну.

Остающуюся часть пара охлаждают до значительной конденсации путем теплообмена с другими потоками процесса, например с холодной ректификационной колонной выше. Некоторую часть или всю жидкость под высоким давлением можно объединить с этой частью пара перед охлаждением. Получившийся охлажденный поток затем расширяют при помощи подходящего расширяющего устройства, такого как расширительный клапан, до давления, при котором эксплуатируется деметанизатор. Во время расширения часть жидкости испарится, приводя к охлаждению общего потока. Мгновенно расширенный поток затем подают в качестве верхней подачи в деметанизатор. Обычно паровую часть мгновенно расширенного потока и отводимый сверху деметанизатора пар объединяют в расположенной выше секции сепаратора в ректификационной колонне в качестве остаточного метанового газообразного продукта. Альтернативным образом, расширенный поток можно подать в сепаратор для создания парового и жидкостного потоков. Пар объединяют с паром, отводимым с верха колонны, и жидкость подают в колонну в качестве верхней подачи в колонну.

В настоящем изобретении используется новый способ осуществления различных стадий, описанных выше, более эффективным образом и с использованием меньшего количества единиц оборудования. Это достигается путем комбинации того, что являлось до этого отдельными единицами оборудования, в общий корпус, таким образом снижая размеры площадки, требуемые для установки по обработке и снижая капитальную стоимость объекта. Неожиданно заявители обнаружили, что более компактное расположение также значительно снижает потребление энергии, требуемое для достижения данного уровня извлечения, таким образом увеличивая эффективность процесса и снижая эксплуатационные затраты объекта. Вдобавок, более компактное расположение также ликвидирует большую часть трубопроводов, использовавшихся для соединения между собой отдельных единиц оборудования в традиционных проектах установок, далее снижая капитальные затраты и также ликвидируя связанные фланцевые соединения трубопроводов. Так как фланцевые соединения представляют собой потенциальный источник утечек для углеводородов (которые представляют собой летучие органические соединения, VOC, которые вносят вклад в парниковые газы, и могут также являться предшественниками образования атмосферного озона), ликвидация этих фланцев снижает потенциальные атмосферные выбросы, которые могут нанести вред окружающей среде.

В соответствии с настоящим изобретением было обнаружено, что можно достичь извлечения  $C_2$  свыше 88%. Аналогично, в тех случаях, когда извлечение  $C_2$  компонентов не является желательным, можно поддерживать извлечения  $C_3$  свыше 93%. Вдобавок, настоящее изобретение делает возможным практически 100% отделение метана (или  $C_2$  компонентов) и более легких компонентов от  $C_2$  компонентов (или  $C_3$  компонентов) и более тяжелых компонентов с более низкими энергетическими потребностями по сравнению с предшествующим уровнем техники, сохраняя при этом тот же самый уровень извлечения.

Настоящее изобретение, хотя и применимо при более низких давлениях и более низких температурах, является особенно преимущественным при обработке подаваемых (сырьевых) газов в диапазоне 2758-10342 кПа (а) (400-1500 фунтов/дюйм<sup>2</sup> (а)) или выше при условиях, требующих температур наверху регенерационной колонны NGL в -46°C (-50°F) или холоднее.

Для лучшего понимания настоящего изобретения производится ссылка на следующие примеры и чертежи. Касательно чертежей:

фиг. 1 представляет собой диаграмму установки обработки природного газа из известного уровня техники в соответствии с патентом США № 4157904;

фиг. 2 представляет собой технологическую схему установки обработки природного газа в соответствии с настоящим изобретением;

фиг. 3-9 представляют собой технологические схемы, показывающие альтернативные способы применения настоящего изобретения к потоку природного газа.

В следующем пояснении вышеприведенных фигур приведены таблицы, в которых просуммированы скорости потоков, рассчитанные для характерных условий процесса. В таблицах, приведенных в данном документе, значения скоростей потоков (моль/ч) округлили до ближайшего целого числа для удобства. Общие скорости потоков, приведенные в таблице, включают все неуглеводородные компоненты и, следовательно, являются большими, нежели сумма скоростей потоков для углеводородных компонентов. Указанные температуры представляют собой приблизительные значения, округленные до ближайшего градуса. Стоит также отметить, что расчеты по разработке процесса, выполненные с целью сравнения процессов, отображенных на фигурах, являются основанными на предположении отсутствия утечек тепла из (или в) окружающей среды в (или из) процесса. Качество доступных на рынке изолирующих материалов делает это предположение весьма рациональным и таковым, какое обычно делается специалистами в данной области техники.

Для удобства параметры процесса приведены как в традиционных британских единицах, так и в единицах Systeme International d'Unites (СИ). Мольные скорости потоков, приведенные в таблицах, можно интерпретировать либо в фунт-моль/ч, либо в кг-моль/ч. Потребления энергии, приведенные в виде лошадиных сил (HP) и/или тысяч британских тепловых единиц в час (MBTU/Hr) соответствуют указанным мольным скоростям потока в фунт-моль/ч. Потребления энергии, приведенные в виде киловатт (кВт), соответствуют указанным мольным скоростям потока в кг-моль/ч.

#### Описание предшествующего уровня техники

Фиг. 1 представляет собой технологическую схему, показывающую конструкцию обрабатывающей установки для извлечения  $C_2^+$  компонентов из природного газа с использованием известного уровня техники в соответствии с патентом США № 4157904. В этой симуляции процесса входящий газ входит в установку при 39°C (101°F) и 6307 кПа (а) (915 фунт/дюйм<sup>2</sup> (а)) в качестве потока 31. Если входящий газ содержит концентрацию соединений серы, которые бы препятствовали соответствию потоков продуктов требованиям, соединения серы удаляют подходящей предварительной обработкой подаваемого (сырьевого) газа (не показано). Вдобавок, подаваемый поток обычно обезвоживают для предотвращения образования гидрата (льда) в криогенных условиях. Для этой цели обычно использовали твердый осушитель.

Подаваемый поток 31 разделяют на две части, потоки 32 и 33. Поток 32 охлаждают до -35°C (-31°F) в теплообменнике 10 путем теплообмена с холодным остаточным газом (поток 41а), в то время как поток 33 охлаждают до -38°C (-37°F) в теплообменнике 11 путем теплообмена с дистилляционными жидкостями деметанизатора при 6°C (43°F) (поток 43) и побочными дистилляционными жидкостями при -44°C (-47°F) (поток 42). Потоки 32а и 33а заново объединяют для образования потока 31а, который входит в сепаратор 12 при -36°C (-33°F) и 6155 кПа (а) (893 фунт/дюйм<sup>2</sup> (а)), где пар (поток 34) отделяют от конденсированной жидкости (поток 35).

Пар (поток 34) из сепаратора 12 разделяют на два потока, 36 и 39. Поток 36, содержащий примерно 32% общего количества пара, объединяют с жидкостью из сепаратора (поток 35), и объединенный поток 38 проходит через теплообменник 13 в теплообменном соотношении с холодным остаточным газом (поток 42), где он охлаждается до значительной конденсации. Получившийся значительно сконденсированный поток 38а при -90°C (-131°F) затем мгновенно расширяют через расширительный клапан 14 до эксплуатационного давления (приблизительно 2827 кПа (а) (410 фунт/дюйм<sup>2</sup> (а))) ректификационной колонны 18. Во время расширения часть потока испаряется, приводя к охлаждению всего потока. В процессе, показанном на фиг. 1, расширенный поток 38b, покидающий расширительный клапан 14, достигает температуры в -94°C (-137°F) и подается в секцию 18а сепаратора в верхней области ректификационной колонны 18. Жидкости, разделенные там, становятся верхней подачей в секцию деметанизации 18b.

Остающиеся 68% пара из сепаратора 12 (поток 39) входят в расширительную машину 15, в которой из этой части подачи под высоким давлением извлекается механическая энергия. Машина 15 расширяет пар в значительной степени изоэнтропно до эксплуатационного давления колонны, при этом расширение охлаждает расширенный поток 39а до температуры приблизительно в -72°C (-97°F). Обычные доступные на рынке расширители способны извлечь порядка 80-85% работы, теоретически доступной в идеальном изоэнтропном расширении. Полученную работу обычно используют для приведения в движение центробежного компрессора (такого, как элемент 16), который можно использовать, например, для повторного сжатия остаточного газа (поток 41b). Частично конденсированный расширенный поток 39а впоследствии подают в качестве подачи в ректификационную колонну 18 в средней точке подачи в колонну.

Деметанизатор в колонне 18 представляет собой обычную дистилляционную колонну, содержащую множество вертикально расположенных тарелок, одного или более плотных слоев, или какой-либо комбинации тарелок и насадки. Как это часто бывает в таких случаях в установках по обработке газа, ректификационная колонна может состоять из двух секций. Верхняя секция 18а представляет собой сепаратор, в котором частично испаренная верхняя подача разделяется на ее соответствующие паровую и жидкостную части, и в которой пар, поднимающийся из нижней дистилляционной или деметанизирующей секции 18b, объединяется с паровой частью из верхней подачи для образования холодного пара, отходящего с верха деметанизатора (поток 41), который выходит из верхней части колонны при -93°C (-136°F). Нижняя деметанизирующая секция 18b содержит тарелки и/или насадку, и обеспечивает необходимый контакт между жидкостями, стекающими вниз и парами, поднимающимися вверх. Деметанизирующая секция 18b также включает подогреватели (такие, как подогреватель и боковой подогреватель, описанные ранее), которые нагревают и испаряют часть жидкостей, текущих вниз по колонне, для образования отпарных паров, которые идут вверх по колонне для удаления из жидкого продукта, потока 41, метана и более легких компонентов.

Поток жидкого продукта 44 выходит из днища колонны при 19°C (65°F) на основании обычной характеристики соотношения метана и этана в 0,010:1 в массовом масштабе кубового продукта. Остаточный газ (отходящий с верха деметанизатора паровой поток 41) проходит противоточно входящему подаваемому газу в теплообменник 13, где его нагревают до -42°C (-44°F) (поток 41а), и в теплообменник 10, где его нагревают до 36°C (96°F) (поток 41b). Остаточный газ затем повторно сжимают в два этапа. Первый этап представляет собой компрессор 16, приводимый в движение расширительной машиной 15.

Второй этап представляет собой компрессор 20, приводимый в движение дополнительным источником энергии, который сжимает остаточный газ (поток 41d) до давления трубопровода товарной продукции. После охлаждения до 49°C (120°F) в разгрузочном охладителе 21 продукт -остаточный газ (поток 41e) течет в газовый трубопровод товарной продукции при 6307 кПа (а) (915 фунт/дюйм<sup>2</sup> (а)), достаточный для соответствия требованиям к трубопроводу (обычно порядка давления на входе).

Сводка скоростей потоков и потребления энергии для процесса, приведенного на фиг. 1, приведена в табл. 1.

Таблица 1

Сводка скорости потока, кг·моль/ч (фунт·моль/ч)					
Поток	Метан	Этан	Пропан	Бутаны+	Итого
31	12,359	546	233	229	13,726
32	8,404	371	159	155	9,334
33	3,955	175	74	74	4,392
34	12,117	493	172	70	13,196
35	242	53	61	159	530
36	3,829	156	54	22	4,170
38	4,071	209	115	181	4,700
39	8,288	337	118	48	9,026
41	12,350	62	5	1	12,620
44	9	484	228	228	1,106

Извлечения\*.

Этан	88,54%
Пропан	97,70%
Бутаны+	99,65%

Энергия.

Компрессия остаточного газа	8,506 кВт (5,174 л.с.)
-----------------------------	------------------------

\* На основании неокругленных скоростей потоков.

### Описание изобретения

На фиг. 2 приведена технологическая схема процесса в соответствии с настоящим изобретением. Состав подаваемого (сырьевого) газа и принятые во внимание условия в процессе, представленном на фиг. 2, являются теми же, что и таковые на фиг. 1. Соответственно, процесс на фиг. 2 можно сравнить с таковым на фиг. 1 для демонстрации преимуществ настоящего изобретения.

В симуляции процесса по фиг. 2 входящий газ входит в установку в качестве потока 31 и разделяется на две части, потоки 32 и 33. Первая часть, поток 32, входит в устройство теплообмена в верхней области секции 118а охлаждения подачи внутри узла 118 обработки. Это устройство теплообмена может состоять из теплообменника с оребренными трубами, пластинчатого теплообменника, спаянного алюминиевого теплообменника или другого типа устройства теплообмена, включая многоходовые и/или универсальные теплообменники. Устройство теплообмена сконфигурировано для обеспечения теплообмена между потоком 32, текущим через один проход устройства теплообмена, и потоком дистилляционного пара, выходящим из секции 118b сепаратора внутри узла 118 обработки, который нагрели в устройстве теплообмена в нижней области секции 118а охлаждения подачи. Поток 32 охлаждают, при этом далее нагревая поток дистилляционного пара, при этом поток 32а покидает устройство теплообмена при -32°C (-26°F).

Вторая часть, поток 33, входит в устройство тепло- и массообмена в секции 118d деметанизации внутри узла 118 обработки. Это устройство тепло- и массообмена также может состоять из теплообменника с оребренными трубами, пластинчатого теплообменника, спаянного алюминиевого теплообменника или другого типа устройства теплообмена, включая многоходовые и/или универсальные теплообменники. Устройство тепло- и массопереноса сконфигурировано для обеспечения теплообмена между потоком 33, текущим через один проход устройства тепло- и массопереноса, и потоком дистилляционной жидкости, текущим вниз из абсорбционной секции 118с внутри узла обработки 118, так, что поток 33 охлаждается при нагревании потока дистилляционной жидкости, охлаждая поток 33а до -39°C (-38°F) до того, как он покинет устройство тепло- и массопереноса. По мере того как поток дистилляционной жидкости нагревается, часть его испаряется для образования отпарных паров, которые поднимаются вверх по мере того, как оставшаяся жидкость продолжает течь вниз через устройство тепло- и массопереноса. Устройство тепло- и массопереноса обеспечивает непрерывный контакт между отпарными парами и потоком дистилляционной жидкости так, что оно также функционирует для обеспечения массопереноса между паровой и жидкостной фазами, удаляя из потока 44 жидкого продукта метан и более легкие компоненты.

Потоки 32а и 33а снова объединяются с образованием потока 31а, который входит в секцию 118е сепаратора внутри узла 118 обработки при  $-34^{\circ}\text{C}$  ( $-30^{\circ}\text{F}$ ) и 6189 кПа (а) (898 фунт/дюйм<sup>2</sup> (а)), после чего пар (поток 34) отделяют от сконденсированной жидкости (поток 35). Секция 118е сепаратора имеет внутренний выступ или другое устройство для отделения ее от секции 118d деметанизации так, что две секции внутри узла обработки 118 могут эксплуатироваться при различных давлениях.

Пар (поток 34) из секции 118е сепаратора разделяется на два потока, 36 и 39. Поток 36, содержащий примерно 32% общего количества пара, объединяют с отделенной жидкостью (поток 35, через поток 37), и объединенный поток 38 входит в устройство теплообмена в нижней области секции 118а охлаждения подачи внутри узла 118 обработки. Это устройство теплообмена подобным образом может состоять из теплообменника с оребренными трубами, пластинчатого теплообменника, спаянного алюминиевого теплообменника или другого типа устройства теплообмена, включая многоходовые и/или универсальные теплообменники. Устройство теплообмена сконфигурировано для обеспечения теплообмена между потоком 38, текущим через один проход устройства теплообмена, и потоком дистилляционного пара, выходящим из секции 118b сепаратора внутри узла 118 обработки так, что поток 38 охлаждается, по существу, до конденсации, нагревая при этом поток дистилляционного пара.

Получившийся, по существу, сконденсированный поток 38а при  $-90^{\circ}\text{C}$  ( $-130^{\circ}\text{F}$ ) затем мгновенно расширяют через расширительный клапан 14 до эксплуатационного давления (приблизительно 2861 кПа (а) (415 фунт/дюйм<sup>2</sup> (а))) секции 118с абсорбции внутри узла 118 обработки. Во время расширения часть потока испаряется, приводя к охлаждению всего потока. В процессе, показанном на фиг. 2, расширенный поток 38b, покидающий расширительный клапан 14, достигает температуры  $-94^{\circ}\text{C}$  ( $-136^{\circ}\text{F}$ ) и подается в секцию 118b сепаратора внутри узла 118 обработки. Жидкости, разделенные там, направляют в секцию 118с абсорбции, в то время как оставшиеся пары объединяются с парами, поднимающимися из секции 118с абсорбции для образования потока дистилляционного пара, который нагревают в секции 118а охлаждения.

Остающиеся 68% пара из секции 118е сепаратора (поток 39) входят в расширительную машину 15, в которой из этой части подачи под высоким давлением извлекается механическая энергия. Машина 15 расширяет пар в значительной степени изотропно до эксплуатационного давления секции 118с абсорбции, при этом работа расширения охлаждает расширенный поток 39а до температуры приблизительно  $-70^{\circ}\text{C}$  ( $-94^{\circ}\text{F}$ ). Частично конденсированный расширенный поток 39а впоследствии подают в качестве подачи в нижнюю область секции 118с абсорбции внутри узла 118 обработки.

Секция 118с абсорбции содержит множество вертикально расположенных тарелок, одного или более насадочных слоев или какой-либо комбинации тарелок и насадки. Тарелки и/или насадка обеспечивают необходимый контакт между парами, поднимающимися вверх и холодной жидкостью, стекающей вниз. Жидкостная часть расширенного потока 39а смешивается с жидкостями, стекающими вниз из секции 118с абсорбции, и объединенная жидкость продолжает стекать вниз в секцию 118d деметанизации. Отпарные пары, возникающие в секции 118d деметанизации, объединяются с паровой частью расширенного потока 39а и поднимаются вверх через секцию 118с абсорбции для контакта с холодной жидкостью, стекающей вниз для конденсации и абсорбции из этих паров  $\text{C}_2$  компонентов,  $\text{C}_3$  компонентов и более тяжелых компонентов.

Дистилляционная жидкость, стекающая вниз от устройства тепло- и массопереноса в секцию 118d деметанизации внутри узла обработки 118, отпарена от метана и более легких компонентов. Получившийся жидкий продукт (поток 44) выходит из нижней области секции 118d деметанизации и покидает узел 118 обработки при  $20^{\circ}\text{C}$  ( $67^{\circ}\text{F}$ ). Поток дистилляционного пара, возникающий из секции 118b сепаратора, подогревают в секции 118а охлаждения подачи, так как это обеспечивает охлаждение потокам 32 и 38, как описано ранее, и получившийся поток остаточного газа 41 покидает узел 118 обработки при  $36^{\circ}\text{C}$  ( $96^{\circ}\text{F}$ ). Остаточный газ затем повторно сжимают в два этапа в компрессоре 16, приводимом в движение расширительной машиной 15, и в компрессоре 20, приводимом в движение дополнительным источником энергии. После того как поток 41b охлажден до  $49^{\circ}\text{C}$  ( $120^{\circ}\text{F}$ ) в разгрузочном охладителе 21, продукт - остаточный газ (поток 41с) течет в трубопровод товарной продукции при 6307 кПа (а) (915 фунт/дюйм<sup>2</sup> (а)).

Сводка скоростей потоков и потребления энергии для процесса, приведенного на фиг. 2, приведена в табл. 2.

Таблица 2

Сводка скорости потока, кг·моль/ч (фунт·моль/ч)

Поток	Метан	Этан	Пропан	Бутаны+	Итого
31	12,359	546	233	229	13,726
32	8,651	382	163	160	9,608
33	3,708	164	70	69	4,118
34	12,139	498	176	74	13,234
35	220	48	57	155	492
36	3,860	158	56	24	4,208
37	220	48	57	155	492
38	4,080	206	113	179	4,700
39	8,279	340	120	50	9,026
41	12,350	62	5	1	12,625
44	9	484	228	228	1,101

Извлечения\*.

Этан	88,58%
Пропан	97,67%
Бутаны+	99,64%

Энергия.

Компрессия остаточного газа	7,939 кВт (4,829 л.с.)
-----------------------------	------------------------

\* На основании неокругленных скоростей потоков.

Сравнение табл. 1 и 2 показывает, что настоящее изобретение сохраняет, по существу, тот же уровень извлечения, что и в известном уровне техники. Однако дальнейшее сравнение табл. 1 и 2 показывает, что выходы продуктов были достигнуты с использованием значительно меньшего количества энергии, чем в известном уровне техники. В терминах эффективности извлечения (определяемого количеством извлеченного этана на единицу энергии) настоящее изобретение представляет улучшение практически на 7% по отношению к известному уровню техники процесса по фиг. 1.

Улучшение в эффективности извлечения, обеспечиваемое настоящим изобретением по отношению к таковому из известного уровня техники процесса по фиг. 1, вызвано в первую очередь двумя факторами. Во-первых, компактное расположение устройства теплообмена в секции 118а охлаждения подачи и устройства тепло- и массопереноса в секции 118d деметанизации в узле 118 обработки ликвидирует падение давления, вызываемое соединительными трубопроводами, имеющимися в обычной установке по обработке. Результат состоит в том, что часть подаваемого газа, текущая в расширительную машину 15, находится при более высоком давлении для настоящего изобретения по сравнению с известным уровнем техники, давая возможность расширительной машине 15 в настоящем изобретении произвести столько же энергии с большим давлением на выходе, сколько расширительная машина 15 в известном уровне техники может произвести при меньшем давлении на выходе. Так, секция 118с абсорбции в узле 118 обработки из настоящего изобретения может эксплуатироваться при более высоком давлении, чем ректификационная колонна 18 из известного уровня техники, сохраняя при этом тот же уровень извлечения. Это более высокое рабочее давление плюс снижение в падении давления для остаточного газа из-за ликвидации соединительных трубопроводов приводит к значительно более высокому давлению для остаточного газа, входящего в компрессор 20, таким образом снижая энергию, требуемую настоящим изобретением для восстановления остаточного газа до трассового давления.

Во-вторых, использование устройства тепло- и массопереноса в секции 118d деметанизации для одновременного нагревания дистилляционной жидкости, покидающей секцию 118с абсорбции с позволением при этом получающимся парам входить в контакт с жидкостью и отпаривать ее летучие компоненты является более эффективным, чем использование обычной дистилляционной колонны с внешними подогревателями. Летучие компоненты отпаривают из жидкости непрерывно, снижая концентрацию летучих компонентов в отпарных парах быстрее и таким образом улучшая эффективность отпаривания для настоящего изобретения.

Настоящее изобретение предлагает два других преимущества по отношению к известному уровню техники вдобавок к увеличению в эффективности обработки. Во-первых, компактное расположение узла 118 обработки в настоящем изобретении заменяет пять отдельных единиц оборудования в известном уровне техники (теплообменники 10, 11 и 13, сепаратор 12 и ректификационная колонна 18 на фиг. 1) одной единицей оборудования (узел 118 обработки на фиг. 2). Это снижает требования по размерам площадки и ликвидирует соединительные трубопроводы, снижая капитальную стоимость технологической установки, в которой используется настоящее изобретение, по отношению к таковой из известного уровня техники. Во-вторых, ликвидация соединительных трубопроводов означает, что технологическая

установка, в которой используется настоящее изобретение, имеет гораздо меньше фланцевых соединений по сравнению с известным уровнем техники, снижая число потенциальных источников утечек в установке. Углеводороды представляют собой летучие органические соединения (VOC), некоторые из которых классифицируют как парниковые газы и некоторые из которых могут являться предшественниками образования атмосферного озона, это означает, что настоящее изобретение снижает потенциальные атмосферные выбросы, которые могут нанести вред окружающей среде.

#### Другие варианты осуществления

Некоторые обстоятельства могут благоприятствовать подаче жидкостного потока 35 напрямую в нижнюю область секции 118с абсорбции через поток 40, как показано на фиг. 2, 4, 6 и 8. В таких случаях подходящее расширительное устройство (такое как расширительный клапан 17) используют для расширения жидкости до рабочего давления секции 118с абсорбции и получающийся расширенный жидкостной поток 40а подают в качестве подачи в нижнюю область секции 118с абсорбции (как показано пунктирными линиями). Некоторые обстоятельства могут благоприятствовать части жидкостного потока 35 (поток 37) с паром в потоке 36 (фиг. 2 и 6) или с охлажденной второй частью 33а (фиг. 4 и 8) образовывать объединенный поток 38, и перенаправлению остающейся части жидкостного потока 35 в нижнюю область секции 118с абсорбции через потоки 40/40а. Некоторые обстоятельства могут благоприятствовать объединению расширенного жидкостного потока 40а с расширенным потоком 39а (фиг. 2 и 6) или расширенным потоком 34а (фиг. 4 и 8) и, впоследствии, подаче объединенного потока в нижнюю область секции 118с абсорбции в качестве одиночной подачи.

Если подаваемый газ является более обогащенным, то количество жидкости, отделенной в потоке 35, может быть достаточно большим для благоприятствования помещению дополнительной зоны массопереноса в секции 118d деметанизации, как показано на фиг. 3 и 7, или между расширенным потоком 34а и расширенным жидкостным потоком 40а, как показано на фиг. 5 и 9. В таких случаях устройство тепло- и массопереноса в секции 118d деметанизации можно сконфигурировать в верхней и нижней частях так, что расширенный жидкостной поток 40а можно ввести между двумя частями. Как показано пунктирными линиями, некоторые обстоятельства могут благоприятствовать объединению части жидкостного потока 35 (поток 37) с паром в потоке 36 (фиг. 3 и 7) или с охлажденной второй частью 33а (фиг. 5 и 9) для образования объединенного потока 38, в то время как остающуюся часть жидкостного потока 35 (поток 40) расширяют до более низкого давления и подают между верхней и нижней частями устройства тепло- и массопереноса в секции 118d деметанизации в качестве потока 40а.

Некоторые обстоятельства могут не благоприятствовать объединению охлажденных первой и второй частей (потоки 32а и 33а), как показано на фиг. 4, 5, 8 и 9. В таких случаях только охлажденную первую часть 32а направляют в секцию 118е сепаратора внутри узла 118 обработки (фиг. 4 и 5) или сепаратор 12 (фиг. 8 и 9), где пар (поток 34) отделяют от сконденсированной жидкости (поток 35). Паровой поток 34 входит в расширительную машину 15, и его расширяют в значительной степени изоэнтропно до рабочего давления секции 118с абсорбции, после чего расширенный поток 34а подают в качестве подачи в нижнюю область секции 118с абсорбции внутри узла обработки 118. Охлажденную вторую часть 33а объединяют с отделенной жидкостью (поток 35, через поток 37), и объединенный поток 38 направляют в устройство теплообмена в нижней области секции 118а охлаждения подачи внутри узла 118 обработки и охлаждают до существенной конденсации. Существенным образом сконденсированный поток 38а мгновенно расширяют через расширительный клапан 14 до рабочего давления секции 118с абсорбции, после чего расширенный поток 38b подают в секцию 118b сепаратора внутри узла 118 обработки. Некоторые обстоятельства могут благоприятствовать объединению только части (потока 37) жидкостного потока 35 с охлажденной второй частью 33а, при этом остающуюся часть (поток 40) подают в нижнюю область секции 118с абсорбции через расширительный клапан 17. Другие обстоятельства могут благоприятствовать направлению всего жидкостного потока 35 в нижнюю область секции 118с абсорбции через расширительный клапан 17.

В некоторых обстоятельствах может являться преимущественным использовать внешнюю емкость сепарации для отделения охлажденного подаваемого потока 31а или охлажденной первой части 32а, нежели включать секцию 118с сепаратора в узел 118 обработки. Как показано на фиг. 6 и 7, сепаратор 12 можно использовать для разделения охлажденного подаваемого потока 31а на паровой поток 34 и жидкостной поток 35. Подобным образом, как показано на фиг. 8 и 9, сепаратор 12 можно использовать для разделения охлажденной первой части 32а на паровой поток 34 и жидкостной поток 35.

В зависимости от количества более тяжелых углеводородов в подаваемом газе и от давления подаваемого газа, охлажденный подаваемый поток 31а, входящий в секцию 118е сепаратора на фиг. 2 и 3 или в сепаратор 12 на фиг. 6 и 7 (или охлажденная первая часть 32а, входящая в секцию 118е сепаратора на фиг. 4 и 5 или в сепаратор 12 на фиг. 8 и 9), может не содержать какой-либо жидкости (потому что он находится выше ее точки росы или потому что он находится выше ее критической температуры). В таких случаях жидкости нет в потоках 35 и 37 (как показано пунктирными линиями), так что только пар из секции 118е сепаратора в потоке 36 (фиг. 2 и 3), пар из сепаратора 12 в потоке 36 (фиг. 6 и 7) или охлажденная вторая часть 33а (фиг. 4, 5, 8 и 9) течет в поток 36, чтобы превратиться в расширенный, по существу, сконденсированный поток 38b, подаваемый в секцию 118b сепаратора в узле 118 обработки. В таких обстоятель-



ствах секция 118е сепаратора в узле 118 обработки (фиг. 2-5) или сепаратор 12 (фиг. 6-9) могут и не требоваться.

Состояния подаваемого газа, размер установки, доступное оборудование или другие факторы могут указывать на то, что удаление расширительной машины 15 или замена альтернативным расширительным устройством (таким как расширительный клапан) является возможными. Хотя расширение отдельного потока изображено в конкретных расширительных устройствах, альтернативное расширительное устройство можно использовать там, где это уместно. Например, условия могут оправдывать расширение существенным образом сконденсированной части подаваемого потока (поток 38а).

В соответствии с настоящим изобретением можно использовать использование внешнего охлаждения для дополнения охлаждения, доступного для газа на входе от потоков дистилляционного пара и жидкости, в особенности в случае обогащенного газа на входе. В таких случаях устройство тепло- и массопереноса можно включить в секцию 118е сепарации (или устройство сбора в таком случае, когда охлажденный подаваемый поток 31а или охлажденная первая часть 32а не содержит жидкости), как показано пунктирными линиями на фиг. 2-5, или устройство тепло- и массопереноса можно включить в сепаратор 12, как показано пунктирными линиями на фиг. 6-9. Это устройство тепло- и массопереноса может состоять из теплообменника с оребренными трубами, пластинчатого теплообменника, спаянного алюминиевого теплообменника или другого типа устройства тепло- и массопереноса, включая многоходовые и/или универсальные теплообменники. Устройство тепло- и массопереноса сконфигурировано для обеспечения теплообмена между потоком охладителя (например, пропана), текущего через один проход устройства тепло- и массопереноса, и паровой частью потока 31а (фиг. 2, 3, 6 и 7) или потока 32а (фиг. 4, 5, 8 и 9), текущего вверх, так, что охладитель далее охлаждает пар и конденсирует дополнительную жидкость, которая стекает вниз, чтобы превратиться в часть жидкости, удаляемой в потоке 35. Альтернативным образом, можно использовать обычный(ые) охладитель(и) газа для охлаждения потока 32а, потока 33а и/или потока 31а охладителем до того, как поток 31а войдет в секцию 118е сепаратора (фиг. 2 и 3) или в сепаратор 12 (фиг. 6 и 7) или как поток 32а войдет в секцию 118е сепаратора (фиг. 4 и 5) или в сепаратор 12 (фиг. 8 и 9).

В зависимости от температуры и обогащенности подаваемого газа и количества извлекаемых  $C_2$  компонентов в потоке жидкого продукта 44, может быть недостаточно доступного нагревания от потока 33 для того, чтобы жидкость, покидающая секцию 118d деметанизации, отвечала требованиям к продукту. В таких случаях устройство тепло- и массопереноса в секции 118d деметанизации может включать приспособления для обеспечения дополнительного нагревания нагревательной средой, как показано пунктирными линиями на фиг. 2-9. Альтернативным образом, другое устройство тепло- и массопереноса можно включить в нижнюю область секции 118d деметанизации для обеспечения дополнительного нагревания или же поток 33 можно нагреть нагревательной средой до того, как его подадут в устройство тепло- и массопереноса в секции 118d деметанизации.

В зависимости от типа устройств теплопереноса, выбранных для устройства теплообмена в верхней и нижней областях секции 118а охлаждения подачи, может являться возможным объединить эти устройства теплообмена в одно многоходовое и/или универсальное устройство теплопереноса. В таких случаях многоходовое и/или универсальное устройство теплопереноса будет включать подходящие устройства для распределения, разделения и сбора потока 32, потока 38 и потока дистилляционного пара с целью достичь желаемого охлаждения и нагревания.

Некоторые обстоятельства могут благоприятствовать дополнительному массопереносу в верхней области секции 118d деметанизации. В таких случаях устройство массопереноса можно расположить внизу, где расширенный поток 39а (фиг. 2, 3, 6 и 7) или расширенный поток 34а (фиг. 4, 5, 8 и 9) входит в нижнюю область секции 118с абсорбции, и вверху, где охлажденная вторая часть 33а покидает устройство тепло- и массопереноса в секции 118d деметанизации.

Менее предпочтительным вариантом для вариантов осуществлений настоящего изобретения по фиг. 2, 3, 6 и 7 является установка емкости сепарации для охлажденной первой части 31а, емкости сепарации для охлажденной второй части 32а, объединение паровых потоков, разделенных там для образования парового потока 34, и объединение жидкостных потоков, разделенных там, для образования жидкостного потока 35. Другим менее предпочтительным вариантом для настоящего изобретения является охлаждение потока 37 в отдельном устройстве теплообмена внутри секции 118а охлаждения подачи (нежели объединять поток 37 с потоком 36 или потоком 33а для образования объединенного потока 38), расширение охлажденного потока в отдельном расширительном устройстве и подача расширенного потока в промежуточную область в секции 118с абсорбции.

Будет ясно, что относительное количество сырья, находящегося в каждой ветви разделенной подачи пара, будет зависеть от нескольких факторов, включая давление газа, состав подаваемого газа, количество тепла, которое можно экономичным образом извлечь из сырья, и количество доступной мощности. Большая подача выше секции 118с абсорбции может увеличить извлечение, снижая при этом энергию, полученную от расширения, и таким образом увеличивая требования к мощности для повторного сжатия. Увеличение подачи ниже секции 118с абсорбции снижает требования к мощности для повторного сжатия, но может также снизить извлечение продукта.

Настоящее изобретение обеспечивает улучшенное извлечение  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов или  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов на энергопотребление, требуемое для эксплуатации процесса. Улучшение в энергопотреблении, требуемом для эксплуатации процесса, может выражаться в виде снижения требований по энергии для сжатия или повторного сжатия, сниженных требований по энергии для дополнительного охлаждения, сниженных требований по энергии для дополнительного нагрева или в комбинации таковых.

Хотя было описано то, что считается предпочтительными вариантами осуществления изобретения, специалисты в данной области техники поймут, что с таковым можно произвести другие и дальнейшие модификации, например приспособить изобретение к различным условиям, типам сырья или другим требованиям без выхода за пределы сущности настоящего изобретения, как определено в следующих пунктах формулы изобретения.

#### ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ для разделения газового потока 31, содержащего метан,  $C_2$  компоненты,  $C_3$  компоненты и более тяжелые углеводородные компоненты, на летучую фракцию 41с остаточного газа и на относительно менее летучую фракцию 44, содержащую большую часть указанных  $C_2$  компонентов, указанных  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов или указанных  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов, причем:

- (1) указанный газовый поток 31 разделяют на первую 32 и вторую 33 части;
- (2) указанную первую часть 32 охлаждают 118a;
- (3) указанную вторую часть 33 охлаждают 118d;
- (4) указанную охлажденную первую часть 32a объединяют с указанной охлажденной второй частью 33a для образования охлажденного газового потока 31a;
- (5) указанный охлажденный газовый поток разделяют на первый 36 и второй 39 потоки;
- (6) указанный первый поток 36 охлаждают 118a для конденсации, по существу, его 38a всего и впоследствии расширяют 14 до более низкого давления, тем самым дополнительно охлаждают его;
- (7) указанный расширенный охлажденный первый поток 38b подают в качестве верхней подачи в устройство абсорбции 118с, расположенное в одной единице оборудования - узле 118 обработки;
- (8) указанный второй поток 39 расширяют 15 до указанного более низкого давления и подают в качестве нижней подачи 39a в указанное устройство 118с абсорбции;
- (9) поток дистилляционного пара собирают из верхней области указанного устройства 118с абсорбции и нагревают в одном или более устройстве 118a теплообмена, расположенном в указанном узле 118 обработки, чтобы таким образом подавать по меньшей мере часть охлаждения из стадий (2) и (6), и затем выпускают указанный нагретый поток 41 дистилляционного пара из указанного узла 118 обработки в качестве указанной летучей фракции остаточного газа;
- (10) поток дистилляционной жидкости собирают из нижней области указанного устройства 118с абсорбции и нагревают в устройстве 118d тепло- и массопереноса, расположенном в указанном узле 118 обработки, таким образом подавая по меньшей мере часть охлаждения стадии (3), одновременно при этом отпаривают более летучие компоненты из указанного потока дистилляционной жидкости и затем выпускают указанный нагретый и отпаренный поток 44 дистилляционной жидкости из указанного узла 118 обработки в качестве указанной относительно менее летучей фракции 44;
- (11) количества и температуры указанных подаваемых потоков в указанное устройство 118с абсорбции являются эффективными для поддержания температуры указанной верхней области указанного устройства 118с абсорбции при температуре, при которой извлекают основные части компонентов в указанной относительно менее летучей фракции 44.

2. Способ по п.1, в котором:

- (a) указанную охлажденную первую часть 32a объединяют с указанной охлажденной второй частью 33a для образования частично сконденсированного газового потока 31a;
- (b) указанный частично сконденсированный газовый поток 31a подают в устройство сепарации 12 и разделяют там для получения парового потока 34 и по меньшей мере одного жидкостного потока 35;
- (c) указанный паровой поток 34 разделяют на указанный первый 36 и второй 39 потоки;
- (d) по меньшей мере часть 40 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 расширяют 17 до указанного более низкого давления и подают в качестве дополнительной нижней подачи 40a в указанное устройство абсорбции 118с.

3. Способ по п.2, в котором:

- (a) указанный первый поток 36 объединяют по меньшей мере с частью 37 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 для образования объединенного потока 38;
- (b) указанный первый поток 38 охлаждают 118a для конденсации, по существу, его 38a всего и затем расширяют 14 до более низкого давления, в результате чего его дополнительно охлаждают;
- (c) указанный расширенный охлажденный первый поток 38b подают в качестве указанной верхней подачи в указанное устройство 118с абсорбции;

(d) любую оставшуюся часть 40 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 расширяют 17 до указанного более низкого давления и подают в качестве упомянутой дополнительной нижней подачи 40а в указанное устройство 118с абсорбции;

(е) упомянутый поток дистилляционного пара нагревают в упомянутом одном или более устройстве 118а теплообмена, расположенном в указанном узле 118 обработки, таким образом подавая по меньшей мере часть охлаждения стадий (2) и (b).

4. Способ по п.1, в котором:

(а) указанную первую часть 32 охлаждают 118а и затем расширяют 15 до упомянутого более низкого давления;

(b) указанную расширенную охлажденную первую часть 34а подают в качестве упомянутой нижней подачи в указанное устройство 118с абсорбции;

(с) указанную вторую часть 33 охлаждают для конденсации, по существу, ее 118d, 118а всей и затем расширяют 14 до указанного более низкого давления, в результате чего ее дополнительно охлаждают;

(d) указанную расширенную охлажденную вторую часть 38b подают в качестве указанной верхней подачи в указанное устройство 118с абсорбции;

(е) указанный поток дистилляционного пара собирают из указанной верхней области указанного устройства 118с абсорбции и нагревают в указанном одном или более устройстве 118а теплообмена, таким образом подавая по меньшей мере часть охлаждения стадий (а) и (с);

(f) упомянутый поток дистилляционной жидкости собирают из указанной нижней области указанного устройства 118с абсорбции и нагревают в указанном устройстве 118d тепло- и массопереноса, таким образом подавая по меньшей мере часть охлаждения стадии (с).

5. Способ по п.4, в котором:

(а) указанную первую часть 32 охлаждают 118а достаточно для частичной ее 32а конденсации;

(b) указанную частично сконденсированную первую часть 32а подают в устройство 12 сепарации и разделяют там для получения парового потока 34 и по меньшей мере одного жидкостного потока 35;

(с) указанный паровой поток 34 расширяют 15 до более низкого давления и подают в качестве указанной первой нижней подачи 34а в указанное устройство 118с абсорбции;

(d) по меньшей мере часть 40 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 расширяют 17 до указанного более низкого давления и подают в качестве дополнительной нижней подачи 40а в указанное устройство абсорбции 118с.

6. Способ по п.5, в котором:

(i) указанную вторую часть 33 охлаждают 118d и затем объединяют по меньшей мере с частью 37 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 для образования объединенного потока 38;

(ii) указанный объединенный поток 38 охлаждают 118а для конденсации, по существу, его всего и затем расширяют 14 до указанного более низкого давления, в результате чего его дополнительно охлаждают;

(iii) указанный расширенный охлажденный объединенный поток 38b подают в качестве указанной верхней подачи в указанное устройство 118с абсорбции;

(iv) любую оставшуюся часть 40 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 расширяют 17 до указанного более низкого давления и подают в качестве указанной дополнительной нижней подачи 40а в указанное устройство 118с абсорбции;

(v) указанный поток дистилляционного пара нагревают в упомянутом одном или более устройстве 118а теплообмена, таким образом подавая по меньшей мере часть охлаждения стадий (а) и (ii).

7. Способ по п.2 или 5, в котором:

(1) указанное устройство 118d тепло- и массопереноса скомпоновано в верхней и нижней областях;

(2) указанную расширенную по меньшей мере часть 40а указанного по меньшей мере одного жидкостного потока подают в указанный узел 118 обработки в нижнем месте подачи для входа между указанными верхней и нижней областями указанного устройства 118d тепло- и массопереноса.

8. Способ по п.3 или 6, в котором:

(1) указанное устройство 118d тепло- и массопереноса скомпоновано в верхней и нижней областях;

(2) указанную расширенную любую оставшуюся часть указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 40а подают в указанный узел 118 обработки для входа между указанными верхней и нижней областями указанного устройства 118d тепло- и массопереноса.

9. Способ по пп.2, 3, 5-8, в котором указанное устройство 118е сепарации расположено в указанном узле 118 обработки.

10. Способ по п.1, в котором:

(1) устройство 118е сбора расположено в указанном узле 118 обработки;

(2) дополнительное устройство тепло- и массопереноса включено внутри указанного устройства 118е сбора, при этом указанное дополнительное устройство тепло- и массопереноса включает один или более проходов для внешней охлаждающей среды;

(3) указанный охлажденный газовый поток 31а подают в указанное устройство сбора и направляют в указанное дополнительное устройство тепло- и массопереноса для дальнейшего охлаждения при по-

мощи указанной внешней охлаждающей среды;

(4) указанный далее охлажденный газовый поток 34 разделяют на указанные первый 36 и второй 39 потоки.

11. Способ по п.4, в котором:

(1) устройство 118е сбора расположено в указанном узле 118 обработки;

(2) дополнительное устройство 118е тепло- и массопереноса включено внутри указанного устройства сбора, при этом указанное дополнительное устройство тепло- и массопереноса включает один или более проходов для внешней охлаждающей среды;

(3) указанную охлажденную первую часть 32а подают в указанное устройство 118е сбора и направляют в указанное дополнительное устройство тепло- и массопереноса для дальнейшего охлаждения при помощи указанной внешней охлаждающей среды;

(4) указанную далее охлажденную первую часть 34 расширяют 15 до указанного более низкого давления и впоследствии подают в качестве указанной нижней подачи 34а в указанное устройство 118с абсорбции.

12. Способ по пп.2, 3, 5-9, в котором:

(1) дополнительное устройство тепло- и массопереноса включено внутри указанного устройства 12 сепарации, при этом указанное дополнительное устройство тепло- и массопереноса включает один или более проходов для внешней охлаждающей среды;

(2) указанный паровой поток направляют в указанное дополнительное устройство тепло- и массопереноса для охлаждения при помощи указанной внешней охлаждающей среды для образования дополнительного конденсата;

(3) указанный конденсат становится частью указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35, разделенного там.

13. Способ по пп.2, 3, 5-12, в котором указанное устройство 118d тепло- и массопереноса включает один или более проходов для внешней нагревательной среды для дополнения нагрева, подаваемого указанным подаваемым газом 33 для указанного отпаривания указанных более летучих компонентов из указанного потока дистилляционной жидкости.

14. Устройство для разделения газового потока 31, содержащего метан,  $C_2$  компоненты,  $C_3$  компоненты и более тяжелые углеводородные компоненты, на летучую фракцию 41с остаточного газа и на относительно менее летучую фракцию 44, содержащую большую часть указанных  $C_2$  компонентов, указанных  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов или указанных  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов, включающее:

(1) первое разделительное устройство для разделения указанного газового потока 31 на первую 32 и вторую 33 части;

(2) первое устройство 118а теплообмена, расположенное в одной единице оборудования - узле 118 обработки и присоединенное к указанному первому разделительному устройству для приема указанной первой части 32 и ее охлаждения;

(3) устройство 118d тепло- и массопереноса, расположенное в указанном узле 118 обработки и присоединенное к указанному первому разделительному устройству для приема указанной второй части 33 и ее охлаждения;

(4) объединяющее устройство, присоединенное к указанному первому устройству 118а теплообмена и указанному устройству 118d тепло- и массопереноса для приема указанной охлажденной первой части 32а и указанной охлажденной второй части 33а и образования охлажденного газового потока 31а;

(5) второе разделительное устройство, присоединенное к указанному устройству объединения для приема указанного охлажденного газового потока и разделения его на первый 36 и второй 39 потоки;

(6) второе устройство 118а теплообмена, расположенное в указанном узле 118 обработки и присоединенное к указанному второму разделительному устройству для приема указанного первого потока 36 и охлаждения достаточно, по существу, до его конденсации 38а;

(7) первое расширительное устройство 14, присоединенное к указанному второму устройству 118а теплообмена для приема указанного, по существу, сконденсированного первого потока 38а и расширения его до более низкого давления;

(8) устройство 118с абсорбции, расположенное в указанном узле 118 обработки и присоединенное к указанному первому расширительному устройству 14 для получения указанного расширенного охлажденного первого потока 38b в качестве верхней подачи в него;

(9) второе расширительное устройство 15, присоединенное к указанному второму разделительному устройству для приема указанного второго потока 39 и расширения его до указанного более низкого давления, при этом указанное второе расширительное устройство 15 является дополнительно присоединенным к указанному устройству 118с абсорбции для подачи указанного расширенного второго потока 39а в качестве нижней подачи в него;

(10) устройство сбора пара, расположенное в указанном узле обработки и присоединенное к указанному устройству 118с абсорбции для приема потока дистилляционного пара из верхней области указанного устройства 118с абсорбции;

(11) указанное второе устройство 118а теплообмена дополнительно присоединено к указанному устройству сбора пара для приема указанного потока дистилляционного пара и нагревания его, таким образом подавая по меньшей мере часть охлаждения стадии (6);

(12) указанное первое устройство 118а теплообмена дополнительно присоединено к указанному второму устройству 118а теплообмена для приема указанного нагретого потока дистилляционного пара и дальнейшего нагревания его, таким образом подавая по меньшей мере часть охлаждения стадии (2) и затем выпуская указанный дополнительно нагретый поток 41 дистилляционного пара из указанного узла 118 обработки в качестве указанной летучей фракции остаточного газа;

(13) устройство сбора жидкости, расположенное в указанном узле 118 обработки и присоединенное к указанному устройству 118с абсорбции для приема потока дистилляционной жидкости из нижней области указанного устройства 118с абсорбции;

(14) указанное устройство 118d тепло- и массопереноса при этом далее присоединено к указанному устройству сбора жидкости для приема указанного потока дистилляционной жидкости и нагревания его, таким образом подавая по меньшей мере часть охлаждения стадии (3), одновременно при этом отпаривая более летучие компоненты из указанного потока дистилляционной жидкости и затем выпуская указанный нагретый и отпаренный поток дистилляционной жидкости из указанного узла обработки в качестве указанной относительно менее летучей фракции 44;

(15) устройство управления, приспособленное для регулирования количеств и температур указанных подаваемых потоков в указанное устройство 118с абсорбции для поддержания температуры указанной верхней области указанного устройства 118с абсорбции при температуре, при которой извлекают основные части компонентов в указанной относительно менее летучей фракции 44.

15. Устройство по п.14, в котором:

(а) указанное объединяющее устройство выполнено с возможностью приема указанной охлажденной первой части 32а и указанной охлажденной второй части 33а и образования частично сконденсированного газового потока 31а;

(b) устройство 12 сепарации присоединено к указанному объединяющему устройству для приема указанного частично сконденсированного газового потока 31а и разделения его на паровой поток 34 и по меньшей мере один жидкостной поток 35;

(с) указанное второе разделительное устройство присоединено к указанному устройству объединения для приема указанного парового потока 34 и разделения его на указанные первый 36 и второй 39 потоки;

(d) третье расширительное устройство 17 присоединено к указанному устройству 12 сепарации для приема по меньшей мере части 40 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 и расширения его до указанного более низкого давления, при этом указанное третье расширительное устройство 17 является дополнительно присоединенным к указанному устройству 118с абсорбции для подачи расширенной по меньшей мере части 40 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 в качестве дополнительной нижней подачи 40а в него.

16. Устройство по п.15, в котором:

(а) дополнительное объединяющее устройство присоединено к указанному второму разделительному устройству и указанному устройству 12 сепарации для приема указанного первого потока 36 и по меньшей мере части 37 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 и получения объединенного потока 38;

(b) упомянутое второе устройство 118а теплообмена присоединено к указанному дополнительному объединяющему устройству для получения указанного объединенного потока 38 и достаточного его охлаждения, по существу, до его 38а конденсации;

(с) упомянутое первое расширительное устройство 14 присоединено к указанному второму устройству 118а теплообмена для приема указанного, по существу, сконденсированного объединенного потока 38а и расширения его до более низкого давления;

(d) упомянутое устройство 118с абсорбции присоединено к указанному первому расширительному устройству 14 для приема расширенного охлажденного объединенного потока 38b в качестве верхней подачи в него;

(е) упомянутое третье расширительное устройство 17 присоединено к указанному устройству 12 сепарации для приема любой оставшейся части 40 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 и расширения его до указанного более низкого давления, при этом указанное третье расширительное устройство 17 является дополнительно присоединенным к указанному устройству абсорбции 118с для подачи расширенной какой-либо оставшейся части 40 упомянутого по меньшей мере одного жидкостного потока 35 в качестве дополнительной нижней подачи 40а в него;

(f) указанное второе устройство 118а теплообмена дополнительно присоединено к указанному устройству сбора пара для приема указанного потока дистилляционного пара и нагревания его, таким образом подавая по меньшей мере часть охлаждения стадии (b).

17. Устройство по п.14, в котором:

(а) упомянутое второе устройство 118а теплообмена присоединено к указанному устройству 118d

тепло- и массопереноса для приема указанной охлажденной второй части 33а и достаточного охлаждения, по существу, до ее 38а конденсации;

(b) упомянутое первое расширительное устройство 14 присоединено к указанному второму устройству 118а теплообмена для приема указанной, по существу, сконденсированной второй части 38а и расширения ее до более низкого давления;

(с) упомянутое устройство 118с абсорбции присоединено к указанному первому расширительному устройству 14 для приема указанной расширенной охлажденной второй части 38b в качестве упомянутой верхней подачи в него;

(d) указанное второе расширительное устройство 15 присоединено к указанному первому устройству 118а теплообмена для приема указанной охлажденной первой части 32а и расширения ее до указанного более низкого давления, при этом указанное второе расширительное устройство 15 дополнительно присоединено к указанному устройству 118с абсорбции для подачи указанной расширенной охлажденной первой части 34а в качестве указанной нижней подачи в него;

(е) указанное второе устройство 118а теплообмена дополнительно присоединено к указанному устройству сбора пара для приема указанного потока дистилляционного пара и нагревания его, таким образом подавая по меньшей мере часть охлаждения стадии (а).

18. Устройство по п.17, в котором:

(а) первое устройство 118а теплообмена выполнено с возможностью приема указанной первой части 32 и достаточного ее охлаждения для частичной ее 32а конденсации;

(b) устройство 12 сепарации присоединено к указанному первому устройству 118а теплообмена для приема указанной частично сконденсированной первой части 32а и разделения ее на паровой поток 34 и по меньшей мере один жидкостной поток 35;

(с) указанное второе расширительное устройство 15 присоединено к указанному устройству 12 сепарации для приема указанного парового потока 34 и расширения его до указанного более низкого давления, при этом указанное второе расширительное устройство 15 является дополнительно присоединенным к указанному устройству 118с абсорбции для подачи указанного расширенного парового потока 34а в качестве указанной первой нижней подачи в него;

(d) третье расширительное устройство 17 присоединено к указанному устройству 12 сепарации для приема по меньшей мере части 40 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 и расширения его до указанного более низкого давления, при этом указанное третье расширительное устройство 17 является дополнительно присоединенным к указанному устройству 118с абсорбции для подачи указанной расширенной по меньшей мере части 40 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 в качестве дополнительной нижней подачи 40а в него.

19. Устройство по п.18, в котором:

(а) указанное объединяющее устройство выполнено с возможностью присоединения к указанному устройству 118d тепло- и массопереноса и к указанному устройству 12 сепарации для приема указанной охлажденной второй части 33а и по меньшей мере части 37 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 и образования объединенного газового потока 38;

(b) указанное второе устройство 118а теплообмена присоединено к указанному объединяющему устройству для приема указанного объединенного потока 38 и достаточного охлаждения, по существу, до его 38а конденсации;

(с) указанное первое расширительное устройство 14 присоединено к указанному второму устройству 118а теплообмена для приема указанного, по существу, сконденсированного объединенного потока 38а и расширения его до более низкого давления;

(d) указанное устройство 118с абсорбции присоединено к указанному первому расширительному устройству 14 для приема указанного расширенного охлажденного объединенного потока 38b в качестве указанной верхней подачи в него;

(е) указанное третье расширительное устройство 17 присоединено к указанному устройству 12 сепарации для приема любой оставшейся части 40 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 и расширения его до указанного более низкого давления, при этом указанное третье расширительное устройство 17 является далее присоединенным к указанному устройству 118с абсорбции для подачи указанной расширенной какой-либо оставшейся части 40 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 в качестве указанной дополнительной второй нижней подачи 40а в него;

(f) указанное второе устройство 118а теплообмена дополнительно присоединено к указанному устройству сбора пара для приема указанного потока дистилляционного пара и нагревания его, таким образом подавая по меньшей мере часть охлаждения стадии (b).

20. Устройство по п.15 или 18, в котором:

(1) указанное устройство 118d тепло- и массопереноса скомпоновано в верхней и нижней областях;

(2) указанный узел 118 обработки присоединен к указанному третьему расширительному устройству 17 для получения указанной расширенной по меньшей мере части 40 указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35 и направления его 40а между указанными верхней и нижней областями указанного устройства 118d тепло- и массопереноса.

21. Устройство по п.16 или 19, в котором:

- (1) указанное устройство 118d тепло- и массопереноса сконфигуровано в верхней и нижней областях;
- (2) указанный узел 118 обработки присоединен к указанному третьему расширительному устройству 17 для получения указанной расширенной какой-либо оставшейся части 40 указанного по меньшей мере одного указанного расширенного жидкостного потока 35 и направления его 40a между указанными верхней и нижней областями указанного устройства 118d тепло- и массопереноса.

22. Устройство по пп.15, 16, 18-20 или 21, в котором указанное устройство 118е сепарации расположено в указанном узле 118 обработки.

23. Устройство по п.14, в котором:

- (1) устройство сбора 118е расположено в указанном узле обработки 118;
- (2) дополнительное устройство тепло- и массопереноса включено внутри указанного устройства 118е сбора, при этом указанное дополнительное устройство тепло- и массопереноса включает один или более проходов для внешней охлаждающей среды;
- (3) указанное устройство 118е сбора присоединено к указанному объединяющему устройству для получения указанного охлажденного газового потока 31a и направления его в указанное дополнительное устройство тепло- и массопереноса для дальнейшего охлаждения при помощи указанной внешней охлаждающей среды;
- (4) указанное второе разделительное устройство является приспособленным для присоединения к указанному устройству 118е сбора для получения указанного далее охлажденного газового потока 34 и разделения его на указанные первый 36 и второй 39 потоки.

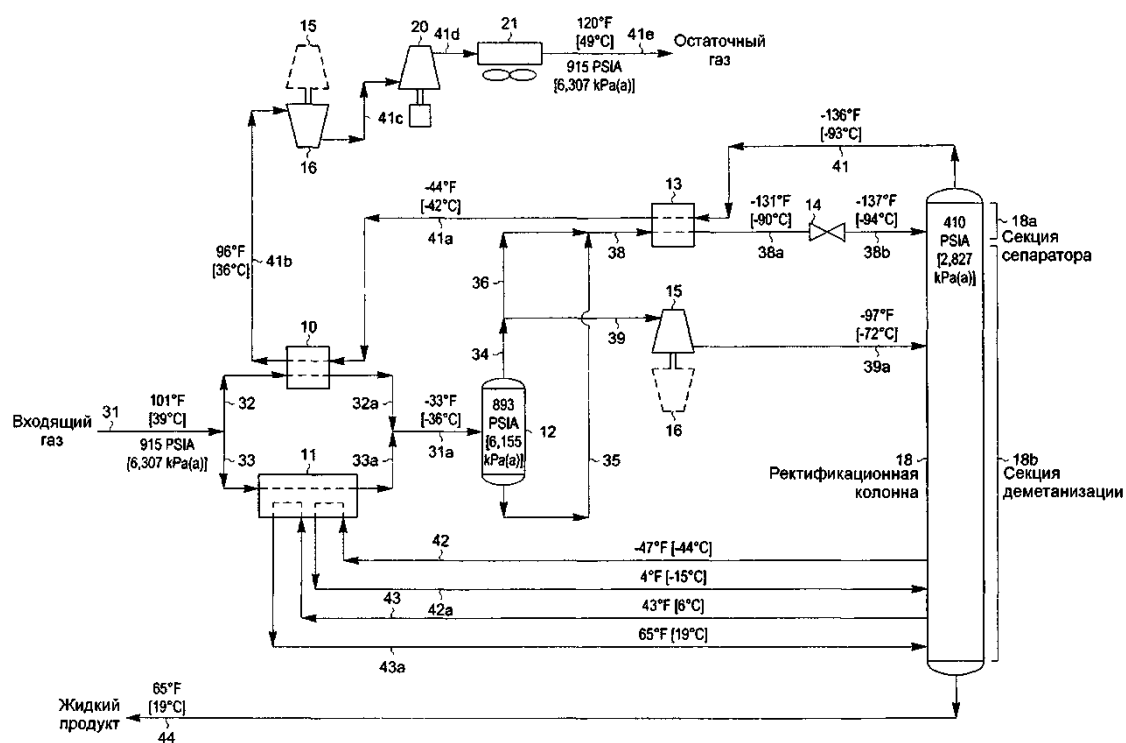
24. Устройство по п.17, в котором:

- (1) устройство 118е сбора расположено в указанном узле 118 обработки;
- (2) дополнительное устройство тепло- и массопереноса включено внутри указанного устройства 118е сбора, при этом указанное дополнительное устройство тепло- и массопереноса включает один или более проходов для внешней охлаждающей среды;
- (3) указанное устройство 118е сбора присоединено к указанному первому устройству 118а теплообмена для получения указанной охлажденной первой части 32a и направления ее в указанное дополнительное устройство тепло- и массопереноса для дальнейшего охлаждения при помощи указанной внешней охлаждающей среды;
- (4) указанное расширительное устройство 15 является приспособленным для присоединения к указанному устройству 118е сбора для получения указанной далее охлажденной первой части 34 и расширения ее до указанного более низкого давления, при этом указанное расширительное устройство 15 является далее присоединенным к указанному устройству абсорбции для подачи указанной расширенной далее охлажденной первой части 34a в качестве указанной нижней подачи в него.

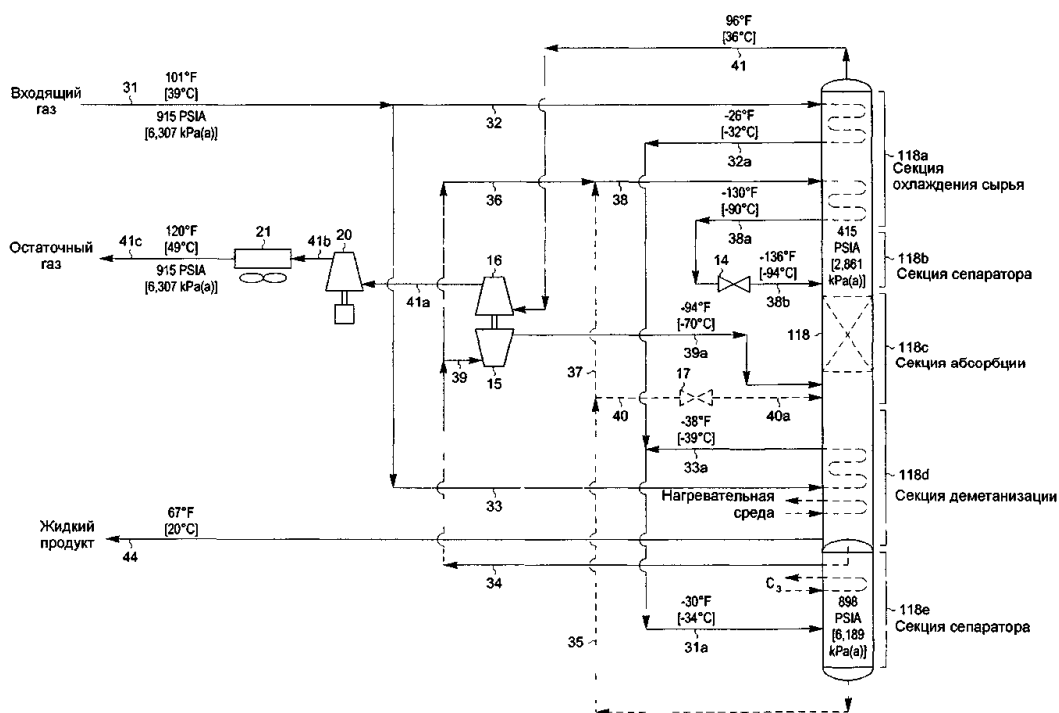
25. Устройство по пп.15, 16, 18-22, в котором:

- (1) дополнительное устройство тепло- и массопереноса включено внутри указанного устройства 12 сепарации, при этом указанное дополнительное устройство тепло- и массопереноса включает один или более проходов для внешней охлаждающей среды;
- (2) указанный паровой поток направляют в указанное дополнительное устройство тепло- и массопереноса для охлаждения указанной внешней охлаждающей средой для образования дополнительного конденсата;
- (3) указанный конденсат становится частью указанного по меньшей мере одного жидкостного потока 35, отделенного там.

26. Устройство по пп.14-25, в котором указанное дополнительное устройство 118е тепло- и массопереноса включает один или более проходов для внешней нагревательной среды для дополнения нагрева, подаваемого указанной второй частью 33 для указанного отпаривания указанных более летучих компонентов из указанного потока дистилляционной жидкости.

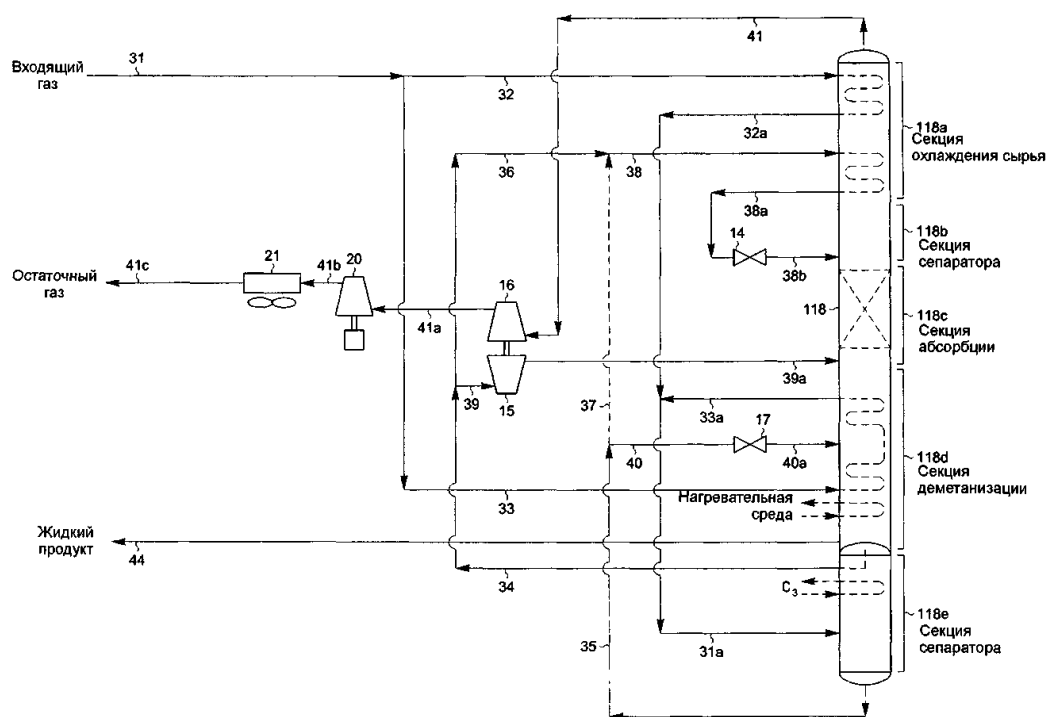


Фиг. 1

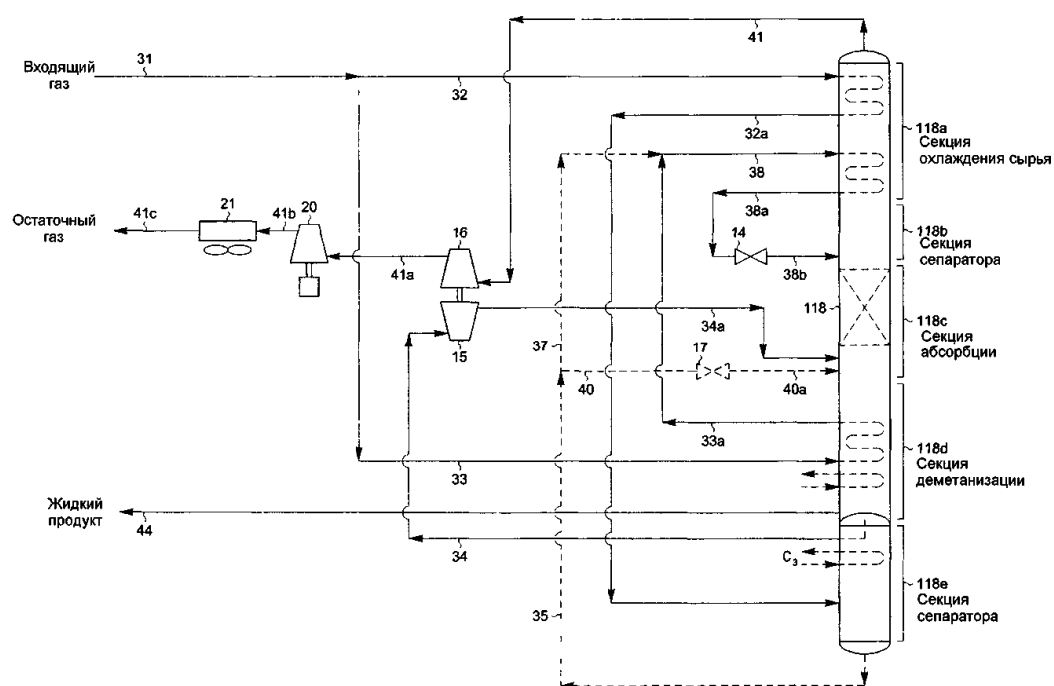


Фиг. 2

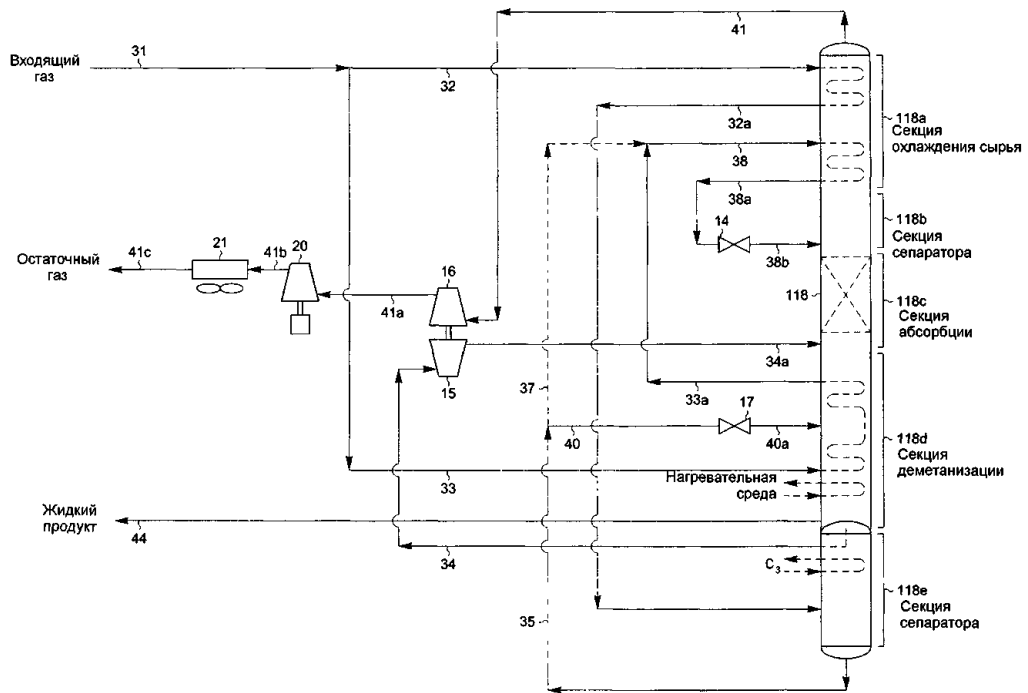




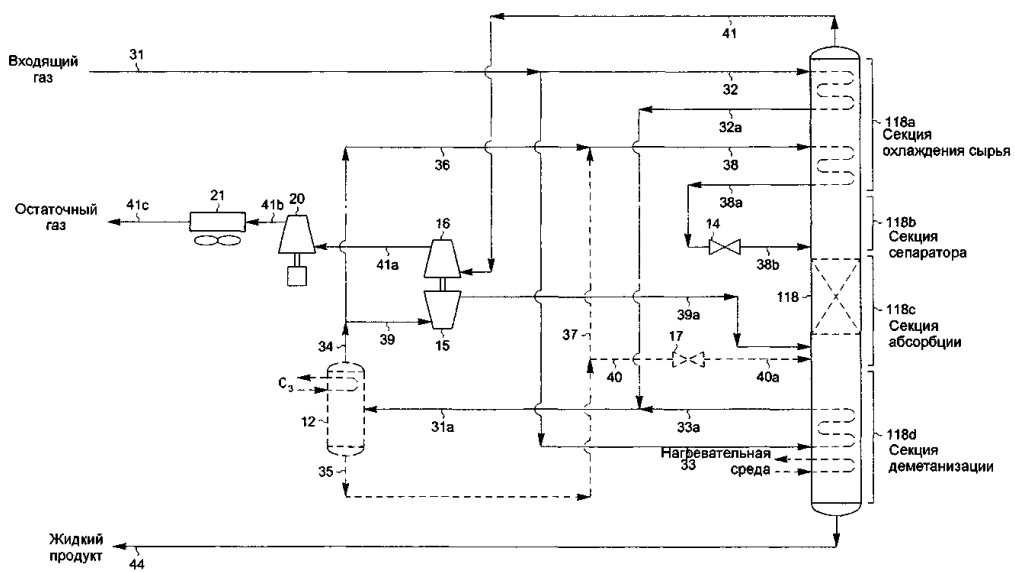
Фиг. 3



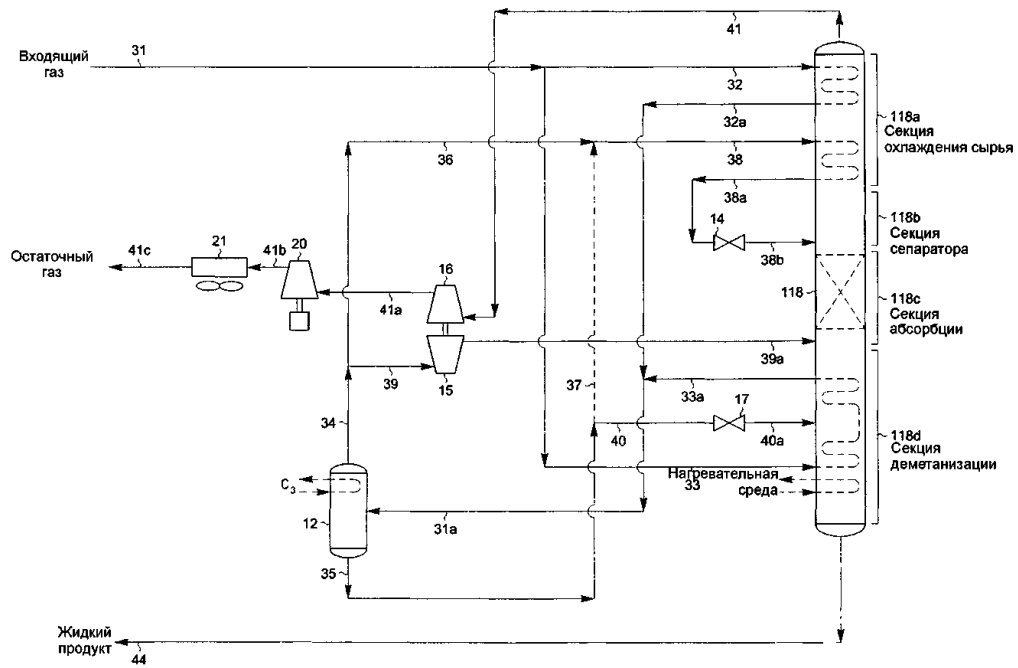
Фиг. 4



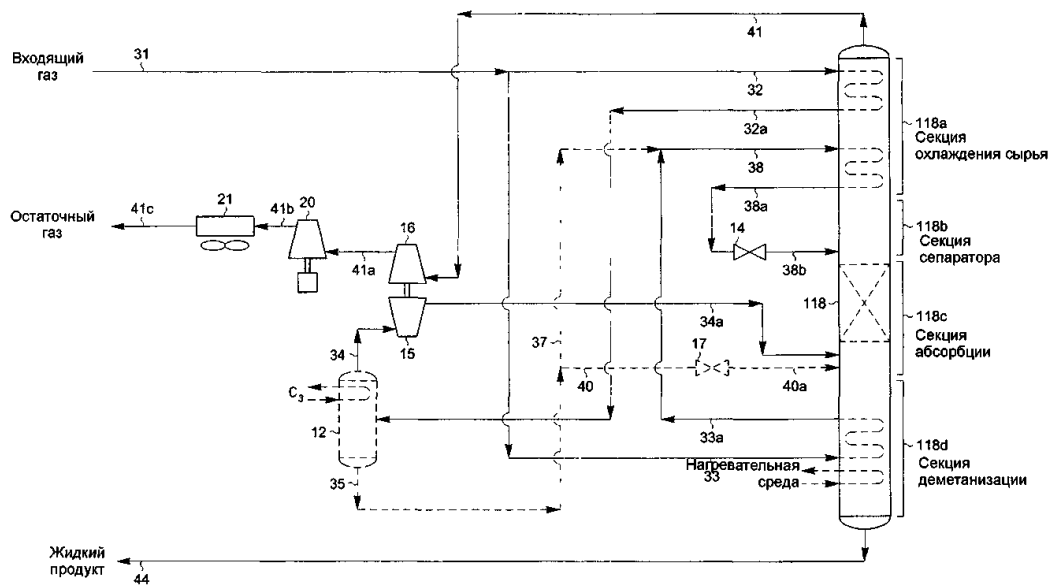
Фиг. 5



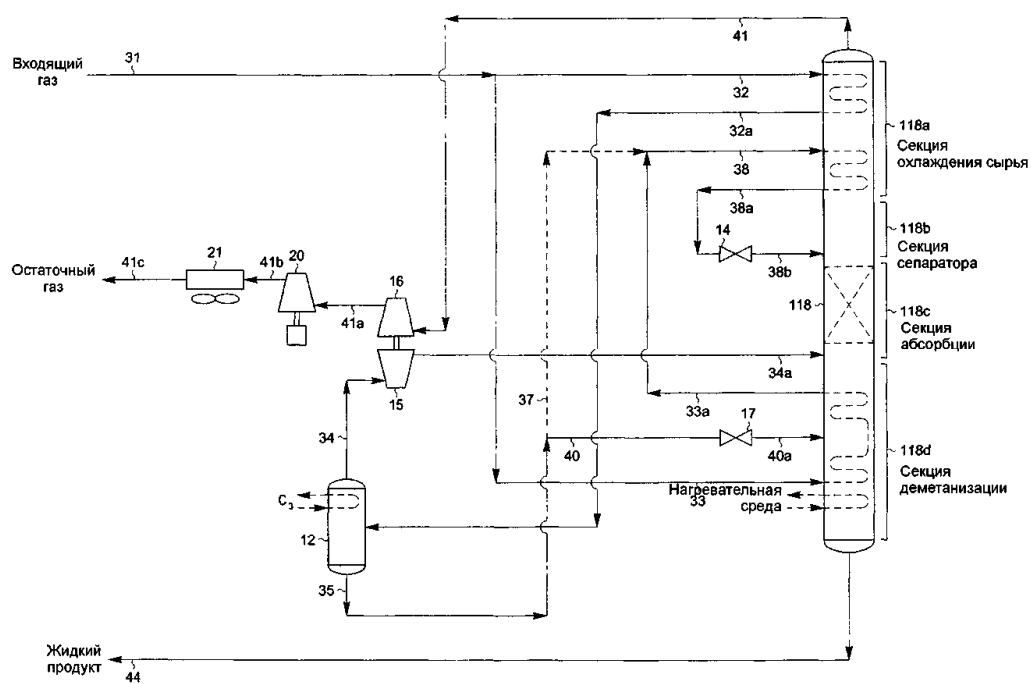
Фиг. 6



Фиг. 7



Фиг. 8



Фиг. 9

