

(19)



**Евразийское  
патентное  
ведомство**

(11) **018675**

(13) **B1**

(12) **ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ**

(45) Дата публикации и выдачи патента  
**2013.09.30**

(51) Int. Cl. **C10G 5/06** (2006.01)

(21) Номер заявки  
**201070487**

(22) Дата подачи заявки  
**2008.10.15**

---

(54) **ПЕРЕРАБОТКА ГАЗООБРАЗНЫХ УГЛЕВОДОРОДОВ**

---

(31) **60/980,833; 61/025,910; 12/206,230**

(56) **US-A1-20060032269**  
**US-A-5890378**

(32) **2007.10.18; 2008.02.04; 2008.09.08**

(33) **US**

(43) **2010.10.29**

(86) **PCT/US2008/079984**

(87) **WO 2009/052174 2009.04.23**

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:  
**ОРТЛОФФ ИНДЖИНИРС, ЛТД. (US)**

(72) Изобретатель:  
**Уилкинсон Джон Д., Линч Джо Т.,  
Хадсон Хэнк М., Кьюллар Кайл Т.,  
Мартинес Тони Л. (US)**

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

(57) Описывается способ извлечения этана, этилена, пропана, пропилена и более тяжелых углеводородных компонентов из потока газообразных углеводородов. Поток охлаждают и разделяют на первый и второй потоки. Первый поток дополнительно охлаждают для полной, по существу, его конденсации и после этого расширяют до давления ректификационной колонны и подают в ректификационную колонну в первом положении ввода в средней части колонны. Второй поток расширяют до давления колонны, а затем подают в колонну во втором положении ввода в средней части колонны. Паровой поток дистилляции извлекают из колонны выше точки ввода второго потока, а затем направляют в состояние взаимного теплообмена с паровым потоком из верхней части колонны для охлаждения парового потока дистилляции и конденсации по меньшей мере его части с образованием конденсированного потока.

**B1**

**018675**

**018675**

**B1**

### Предпосылки создания изобретения

Настоящее изобретение относится к способу и устройству для разделения газа, содержащего углеводороды.

Этилен, этан, пропилен, пропан и/или более тяжелые углеводороды могут извлекаться из различных газов, таких как природный газ, нефтезаводской газ и потоки синтетического газа, полученного из других углеводородных материалов, таких как уголь, сырая нефть, нефтяные сланцы, битуминозные пески и лигнит. Природный газ обычно имеет большую 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, бутан, пентан и т.п., а также водород, азот, диоксид углерода и другие газы.

Настоящее изобретение в целом относится к извлечению этилена, этана, пропилена, пропана и более тяжелых углеводородов из таких газовых потоков. Типичный анализ газового потока, который должен перерабатываться в соответствии с настоящим изобретением, должен давать в приблизительных мол.% 80,8% метана, 9,4% этана и других  $C_2$  компонентов, 4,7% пропана и других  $C_3$  компонентов, 1,2% изобутана, 2,1% нормального бутана и 1,1% пентана плюс, при этом остаток состоит из азота и диоксида углерода. Также иногда присутствуют газы, содержащие серу.

Исторически циклические колебания цен как на природный газ, так и на жидкие компоненты этого природного газа (NGL - газоконденсатные жидкости) временами уменьшают добавочную стоимость этана, этилена, пропана, пропилена и более тяжелых компонентов как жидких продуктов. Это приводит к возникновению потребности в способах, которые могут обеспечить более эффективное извлечение этих продуктов, в способах, которые могут обеспечить эффективное извлечение при более низких капитальных затратах, и в способах, которые могут легко адаптироваться или перестраиваться для изменения извлечения конкретного компонента в широких пределах. Доступные способы разделения таких материалов включают способы, основывающиеся на охлаждении и сжижении газа, на поглощении нефти и поглощении сжиженной нефти. В дополнение к этому стали популярными криогенные способы, благодаря доступности экономичного оборудования, которое производит энергию в то же время, одновременно расширяя газ и извлекая из перерабатываемого газа тепло. В зависимости от давления источника газа, обогащенности (содержания этана, этилена и более тяжелых углеводородов) газа и желаемых конечных продуктов может использоваться каждый из этих способов или их сочетание.

Способ криогенного расширения является сейчас в целом предпочтительным для извлечения жидких продуктов из природного газа, поскольку он обеспечивает максимальную простоту вместе с легкостью запуска процесса, гибкость работы, хорошую эффективность, безопасность и хорошую надежность. Патенты США № 3292380; 4061481; 4140504; 4157904; 4171964; 4185978; 4251249; 4278457; 4519824; 4617039; 4687499; 4689063; 4690702; 4,854,955; 4869740; 4889545; 5275005; 5555748; 5566554; 5568737; 5771712; 5799507; 5881569; 5890378; 5983664; 6182469; 6578379; 6712880; 6915662; 7191617; 7219513; переизданный патент США № 33408 и параллельно рассматриваемые предварительные заявки на патенты США № 11/430412; 11/839693 и 11/971491 описывают родственные способы (хотя описание настоящего изобретения в некоторых случаях основывается на условиях переработки иных, чем те, которые описываются в цитируемых патентах США).

В типичном способе извлечения с криогенным расширением исходный поток газа под давлением охлаждается посредством теплообмена с другими потоками способа и/или с внешними источниками ожижения, такими как система сжатия-сжижения пропана. Когда газ охлаждается, жидкости могут конденсироваться и собираться в одном или нескольких сепараторах, как жидкости высокого давления, содержащие некоторые из желаемых  $C_2+$  компонентов. В зависимости от обогащенности газа и количества образующихся жидкостей, жидкости высокого давления могут расширяться до более низкого давления и фракционироваться. Испарение, происходящее во время расширения жидкостей, приводит к дополнительному охлаждению потока. При некоторых условиях предварительное охлаждение жидкостей высокого давления перед расширением может быть желательным для дополнительного понижения температуры, возникающего в результате расширения. Расширенный поток, содержащий смесь жидкости и пара, фракционируется в дистилляционной колонне (деметанизаторе или дезтанизаторе). В колонне охлажденный при расширении поток (потоки) дистиллируется (дистиллируются) для разделения остаточного метана, азота и других летучих газов в виде паров из верхней части колонны и желаемых  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов в виде жидкого продукта из нижней части колонны, или для отделения остаточного метана,  $C_2$  компонентов, азота и других летучих газов в виде паров из верхней части колонны от желаемых  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов в виде жидкого продукта из нижней части колонны.

Если исходный газ не является полностью конденсированным (а, как правило, он не является), пары, остающиеся от частичной конденсации, могут разделяться на два потока. Одна часть пара проходит через расширительную машину или детандер, или через расширительный клапан, до получения более низкого давления, при котором дополнительные жидкости конденсируются в результате дополнительного охлаждения потока. Давление после расширения в основном такое же, как давление, при котором работает дистилляционная колонна. Объединенные фазы пары-жидкость, получаемые при расширении,

подают как исходные материалы в колонну.

Остальную часть паров охлаждают, по существу, до конденсации посредством теплообмена с другими потоками способа, например с холодным потоком из верхней части ректификационной колонны. Некоторая часть жидкости высокого давления или вся она может объединяться с этой частью паров перед охлаждением. Затем полученный охлажденный поток расширяется через соответствующее расширительное устройство, такое как расширительный клапан, до давления, при котором работает деметанизатор. Во время расширения часть жидкости будет испаряться, приводя к охлаждению потока в целом. Мгновенно расширенный поток затем подается в виде исходных материалов в верхнюю часть деметанизатора. Как правило, часть паров из мгновенно расширенного потока и пары из верхней части деметанизатора объединяют в верхней секции сепаратора в ректификационной колонне в качестве остаточного продукта газообразного метана. Альтернативно, охлажденный и расширенный поток может подаваться в сепаратор для получения потоков паров и жидкости. Пары объединяют с продуктом из верхней части ректификационной колонны и жидкость подается в колонну в виде исходных материалов для верхней части колонны.

При идеальной работе такого способа разделения остаточный газ, покидающий способ, будет содержать, по существу, весь метан в исходном газе, в основном без более тяжелых углеводородных компонентов, и фракция из нижней части колонны, покидающая деметанизатор, будет содержать, по существу, все более тяжелые углеводородные компоненты в основном без метана или более летучих компонентов. На практике, однако, такой идеальной ситуации не получается, поскольку обычный деметанизатор работает в основном как разделительная колонна. Метановый продукт способа, по этой причине, как правило, содержит пары, покидающие верхнюю ступень фракционирования колонны, вместе с парами, не подвергающимися действию какой-либо стадии ректификации. Происходят существенные потери  $C_2$ ,  $C_3$  и  $C_4+$  компонентов из-за того, что жидкие исходные материалы для верхней части колонны содержат значительные количества этих компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов, что приводит к образованию соответствующих равновесных количеств  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов,  $C_4$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов в парах, покидающих верхнюю ступень фракционирования деметанизатора. Потери этих желательных компонентов могли бы значительно понизиться, если бы восходящие пары могли приводиться в контакт со значительным количеством жидкости (флегмы), способной поглощать из паров  $C_2$  компоненты,  $C_3$  компоненты,  $C_4$  компоненты и более тяжелые углеводородные компоненты.

В последние годы предпочтительные способы разделения углеводородов используют верхнюю секцию абсорбера для получения дополнительной ректификации восходящих паров. Источник потока флегмы для верхней секции ректификации, как правило, представляет собой рециклированный поток остаточного газа, подаваемого под давлением. Рециклируемый поток остаточного газа обычно охлаждается, по существу, до конденсации посредством теплообмена с другими потоками способа, например с потоком из верхней части холодной ректификационной колонны. Получаемый, по существу, конденсированный поток затем расширяется с помощью соответствующего расширительного устройства, такого как расширительный клапан, до давления, при котором работает деметанизатор. Во время расширения часть жидкости обычно будет испаряться, приводя к охлаждению потока в целом. Мгновенно расширенный поток затем подается в виде исходных материалов в верхнюю часть деметанизатора. Как правило, часть паров расширенного потока и пары из верхней части деметанизатора объединяют в верхней разделительной секции в ректификационной колонне как газообразный продукт остаточного метана. Альтернативно, охлажденный и расширенный поток может подаваться в сепаратор с получением потоков паров и жидкости, так что после этого пары объединяются с продуктом из верхней части ректификационной колонны, а жидкость подается в колонну в виде исходных материалов для верхней части колонны. Типичные схемы способа этого типа описаны в патентах США № 4889545; 5568737 и 5881569, и в публикации Mowrey, E. Ross, "Efficient, High Recovery of Liquids from Natural Gas Utilizing a High Pressure Absorber", Proceedings of the Eighty-First Annual Convention of the Gas Processors Association, Dallas, Texas, March 11-13, 2002. К сожалению, эти способы требуют использования компрессора для создания движущей силы для рециклирования потока флегмы в деметанизатор, увеличивая как капитальные затраты, так и стоимость работы оборудования, использующего эти способы.

Настоящее изобретение также использует верхнюю секцию ректификации (или отдельную ректификационную колонну, если размер установки или другие факторы способствуют использованию отдельных ректификационных и разделительных колонн). Однако поток флегмы для этой секции ректификации создают посредством использования боковой откачки паров, восходящих в нижней части колонны. Из-за относительно высокой концентрации  $C_2$  компонентов в парах в нижней части колонны значительное количество жидкости может конденсироваться в этом боковом откачиваемом потоке без повышения его давления, часто используя только ожижение, доступное в холодных парах, покидающих верхнюю секцию ректификации. Эта конденсированная жидкость, которая преимущественно представляет собой жидкий метан, может затем использоваться для поглощения  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов,  $C_4$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов из паров, восходящих через верхнюю секцию ректификации и тем самым для захвата этих ценных компонентов в жидком продукте из нижней

части деметанизатора.

Ранее, такая особенность боковой откачки использовалась в системах извлечения  $C_3+$ , как иллюстрируется в патенте США № 5799507 авторов, а также в системах извлечения  $C_2+$ , как иллюстрируется в патенте США № 7191617 авторов. Неожиданно, заявители обнаружили, что изменение положения извлечения для особенности боковой откачки изобретения авторов патент США № 7191617 улучшает извлечение  $C_2+$  и эффективность системы без увеличения капитальных затрат или стоимости работы.

В соответствии с настоящим изобретением обнаружено, что извлечение  $C_2$  выше 87% и извлечение  $C_3$  и  $C_4+$  выше 99% может быть получено без необходимости в сжатии потока флегмы для деметанизатора. Настоящее изобретение предусматривает дополнительное преимущество, являясь способным поддерживать более чем 99%-ное извлечение  $C_3$  и  $C_4+$  компонентов, когда извлечение  $C_2$  компонентов перестраивается от высоких до низких значений. В дополнение к этому настоящее изобретение делает возможным в основном 100%-ное разделение метана и более легких компонентов и  $C_2$  компонентов и более тяжелых компонентов при таком же потреблении энергии по сравнению с известным уровнем техники, в то же время повышая уровни извлечения. Настоящее изобретение, хотя является применимым при переработке исходных газов в пределах от 400 до 1500 фунт/кв.дюйм абс. [2,758-10,342 кПа(абс.)] или выше при условиях, требующих температур верхней части колонны извлечения NGL  $-50^{\circ}\text{F}$  [ $-46^{\circ}\text{C}$ ] или ниже.

Для лучшего понимания настоящего изобретения упоминаются следующие примеры и чертежи, на которых показано следующее:

фиг. 1 представляет собой блок-схему установки для переработки природного газа известного уровня техники в соответствии с патентом США № 4278457;

фиг. 2 представляет собой блок-схему установки для переработки природного газа известного уровня техники в соответствии с патентом США № 7191617;

фиг. 3 представляет собой блок-схему установки для переработки природного газа в соответствии с настоящим изобретением;

фиг. 4-8 представляют собой блок-схемы, иллюстрирующие альтернативные средства применения настоящего изобретения к потоку природного газа.

В следующем далее объяснении указанных выше фигур приводятся таблицы, где указаны вместе скорости потоков, вычисленные для репрезентативных условий способов. В таблицах, приведенных в настоящем документе, значения скоростей потоков (в молях в час (мол./ч)) округляются до ближайшего целого числа для удобства. Общие скорости потоков, показанные в таблицах, включают все неуглеводородные компоненты и, следовательно, как правило, они больше чем сумма скоростей потоков для углеводородных компонентов. Указанные температуры представляют собой примерные значения, округленные до ближайшего градуса. Необходимо также отметить, что вычисления относительно конструкции способа, осуществляемые для целей сравнения способов, изображенных на фигурах, основываются на предположении об отсутствии утечек тепла из окружения (или в него) в способ (или из него). Качество коммерчески доступных изолирующих материалов делает это предположение очень разумным и таким, которое обычно делается специалистами в данной области техники.

Для удобства параметры способ сообщаются как в традиционных Британских единицах, так и в Международной системе единиц (СИ). Молярные скорости потоков, приведенные в таблицах, могут интерпретироваться либо как фунт-моли в час, либо как килограмм-моли в час. Потребление энергии, приводимое как лошадиная сила (л.с.) и/или тысяча Британских тепловых единиц в час (кбте/ч) соответствуют сформулированным молярным скоростям потоков в фунт-молях в час. Потребление энергии, выражаемое как киловатты (кВт), соответствуют сформулированным молярным скоростям потоков в килограмм-молях в час.

#### **Описание предшествующего уровня техники**

Фиг. 1 представляет собой блок-схему способа, показывающую конструкцию перерабатывающей установки для извлечения  $C_2+$  компонентов из природного газа с использованием известного уровня техники в соответствии с патентом США № 4278457. При этом моделировании способа входной газ поступает в установку при  $85^{\circ}\text{F}$  [ $29^{\circ}\text{C}$ ] и 970 фунт/кв.дюйм абс. [6,688 кПа(абс.)] как поток 31. Если входной газ содержит некоторую концентрацию соединений серы, которые делают потоки продуктов не соответствующими спецификациям, соединения серы удаляют с помощью соответствующей предварительной обработки исходного газа (не иллюстрируется). В дополнение к этому поток исходных материалов обычно дегидратируют для предотвращения формирования гидрата (льда) при криогенных условиях. Как правило, для этой цели используют твердый влагопоглотитель.

Поток исходных материалов 31 охлаждают в теплообменнике 10 посредством теплообмена с холодным остаточным газом при  $-6^{\circ}\text{F}$  [ $-21^{\circ}\text{C}$ ] (поток 38b), с жидкостями из ребойлеров в нижней части деметанизатора при  $30^{\circ}\text{F}$  [ $-1^{\circ}\text{C}$ ] (поток 40) и с пропановым хладагентом. Отметим, что во всех случаях обменник 10 представляет собой либо множество индивидуальных теплообменников, либо отдельный многопроходный теплообменник, либо любое их сочетание (решение о том, использовать ли несколько теплообменников для указанных задач охлаждения будет зависеть от ряда факторов, включая, но не ограни-

чиваясь этим, скорость потока входного газа, размер теплообменника, температуры потоков и т.п.). Охлажденный поток 31а поступает в сепаратор 11 при 0°F [-18°C] и 955 фунт/кв.дюйм абс. [6,584 кПа(абс)], где пары (поток 32) отделяются от конденсированной жидкости (поток 33). Жидкость из сепаратора (поток 33) расширяется до рабочего давления (приблизительно 445 фунт/кв.дюйм абс. [3,068 кПа(абс.)]) ректификационной колонны 20 с помощью расширительного клапана 12, охлаждая поток 33а до -27°F [-33°C] перед тем, как он подается в ректификационную колонну 20 в точке ввода в нижней половине колонны.

Пары (поток 32) из сепаратора 11 дополнительно охлаждаются в теплообменнике 13 посредством теплообмена с холодным остаточным газом при -34°F [-37°C] (поток 38а) и жидкостями из верхних боковых ребойлеров деметанизатора при -38°F [-39°C] (поток 39). Охлажденный поток 32а поступает в сепаратор 14 при -27°F [-33°C] и 950 фунт/кв.дюйм абс. [6,550 кПа(абс.)], где пары (поток 34) отделяются от конденсированной жидкости (поток 37). Жидкость из сепаратора (поток 37) расширяется до рабочего давления колонны с помощью расширительного клапана 19, охлаждая поток 37а до -61°F [-52°C] перед тем, как он подается в ректификационную колонну 20 во второй точке ввода в нижней половине колонны.

Пары (поток 34) из сепаратора 14 разделяются на два потока, 35 и 36. Поток 35, содержащий примерно 38% от паров в целом, проходит через теплообменник 15 в состоянии взаимного теплообмена с холодным остаточным газом при -124°F [-87°C] (поток 38), где он охлаждается, по существу, до конденсации. Полученный, по существу, конденсированный поток 35а при -119°F [-84°C] затем мгновенно расширяется через расширительный клапан 16 до рабочего давления ректификационной колонны 20. Во время расширения часть потока испаряется, что приводит к охлаждению потока в целом. В способе, иллюстрируемом на фиг. 1, расширенный поток 35b, покидающий расширительный клапан 16, достигает температуры -130°F [-90°C] и подается в сепараторную секцию 20а в верхней области ректификационной колонны 20. Жидкости, разделенные в ней, становятся исходными материалами для верхней части секции деметанизатора 20b.

Оставшиеся 62% паров из сепаратора 14 (поток 36) поступают в расширительную машину 17, в котором извлекается механическая энергия из этой части исходных материалов высокого давления. Расширительная машина 17 расширяет пары, по существу, изэнтропически до рабочего давления колонны, при этом рабочий цикл расширения охлаждает расширенный поток 36а до температуры приблизительно -83°F [-64°C]. Типичные коммерчески доступные детандеры способны извлекать порядка 80-85% работы теоретически доступной при идеальном изэнтропическом расширении. Извлекаемая работа часто используется для приведения в действие центробежного компрессора (такого как обозначен номером 18), который может использоваться, например, для повторного сжатия остаточного газа (поток 38с). Частично конденсированный расширенный поток 36а затем подается как исходные материалы в ректификационную колонну 20 в точке ввода в верхней половине колонны.

Деметанизатор в колонне 20 представляет собой обычную дистилляционную колонну, содержащую множество тарелок, отделенных друг от друга некоторым расстоянием по вертикали, один или несколько слоев насадки или некоторое сочетание тарелок и насадки. Как часто бывает в установках для переработки природного газа, ректификационная колонна может состоять из двух секций. Верхняя секция 20а представляет собой сепаратор, где частично испаренные исходные материалы для верхней части разделяются на их соответствующие паровую и жидкую части и где пары, восходящие от нижней секции дистилляции или деметанизации 20b, объединяются с частью паров из исходных материалов для верхней части с образованием холодных паров в верхней части деметанизатора (поток 38), которые покидают верхнюю часть колонны при -124°F [-87°C]. Нижняя секция, секция деметанизации 20b, содержит тарелки и/или насадку и обеспечивает необходимый контакт между жидкостями, падающими вниз, и парами, восходящими вверх. Секция деметанизации 20b также содержит ребойлеры (такие как ребойлер 21 и боковые ребойлеры, описанные ранее), которые нагревают и испаряют часть жидкостей, протекающих вниз по колонне, чтобы обеспечить пары для разделения, которые протекают вверх по колонне, для отделения жидкого продукта, потока 41, от метана и более легких компонентов.

Поток жидких продуктов 41 покидает нижнюю часть колонны при 113°F [45°C], основываясь на типичной спецификации для отношения метана и этана 0,025:1, как молярного отношения в продукте из нижней части колонны. Остаточный газ (поток паров из верхней части деметанизатора 38) проходит противоточно к поступающему исходному газу в теплообменник 15, где он нагревается до -34°F [-37°C] (поток 38а), в теплообменник 13, где он нагревается до -6°F [-21°C] (поток 38b), и в теплообменник 10, где он нагревается до 80°F [27°C] (поток 38с). Затем остаточный газ повторно сжимается в двух ступенях. Первая ступень представляет собой компрессор 18, приводимый в действие расширительной машиной 17. Вторая ступень представляет собой компрессор 25, приводимый в действие с помощью вспомогательного источника энергии, который сжимает остаточный газ (поток 38d) до давления коммерческого трубопровода. После охлаждения до 120°F [49°C] в выходном охладителе 26, остаточный газовый продукт (поток 38f) протекает в коммерческий газовый трубопровод при 1015 фунт/кв.дюйм абс. [6,998 кПа(абс.)], что достаточно для удовлетворения требований трубопровода (обычно, к порядку величины входного давления).

Сводка скоростей потоков и потребления энергии для способа, иллюстрируемого на фиг. 1, приводится в табл. I.

Таблица I

Сводка скоростей потока - фунт·моль/ч [кг·моль/ч]

Поток	Метан	Этан	Пропан	Бутан+	В целом
31	53,228	6,192	3,070	2,912	65,876
32	49,244	4,670	1,650	815	56,795
33	3,984	1,522	1,420	2,097	9,081
34	47,675	4,148	1,246	445	53,908
37	1,569	522	404	370	2,887
35	18,117	1,576	473	169	20,485
36	29,558	2,572	773	276	33,423
38	53,098	978	44	4	54,460
41	130	5,214	3,026	2,908	11,416
Извлечение*					
Этан	84,20%				
Пропан	98,58%				
Бутан+	99,88%				
Энергия					
Сжатие остаточного газа	23,635 л.с. [38,855 кВт]				
Сжатие хладагента	7,535 л.с. [12,388 кВт]				
Сжатие в целом	31,170 л.с. [51,243 кВт]				

\* На основе неокругленных скоростей потоков

Фиг. 2 представляет альтернативный способ известного уровня техники в соответствии с патентом США № 7191617. Данный способ применяют при такой же композиции исходного газа и при условиях, как описано выше для фиг. 1. При моделировании этого способа, как и при моделировании способа на фиг. 1, рабочие условия выбираются для сведения к минимуму потребления энергии для данного уровня извлечения.

При моделировании способа на фиг. 2 входной газ поступает в установку как поток 31 и охлаждается в теплообменнике 10 посредством теплообмена с холодным остаточным газом при -5°F [-20°C] (поток 45b), с жидкостями из боковых ребойлеров в нижней части деметанизатора при 33°F [0°C] (поток 40) и с пропановым хладагентом. Охлажденный поток 31a поступает в сепаратор 11 при 0°F [-18°C] и 955 фунт/кв.дюйм абс. [6,584 кПа(абс.)], где пары (поток 32) отделяются от конденсированной жидкости (поток 33). Жидкость из сепаратора (поток 33) расширяется до рабочего давления (приблизительно 450 фунт/кв.дюйм абс. [3,103 кПа(абс.)]) ректификационной колонны 20 с помощью расширительного клапана 12, охлаждая поток 33а до -27°F [-33°C] перед тем, как он подается в ректификационную колонну 20 в точке ввода в нижней половине колонны.

Пары (поток 32) из сепаратора 11 дополнительно охлаждаются в теплообменнике 13 посредством теплообмена с холодным остаточным газом при -36°F [-38°C] (поток 45а) и с жидкостями из боковых ребойлеров в верхней части деметанизатора при -38°F [-39°C] (поток 39). Охлажденный поток 32а поступает в сепаратор 14 при -29°F [-34°C] и 950 фунт/кв.дюйм абс. [6,550 кПа(абс.)], где пары (поток 34) отделяются от конденсированной жидкости (поток 37). Жидкость из сепаратора (поток 37) расширяется до рабочего давления колонны с помощью расширительного клапана 19, охлаждая поток 37а до -64°F [-53°C] перед тем, как он подается в ректификационную колонну 20 во второй точке ввода в нижней половине колонны.

Пары (поток 34) из сепаратора 14 разделяются на два потока 35 и 36. Поток 35, содержащий примерно 37% от паров в целом, проходит через теплообменник 15 в состоянии взаимного теплообмена с холодным остаточным газом при -120°F [-84°C] (поток 45), где он охлаждается, по существу, до конденсации. Полученный, по существу, конденсированный поток 35а при -115°F [-82°C] затем мгновенно расширяется через расширительный клапан 16 до рабочего давления ректификационной колонны 20. Во время расширения часть потока испаряется, приводя к охлаждению потока 35b до -129°F [-89°C] перед тем, как он подается в ректификационную колонну 20 в точке ввода в верхней половине колонны.

Оставшиеся 63% паров из сепаратора 14 (поток 36) поступают в расширительную машину 17, в которой извлекается механическая энергия из этой части исходных материалов высокого давления. Расширительная машина 17, по существу, изэнтропически расширяет пары до рабочего давления колонны, при этом рабочий цикл расширения охлаждает расширенный поток 36а до температуры приблизительно  $-84^{\circ}\text{F}$  [ $-65^{\circ}\text{C}$ ]. Частично конденсированный расширенный поток 36а после этого подается как исходные материалы в ректификационную колонну 20 в третьей точке ввода в нижней половине колонны.

Деметанизатор в колонне 20 состоит из двух следующих секций. Верхняя поглощающая (ректификационная) секция 20а содержит тарелки и/или насадку для обеспечения необходимого контакта между частью паров расширенных потоков 35b и 36а, восходящими вверх, и холодной жидкостью, падающей вниз, для конденсации и поглощения этана, пропана и более тяжелых компонентов из паров, восходящих вверх. Нижняя разделительная секция 20b содержит тарелки и/или насадку для обеспечения необходимого контакта между жидкостями, падающими вниз, и парами, восходящими вверх. Секция деметанизации 20b также содержит ребойлеры (такие как ребойлер 21 и боковые ребойлеры, описанные ранее), которые нагревают и испаряют часть жидкостей, протекающих вниз по колонне, для обеспечения паров для разделения, которые протекают вверх по колонне, для выделения из жидкого продукта, потока 41, метана и более легких компонентов. Поток 36а поступает в деметанизатор 20 в промежуточном положении ввода, расположенном в нижней части поглощающей секции 20а деметанизатора 20. Часть расширенного потока жидкости смешивается с жидкостями, падающими вниз из поглощающей секции 20а, и объединенная жидкость продолжает движение вниз в разделительную секцию 20b деметанизатора 20b. Часть паров расширенного потока восходит вверх через поглощающую секцию 20а и вступает в контакт с холодной жидкостью, падающей вниз, для конденсирования и поглощения этана, пропана и более тяжелых компонентов.

Часть пара от дистилляции (поток 42) извлекается из верхней части разделительной секции 20b. Затем этот поток охлаждают от  $-91^{\circ}\text{F}$  [ $-68^{\circ}\text{C}$ ] до  $-122^{\circ}\text{F}$  [ $-86^{\circ}\text{C}$ ] и частично конденсируют (поток 42а) в теплообменнике 22 посредством теплообмена с холодным потоком из верхней части деметанизатора 38, покидающим верхнюю часть деметанизатора 20 при  $-127^{\circ}\text{F}$  [ $-88^{\circ}\text{C}$ ]. Холодный поток из верхней части деметанизатора слегка нагревается до  $-120^{\circ}\text{F}$  [ $-84^{\circ}\text{C}$ ] (поток 38а), когда он охлаждает и конденсирует по меньшей мере часть потока 42.

Рабочее давление в сепараторе флегмы 23 (447 фунт/кв.дюйм абс. [ $3,079$  кПа(абс.)]) поддерживается чуть ниже рабочего давления деметанизатора 20. Это обеспечивает движущую силу, которая заставляет паровой поток от дистилляции 42 протекать через теплообменник 22, а оттуда в сепаратор флегмы 23, где конденсированная жидкость (поток 44) отделяется от любых неконденсированных паров (поток 43). Затем поток 43 объединяется с подогретым потоком из верхней части деметанизатора 38а от теплообменника 22 с образованием потока холодного остаточного газа 45 при  $-120^{\circ}\text{F}$  [ $-84^{\circ}\text{C}$ ].

Жидкий поток 44 из сепаратора флегмы 23 подкачивается с помощью насоса 24 до давления чуть выше рабочего давления деметанизатора 20, а затем поток 44а подается как холодные исходные материалы из верхней части колонны (флегма) в деметанизатор 20. Эта холодная жидкая флегма поглощает и конденсирует пропан и более тяжелые компоненты, восходящие в верхнюю ректификационную часть поглощающей секции 20а деметанизатора 20.

В разделительной секции 20b деметанизатора 20 потоки исходных материалов отделяются от их метановых и более легких компонентов. Полученный жидкий продукт (поток 41) покидает нижнюю часть колонны 20 при  $114^{\circ}\text{F}$  [ $45^{\circ}\text{C}$ ]. Паровой поток дистилляции, образующий поток из верхней части колонны (поток 38), нагревается в теплообменнике 22, когда он обеспечивает охлаждение потока дистилляции 42, как описано ранее, затем объединяется с паровым потоком 43 от сепаратора флегмы 23 с образованием холодного потока остаточного газа 45. Остаточный газ протекает противоточно к поступающему исходному газу в теплообменник 15, где он нагревается до  $-36^{\circ}\text{F}$  [ $-38^{\circ}\text{C}$ ] (поток 45а), в теплообменник 13, где он нагревается до  $-5^{\circ}\text{F}$  [ $-20^{\circ}\text{C}$ ] (поток 45b), и в теплообменник 10, где он нагревается до  $80^{\circ}\text{F}$  [ $27^{\circ}\text{C}$ ] (поток 45с), когда он обеспечивает охлаждение, как описано ранее. Затем остаточный газ повторно сжимается в двух ступенях, в компрессоре 18, приводимом в действие расширительной машиной 17, и в компрессоре 25, приводимом в действие с помощью вспомогательного источника энергии. После охлаждения потока 45е до  $120^{\circ}\text{F}$  [ $49^{\circ}\text{C}$ ] в выходном охладителе 26, остаточный газовый продукт (поток 45f) протекает в коммерческий газовый трубопровод при  $1015$  фунт/кв.дюйм абс. [ $6,998$  кПа (абс.)].

Сводка скоростей потоков и потребления энергии для способа, иллюстрируемого на фиг. 2, приводится в табл. II.

Таблица II

Поток	Сводка скоростей потока - фунт·моль/ч [кг·моль/ч]				В целом
	Метан	Этан	Пропан	Бутан+	
31	53,228	6,192	3,070	2,912	65,876
32	49,244	4,670	1,650	815	56,795
33	3,984	1,522	1,420	2,097	9,081
34	47,440	4,081	1,204	420	53,536
37	1,804	589	446	395	3,259
35	17,553	1,510	445	155	19,808
36	29,887	2,571	759	265	33,728
38	48,675	811	23	1	49,805
42	5,555	373	22	2	6,000
43	4,421	113	2	0	4,562
44	1,134	260	20	2	1,438
45	53,096	924	25	1	54,367
41	132	5,268	3,045	2,911	11,509

Извлечение\*

Этан 85,08%

Пропан 99,20%

Бутан+ 99,98%

Энергия

Сжатие остаточного газа 23,636 л.с. [38,857 кВт]

Сжатие хладагента 7,561 л.с. [12,430 кВт]

Сжатие в целом 31,197 л.с. [51,287 кВт]

\* На основе неокругленных скоростей потоков

Сравнение табл. I и II показывает, что по сравнению со способом на фиг. 1 способ фиг. 2 улучшает извлечение этана от 84,20 до 85,08%, извлечение пропана от 98,58 до 99,20% и извлечение бутана+ от 99,88 до 99,98%. Кроме того, сравнение табл. I и II дополнительно показывает, что улучшение выхода достигается при использовании в основном того же потребления энергии.

### Описание изобретения

Пример 1.

Фиг. 3 иллюстрирует блок-схему способа в соответствии с настоящим изобретением. Композиция исходного газа и условия, рассматриваемые в способе, представленные на фиг. 3, являются такими же, как на фиг. 1 и 2. Соответственно, данный способ может сравниваться со способами на фиг. 1 и 2 для иллюстрации преимуществ настоящего изобретения.

При моделировании способа на фиг. 3 входной газ поступает в установку как поток 31 и охлаждается в теплообменнике 10 посредством теплообмена с холодным остаточным газом при -4°F [-20°C] (поток 45b), с жидкостями из нижних боковых ребойлеров деметанизатора при 36°F [2°C] (поток 40) и с пропановым хладагентом. Охлажденный поток 31а поступает в сепаратор 11 при 1°F [-17°C] и 955 фунт/кв.дюйм абс. [6,584 кПа(абс.)], где пары (поток 32) отделяются от конденсированной жидкости (поток 33). Жидкость из сепаратора (поток 33) расширяется до рабочего давления (приблизительно 452 фунт/кв.дюйм абс. [3,116 кПа(абс.)]) ректификационной колонны 20 с помощью расширительного клапана 12, охлаждая поток 33а до -25°F [-32°C] перед тем, как он подается в ректификационную колонну 20 в точке ввода в нижней половине колонны.

Пары (поток 32) из сепаратора 11 дополнительно охлаждаются в теплообменнике 13 посредством теплообмена с холодным остаточным газом при -38°F [-39°C] (поток 45а) и с жидкостями из верхних боковых ребойлеров деметанизатора при -37°F [-38°C] (поток 39). Охлажденный поток 32а поступает в



сепаратор 14 при  $-31^{\circ}\text{F}$  [ $-35^{\circ}\text{C}$ ] и 950 фунт/кв.дюйм абс. [6,550 кПа(абс.)], где пары (поток 34) отделяются от конденсированной жидкости (поток 37). Жидкость из сепаратора (поток 37) расширяется до рабочего давления колонны с помощью расширительного клапана 19, охлаждая поток 37а до  $-65^{\circ}\text{F}$  [ $-54^{\circ}\text{C}$ ] перед тем, как он подается в ректификационную колонну 20 во второй точке ввода в нижней половине колонны.

Пары (поток 34) из сепаратора 14 разделяются на два потока, 35 и 36. Поток 35, содержащий примерно 38% от паров в целом, проходит через теплообменник 15 в состоянии взаимного теплообмена с холодным остаточным газом при  $-124^{\circ}\text{F}$  [ $-86^{\circ}\text{C}$ ] (поток 45), где он охлаждается, по существу, до конденсации. Полученный, по существу, конденсированный поток 35а при  $-119^{\circ}\text{F}$  [ $-84^{\circ}\text{C}$ ] затем мгновенно расширяется через расширительный клапан 16 до рабочего давления ректификационной колонны 20. Во время расширения часть потока испаряется, что приводит к охлаждению потока в целом. В способе, иллюстрируемом на фиг. 3, расширенный поток 35b, покидающий расширительный клапан 16, достигает температуры  $-129^{\circ}\text{F}$  [ $-89^{\circ}\text{C}$ ] и подается в ректификационную колонну 20 в точке ввода в верхней половине колонны.

Оставшиеся 62% паров из сепаратора 14 (поток 36) поступают в расширительную машину 17, в которой из этой части исходных материалов высокого давления извлекается механическая энергия. Расширительная машина 17, по существу, изотропически расширяет пары до рабочего давления колонны, при этом рабочий цикл расширения охлаждает расширенный поток 36а до температуры приблизительно  $-85^{\circ}\text{F}$  [ $-65^{\circ}\text{C}$ ]. Частично конденсированный расширенный поток 36а после этого подается как исходные материалы в ректификационную колонну 20 в третьей нижней точке ввода средней части колонны.

Деметанизатор в колонне 20 представляет собой обычную дистилляционную колонну, содержащую множество тарелок, отделенных друг от друга некоторым расстоянием по вертикали, один или несколько слоев насадки или некоторое сочетание тарелок и насадки. Колонна деметанизатора состоит из двух секций: верхней поглощающей (ректификационной) секции 20а, которая содержит тарелки и/или насадку для обеспечения необходимого контакта между частью паров расширенных потоков 35b и 36а, восходящих вверх, и холодной жидкостью, падающей вниз, для конденсации и поглощения  $\text{C}_2$  компонентов,  $\text{C}_3$  компонентов и более тяжелых компонентов из паров, восходящих вверх; и нижнюю разделительную секцию 20b, которая содержит тарелки и/или насадку для обеспечения необходимого контакта между жидкостями, падающими вниз, и парами, восходящими вверх. Секция деметанизации 20b также содержит ребойлеры (такие как ребойлер 21 и боковые ребойлеры, описанные ранее), которые нагревают и испаряют часть жидкостей, протекающих вниз по колонне, для создания паров для разделения, которые протекают вверх по колонне, для отделения от жидкого продукта, потока 41, метана и более легких компонентов. Поток 36а поступает в деметанизатор 20 в промежуточном положении ввода, расположенном в нижней части поглощающей секции 20а деметанизатора 20. Жидкая часть расширенного потока перемешивается с жидкостями, падающими вниз из поглощающей секции 20а, и объединенная жидкость продолжает падать вниз в разделительную секцию 20b деметанизатора 20. Часть паров расширенного потока восходит вверх через поглощающую секцию 20а и вступает в контакт с холодной жидкостью, падающей вниз, для конденсирования и поглощения  $\text{C}_2$  компонентов,  $\text{C}_3$  компонентов и более тяжелых компонентов.

Часть паров дистилляции (поток 42) извлекается из промежуточной части поглощающей секции 20а, выше положения ввода расширенного потока 36а в нижней части поглощающей секции 20а. Этот паровой поток дистилляции 42 затем охлаждается от  $-101^{\circ}\text{F}$  [ $-74^{\circ}\text{C}$ ] до  $-124^{\circ}\text{F}$  [ $-86^{\circ}\text{C}$ ] и частично конденсируется (поток 42а) в теплообменнике 22 посредством теплообмена с холодным потоком из верхней части деметанизатора 38, покидающим верхнюю часть деметанизатора 20 при  $-128^{\circ}\text{F}$  [ $-89^{\circ}\text{C}$ ]. Холодный поток из верхней части деметанизатора слегка нагревается до  $-124^{\circ}\text{F}$  [ $-86^{\circ}\text{C}$ ] (поток 38а), когда он охлаждает и конденсирует по меньшей мере часть потока 42.

Рабочее давление в сепараторе флегмы 23 (448 фунт/кв.дюйм абс. [3,090 кПа(абс.)]) поддерживается чуть ниже рабочего давления деметанизатора 20. Это обеспечивает движущую силу, которая заставляет паровой поток дистилляции 42 протекать через теплообменник 22, а оттуда в сепаратор флегмы 23, где конденсированная жидкость (поток 44) отделяется от любых неконденсированных паров (поток 43). Затем поток 43 объединяется с подогретым потоком из верхней части деметанизатора 38а от теплообменника 22 с образованием холодного потока остаточного газа 45 при  $-124^{\circ}\text{F}$  [ $-86^{\circ}\text{C}$ ].

Жидкий поток 44 из сепаратора флегмы 23 подкачивается с помощью насоса 24 до давления чуть выше рабочего давления деметанизатора 20, и поток 44а затем подается как холодные исходные материалы из верхней части колонны (флегма) в деметанизатор 20 при  $-123^{\circ}\text{F}$  [ $-86^{\circ}\text{C}$ ]. Эта холодная жидкая флегма поглощает и конденсирует  $\text{C}_2$  компоненты,  $\text{C}_3$  компоненты и более тяжелые компоненты, восходящие в верхнюю часть ректификации поглощающей секции 20а деметанизатора 20.

В разделительной секции 20b деметанизатора 20 потоки исходных материалов отделяются от их метановых и более легких компонентов. Полученный жидкий продукт (поток 41) покидает нижнюю часть колонны 20 при  $113^{\circ}\text{F}$  [ $45^{\circ}\text{C}$ ]. Паровой поток дистилляции, образующий поток из верхней части колонны (поток 38), нагревается в теплообменнике 22, когда он обеспечивает охлаждение потока дистилляции 42, как описано ранее, затем объединяется с паровым потоком 43 из сепаратора флегмы 23 с образованием холодного потока остаточного газа 45. Остаточный газ протекает противоточно к посту-

пающему исходному газу в теплообменник 15, где он нагревается до  $-38^{\circ}\text{F}$  [ $-39^{\circ}\text{C}$ ] (поток 45а), в теплообменник 13, где он нагревается до  $-4^{\circ}\text{F}$  [ $-20^{\circ}\text{C}$ ] (поток 45b), и в теплообменник 10, где он нагревается до  $80^{\circ}\text{F}$  [ $27^{\circ}\text{C}$ ] (поток 45с), когда он обеспечивает охлаждение, как описано ранее. Затем остаточный газ повторно сжимается в двух ступенях, в компрессоре 18, приводимом в действие расширительной машиной 17, и в компрессоре 25, приводимом в действие с помощью вспомогательного источника энергии. После охлаждения потока 45е до  $120^{\circ}\text{F}$  [ $49^{\circ}\text{C}$ ] в выходном охладителе 26, остаточный газовый продукт (поток 45f) протекает в коммерческий газовый трубопровод при 1015 фунт/кв.дюйм абс. [6,998 кПа(абс.)].

Сводка скоростей потоков и потребления энергии для способа, иллюстрируемого на фиг. 3, приводится в табл. III.

Таблица III

Поток	Сводка скоростей потока - фунт·моль/ч [кг·моль/ч]				В целом
	Метан	Этан	Пропан	Бутан+	
31	53,228	6,192	3,070	2,912	65,876
32	49,340	4,702	1,672	831	56,962
33	3,888	1,490	1,398	2,081	8,914
34	47,289	4,040	1,179	404	53,301
37	2,051	662	493	427	3,661
35	17,828	1,523	444	152	20,094
36	29,461	2,517	735	252	33,207
38	49,103	691	19	0	50,103
42	4,946	285	8	0	5,300
43	3,990	93	1	0	4,119
44	956	192	7	0	1,181
45	53,093	784	20	0	54,222
41	135	5,408	3,050	2,912	11,654
Извлечение*					
Этан	87,33%				
Пропан	99,36%				
Бутан+	99,99%				
Энергия					
Сжатие остаточного газа		23,518 л.с. [38,663 кВт]			
Сжатие хладагента		7,554 л.с. [12,419 кВт]			
Сжатие в целом		31,072 л.с. [51,082 кВт]			

\* На основе неокругленных скоростей потоков

Сравнение табл. I, II и III показывает, что по сравнению с известным уровнем техники настоящее изобретение улучшает извлечение этана от 84,20% (для фиг. 1) и от 85,08% (для фиг. 2) до 87,33%, извлечение пропана от 98,58% (для фиг. 1) и от 99,20% (для фиг. 2) до 99,36% и извлечение бутана+ от 99,88% (для фиг. 1) и от 99,98% (для фиг. 2) до 99,99%. Кроме того, сравнение табл. I, II и III показывает, что улучшение выхода достигается с использованием чуть меньше энергии, чем при известном уровне техники. В терминах эффективности извлечения (определяемой по количеству этана, извлекаемого на единицу мощности) настоящее изобретение предоставляет 4% улучшение по сравнению со способом на фиг. 1 в соответствии с известным уровнем техники и 3% улучшение по сравнению со способом на фиг. 2 в соответствии с известным уровнем техники.

Улучшение в извлечении и эффективности извлечения, обеспечиваемое с помощью настоящего изобретения, по сравнению с параметрами способа на фиг. 1 в соответствии с известным уровнем техники, вызывается вспомогательной ректификацией, обеспечиваемой потоком флегмы 44а, которая уменьшает количество  $\text{C}_2$  компонентов,  $\text{C}_3$  компонентов и  $\text{C}_4+$  компонентов, содержащихся в исходном газе на входе, которые теряются в остаточном газе. Хотя расширенный, по существу, конденсированный поток ис-

ходных материалов 35b, подаваемый в поглощающую секцию 20a деметанизатора 20, обеспечивает объемное извлечение  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов, содержащихся в расширенных исходных материалах 36a и в парах, восходящих из разделительной секции 20b, он не может захватить все  $C_2$  компоненты,  $C_3$  компоненты и более тяжелые углеводородные компоненты из-за равновесных эффектов, поскольку поток 35b сам содержит  $C_2$  компоненты,  $C_3$  компоненты и более тяжелые углеводородные компоненты. Однако поток флегмы 44a по настоящему изобретению преимущественно представляет собой жидкий метан и содержит очень мало  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов, так что только малое количество флегмы в верхней части ректификации в поглощающей секции 20a достаточно для захвата большинства  $C_2$  компонентов и почти всех  $C_3$  компонентов, и более тяжелых углеводородных компонентов. В результате, в дополнение к улучшению в извлечении этана, почти 100% пропана и в основном все более тяжелые углеводородные компоненты извлекаются в жидком продукте 41, покидающем нижнюю часть деметанизатора 20. Из-за объемного извлечения жидкости, обеспечиваемого расширенным, по существу, конденсированным потоком исходных материалов 35b, необходимое количество флегмы (поток 44a) является достаточно малым, так что холодные пары из верхней части деметанизатора (поток 38) могут обеспечить ожигание для генерирования этой флегмы без значительного влияния на охлаждение потока исходных материалов 35 в теплообменнике 15.

Ключевой особенностью настоящего изобретения по сравнению со способом на фиг. 2 в соответствии с известным уровнем техники является положение точки извлечения для парового потока дистилляции 42. В то время как точка извлечения для способа на фиг. 2 находится в верхней части разделительной секции 20b ректификационной колонны 20, настоящее изобретение извлекает паровой поток дистилляции 42 из промежуточной части поглощающей секции 20a, выше положения ввода расширенного потока 36a. Пары в этой промежуточной части поглощающей секции 20a уже подвергаются частичной ректификации с помощью холодных жидкостей, находящихся в потоке флегмы 44a и в расширенном, по существу, конденсированном потоке 35b. В результате, паровой поток дистилляции 42 по настоящему изобретению содержит значительно более низкие концентрации  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов и  $C_4+$  компонентов по сравнению с соответствующим потоком 42 способа на фиг. 2 в соответствии с известным уровнем техники, как можно увидеть с помощью сравнения табл. II и III. Полученный поток флегмы 44a может ректифицировать пары в поглощающей секции 20a более эффективно, уменьшая необходимую величину потока флегмы 44a и как следствие, улучшая эффективность настоящего изобретения по сравнению с известным уровнем техники.

Поток флегмы 44a был бы еще более эффективным, если бы он содержал только метан и более летучие компоненты и не содержал  $C_2+$  компонентов. К сожалению, невозможно конденсировать достаточное количество такой флегмы из парового потока дистилляции 42, используя только сжижение, доступное в потоках способа, без повышения давления потока 42, если он не содержит, по меньшей мере, некоторых  $C_2+$  компонентов. Необходимо тщательно выбрать положение извлечения в поглощающей секции 20a, таким образом, чтобы получаемый паровой поток дистилляции 42 содержал количество  $C_2+$  компонентов, достаточное для легкого конденсирования, без уменьшения эффективности потока флегмы 44a, делая так, чтобы он содержал слишком много  $C_2+$  компонентов. Таким образом, положение для извлечения парового потока дистилляции 42 по настоящему изобретению должно оцениваться для каждого применения.

#### Пример 2.

Альтернативные средства для извлечения паров дистилляции из колонны показаны в другом варианте осуществления настоящего изобретения, как иллюстрируется на фиг. 4. Композиция исходного газа и условия, рассматриваемые в способе, представленном на фиг. 4, являются такими же, как на фиг. 1-3. Соответственно, фиг. 4 может сравниваться со способами на фиг. 1 и 2 для иллюстрации преимуществ настоящего изобретения и может подобным же образом сравниваться с вариантами осуществления, представленными на фиг. 3.

При моделировании способа на фиг. 4 входной газ поступает в установку, как поток 31, и охлаждается в теплообменнике 10 посредством теплообмена с холодным остаточным газом при  $-4^\circ\text{F}$  [ $-20^\circ\text{C}$ ] (поток 45b), с жидкостями из нижних боковых ребойлеров деметанизатора при  $35^\circ\text{F}$  [ $2^\circ\text{C}$ ] (поток 40) и с пропановым хладагентом. Охлажденный поток 31a поступает в сепаратор 11 при  $1^\circ\text{F}$  [ $-17^\circ\text{C}$ ] и 955 фунт/кв.дюйм абс. [6,584 кПа(абс.)], где пары (поток 32) отделяются от конденсированной жидкости (поток 33). Жидкость из сепаратора (поток 33) расширяется до рабочего давления (приблизительно 451 фунт/кв.дюйм абс. [3,107 кПа(абс.)]) ректификационной колонны 20 с помощью расширительного клапана 12, охлаждая поток 33a до  $-25^\circ\text{F}$  [ $-32^\circ\text{C}$ ] перед тем, как он подается в ректификационную колонну 20 в точке ввода в нижней половине колонны.

Пары (поток 32) из сепаратора 11 дополнительно охлаждаются в теплообменнике 13 посредством теплообмена с холодным остаточным газом при  $-40^\circ\text{F}$  [ $-40^\circ\text{C}$ ] (поток 45a) и жидкостями из верхних боковых ребойлеров деметанизатора при  $-37^\circ\text{F}$  [ $-39^\circ\text{C}$ ] (поток 39). Охлажденный поток 32a поступает в сепаратор 14 при  $-32^\circ\text{F}$  [ $-35^\circ\text{C}$ ] и 950 фунт/кв.дюйм абс. [6,550 кПа(абс.)], где пары (поток 34) отделяются от конденсированной жидкости (поток 37). Жидкость из сепаратора (поток 37) расширяется до рабочего

давления в колонне с помощью расширительного клапана 19, охлаждая поток 37а до  $-67^{\circ}\text{F}$  [ $-55^{\circ}\text{C}$ ] перед тем, как он подается в ректификационную колонну 20 во второй точке ввода в нижней половине колонны.

Пары (поток 34) из сепаратора 14 разделяются на два потока, 35 и 36. Поток 35, содержащий примерно 37% от паров в целом, проходит через теплообменник 15 в состоянии взаимного теплообмена с холодным остаточным газом при  $-123^{\circ}\text{F}$  [ $-86^{\circ}\text{C}$ ] (поток 45), где он охлаждается, по существу, до конденсации. Полученный, по существу, конденсированный поток 35а при  $-118^{\circ}\text{F}$  [ $-83^{\circ}\text{C}$ ] затем мгновенно расширяется через расширительный клапан 16 до рабочего давления ректификационной колонны 20. Во время расширения часть потока испаряется, что приводит к охлаждению потока в целом. В способе, иллюстрируемом на фиг. 4, расширенный поток 35b, покидающий расширительный клапан 16, достигает температуры  $-129^{\circ}\text{F}$  [ $-90^{\circ}\text{C}$ ] и подается в ректификационную колонну 20 в точке ввода в верхней половине колонны.

Остающиеся 63% паров из сепаратора 14 (поток 36) поступают в расширительную машину 17, в которой из этой части исходных материалов высокого давления извлекается механическая энергия. Расширительная машина 17 расширяет пары, по существу, изэнтропически до рабочего давления в колонне, при этом рабочий цикл расширения охлаждает расширенный поток 36а до температуры приблизительно  $-86^{\circ}\text{F}$  [ $-66^{\circ}\text{C}$ ]. Частично конденсированный расширенный поток 36а подается после этого как исходный материал в ректификационную колонну 20 в третьей точке ввода в нижней половине колонны.

Первая часть паров дистилляции (поток 54) извлекается из промежуточной части поглощающей секции 20а, выше положения ввода расширенного потока 36а в нижней части поглощающей секции 20а. Вторая часть паров дистилляции (поток 55) извлекается из верхней части разделительной секции 20b, ниже положения ввода расширенного потока 36а. Первая часть при  $-105^{\circ}\text{F}$  [ $-76^{\circ}\text{C}$ ] объединяется со второй частью при  $-92^{\circ}\text{F}$  [ $-69^{\circ}\text{C}$ ] с образованием объединенного парового потока 42. Объединенный паровой поток 42 затем охлаждается от  $-102^{\circ}\text{F}$  [ $-74^{\circ}\text{C}$ ] до  $-124^{\circ}\text{F}$  [ $-87^{\circ}\text{C}$ ] и частично конденсируется (поток 42а) в теплообменнике 22 посредством теплообмена с холодным потоком из верхней части деметанизатора 38, покидающим верхнюю часть деметанизатора 20, при  $-129^{\circ}\text{F}$  [ $-90^{\circ}\text{C}$ ]. Холодный поток из верхней части деметанизатора слегка нагревается до  $-122^{\circ}\text{F}$  [ $-86^{\circ}\text{C}$ ] (поток 38а), когда он охлаждает и конденсирует по меньшей мере часть потока 42.

Рабочее давление в сепараторе флегмы 23 (447 фунт/кв.дюйм абс. [3,081 кПа(абс.)]) поддерживается чуть ниже рабочего давления деметанизатора 20. Это обеспечивает движущую силу, которая заставляет объединенный паровой поток 42 протекать через теплообменник 22, а оттуда в сепаратор флегмы 23, где конденсированная жидкость (поток 44) отделяется от любых неконденсированных паров (поток 43). Затем поток 43 объединяется с подогретым потоком из верхней части деметанизатора 38а из теплообменника 22 с образованием холодного остаточного газового потока 45 при  $-123^{\circ}\text{F}$  [ $-86^{\circ}\text{C}$ ].

Жидкий поток 44 из сепаратора флегмы 23 подкачивается с помощью насоса 24 до давления чуть выше рабочего давления деметанизатора 20, и затем поток 44а подается как холодные исходные материалы из верхней части колонны (флегма) в деметанизатор 20 при  $-124^{\circ}\text{F}$  [ $-86^{\circ}\text{C}$ ]. Эта холодная жидкая флегма поглощает и конденсирует  $\text{C}_2$  компоненты,  $\text{C}_3$  компоненты и более тяжелые компоненты, восходящие в верхнюю часть ректификации поглощающей секции 20а деметанизатора 20.

В разделительной секции 20b деметанизатора 20 потоки исходных материалов отделяются от содержащегося в них метана и более легких компонентов. Полученный жидкий продукт (поток 41) покидает нижнюю часть колонны 20 при  $112^{\circ}\text{F}$  [ $44^{\circ}\text{C}$ ]. Паровой поток дистилляции, образующий газовую фазу в верхней части колонны (поток 38), нагревают в теплообменнике 22, поскольку он обеспечивает охлаждение потока дистилляции 42, как описано ранее, затем объединяется с паровым потоком 43 из сепаратора флегмы 23 с образованием холодного потока остаточного газа 45. Остаточный газ протекает противоточно к поступающему исходному газу в теплообменник 15, где он нагревается до  $-40^{\circ}\text{F}$  [ $-40^{\circ}\text{C}$ ] (поток 45а), в теплообменник 13, где он нагревается до  $-4^{\circ}\text{F}$  [ $-20^{\circ}\text{C}$ ] (поток 45b), и в теплообменник 10, где он нагревается до  $80^{\circ}\text{F}$  [ $27^{\circ}\text{C}$ ] (поток 45с), когда он обеспечивает охлаждение, как описано ранее. Затем остаточный газ повторно сжимается в двух ступенях, в компрессоре 18, приводимом в действие расширительной машиной 17, и в компрессоре 25, приводимом в действие с помощью вспомогательного источника энергии. После охлаждения потока 45е до  $120^{\circ}\text{F}$  [ $49^{\circ}\text{C}$ ] в выходном охладителе 26, продукт остаточного газа (поток 45f) протекает в коммерческий газовый трубопровод при 1015 фунт/кв.дюйм абс. [6,998 кПа(абс.)].

Сводка скоростей потоков и потребления энергии для способа, иллюстрируемого на фиг. 4, приводится в табл. IV.

Таблица IV

Поток	Сводка скоростей потока - фунт·моль/ч [кг·моль/ч]				В целом
	Метан	Этан	Пропан	Бутан+	
31	53,228	6,192	3,070	2,912	65,876
32	49,418	4,715	1,678	834	57,064
33	3,810	1,477	1,392	2,078	8,812
34	47,253	4,016	1,162	393	53,213
37	2,165	699	516	441	3,851
35	17,436	1,482	429	145	19,636
36	29,817	2,534	733	248	33,577
38	47,821	652	16	0	48,759
54	4,888	241	7	0	5,200
55	1,576	104	6	1	1,700
42	6,464	345	13	1	6,900
43	5,271	116	1	0	5,434
44	1,193	229	12	1	1,466
45	53,092	768	17	0	54,193
41	136	5,424	3,053	2,912	11,683
Извлечение*					
Этан	87,59%				
Пропан	99,43%				
Бутан+	99,99%				

## Энергия

Сжатие остаточного газа	23,612 л.с. [38,818 кВт]
Сжатие хладагента	<u>7,470 л.с. [12,281 кВт]</u>
Сжатие в целом	31,082 л.с. [51,099 кВт]

\* На основе неокругленных скоростей потоков

Сравнение табл. III и IV показывает, что по сравнению с вариантом осуществления настоящего изобретения на фиг. 3 вариант осуществления на фиг. 4 дополнительно улучшает извлечение этана от 87,33 до 87,59% и извлечение пропана от 99,36 до 99,43%. Сравнение табл. III и IV дополнительно показывает, что улучшение выхода достигается с использованием в основном одинакового количества энергии. В терминах эффективности извлечения (определяемой по количеству этана, извлекаемого на единицу мощности) вариант осуществления настоящего изобретения на фиг. 4 поддерживает 4% улучшение по сравнению со способом известного уровня техники на фиг. 1 и 3% улучшение по сравнению со способом сравнения известного уровня техники на фиг. 2.

Улучшение извлечения для варианта осуществления настоящего изобретения на фиг. 4 по сравнению с вариантом осуществления на фиг. 3 вызвано увеличением величины потока флегмы 44а для варианта осуществления на фиг. 4. Как можно увидеть с помощью сравнения табл. III и IV, скорость потока для потока флегмы 44а для варианта осуществления на фиг. 4 на 24% выше. Более высокая скорость флегмы улучшает вспомогательную ректификацию в верхней части поглощающей секции 20а, которая уменьшает количество C<sub>2</sub> компонентов, C<sub>3</sub> компонентов и C<sub>4</sub>+ компонентов, содержащихся в газообразных исходных материалах на входе, которые теряются в остаточном газе.

Эта более высокая скорость флегмы является возможной, потому что объединенный паровой поток 42 варианта осуществления на фиг. 4 конденсируется легче, чем паровой поток дистилляции 42 для варианта осуществления на фиг. 3. Необходимо отметить, что часть (поток 55) объединенного парового пото-

ка 42 извлекается из дистилляционной колонны 20 ниже положения ввода в средней части колонны для расширенного потока 36а. Как таковой, поток 55 подвергается меньшей ректификации, чем другая часть (поток 54), которая извлекается выше положения ввода в средней части колонны для расширенного потока 36а, и таким образом он имеет более высокие концентрации  $C_2+$  компонентов. В результате, объединенный паровой поток 42 варианта осуществления на фиг. 4 имеет чуть более высокие концентрации  $C_3+$  компонентов, чем паровой поток дистилляции 42 варианта осуществления на фиг. 3, делая возможной конденсацию большей части потока, когда он охлаждается с помощью потока из верхней части колонны 38.

В основном, извлечение частей паров дистилляции в различных положениях на дистилляционной колонне позволяет конструировать композицию объединенного парового потока 42 для оптимизации получения флегмы для данного набора рабочих условий. Необходимо тщательно выбирать положения извлечения в поглощающей секции 20а и разделительной секции 20b, а также относительные количества, извлекаемые в каждом положении, таким образом, чтобы получаемый в результате объединенный паровой поток 42 содержал достаточное количество  $C_2+$  компонентов, для легкой конденсации, без уменьшения эффективности потока флегмы 44а, делая так, чтобы он содержал слишком много  $C_2+$  компонентов. Увеличение извлечения для этого варианта осуществления по сравнению с вариантом осуществления на фиг. 3 должно оцениваться для каждого применения по отношению к небольшому увеличению капитальных затрат, ожидаемого для варианта осуществления фиг. 4, по сравнению с вариантом осуществления на фиг. 3.

### Другие варианты осуществления

В соответствии с настоящим изобретением является, как правило, предпочтительным конструирование поглощающей (ректификационной) секции деметанизатора, чтобы она содержала множество теоретических ступеней разделения. Однако преимущества настоящего изобретения могут достигаться даже при двух теоретических ступенях. Например, вся перекачиваемая конденсированная жидкость (поток 44а), покидающая сепаратор флегмы 23, или ее часть и весь расширенный, по существу, конденсированный поток 35b из расширительного клапана 16 или его часть могут объединяться (например, в трубопроводе, соединяющем расширительный клапан с деметанизатором), и если они тщательно перемешаны, пары и жидкости будут смешиваться вместе и разделяться в соответствии с относительными летучестями различных компонентов объединенных потоков в целом. Такое перемешивание двух потоков, объединенных при контакте по меньшей мере с частью расширенного потока 36а, будет рассматриваться для целей настоящего изобретения как составляющее поглощающую секцию.

Фиг. 3-6 изображают ректификационные колонны, сконструированные в одной емкости. Фиг. 7 и 8 изображают ректификационные колонны, сконструированные в двух емкостях, в абсорберной (ректификационной) колонне 27 (контактное и разделительное устройство) и в разделительной (дистилляционной) колонне 20. В таких случаях, часть паров дистилляции (поток 54) извлекается из нижней секции абсорберной колонны 27 и направляется в конденсор флегмы 22 (необязательно, объединяется с частью, потоком 55, парового потока из верхней части колонны 50 из разделительной колонны 20) с генерированием флегмы для абсорберной колонны 27. Оставшаяся часть (поток 51) парового потока из верхней части колонны 50 из разделительной колонны 20 протекает в нижнюю секцию абсорберной колонны 27, чтобы вступить в контакт с потоком флегмы 52 и расширенным, по существу, конденсированным потоком 35b. Насос 28 используют для направления жидкостей (поток 47) из нижней части абсорберной колонны 27 в верхнюю часть разделительной колонны 20 таким образом, чтобы две колонны эффективно функционировали как одна дистилляционная система. Решение о том, конструировать ли ректификационную колонну как одну емкость (такую как деметанизатор 20 на фиг. 3-6) или как множество емкостей, будет зависеть от ряда факторов, таких как размер установки, расстояние до производственного оборудования и т.п.

Некоторые обстоятельства могут благоприятствовать смешиванию оставшейся части парового потока дистилляции 42а с потоком из верхней части 38, из ректификационной колонны 20 (фиг. 6) или абсорберной колонны 27 (фиг. 8), подавая затем смешанный поток в теплообменник 22 для обеспечения охлаждения потока дистилляции 42 или объединенного парового потока 42. Как показано на фиг. 6 и 8, смешанный поток 45, получаемый при объединении паров из сепаратора флегмы (поток 43) с потоком из верхней части 38, направляется в теплообменник 22.

Как описано ранее, паровой поток дистилляции 42 или объединенный паровой поток 42 частично конденсируется, и получаемый конденсат используют для поглощения ценных  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов и более тяжелых компонентов из паров, восходящих через поглощающую секцию 20а деметанизатора 20 или через абсорберную колонну 27. Однако настоящее изобретение не ограничивается этим вариантом осуществления. Может быть преимущественным, например, обрабатывать таким образом только часть этих паров или использовать как поглотитель только часть конденсата, в случаях, когда другие конструкционные соображения указывают, что части паров или конденсата должны направляться в обход поглощающей секции 20а деметанизатора 20 или абсорберной колонны 27. Некоторые обстоятельства могут благоприятствовать полной конденсации, вместо частичной конденсации парового потока дистилляции 42 или объединенного парового потока 42, в теплообменнике 22. Другие обстоятельства

могут благоприятствовать тому, чтобы паровой поток дистилляции 42 представлял собой полный паровой боковой поток от ректификационной колонны 20, вместо частичного бокового парового потока. Необходимо также быть отмечать, что в зависимости от композиции исходного газового потока может быть преимущественным использование внешнего сжижения для обеспечения частичного охлаждения парового потока дистилляции 42 или объединенного парового потока 42 в теплообменнике 22.

Условия исходного газа, размер установки, доступное оборудование или другие факторы могут указывать, что является возможным устранение расширительной машины 17 или ее замена альтернативным расширительным устройством (таким как расширительный клапан). Хотя изображается отдельное расширение потоков в отдельных расширительных устройствах, могут использоваться альтернативные средства расширения, по потребности. Например, условия могут обеспечивать расширение, по существу, конденсированной части потока исходных материалов (поток 35a).

Когда входной газ является более обедненным, сепаратор 11 на фиг. 3 и 4 может не устанавливаться. В таких случаях, охлаждение исходного газа, осуществляемое в теплообменниках 10 и 13, на фиг. 3 и 4, может осуществляться без промежуточного сепаратора, как показано на фиг. 5-8. Решение о том, охлаждать ли и разделять ли исходный газ на множество стадий или нет, будет зависеть от обогащенности исходного газа, размера установки, доступного оборудования, и тому подобное. В зависимости от количества более тяжелых углеводородов в исходном газе и от давления исходного газа, охлажденный поток исходных материалов 31a, покидающий теплообменник 10, на фиг. 3-8, и/или охлажденный поток 32a, покидающий теплообменник 13, на фиг. 3 и 4, может не содержать никакой жидкости (поскольку он выше его точки росы или потому, что он выше его криккондербары), так что сепаратор 11, показанный на фиг. 3-8, и/или сепаратор 14, показанный на фиг. 3 и 4, не нужны.

Жидкости высокого давления (поток 37 на фиг. 3 и 4 и поток 33 на фиг. 5-8) не должны расширяться и вводиться в точке ввода в средней части дистилляционной колонны. Вместо этого, вся она или ее часть может объединяться с частью паров из сепаратора (поток 35 на фиг. 3 и 4 и поток 34 на фиг. 5-8), протекающей в теплообменник 15 (это показано с помощью прерывистой линии как поток 46 на фиг. 5-8). Любая остающаяся часть жидкости может расширяться с помощью соответствующего расширяющего устройства, такого как расширительный клапан или расширительная машина, и вводиться в точке ввода в средней части колонны на дистилляционной колонне (поток 37a на фиг. 5-8). Поток 33 на фиг. 3 и 4 и поток 37 на фиг. 3-8 также могут использоваться для охлаждения входного газа или другого применения при теплообмене до или после стадии расширения перед протеканием в деметанизатор.

В соответствии с настоящим изобретением, использование внешнего сжижения для облегчения охлаждения, доступного для входного газа от других потоков способа, может использоваться, например, в случае обогащенного входного газа. Использование и распределение жидкостей из сепаратора и боковых потоков жидкости из деметанизатора для теплообмена в способе и конкретное расположение теплообменников для охлаждения входного газа должно оцениваться для каждого конкретного применения, также как и выбор потоков в способе для конкретных применений при теплообмене.

Некоторые обстоятельства могут благоприятствовать использованию части холодной жидкости от дистилляции, покидающей поглощающую секцию 20a или абсорберную колонну 27 для теплообмена, например, показанного прерывистой линией потока 49 на фиг. 5-8. Хотя только часть жидкости из поглощающей секции 20a или абсорберной колонны 27 может использоваться для теплообмена в способе без уменьшения извлечения этана в деметанизаторе 20 или разделительной колонне 20, от этих жидкостей иногда можно получить больше пользы, чем от жидкостей из разделительной секции 20b или из разделительной колонны 20. Это происходит потому, что жидкости в поглощающей секции 20a деметанизатора 20 (или в абсорберной колонне 27) доступны при более холодной температуре, чем жидкости из разделительной секции 20b (или из разделительной колонны 20).

Как показано с помощью изображенного прерывистой линией потока 53 на фиг. 5-8, в некоторых случаях может быть преимущественным разделение жидкого потока от насоса для флегмы 24 (поток 44a), по меньшей мере, на два потока. Часть (поток 53) может затем подаваться в разделительную секцию ректификационной колонны 20 (фиг. 5 и 6) или в верхнюю часть разделительной колонны 20 (фиг. 7 и 8) для увеличения потока жидкости в эту часть системы дистилляции и улучшения ректификации, уменьшая тем самым концентрацию  $C_2+$  компонентов в потоке 42. В таких случаях, остальная часть (поток 52) подается в верхнюю часть поглощающей секции 20a (фиг. 5 и 6) или в абсорберную колонну 27 (фиг. 7 и 8).

В соответствии с настоящим изобретением разделение паров исходных материалов может осуществляться несколькими способами. В способах на фиг. 3-8 разделение паров осуществляется после охлаждения и отделения любых жидкостей, которые могут образовываться. Однако газ высокого давления может разделяться перед любым охлаждением входного газа или после охлаждения газа и перед любыми ступенями разделения. В некоторых вариантах осуществления разделение паров может осуществляться в сепараторе.

Будет также видно, что относительное количество исходных материалов, находящихся в каждой ветви разделенных паров исходных материалов, будет зависеть от нескольких факторов, включая давление газа, композицию исходного газа, количество тепла, которое может быть экономично извлечено из

исходных материалов, и количество доступных лошадиных сил. Увеличение количества исходных материалов в верхней части колонны может увеличить извлечение, уменьшая при этом энергию, извлекаемую из детандера, тем самым увеличивая потребность в лошадиных силах для повторного сжатия. Увеличение количества исходных материалов, вводимых в нижней части колонны, уменьшает потребление лошадиных сил, но может также уменьшить извлечение продукта. Относительные положения точек ввода в средней части колонны могут изменяться в зависимости от входной композиции или других факторов, таких как желаемые уровни извлечения и количество жидкости, образующейся во время охлаждения входного газа. Более того, два или более потока исходных материалов, или их части, могут объединяться в зависимости от относительных температур и величин индивидуальных потоков, а объединенный поток затем вводится в положение ввода в средней части колонны.

Настоящее изобретение обеспечивает улучшенное извлечение  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов на величину потребления для оборудования, необходимую для работы способа. Улучшение потребления для оборудования, необходимого для работы способа с деметанизатором, может проявляться в форме уменьшения потребления энергии для сжатия или повторного сжатия, уменьшения потребления энергии для внешнего сжижения, уменьшения потребления энергии для ребойлеров колонны или их сочетания.

Хотя описываются, как предполагается, предпочтительные варианты осуществления настоящего изобретения, специалисты в данной области увидят, что другие и дополнительные его модификации могут быть проделаны, например, для адаптирования настоящего изобретения к различным условиям, типам исходных материалов или другим требованиям, без отклонения от духа настоящего изобретения, как определяется следующей далее формулой изобретения.

#### ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ разделения газового потока, содержащего метан,  $C_2$  компоненты,  $C_3$  компоненты и более тяжелые углеводородные компоненты, на фракцию летучего остаточного газа и относительно менее летучую фракцию, содержащую основную часть  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов или  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов, при котором газовый поток охлаждают под давлением с получением охлажденного потока, который разделяют на первый и второй потоки; и

(1) первый поток охлаждают для полной, по существу, его конденсации и после этого расширяют до более низкого давления, при этом он дополнительно охлаждается;

(2) расширенный охлажденный первый поток после этого подают в дистилляционную колонну в первом положении ввода в средней части колонны;

(3) второй поток расширяют до более низкого давления и подают в дистилляционную колонну во втором положении ввода в средней части колонны;

(4) паровой поток дистилляции извлекают из части дистилляционной колонны выше положения ввода расширенного второго потока и охлаждают достаточно для конденсации по меньшей мере его части, при этом образуются остаточный паровой поток и конденсированный поток;

(5) по меньшей мере часть конденсированного потока подают в дистилляционную колонну в положении ввода в верхней части колонны;

(6) паровой поток из верхней части колонны извлекают из верхней части дистилляционной колонны и приводят в состояние взаимного теплообмена с паровым потоком дистилляции для охлаждения первого потока дистилляции, а затем высвобождают по меньшей мере часть нагретого парового потока из верхней части колонны как фракцию летучего остаточного газа;

(7) при этом количества и температуры потоков исходных материалов в дистилляционной колонне являются эффективными для поддержания такой температуры в газовой фазе в верхней части дистилляционной колонны, при которой извлекают основную часть компонентов относительно менее летучей фракции.

2. Способ разделения газового потока, содержащего метан,  $C_2$  компоненты,  $C_3$  компоненты и более тяжелые углеводородные компоненты, на фракцию летучего остаточного газа и относительно менее летучую фракцию, содержащую основную часть  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов или  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов, при котором:

(1) газовый поток под давлением охлаждают с получением охлажденного частично конденсированного потока, который разделяют с получением парового потока и по меньшей мере одного жидкого потока;

(2) паровой поток после этого разделяют на первый и второй потоки;

(3) первый поток охлаждают для полной, по существу, его конденсации и после этого расширяют до более низкого давления, при этом он дополнительно охлаждается;

(4) расширенный охлажденный первый поток после этого подают в дистилляционную колонну в первом положении ввода в средней части колонны;



(5) второй поток расширяют до более низкого давления и подают в дистилляционную колонну во втором положении ввода в средней части колонны;

(6) по меньшей мере часть по меньшей мере одного жидкого потока расширяют до более низкого давления и подают в дистилляционную колонну в третьем положении ввода в средней части колонны;

(7) паровой поток дистилляции извлекают из части дистилляционной колонны выше положения ввода расширенного второго потока и охлаждают достаточно для конденсации по меньшей мере его части, при этом образуются остаточный паровой поток и конденсированный поток;

(8) по меньшей мере часть конденсированного потока подают в дистилляционную колонну в положении ввода в верхней части;

(9) паровой поток из верхней части колонны извлекают из верхней части дистилляционной колонны и приводят в состояние взаимного теплообмена с паровым потоком дистилляции для охлаждения первого потока дистилляции, а затем высвобождают по меньшей мере часть нагретого парового потока из верхней части колонны как фракцию летучего остаточного газа;

(10) количества и температуры потоков исходных материалов в дистилляционной колонне являются эффективными для поддержания такой температуры в газовой фазе верхней части дистилляционной колонны, при которой извлекают основную часть компонентов относительно менее летучей фракции.

3. Способ разделения газового потока, содержащего метан,  $C_2$  компоненты,  $C_3$  компоненты и более тяжелые углеводородные компоненты, на фракцию летучего остаточного газа и относительно менее летучую фракцию, содержащую основную часть  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов или  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов, при котором:

(1) газовый поток под давлением охлаждают с получением охлажденного частично конденсированного потока, который разделяют с получением парового потока и по меньшей мере одного жидкого потока;

(2) паровой поток после этого разделяют на первый и второй потоки;

(3) первый поток объединяют по меньшей мере с частью по меньшей мере одного жидкого потока с образованием объединенного потока, и объединенный поток охлаждают для полной, по существу, его конденсации и после этого расширяют до более низкого давления, при этом он дополнительно охлаждается;

(4) расширенный охлажденный объединенный поток после этого подают в первом положении ввода в средней части колонны в дистилляционную колонну;

(5) второй поток расширяют до более низкого давления и подают в дистилляционную колонну во втором положении ввода в средней части колонны;

(6) любую оставшуюся часть по меньшей мере одного жидкого потока расширяют до более низкого давления и подают в дистилляционную колонну в третьем положении ввода в средней части колонны;

(7) паровой поток дистилляции извлекают из части дистилляционной колонны выше положения ввода расширенного второго потока и охлаждают достаточно для конденсации по меньшей мере его части, при этом образуются остаточный паровой поток и конденсированный поток;

(8) по меньшей мере часть конденсированного потока подают в дистилляционную колонну в положении ввода в верхней части;

(9) паровой поток из верхней части колонны извлекают из верхней части дистилляционной колонны и приводят в состояние взаимного теплообмена с паровым потоком дистилляции для охлаждения парового потока дистилляции, а затем высвобождают по меньшей мере часть нагретого парового потока из верхней части колонны как фракцию летучего остаточного газа;

(10) количества и температуры потоков исходных материалов в дистилляционной колонне являются эффективными для поддержания такой температуры в газовой фазе верхней части дистилляционной колонны, при которой извлекают основную часть компонентов относительно менее летучей фракции.

4. Способ разделения газового потока, содержащего метан,  $C_2$  компоненты,  $C_3$  компоненты и более тяжелые углеводородные компоненты, на фракцию летучего остаточного газа и относительно менее летучую фракцию, содержащую основную часть  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов или  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов, при котором газовый поток под давлением охлаждают с получением охлажденного потока, который разделяют на первый и второй потоки; и

(1) первый поток охлаждают для полной, по существу, его конденсации и после этого расширяют до более низкого давления, при этом он дополнительно охлаждается;

(2) расширенный охлажденный первый поток после этого подают в положении ввода в средней части контактного и разделительного устройства, которое формирует первый паровой поток из верхней части указанного устройства и жидкий поток из нижней части указанного устройства, который подают в дистилляционную колонну;

(3) второй поток расширяют до более низкого давления и подают в контактное и разделительное устройство в первом положении ввода в его нижней части;

(4) второй паровой поток извлекают из верхней части дистилляционной колонны и подают в кон-

тактное и разделительное устройство во втором положении ввода в его нижней части;

(5) паровой поток дистилляции извлекают из части контактного и разделительного устройства выше положения ввода расширенного второго потока и охлаждают достаточно для конденсации по меньшей мере его части, при этом образуются остаточный паровой поток и конденсированный поток;

(6) по меньшей мере часть конденсированного потока подают в контактное и разделительное устройство в положении ввода в его верхней части;

(7) первый паровой поток из верхней части контактного и разделительного устройства приводят в состояние взаимного теплообмена с паровым потоком дистилляции для охлаждения парового потока дистилляции, а затем высвобождают по меньшей мере часть нагретого первого парового потока из верхней части колонны как фракцию летучего остаточного газа;

(8) количества и температуры потоков исходных материалов в контактном и разделительном устройстве являются эффективными для поддержания такой температуры в газовой фазе верхней части контактного и разделительного устройства, при которой извлекают основную часть компонентов относительно менее летучей фракции.

5. Способ разделения газового потока, содержащего метан,  $C_2$  компоненты,  $C_3$  компоненты и более тяжелые углеводородные компоненты, на фракцию летучего остаточного газа и относительно менее летучую фракцию, содержащую основную часть  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов или  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов, при котором:

(1) газовый поток под давлением охлаждают с получением охлажденного частично конденсированного потока, который разделяют с получением парового потока и по меньшей мере одного жидкого потока;

(2) паровой поток после этого разделяют на первый и второй потоки;

(3) первый поток охлаждают для полной, по существу, его конденсации и после этого расширяют до более низкого давления, при этом он дополнительно охлаждается;

(4) расширенный охлажденный первый поток после этого подают в положении ввода в средней части контактного и разделительного устройства, которое формирует первый паровой поток из верхней части указанного устройства и жидкий поток из нижней части указанного устройства, который подают в дистилляционную колонну;

(5) второй поток расширяют до более низкого давления и подают в контактное и разделительное устройство в первом положении ввода в его нижней части;

(6) по меньшей мере часть по меньшей мере одного жидкого потока расширяют до более низкого давления и подают в дистилляционную колонну в положении ввода в средней части колонны;

(7) второй паровой поток извлекают из верхней части дистилляционной колонны и подают в контактное и разделительное устройство во втором положении ввода в его нижней части;

(8) паровой поток дистилляции извлекают из части контактного и разделительного устройства выше положения ввода расширенного второго потока и охлаждают достаточно для конденсации по меньшей мере его части, при этом образуются остаточный паровой поток и конденсированный поток;

(9) по меньшей мере часть конденсированного потока подают в контактное и разделительное устройство в положении ввода в его верхней части;

(10) первый паровой поток из верхней части контактного и разделительного устройства приводят в состояние взаимного теплообмена с паровым потоком дистилляции для охлаждения парового потока дистилляции, а затем высвобождают по меньшей мере часть нагретого первого парового потока из верхней части контактного и разделительного устройства как фракцию летучего остаточного газа;

(11) количество и температуры потоков исходных материалов в контактном и разделительном устройстве являются эффективными для поддержания такой температуры в газовой фазе верхней части контактного и разделительного устройства, при которой извлекают основную часть компонентов относительно менее летучей фракции.

6. Способ разделения газового потока, содержащего метан,  $C_2$  компоненты,  $C_3$  компоненты и более тяжелые углеводородные компоненты, на фракцию летучего остаточного газа и относительно менее летучую фракцию, содержащую основную часть  $C_2$  компонентов,  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов или  $C_3$  компонентов и более тяжелых углеводородных компонентов, при котором:

(1) газовый поток под давлением охлаждают с получением охлажденного частично конденсированного потока, который разделяют с получением парового потока и по меньшей мере одного жидкого потока;

(2) паровой поток после этого разделяют на первый и второй потоки;

(3) первый поток объединяют по меньшей мере с частью по меньшей мере одного жидкого потока с образованием объединенного потока и объединенный поток охлаждают для полной, по существу, его конденсации и после этого расширяют до более низкого давления, при этом он дополнительно охлаждается;

(4) расширенный охлажденный объединенный поток после этого подают в положении ввода в

средней части контактного и разделительного устройства, которое формирует первый паровой поток из верхней части указанного устройства и жидкий поток из нижней части указанного устройства, который подают в дистилляционную колонну;

(5) второй поток расширяют до более низкого давления и подают в контактное и разделительное устройство в первом положении ввода в его нижней части;

(6) любую оставшуюся часть по меньшей мере одного жидкого потока расширяют до более низкого давления и подают в дистилляционную колонну в положении ввода в средней части колонны;

(7) второй паровой поток извлекают из верхней части дистилляционной колонны и подают в контактное и разделительное устройство во втором положении ввода в его нижней части;

(8) паровой поток дистиляции извлекают из части контактного и разделительного устройства выше положения ввода расширенного второго потока и охлаждают достаточно для конденсации по меньшей мере его части, при этом образуются остаточный паровой поток и конденсированный поток;

(9) по меньшей мере часть конденсированного потока подают в контактное и разделительное устройство в положении ввода в его верхней части;

(10) первый паровой поток из верхней части контактного и разделительного устройства приводят в состояние взаимного теплообмена с паровым потоком дистиляции для охлаждения первого потока дистиляции, а затем высвобождают по меньшей мере часть нагретого первого парового потока из верхней части контактного и разделительного устройства как фракцию летучего остаточного газа;

(11) количества и температуры потоков исходных материалов в контактном и разделительном устройстве являются эффективными для поддержания такой температуры в газовой фазе верхней части контактного и разделительного устройства, при которой извлекают основную часть компонентов относительно менее летучей фракции.

7. Способ по пп.1, 2 или 3, при котором:

(1) паровой поток из верхней части колонны объединяют с остаточным паровым потоком с образованием объединенного парового потока;

(2) объединенный паровой поток приводят в состояние взаимного теплообмена с паровым потоком дистиляции для охлаждения парового потока дистиляции, а затем высвобождают по меньшей мере часть нагретого объединенного парового потока как фракцию летучего остаточного газа.

8. Способ по пп.4, 5 или 6, при котором:

(1) первый паровой поток из верхней части контактного и разделительного устройства объединяют с остаточным паровым потоком с образованием объединенного парового потока;

(2) объединенный паровой поток приводят в состояние взаимного теплообмена с паровым потоком дистиляции для охлаждения парового потока дистиляции, а затем высвобождают по меньшей мере часть нагретого объединенного парового потока как фракции летучего остаточного газа.

9. Способ по пп.1, 2 или 3, при котором:

(1) второй паровой поток дистиляции извлекают из части дистилляционной колонны ниже положения ввода расширенного второго потока;

(2) паровой поток дистиляции объединяют со вторым паровым потоком дистиляции с образованием объединенного потока дистиляции;

(3) объединенный поток дистиляции охлаждают достаточно для конденсации по меньшей мере его части, при этом образуются остаточный паровой поток и конденсированный поток;

(4) паровой поток из верхней части колонны приводят в состояние взаимного теплообмена с объединенным потоком дистиляции для охлаждения объединенного потока дистиляции, а затем высвобождают по меньшей мере часть нагретого парового потока из верхней части колонны как фракцию летучего остаточного газа.

10. Способ по пп.1, 2 или 3, при котором:

(1) второй паровой поток дистиляции извлекают из части дистилляционной колонны ниже положения ввода расширенного второго потока;

(2) паровой поток дистиляции объединяют со вторым паровым потоком дистиляции с образованием объединенного потока дистиляции;

(3) объединенный поток дистиляции охлаждают достаточно для конденсации по меньшей мере его части, при этом образуются остаточный паровой поток и конденсированный поток;

(4) паровой поток из верхней части колонны объединяют с остаточным паровым потоком с образованием объединенного парового потока;

(5) объединенный паровой поток приводят в состояние взаимного теплообмена с объединенным потоком дистиляции для охлаждения объединенного потока дистиляции, а затем высвобождают по меньшей мере часть нагретого объединенного парового потока как фракцию летучего остаточного газа.

11. Способ по пп.4, 5 или 6, при котором:

(1) второй паровой поток из верхней части дистилляционной колонны разделяют на второй паровой поток дистиляции и третий паровой поток дистиляции, который подают в контактное и разделительное устройство во втором положении ввода в его нижней части;

(2) паровой поток дистиляции объединяют со вторым паровым потоком дистиляции с образова-

нием объединенного потока дистилляции;

(3) объединенный поток дистилляции охлаждают достаточно для конденсации по меньшей мере его части, при этом образуются остаточный паровой поток и конденсированный поток;

(4) первый паровой поток из верхней части контактного и разделительного устройства приводят в состояние взаимного теплообмена с объединенным потоком дистилляции для охлаждения объединенного потока дистилляции, а затем высвобождают по меньшей мере часть нагретого первого парового потока из верхней части колонны как фракцию летучего остаточного газа.

12. Способ по пп.4, 5 или 6, при котором:

(1) второй паровой поток из верхней части дистилляционной колонны разделяют на второй паровой поток дистилляции и третий паровой поток дистилляции, который подают в контактное и разделительное устройство во втором положении ввода в его нижней части;

(2) паровой поток дистилляции объединяют со вторым паровым потоком дистилляции с образованием объединенного потока дистилляции;

(3) объединенный поток дистилляции охлаждают достаточно для конденсации по меньшей мере его части, при этом образуются остаточный паровой поток и конденсированный поток;

(4) первый паровой поток из верхней части контактного и разделительного устройства объединяют с остаточным паровым потоком с образованием объединенного парового потока;

(5) объединенный паровой поток приводят в состояние взаимного теплообмена с объединенным потоком дистилляции для охлаждения объединенного потока дистилляции, а затем высвобождают по меньшей мере часть нагретого объединенного парового потока как фракцию летучего остаточного газа.

13. Способ по пп.1, 2 или 3, при котором:

(1) конденсированный поток разделяют, по меньшей мере, на первую и вторую части;

(2) первую часть подают в дистилляционную колонну в положении ввода в верхней части;

(3) вторую часть подают в дистилляционную колонну в положении ввода в средней части колонны ниже положения ввода расширенного второго потока.

14. Способ по п.7, при котором:

(1) конденсированный поток разделяют, по меньшей мере, на первую и вторую части;

(2) первую часть подают в дистилляционную колонну в положении ввода в верхней части;

(3) вторую часть подают в дистилляционную колонну в положении ввода в средней части колонны ниже положения ввода расширенного второго потока.

15. Способ по п.9, при котором:

(1) конденсированный поток разделяют, по меньшей мере, на первую и вторую части;

(2) первую часть подают в дистилляционную колонну в положении ввода в верхней части;

(3) вторую часть подают в дистилляционную колонну в положении ввода в средней части колонны, при этом положение ввода в средней части колонны представляет собой, по существу, ту же часть, где извлекают второй паровой поток дистилляции.

16. Способ по п.10, при котором:

(1) конденсированный поток разделяют, по меньшей мере, на первую и вторую части;

(2) первую часть подают в дистилляционную колонну в положении ввода в верхней части;

(3) вторую часть подают в дистилляционную колонну в положении ввода в средней части колонны, при этом положение ввода в средней части колонны представляет собой, по существу, ту же часть, где извлекают второй паровой поток дистилляции.

17. Способ по пп.4, 5 или 6, при котором:

(1) конденсированный поток разделяют, по меньшей мере, на первую и вторую части;

(2) первую часть подают в контактное и разделительное устройство в положении ввода в верхней части;

(3) вторую часть подают в дистилляционную колонну в положении ввода в верхней части.

18. Способ по п.8, при котором:

(1) конденсированный поток разделяют, по меньшей мере, на первую и вторую части;

(2) первую часть подают в контактное и разделительное устройство в положении ввода в верхней части;

(3) вторую часть подают в дистилляционную колонну в положении ввода в верхней части.

19. Способ по п.11, при котором:

(1) конденсированный поток разделяют, по меньшей мере, на первую и вторую части;

(2) первую часть подают в контактное и разделительное устройство в положении ввода в верхней части;

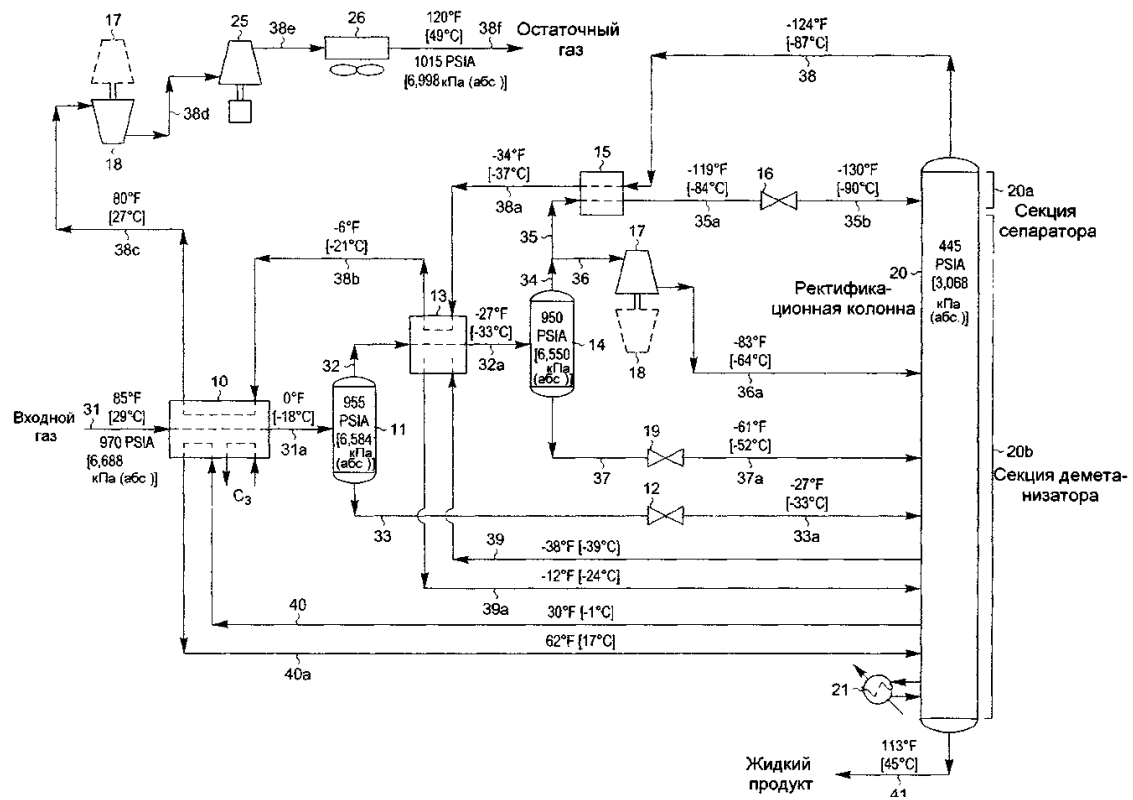
(3) вторую часть подают в дистилляционную колонну в положении ввода в верхней части.

20. Способ по п.12, при котором:

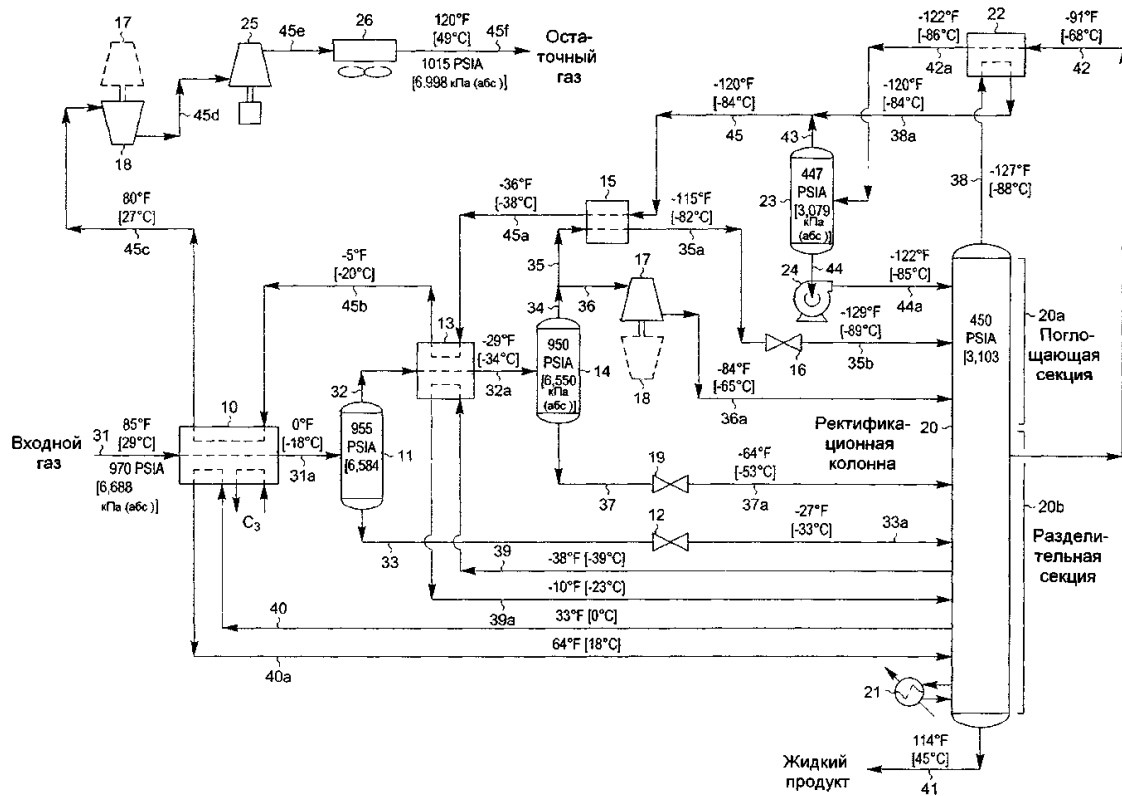
(1) конденсированный поток разделяют, по меньшей мере, на первую и вторую части;

(2) первую часть подают в контактное и разделительное устройство в положении ввода в верхней части;

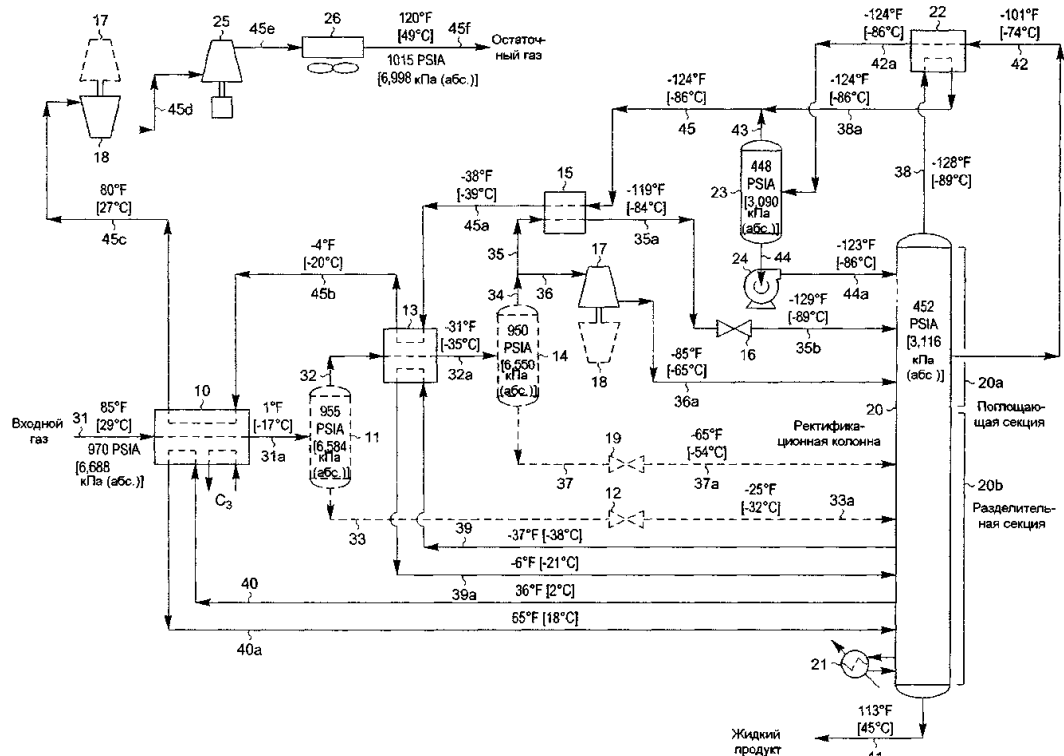
(3) вторую часть подают в дистилляционную колонну в положении ввода в верхней части.

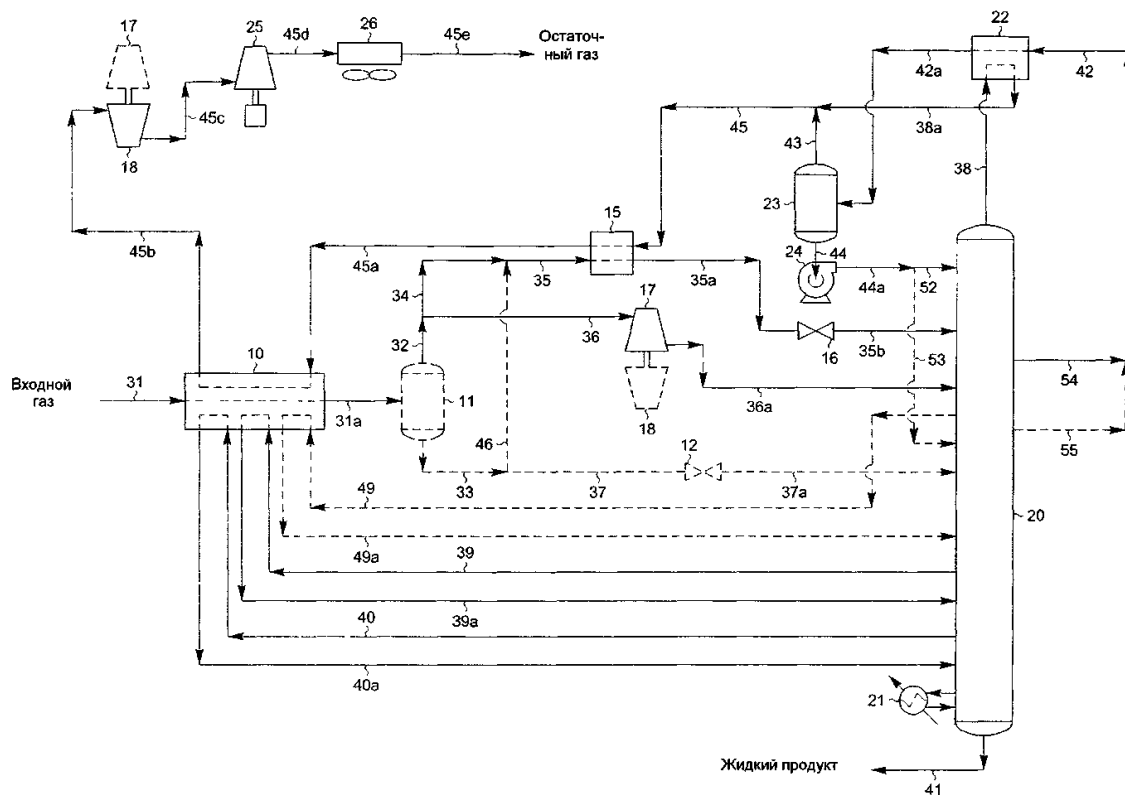


Фиг. 1

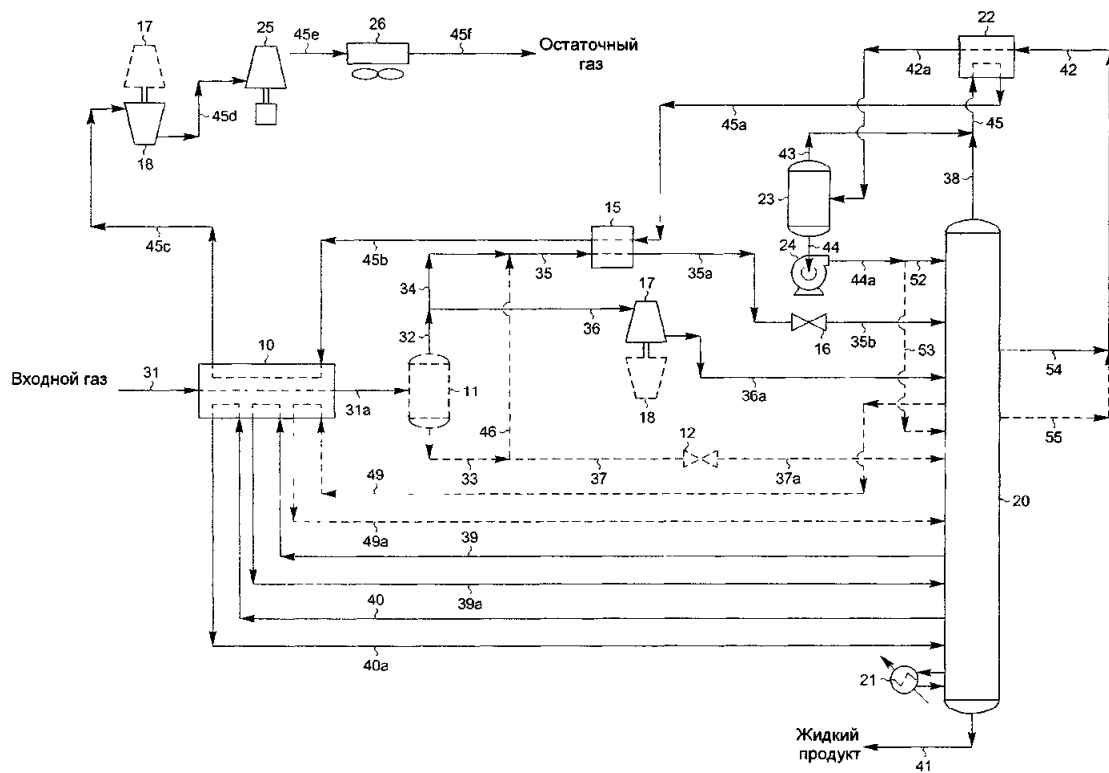


Фиг. 2

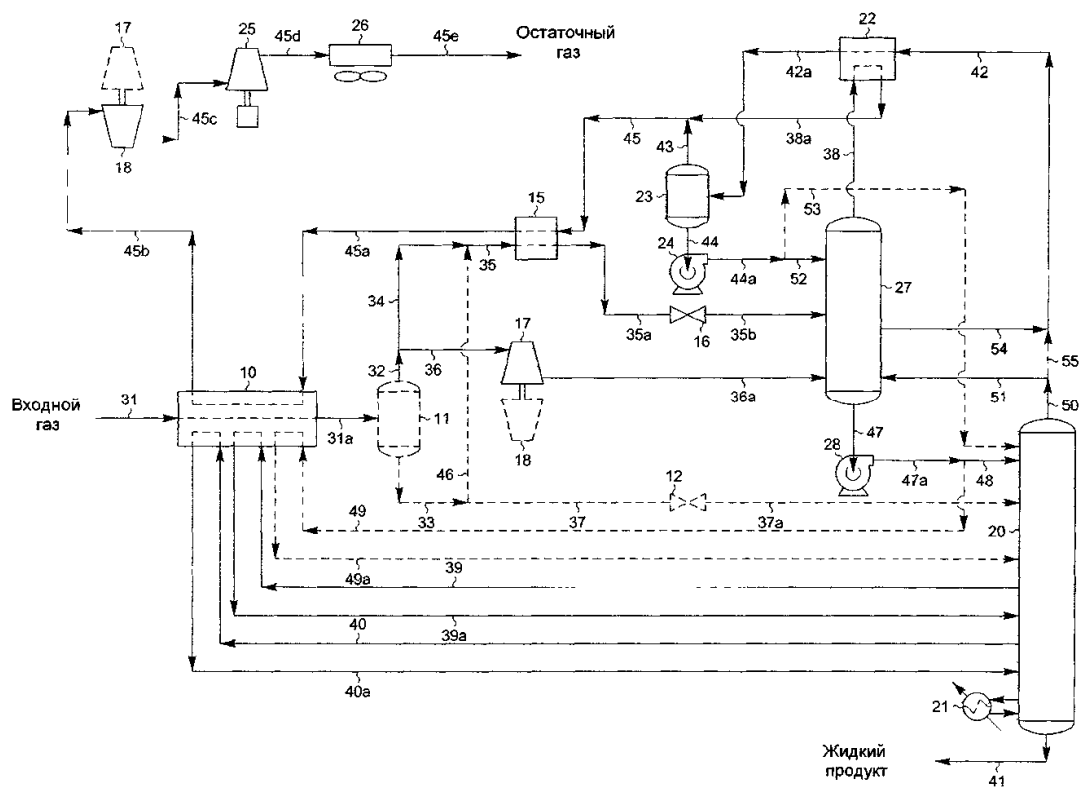




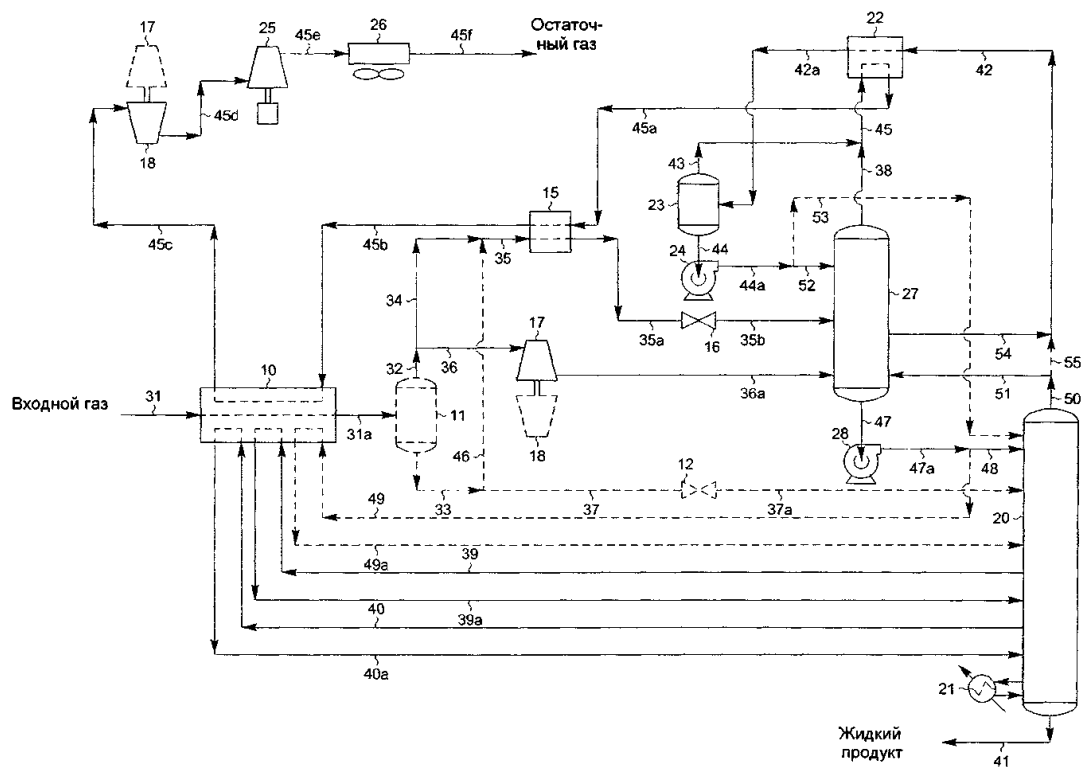
Фиг. 5



Фиг. 6



Фиг. 7



Фиг. 8



Евразийская патентная организация, ЕАПВ

Россия, 109012, Москва, Малый Черкасский пер., 2