

(19)



Евразийское
патентное
ведомство

(11)

022661

(13)

B1

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ

(45) Дата публикации
и выдачи патента: 2016.02.29

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

(21) Номер заявки: 201270004

(22) Дата подачи: 2010.05.03

(54) ПЕРЕРАБОТКА УГЛЕВОДОРОДНОГО ГАЗА

(31) 61/186,361; 12/689,616; 12/717,394;
12/750,862
(32) 2009.06.11; 2010.01.19; 2010.03.04; 2010.03.31
(33) US
(43) 2012.07.30
(86) PCT/US2010/033374
(87) WO 2010/144186 2010.12.16
(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
ОРТЛОФФ ИНДЖИНИРС, ЛТД.;
Эс.Эм.И. ПРОДАКТС ЭлПи (US)

(56) US-A1-20090100862
US-B2-7165423
US-A-4854955
US-A1-20090107175
US-A1-20080271480

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

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

(57) Описываются способ и устройство для извлечения этана, этилена, пропана, пропилена и более тяжелых углеводородных компонентов из потока газообразных углеводородов в компактной перерабатывающей установке. Газовый поток охлаждается и разделяется на первый и второй потоки. Первый поток подвергается дальнейшему охлаждению до практически полной конденсации, затем расширяется при более низком давлении, нагревается, для образования паровой фракции и жидкой фракции. Жидкая фракция подается в верхнюю часть устройства абсорбции, расположенного внутри перерабатывающей установки, в качестве первичного сырья. Второй поток также расширяется при более низком давлении и подается в качестве сырья в нижнюю часть устройства абсорбции; первый поток отгонного пара подается из верхней зоны устройства абсорбции и комбинируется с паровой фракцией для образования объединенного парового потока.

022661

B1

B1

022661

Уровень техники

Данное изобретение относится к способам сепарации газообразных углеводородов. Заявители имеют приоритет согласно главе 35, раздел 119(e) по предварительной заявке США № 61/186361, поданной в июне 2009, Кодекса США. Заявители претендуют на приоритет по главе 35, раздел 119(e) закона США предварительной патентной заявки № 61/186361, поданной 11 июня 2009 г. Заявители также претендуют на приоритет по главе 35, раздел 120 Закона США дополнительной патентной заявки США № 12/750862, поданной 31 марта 2010 г., дополнительной патентной заявки США № 12/717394, поданной 4 марта 2010 г., дополнительной патентной заявки США № 12/689616, поданной 19 января 2010 г., и дополнительной патентной заявки США № 12/372604, поданной 17 февраля 2009 г. Правопреемники S.M.E. Products LP и Ortloff Engineers, Ltd. были сторонами договора по проведению совместных исследований, который вступил в силу до создания данного изобретения.

Такие углеводороды, как этилен, этан, пропилен, пропан, а также более тяжелые, могут извлекаться из различных газов, например из природного, нефтезаводского и синтезированного газа, полученного при переработке других углеводородных материалов, таких как уголь, сырая нефть, бензино-лигроиновая фракция, горючие сланцы, нефтеносные пески и бурый уголь. Природный газ в основном состоит из метана и этана, т.е. молярный процент метана и этана в газе достигает 50%. Газ также содержит относительно малые количества более тяжелых углеводородов, таких как пропан, бутан, пентан и т.п., а также водород, азот, оксид углерода и другие газы.

В настоящем изобретении в основном рассматривается способ извлечения этилена, этана, пропилена, пропана и более тяжелых углеводородов из таких газовых потоков. Газ, пригодный к переработке в соответствии с настоящим изобретением, имеет следующий типовой состав: 90,3 молярных процента (мол.%) метана; 4,0 мол.% этана и других компонентов C_2 ; 1,7 мол.% пропана и других компонентов C_3 ; 0,3 мол.% изобутана; 0,5 мол.% стандартного бутана; 0,8 мол.% пентанов и более тяжелых углеводородов, баланс поддерживается за счет азота и двуокиси углерода. Также иногда отмечается присутствие серосодержащих газов.

Исторически сложившиеся циклические изменения цен как на природный газ, так и на его газоконденсатные (NGL) компоненты временами определяют снижение прироста этана, этилена, пропана, пропилена и более тяжелых компонентов в качестве жидких продуктов. В результате сформировалась потребность в технологических способах, которые могли бы обеспечить более эффективное извлечение данных продуктов, которые обеспечивают высокую эффективности извлечения продукта при более низких капиталовложениях и которые могут легко изменяться с учетом того, какой именно компонент из их большого числа требуется извлекать. К уже известным способам сепарации данных материалов относятся способы, в основе которых лежит охлаждение и сжижение газа, абсорбция масла и абсорбция охлажденного масла. Кроме того, популярность приобрели криогенные способы благодаря наличию экономичного оборудования, вырабатывающего электроэнергию путем направления газа в детандер и одновременно отводящего тепло от перерабатываемого газа. В зависимости от давления источника подачи газа, насыщенности газа (этаном, этиленом и более тяжелыми углеводородными составляющими), а также от нужного конечного продукта, может применяться любой из этих способов или их сочетание.

На сегодняшний день для обработки природного газоконденсата в основном предпочтение отдается способу криогенного расширения, так как он сочетает в себе максимальную простоту, легкость ввода в эксплуатацию, эксплуатационную гибкость, высокую эффективность, безопасность и высокую надежность. В патентах США № 3292380; 4061481; 4140504; 4157904; 4171964; 4185978; 4251249; 4278457; 4519824; 4617039; 4687499; 4689063; 4690702; 4854955; 4869740; 4889545; 5275005; 5555748; 5566554; 5568737; 5771712; 5799507; 5881569; 5890378; 5983664; 6182469; 6578379; 6712880; 6915662; 7191617; 7219513; в заменяющем патенте США № 33408; а также в одновременно находящихся на рассмотрении заявках № 11/430412; 11/839693; 11/971491 и 12/206230 приводится описание соответствующих способов (хотя в описании настоящего изобретения в некоторых случаях используются режимы переработки, отличные от тех, которые описаны в указанных патентах США).

В типовом способе криогенного расширения подаваемый под давлением газ охлаждается путем теплообмена с другими технологическими потоками и/или с внешними источниками охлаждения, такими как система компрессионного охлаждения пропана. По мере охлаждения газа, в одном или более сепараторов происходит конденсация и сбор конденсата, так как конденсат под высоким давлением содержит некоторое количество необходимых компонентов C_2+ . В зависимости от насыщенности газа и количества полученного конденсата, конденсат под высоким давлением может быть подвергнут расширению при более низком давлении и разделению на фракции. Результатом испарения, которое происходит при расширении конденсата, является дальнейшее охлаждение рабочего потока. При определенных условиях может понадобиться предварительное охлаждение конденсата под высоким давлением перед его расширением, с целью дальнейшего снижения температуры в результате расширения. Расширенный рабочий поток, состоящий из смеси конденсата и паров, разделяется на фракции в ректификационной колонне (деметанизаторе или дезанизаторе). Внутри колонны охлаждаемый поток подвергается ректификации с целью сепарации остаточного метана, азота и других летучих газов в виде шлемовых паров, от нужных компонентов C_2 , компонентов C_3 и более тяжелых углеводородных компонентов, которые отводятся сни-

зу колонны в виде жидкого кубового продукта; либо с целью сепарации остаточного метана, компонентов C_2 , азота и других летучих газов в виде шлемовых паров, от нужных компонентов C_3 и более тяжелых углеводородных компонентов, которые отводятся снизу колонны в виде жидкого кубового продукта.

При неполной конденсации сырьевого газа (обычно так и происходит), пары, остающиеся после неполной конденсации, можно разделить на два потока. Одна часть паров направляется через детандер или расширительный клапан в емкость с более низким давлением, где в результате дальнейшего охлаждения рабочего потока происходит дополнительная конденсация жидкости. Давление после расширения фактически равно давлению, под которым работает ректификационная колонна. Паровая и жидкая фазы, полученные в результате расширения, подаются в колонну в качестве сырья.

Оставшиеся пары охлаждаются до полной конденсации путем теплообмена с другими технологическими потоками, например с верхним продуктом колонны холодной ректификации. Перед охлаждением данные пары могут быть смешаны с частью конденсата под высоким давлением или со всем его объемом. Полученный охлажденный поток затем расширяется в соответствующем устройстве, например в расширительном клапане, рабочего давления деметанизатора. В способе расширения часть конденсата испаряется, в результате чего основной рабочий поток охлаждается. Дросселированный испарением поток затем подается в верхнюю часть деметанизатора. Обычно парообразная составляющая дросселированного испарением потока и шлемовые пары из деметанизатора смешиваются в верхней сепараторной секции ректификационной колонны и образуют остаточный синтетический метановый газ. Как вариант, возможна подача охлажденного расширенного рабочего потока в сепаратор, для его разделения на парообразный и жидкий потоки. Парообразный поток смешивается со шлемовыми парами колонны, а конденсат подается в верхнюю часть колонны в качестве жидкого сырья.

В идеальных условиях, при таком способе сепарации остаточный газ, покидающий установку, будет содержать практически весь метан, который был в сырьевом газе, при этом более тяжелые углеводороды и кубовая фракция отгонки, покидающие деметанизатор, не будут содержать метана или более летучих компонентов. На практике, однако, идеальные условия создать не удастся, так как обычный деметанизатор в основном работает в качестве отпарной колонны. Метановый продукт, полученный на выходе способа, следовательно, обычно состоит из паров верхней зоны ректификации колонны, а также паров, не прошедших ректификации. Возникают значительные потери компонентов C_2 , C_3 и C_4^+ , так как жидкое сырье, которое подается в верхнюю часть колонны, содержит достаточное количество указанных и более тяжелых углеводородных компонентов, в результате чего количество компонентов C_2 , компонентов C_3 , компонентов C_4 и более тяжелых углеводородных компонентов практически равно их количеству в паре, который выделяется в верхней зоне ректификации деметанизатора. Потери данных необходимых компонентов можно значительно сократить, если пары, поднимающиеся из зоны ректификации, входили бы в контакт с достаточным количеством конденсата (флегмы), способного поглощать компоненты C_2 , C_3 , C_4 и более тяжелые углеводородные компоненты из пара.

В последние годы предпочтительными являются способы сепарации углеводородов, где для дополнительной ректификации паров в установке предусмотрена верхняя секция абсорбции. Одним из способов создания потока флегмы для верхней ректификационной секции является использование дросселированного испарением полностью конденсированного потока для охлаждения и частичной конденсации шлемовых паров колонны, после чего нагретый резко расширенный поток затем подается в среднюю точку ввода сырья деметанизатора. Жидкий конденсат, образовавшийся из шлемовых паров колонны, отделяется и в качестве сырья подается в верхнюю часть деметанизатора, неконденсированный же пар выводится из установки как остаточный метановый продукт. Нагретый расширенный поток испаряется лишь частично, а поэтому содержит достаточное количество жидкости, которая используется в качестве дополнительного потока флегмы для деметанизатора, с тем чтобы этот поток, поданный в верхнюю часть колонны, обеспечивал ректификацию паров, поступающих из кубовой секции колонны. Примером способа такого типа является способ, описанный в патенте США № 4854955.

В настоящем изобретении применяются новейшие средства реализации различных этапов вышеописанного способа, что позволяет повысить общую эффективность и снизить количество необходимых единиц оборудования. Это достигается путем объединения в одной установке нескольких единиц оборудования, которые ранее были самостоятельными, при этом сокращается площадь, необходимая для размещения технологической установки, а также снижаются капитальные затраты. Неожиданно для себя заявители выявили, что более компактная схема также способствует значительному снижению потребляемой мощности, необходимой для достижения заданного уровня переработки, что в целом повышает технологическую эффективность и снижает стоимость эксплуатации установки. Кроме того, более компактная компоновочная схема позволяет исключить значительную часть трубопроводов, с помощью которых соединялись отдельные единицы оборудования в установках традиционной конструкции, что еще более снижает капитальные затраты и позволяет убрать из конструкции соответствующие фланцевые соединения для подключения трубопроводов. Так как на фланцевых трубных соединениях потенциально возможна утечка углеводородов (которые представляют собой летучие органические соединения (VOC), участвующие в формировании газов, вызывающих парниковый эффект, а также создающие предпосылки для образования дыр в озоновом слое), отказ от данных фланцев в конструкции снижает возможность

выбросов загрязняющих веществ в атмосферу.

В соответствии с настоящим изобретением было установлено, что возможно достижение уровня выделения C_2 более 86%. Аналогично, в тех случаях, где нет необходимости в извлечении компонентов C_2 , степень извлечения компонентов C_3 может достигнуть 99%, при этом компоненты C_2 в потоке остаточного газа практически отсутствуют. Кроме того, настоящее изобретение позволяет обеспечить 100% сепарацию метана (или компонентов C_2) и компонентов, более легких, чем компоненты C_2 (или компоненты C_3), а также более тяжелых компонентов, при более низкой энергоёмкости по сравнению с известным уровнем техники, при этом уровень выделения остается неизменным. Настоящее изобретение (несмотря на то что оно реализуется при более низких давлениях и более высоких температурах) особенно эффективно при переработке сырьевых газов в диапазоне давлений от 400 до 1500 фунт/кв.дюйм абс. [2,758-10,342 кПа(а)] или выше, при режимах, где температура верхнего продукта колонны выделения газоконденсата находится в пределах -50°F [-46°C] или ниже.

Для облегчения понимания сути настоящего изобретения в описании приводятся следующие чертежи и примеры. Ссылки на чертежи:

фиг. 1 и 2 - блок-схемы установок переработки природного газа, выполненных в соответствии с известным уровнем техники, по патенту США № 4854955;

фиг. 3 - блок-схема установки переработки природного газа, выполненного в соответствии с настоящим изобретением;

фиг. 4-6 - блок-схемы, иллюстрирующие альтернативные способы применения настоящего изобретения для обработки потока природного газа.

В последующем описании вышеуказанных чертежей приводятся таблицы с итоговыми данными о расходе газа, рассчитанном для типовых режимов переработки. В таблицах, приведенных в данном документе, значение расхода газа (моль в час) округлено до ближайшего целого числа для удобства восприятия. Значения общего расхода, приведенные в таблицах, учитывают все неуглеводородные компоненты, а следовательно, больше значений суммы расхода углеводородных компонентов. Указанные в таблицах значения температуры являются приблизительными, округленными до градуса. Следует также отметить, что расчеты технологических схем с целью сравнения эффективности отображенных на чертежах способов, основаны на предположении, что между окружающей средой и способом отсутствует утечка тепла (в обоих направлениях). Качество изолирующих материалов, представленных на рынке, позволяет считать такое предположение обоснованным, при том, что специалисты с соответствующим уровнем технической подготовки обычно используют его в своих расчетах.

Для удобства восприятия технологические параметры указаны как в традиционных британских единицах измерения, так и в единицах измерения Международной системы единиц (СИ). Молярный расход газа, указанный в таблицах, может выражаться либо как фунт-моль в час, либо как килограмм-моль в час. Потребляемая энергия, выраженная в лошадиных силах (л.с.) и/или в тысячах британских тепловых единиц в час (МБТЕ/ч), соответствует указанному молярному расходу, выраженному в фунт-молях в час. Потребляемая энергия, выраженная в киловаттах (кВт), соответствует указанному молярному потоку, выраженному в килограмм-молях в час.

Описание известного уровня техники

На фиг. 1 представлена блок-схема технологического способа, где показано устройство перерабатывающей установки, предназначенной для выделения компонентов C_2+ из природного газа, реализованная на базе известных технических решений, в соответствии с патентом США № 4854955. По данной схеме моделирования способа входящий газ поступает в установку при температуре 110°F [43°C] и давлении 915 фунт/кв.дюйм абс. [6,307 кПа(а)] в виде потока 31. Если входящий газ содержит сернистые соединения в концентрации, нарушающей требования к составу рабочего потока, они удаляются из входящего газа с помощью соответствующей установки предварительной обработки (на схеме не показана). Кроме того, сырьевой поток обычно подвергается дегидрации с целью предотвращения образования гидрата (льда) на режимах криогенной обработки. В этих целях обычно применяется твердый адсорбент.

Сырьевой поток 31 разделяется на два потока 32 и 33. Поток 32 охлаждается до температуры -34°F [-37°C] в теплообменнике 10 за счет теплового обмена с холодным остаточным газовым потоком 42а; поток 33 охлаждается до температуры -13°F [-25°C] в теплообменнике 11 за счет теплового обмена с жидким конденсатом ребойлера деметанизатора, имеющим температуру 52°F [11°C] (поток 45) и с побочным жидким конденсатом ребойлера, имеющим температуру -49°F [-45°C] (поток 44). Потоки 32а и 33а рекомбинируются и образуют поток 31а, который поступает в сепаратор 12 при температуре -28°F [-33°C] и давлении 893 фунт/кв.дюйм абс. [6155 кПа(а)], где пар (поток 34) отделяется от жидкого конденсата (поток 35).

Пар (поток 34) из сепаратора 12 разделяется на два потока - поток 36 и 39. Поток 36, содержащий около 27% общего объема паров, смешивается с концентратом в сепараторе (поток 35), а полученный поток 38 пропускается через теплообменник 13, где отбор тепла производится за счет взаимодействия с потоком холодного остаточного газа 42, где происходит охлаждение рабочего потока до полной его конденсации. Полученный конденсированный поток 38а при температуре -135°F [-93°C] затем подвергается быстрому испарению через расширительный клапан 14 до давления, немного превышающего рабочее

давление (приблизительно 396 фунт/кв.дюйм абс. [2730 кПа(a)]) ректификационной колонны 18. В способе расширения часть потока испаряется, в результате чего основной рабочий поток охлаждается. В технологическом способе, который проиллюстрирован на фиг. 1, расширенный поток 38b после расширительного клапана 14 достигает температуры -138°F [-94°C], а затем подается в теплообменник 20. В теплообменнике 20 дросселированный испарением поток нагревается и частично испаряется, тем самым обеспечивая охлаждение и частичную конденсацию шлемового потока колонны 41, а нагретый поток 38с, имеющий температуру -139°F [-95°C], затем подается в ректификационную колонну 18 в верхней средней точке питания колонны (следует отметить, что температура потока 38b/38с при его нагреве незначительно снижается, это происходит из-за падения давления в теплообменнике 20 и как следствие испарения некоторого количества жидкого метана, содержащегося в потоке).

Оставшиеся 73% объема пара из сепаратора 12 (поток 39) подаются в рабочий детандер 15, где энергия этой части сырья, находящейся под высоким давлением, превращается в механическую. В детандере 15 пар подвергается изэнтропическому расширению до рабочего давления колонны, при этом расширенный поток 39а охлаждается до температуры приблизительно -95°F [-71°C]. Типовые детандеры, представленные на рынке, позволяют выделить порядка 80-85% технологического сырья, теоретически доступного при идеальном изэнтропическом расширении. Выделенная энергия часто применяется для приведения в движение центробежного компрессора (такого как элемент 16), который, к примеру, может применяться для повторного сжатия нагретого остаточного газа (поток 42b). Частично конденсированный расширенный поток 39а затем в качестве сырья подается в ректификационную колонну 18 в средней ее точке питания.

Шлемовый пар колонны (поток 41) отводится из верхней части деметанизатора 18 и охлаждается с -136°F [-93°C] до -138°F [-94°C], а затем частично конденсируется (поток 41а) в теплообменнике 20 за счет теплового обмена с дросселированным испарением и полностью конденсированным потоком 38b, как описано ранее. Рабочее давление в сепараторе потока флегмы 21 (391 фунт/кв.дюйм [2696 кПа(a)]) поддерживается на уровне немного ниже рабочего давления деметанизатора 18. Это обеспечивает наличие движущей силы, которая заставляет поток шлемового пара 41 протекать через теплообменник 20, а оттуда в сепаратор потока флегмы 21, где конденсированная жидкость (поток 43) отделяется от неконденсированного пара (поток 42). Поток конденсата 43 из сепаратора потока флегмы 21 с помощью насоса 22 нагнетается под давлением чуть выше рабочего давления деметанизатора 18, а затем поток 43а в качестве холодного сырья (потока флегмы) подается в верхнюю часть деметанизатора 18. Данный поток флегмы, состоящий из холодного конденсата, поглощает и конденсирует компоненты C_2 , C_3 и более тяжелые компоненты из паров, поднимающихся в верхнюю зону секции абсорбции 18а колонны деметанизации 18.

Деметанизатор в колонне 18 представляет собой обычную ректификационную колонну, в которой установлено несколько лотков с интервалами между ними, одной или более насадок, либо комбинация лотков и насадок. Как часто бывает в случае с установками переработки природного газа, колонна деметанизации состоит из двух секций: верхней секции абсорбции (ректификации) 18а, где размещены лотки и/или насадки, обеспечивающие необходимый контакт между парообразной частью расширенного потока 39а, которая поднимается вверх, а охлажденный конденсат стекает вниз, где поглощает компоненты C_2 , C_3 и более тяжелые компоненты; и кубовой отпарной (деметанизационной) секции 18b, где размещены лотки и/или насадки, обеспечивающие необходимый контакт между конденсатом, стекающим вниз и парами, поднимающимися вверх. В секции деметанизации 18b также установлены ребойлеры (такие как ребойлер и боковой ребойлер, описанные ранее), где производится нагрев и испарение части конденсата, стекающего в кубовую часть колонны, чтобы образовывать отбензиненный пар, поднимающийся вверх колонны для отгонки жидкого продукта (поток 46), метана и более легких компонентов. Поток жидкого продукта 46 покидает кубовую часть колонны при температуре 77°F [25°C], на основе типовых требований к соотношению метана и этана, равному 0,010:1, исходя из массы кубового продукта.

Парообразный поток 42 от сепаратора потока флегмы 21 представляет собой поток холодного остаточного газа. Он движется навстречу поступающему сырьевому газу в теплообменнике 13, где он нагревается до -54°F [-48°C] (поток 42а), а также в теплообменнике 10, где он нагревается до 98°F [37°C] (поток 42b), тем самым обеспечивая попутное охлаждение, как было описано ранее. Затем остаточный газ подвергается вторичному сжатию в два этапа. Первый этап - это компрессор 16, который приводится в движение детандером 15. Второй этап - это компрессор 23, который приводится в движение от дополнительного источника энергии; здесь остаточный газ (поток 42d) сжимается до давления в трубопроводе сбыта. После охлаждения до 110°F [43°C] в выпускном охладителе 24, остаточный газ (поток 42е) поступает в трубопровод сбыта под давлением 915 фунт/кв.дюйм абс. [6307 кПа(a)], которое является достаточным для соответствия требованиям по давлению в трубопроводе (обычно это входное давление).

Краткие данные по расходу и энергопотреблению для способа, показанного на фиг. 1, приводятся в следующей таблице.

Таблица I (фиг. 1)

Поток	Данные по расходу - фунт-моль/ч [кг-моль/ч]				Всего
	Метан	Этан	Пропан	Бутаны+	
31	12398	546	233	229	13726
32	8431	371	159	156	9334
33	3967	175	74	73	4392
34	12195	501	179	77	13261
35	203	45	54	152	465
36	3317	136	49	21	3607
38	3520	181	103	173	4072
39	8878	365	130	56	9654
41	12449	86	7	1	12788
43	60	4	2	1	69
42	12389	82	5	0	12719
46	9	464	228	229	1007
<u>Выделенные компоненты*</u>					
Этан			84,99%		
Пропан			97,74%		
Бутаны+			99,83%		
<u>Мощность</u>					
Сжатие остаточного газа		5,505 л.с.		[9,050 кВт]	

* (На основе неокругленных значений расхода)

На фиг. 2 представлена блок-схема способа, демонстрирующая один из способов того, как конструкцию перерабатывающей установки, показанную на фиг. 1, можно приспособить для работы с более низким уровнем извлечения компонентов C_2 . Это требование обычно для ситуаций, при которых соотношение природного газа и жидких углеводородов является непостоянным, в результате чего в некоторые моменты извлечение компонентов C_2 является нерентабельным. Способ, схема которого приведена на фиг. 2, применяется для обработки сырьевого газа с таким же составом и характеристиками, как те, что были ранее описаны для схемы на фиг. 1. Однако при моделировании способа по схеме на фиг. 2, технологические режимы работы были подобраны таким образом, чтобы выделять практически все компоненты C_2 в остаточный газ, а не извлекать их и конденсировать в виде жидкого кубового продукта ректификационной колонны.

В соответствии с данным смоделированным способом входной газ попадает в установку, имея температуру 110°F [43°C] и при давлении 915 фунт/кв.дюйм абс. [6307 кПа(a)] в виде потока 31, и охлаждается в теплообменнике 10 за счет теплового обмена с потоком холодного остаточного газа 42а. Охлажденный поток 31а подается в сепаратор 12 при температуре 15°F [-9°C] и давлении 900 фунт/кв.дюйм абс. [6203 кПа(a)], где пар (поток 34) отделяется от конденсированной жидкости (поток 35).

Пар (поток 34) из сепаратора 12 разделяется на два потока - поток 36 и 39. Поток 36, содержащий около 28% общего объема паров, смешивается с концентратом в сепараторе (поток 35), а полученный поток 38 пропускается через теплообменник 13, где отбор тепла производится за счет взаимодействия с потоком холодного остаточного газа 42, где происходит охлаждение рабочего потока до полной его конденсации. Полученный конденсированный поток 38а при температуре -114°F [-81°C] затем подвергается быстрому испарению через расширительный клапан 14 до давления, немного превышающего рабочее давление (приблизительно 400 фунт/кв.дюйм абс. [2758 кПа(a)]) ректификационной колонны 18. В способе расширения часть потока испаряется, в результате чего основной рабочий поток охлаждается. В технологическом способе, который проиллюстрирован на фиг. 2, расширенный поток 38b после расширительного клапана 14 достигает температуры -137°F [-94°C], а затем подается в теплообменник 20. В теплообменнике 20 дросселированный испарением поток нагревается и частично испаряется, тем самым обеспечивая охлаждение и частичную конденсацию шлемового потока колонны 41, а нагретый поток 38с, имеющий температуру -107°F [-77°C], затем подается в ректификационную колонну 18 в верхней средней точке питания колонны.

Оставшиеся 72% объема пара из сепаратора 12 (поток 39) подаются в рабочий детандер 15, где энергия этой части сырья, находящейся под высоким давлением, превращается в механическую. В детандере 15 пар подвергается полному изоэнтропическому расширению до рабочего давления колонны, при этом расширенный поток 39а охлаждается до температуры приблизительно -58°F [-50°C], после чего в качестве сырья подается в ректификационную колонну 18 в кубовой точке ее средней части.

Шлемовый пар колонны (поток 41) отводится из верхней части деэтанализатора 18 и охлаждается с -102°F [-74°C] до -117°F [-83°C], а затем частично конденсируется (поток 41a) в теплообменнике 20 за счет теплового обмена с дросселированным испарением и полностью конденсированным потоком 38b, как описано ранее. Частично конденсированный поток 41a подается в сепаратор потока флегмы 21, работающий под давлением 395 фунт/кв.дюйм абс. [2723 кПа(a)], где конденсированная жидкость (поток 43) отделяется от неконденсированного пара (поток 42). Поток конденсата 43 из сепаратора потока флегмы 21 с помощью насоса 22 нагнетается под давлением чуть выше рабочего давления деэтанализатора 18, а затем поток 43a в качестве холодного сырья (потока флегмы) подается в верхнюю часть деэтанализатора 18.

Поток жидкого продукта 46 покидает кубовую часть колонны при температуре 223°F [106°C], на основе типовых требований к соотношению этана и пропана, равному 0,050:1, исходя из молярной массы в кубовом продукте. Холодный остаточный газ (парообразный поток 42 от сепаратора потока флегмы 21) движется навстречу поступающему сырьевому газу в теплообменнике 13, где он нагревается до -25°F [-31°C] (поток 42a) и в теплообменнике 10, где он нагревается 105°F [41°C] (поток 42b), попутно обеспечивая охлаждение рабочего потока, как было описано ранее. Затем остаточный газ подвергается повторному сжатию в два этапа: в компрессоре 16, который приводится в действие детандером 15, и в компрессоре 23, который приводится в действие дополнительным источником энергии. После охлаждения потока 42d до температуры 110°F [43°C] в выпускном охладителе 24, остаточный газовый продукт (поток 42e) под давлением 915 фунт/кв.дюйм абс. [6307 кПа(a)] поступает в трубопровод сбыта.

Краткие данные по расходу и энергопотреблению для способа, показанного на фиг. 2, приводятся в следующей таблице.

Таблица II (фиг. 2)

Данные по расходу - фунт-моль/ч [кг-моль/ч]					
Поток	Метан	Этан	Пропан	Бутаны+	Всего
31	12398	546	233	229	13726
34	12332	532	215	128	13523
35	66	14	18	101	203
36	3502	151	61	36	3841
38	3568	165	79	137	4044
39	8830	381	154	92	9682
41	13441	1033	7	0	14877
43	1043	498	6	0	1624
42	12398	535	1	0	13253
46	0	11	232	229	473

Выделенные компоненты*

Пропан 99,50%

Бутаны+ 100,00%

Мощность

Сжатие остаточного газа 5,595 л.с. [9,198 кВт]

* (На основе неокругленных значений расхода)

Подробное описание изобретения**Пример 1.**

На фиг. 3 приводится блок-схема способа в соответствии с настоящим изобретением. Состав и характеристики сырьевого газа, принятые во внимание в способе, изображенном на фиг. 3, аналогичны таким же показателям, как и на фиг. 1. Соответственно, способ, изображенный на фиг. 3, можно сравнить со способом на фиг. 1, с целью наглядной демонстрации преимуществ настоящего изобретения.

При моделировании способа по схеме, показанной на фиг. 3, входящий газ поступает в установку в виде потока 31, который делится еще на два потока: поток 32 и поток 33. Первый поток, поток 32, поступает в теплообменное устройство в верхней части охлаждающей секции сырья 118a, которая расположена внутри перерабатывающей установки 118. В качестве теплообменного устройства может применяться теплообменник из оребренных труб, пластинчатый теплообменник, паянный алюминиевый теплообменник либо теплообменное приспособление иного типа, в том числе многоходовые и/или многофункциональные теплообменники. Теплообменное устройство предназначено для обеспечения теплового обмена между потоком 32, протекающем по одному ходу теплообменника, и потоком отгонного пара, поднимающимся из ректификационной секции 118b, расположенной внутри перерабатывающей установки 118, который нагревается в теплообменнике кубовой части секции охлаждения сырья 118a. Поток 32 охлаждается, при этом продолжается этот нагрев потока отгонного пара, и поток 32a покидает теплообменное устройство, имея температуру -29°F [-34°C].

Вторая часть потока, поток 33, поступает в устройство тепломассообмена в отпарной секции 118d, которая находится внутри перерабатывающей установки 118. В качестве устройства тепломассообмена может применяться теплообменник из оребренных труб, пластинчатый теплообменник, паянный алюминиевый теплообменник либо теплообменное приспособление иного типа, в том числе многоходовые и/или многофункциональные теплообменники. Устройство тепломассообмена предназначено для обеспечения теплового обмена между потоком 33, протекающим по одному ходу устройства тепломассообмена, и потоком отгонного конденсата, стекающим вниз из устройства абсорбции, установленного выше устройства тепломассообмена в отпарной секции 118d, при этом поток 33 охлаждается, попутно нагревая поток отгонного конденсата; перед тем, как покинуть устройство тепломассообмена, поток 33а охлаждается до температуры -10°F [-23°C]. По мере нагрева потока отгонного конденсата, часть его испаряется и образует отбензиненные пары, которые поднимаются вверх, пока оставшийся жидкий конденсат продолжает стекать вниз через устройство тепломассообмена. Устройство тепломассообмена обеспечивает непрерывный контакт отбензиненных паров и потоком отгонного конденсата, тем самым поддерживая массообмен между парообразной и жидкой фазами и освобождая поток жидкого продукта 46 от метана и более легких компонентов.

Потоки 32а и 33а рекомбинируются в первом комбинирующем устройстве и образуют поток 31а, который поступает в секцию сепарации 118е, находящуюся внутри перерабатывающей установки 118, при температуре -23°F [-31°C] и давлении 900 фунт/кв.дюйм абс. [6203 кПа(а)], после чего пар (поток 34) отделяется от жидкого конденсата (поток 35). Секция сепарации 118е отделена от отпарной секции 118d внутренней перегородкой или другими средствами, с тем чтобы обеспечить возможность работы двух этих секций внутри перерабатывающей установки 118 при разных давлениях.

Пар (поток 34) из секции сепарации 118е разделяется на два потока: поток 36 и поток 39. Поток 36, содержащий около 29% пара от общего его объема, смешивается с отделенным в сепараторе конденсатом (поток 35, через поток 37), и полученный поток 38 направляется в теплообменное устройство, расположенное в кубовой части секции охлаждения сырья 118а внутри перерабатывающей установки 118. В качестве теплообменного устройства может также применяться теплообменник из оребренных труб, пластинчатый теплообменник, паянный алюминиевый теплообменник либо теплообменное приспособление иного типа, в том числе многоходовые и/или многофункциональные теплообменники. Теплообменное устройство предназначено для обеспечения теплового обмена между потоком 38, протекающим через один ход теплообменного устройства, и потоком отгонного пара, поднимающимся из ректификационной секции 118b внутри перерабатывающей установки 118, так что поток 38 охлаждается до полной конденсации, при этом нагревая поток отгонного пара.

Полученный конденсированный поток 38а при температуре -135°F [-93°C], затем подвергается быстрому испарению через расширительный клапан 14 до давления, несколько превышающего рабочее давление (приблизительно 388 фунт/кв.дюйм абс. [2675 кПа(а)]) ректификационной секции 118b и секции абсорбции 118с (устройства абсорбции), расположенных внутри перерабатывающей установки 118. В способе расширения часть потока может испаряться, в результате чего основной рабочий поток охлаждается. В технологическом способе, который проиллюстрирован на фиг. 3, расширенный поток 38b после расширительного клапана 14 достигает температуры -139°F [-95°C], а затем подается в устройство тепломассообмена, расположенное внутри ректификационной секции 118b. В качестве устройства тепломассообмена может применяться теплообменник из оребренных труб, пластинчатый теплообменник, паянный алюминиевый теплообменник либо теплообменное приспособление иного типа, в том числе многоходовые и/или многофункциональные теплообменники. Устройство тепломассообмена предназначено для обеспечения теплового обмена между потоком отгонного пара, поднимающимся из секции абсорбции 118с вверх по одному ходу устройства тепломассообмена, и расширенным потоком 38b, движущимся вниз, при этом поток отгонного пара охлаждается, попутно нагревая расширенный поток. По мере охлаждения потока отгонного пара, некоторая его часть конденсируется и стекает вниз, а оставшийся отгонный пар продолжает подниматься вверх через устройство тепломассообмена. Устройство тепломассообмена обеспечивает непрерывный контакт между конденсированной жидкостью и отгонным паром, при этом оно также поддерживает массообмен между парообразной и жидкой фазами, таким образом, обеспечивая ректификацию отгонного пара. Конденсированная жидкость накапливается в кубовой части устройства тепломассообмена, откуда она направляется в секцию абсорбции 118с.

Дросселированный испарением поток 38b частично переходит в парообразную фазу, попутно обеспечивая охлаждение и частичную конденсацию потока отгонного пара, и покидает устройство тепломассообмена в ректификационной секции 118b, имея температуру -140°F [-96°C] (следует отметить, что температура потока 38b при его нагреве незначительно снижается, это происходит из-за падения давления в устройстве тепломассообмена и как следствие - испарения некоторого количества жидкого метана, содержащегося в потоке). Прогретый дросселированный испарением поток разделяется на парообразную и жидкую фазы; парообразная фаза смешивается с паром, поднимающимся из секции абсорбции 118с, в результате чего образуется поток отгонного пара, который поступает в устройство тепломассообмена в ректификационной секции 118b, как было описано ранее. Жидкая фаза в качестве первичного сырья направляется в верхнюю зону секции абсорбции 118с, где соединяется с жидкостью, конденсировавшейся

из потока отгонного пара в ректификационной секции 118b.

Оставшиеся 71% объема пара из секции сепарации 118e (поток 39) подаются в рабочий детандер 15, где энергия этой части сырья, находящейся под высоким давлением, превращается в механическую. В детандере 15 пар подвергается изоэнтропическому расширению до рабочего давления секции абсорбции 118с, при этом расширенный поток 39а охлаждается до температуры приблизительно -93°F [-70°C]. Частично конденсированный расширенный поток 39а затем в качестве сырья подается в кубовую зону секции абсорбции 118с, расположенной внутри перерабатывающей установки 118, где он контактирует с конденсатом, поступающим в верхнюю зону секции абсорбции 118с.

В секции абсорбции 118с и в отпарной секции 118d установлены абсорбирующие устройства, которые состоят из нескольких лотков с зазорами между ними, одной или нескольких насадок, либо комбинации лотков и насадок. Лотки и/или насадки в секции абсорбции 118с и в отпарной секции 118d обеспечивают необходимый контакт между парами, поднимающимися вверх, и холодным конденсатом, стекающим вниз. Жидкая составляющая расширенного потока 39а смешивается с жидким конденсатом, стекающим вниз из секции абсорбции 118с, и смешанный конденсат поступает в устройство сбора конденсата, расположенное в перерабатывающей установке и стекает в отпарную секцию 118d. Пары, поднимающиеся из отпарной секции 118d, смешиваются с парами от расширенного потока 39а и далее поднимаются в секцию абсорбции 118с, где они контактируют с холодным конденсатом, стекающим вниз, для конденсации и абсорбции компонентов C₂, компонентов C₃ и более тяжелых компонентов, содержащихся в этих парах. Пары (первый поток отгонного пара), поднимающиеся из секции абсорбции 118с, собирают в паросборном устройстве, смешивают с паром от прогретого расширенного потока 38b с образованием объединенного потока пара, который поднимается вверх, в ректификационную секцию 118b, где он охлаждается и подвергается ректификации с целью удаления из него основной части компонентов C₂, C₃ и более тяжелых углеводородов, оставшихся в этих парах, как было описано выше. Жидкая составляющая прогретого расширенного потока 38b смешивается с жидким конденсатом (вторичным сырьем), стекающим вниз из ректификационной секции 118b, и смешанный конденсат продолжает стекать в секцию абсорбции 118с. Также в секции абсорбции установлено устройство управления, предназначенное для регулирования количества и температуры указанных сырьевых потоков, направляемых в устройство абсорбции, для поддержания температуры в указанной верхней части устройства абсорбции на уровне, при котором из потока извлекается основная часть компонентов в указанную относительно менее летучую фракцию.

Отгонный конденсат, стекающий вниз из устройства теплообмена в отпарной секции 118d, находящейся внутри перерабатывающей установки 118, освобождается от метана и более легких компонентов. Полученный жидкий продукт (поток 46) удаляется из кубовой части отпарной секции 118d и покидает перерабатывающую установку 118 при температуре 73°F [23°C]. Второй поток отгонного пара, поднимающийся из ректификационной секции 118b, подогревается в секции охлаждения сырья 118а, при этом обеспечивая охлаждение потоков 32 и 38, как описано ранее, а полученный поток остаточного газа 42 покидает перерабатывающую установку 118 при температуре 99°F [37°C]. Затем остаточный газ подвергается повторному сжатию в два этапа: в компрессоре 16, который приводится в действие детандером 15, и в компрессоре 23, который приводится в действие дополнительным источником энергии. После охлаждения потока 42b до температуры 110°F [43°C] в выпускном охладителе 24, остаточный газовый продукт (поток 42с) под давлением 915 фунт/кв.дюйм абс. [6307 кПа(а)] поступает в трубопровод сбыта. Краткие данные по расходу и энергопотреблению для способа, показанного на фиг. 3, приводятся в следующей таблице.

Таблица III (фиг. 3)

Поток	Данные по расходу - фунт-моль/ч [кг-моль/ч]				
	Метан	Этан	Пропан	Бутаны+	Всего
31	12398	546	233	229	13726
32	8431	371	159	156	9334
33	3967	175	74	73	4392
34	12221	507	186	83	13308
35	177	39	47	146	418
36	3544	147	54	24	3859
37	177	39	47	146	418
38	3721	186	101	170	4277
39	8677	360	132	59	9449
42	12389	73	5	0	12700
46	9	473	228	229	1026

Выделенные компоненты*

Этан	86,66%
Пропан	98,01%
Бутаны+	99,81%

Мощность

Сжатие остаточного газа	5,299 л.с	[8,711 кВт]
-------------------------	-----------	-------------

* (На основе неокругленных значений расхода)

Сравнение табл. I и III показывает, что, по сравнению с известным уровнем техники, настоящее изобретение может повысить уровень извлечения этана с 84,99 до 86,66%, а уровень извлечения пропана - с 97,74 до 98,01%; степень извлечения бутанов и более тяжелых углеводородов остается практически на том же уровне (99,81% против 99,83% для известного уровня техники). Дальнейшее сравнение показателей в табл. I и III показывает, что тот же объем готового продукта был получен при гораздо меньших энергозатратах, чем в установке, собранной с применением известных технических решений. Что касается эффективности извлечения продукта (которая определяется количеством этана, извлеченного на единицу мощности), настоящее изобретение примерно на 6% экономичнее способа с применением известных технических решений, показанного на фиг. 1.

Повышение эффективности извлечения продукта, обеспечиваемое настоящим изобретением по сравнению с способом на базе известных технических решений (фиг. 1) в основном связано с тремя факторами. Во-первых, компактная компоновка теплообменных устройств в секции охлаждения сырья 118a и в ректификационной секции 118b перерабатывающей установки 118 исключает перепад давления, происходящий вследствие наличия соединительных трубопроводов в обычной перерабатывающей установке. Как результат, в установке, выполненной в соответствии с настоящим изобретением, остаточный газ, поступающий в компрессор 16, находится под более высоким давлением, чем газ в установке, собранной с применением уже известных технических решений; как следствие, остаточный газ поступает в компрессор 23 под значительно более высоким давлением, снижая таким образом количество энергии, необходимой для доведения давления остаточного газа до уровня давления в трубопроводе.

Во-вторых, применение устройства тепломассообмена в отпарной секции 118d для одновременного нагрева отгонного конденсата, покидающего устройство абсорбции в отпарной секции 118d, при этом полученный пар имеет возможность контактировать с конденсатом и освобождать из него летучие компоненты, что более эффективно по сравнению с применением обычной ректификационной колонны с внешними ребойлерами. Летучие компоненты освобождаются из жидкого конденсата постоянно, тем самым их концентрация в отбензиненных парах снижается гораздо быстрее, что повышает эффективность отгонки легких фракций для настоящего изобретения.

В-третьих, применение устройства тепломассообмена в ректификационной секции 118b для одновременного охлаждения потока отгонного пара, поднимающегося от секции абсорбции 118c при этом конденсация более тяжелых углеводородных компонентов из потока отгонного пара обеспечивает более высокую эффективность ректификации, чем по схеме с применением потока флегмы в обычной ректификационной колонне. Как результат, по сравнению со способом на фиг. 1, где используются известные технические решения, из потока отгонного пара извлекается большее количество компонентов C₂, C₃ и более тяжелых углеводородных компонентов, что возможно благодаря охлаждению за счет расширенного потока 38b.

Помимо повышения эффективности переработки, настоящее изобретение, по сравнению с установками текущего уровня техники, имеет еще два преимущества. Во-первых, компактная конструкция перерабатывающей установки 118 настоящего изобретения заменяет восемь отдельных единиц оборудования, применяющихся в традиционной схеме (теплообменники 10, 11, 13 и 20, сепаратор 12, сепаратор потока флегмы 21, насос орошения 22 и ректификационная колонна 18 на фиг. 1) одной единицей (перерабатывающей установкой 118 на фиг. 3). При этом уменьшается площадь, необходимая для размещения установки, упраздняются соединительные трубопроводы, а также сокращается потребляемая мощность за счет отсутствия насоса орошения, что ведет к снижению капитальных затрат и стоимости эксплуатации перерабатывающей установки, построенной по схеме настоящего изобретения, по сравнению с установкой, построенной с применением уже известных технических решений. Во-вторых, исключение из конструкции соединительных трубопроводов означает, что перерабатывающую установку, построенную по схеме настоящего изобретения, имеет гораздо меньше фланцевых соединений по сравнению с установкой, построенной с применением уже известных технических решений, что снижает количество потенциальных мест появления течей в такой установке. Углеводороды представляют собой летучие органические соединения (VOC), некоторые из которых классифицируются как газы, вызывающие парниковый эффект, а некоторые могут создавать предпосылки для образования дыр в озоновом слое; это означает, что настоящее изобретение снижает возможность выбросов, загрязняющих атмосферу.

Пример 2.

В тех случаях, где требуется снизить уровень извлечения компонентов C₂ (например, уже описан-

ный способ по схеме фиг. 2 с использованием известных технических решений), настоящее изобретение обладает значительными преимуществами по сравнению со способом известного уровня техники, схема которого приводится на фиг. 2. Для способа, показанного на фиг. 3, возможно изменение режимов эксплуатации, как это проиллюстрировано на фиг. 4, с целью снижения уровня содержания этана в жидком продукте, получаемом в настоящем изобретении, до такого же уровня, который получается в установке, собранной по схеме Фиг. 2, с применением известных технических решений. Состав и характеристики сырьевого газа, принятые во внимание в способе, изображенном на фиг. 4, аналогичны таким же показателям, как и на фиг. 2. Соответственно, способ, изображенный на фиг. 4, можно сравнить со способом на фиг. 2, с целью наглядной демонстрации преимуществ настоящего изобретения.

При моделировании способа по схеме, приведенной на фиг. 4, поток входного газа 31, поступает в теплообменное устройство в верхней части охлаждающей секции сырья 118а, которая расположена внутри перерабатывающей установки 118. Теплообменное устройство предназначено для обеспечения теплового обмена между потоком 31, протекающим по одному ходу теплообменника, и потоком отгонного пара, поднимающимся из ректификационной секции 118b, расположенной внутри перерабатывающей установки 118, который нагревается в теплообменнике кубовой части секции охлаждения сырья 118а. Поток 31 охлаждается, попутно нагревая поток отгонного пара, при этом поток 31а покидает теплообменное устройство, после чего попадает в секцию сепарации 118е, находящуюся внутри перерабатывающей установки 118, при температуре 15°F [-9°C] и под давлением 900 фунт/кв.дюйм абс. [6203 кПа(а)], после чего пар (поток 34) отделяется от жидкого конденсата (поток 35).

Пар (поток 34) из секции сепарации 118е разделяется на два потока: поток 36 и поток 39. Поток 36, содержащий около 28% пара от общего его объема, смешивается с отделенным в сепараторе конденсатом (поток 35, через поток 37), и полученный поток 38 направляется в теплообменное устройство, расположенное в кубовой части секции охлаждения сырья 118а внутри перерабатывающей установки 118. Теплообменное устройство предназначено для обеспечения теплового обмена между потоком 38, протекающим через один ход теплообменного устройства, и потоком отгонного пара, поднимающимся из ректификационной секции 118b внутри перерабатывающей установки 118, так что поток 38 охлаждается до полной конденсации, при этом нагревая поток отгонного пара.

Полученный конденсированный поток 38а при температуре -114°F [-81°C], затем подвергается быстрому испарению через расширительный клапан 14 до давления, несколько превышающего рабочее давление (приблизительно 393 фунт/кв.дюйм абс. [2710 кПа(а)]) ректификационной секции 118b и секции абсорбции 118с, расположенных внутри перерабатывающей установки 118. В способе расширения часть потока может испаряться, в результате чего основной рабочий поток охлаждается. В технологическом способе, который проиллюстрирован на фиг. 4, расширенный поток 38b после расширительного клапана 14 достигает температуры -138°F [-94°C], а затем подается в устройство тепломассообмена, расположенное внутри ректификационной секции 118b. Устройство тепломассообмена предназначено для обеспечения теплового обмена между потоком отгонного пара, поднимающимся из секции абсорбции 118с вверх по одному ходу устройства тепломассообмена, и расширенным потоком 38b, движущимся вниз, при этом поток отгонного пара охлаждается, попутно нагревая расширенный поток. По мере охлаждения потока отгонного пара, некоторая его часть конденсируется и стекает вниз, а оставшийся отгонный пар продолжает подниматься вверх через устройство тепломассообмена. Устройство тепломассообмена обеспечивает непрерывный контакт между конденсированной жидкостью и отгонным паром, при этом оно также поддерживает массообмен между парообразной и жидкой фазами, таким образом, обеспечивая ректификацию отгонного пара. Конденсированная жидкость накапливается в кубовой части устройства тепломассообмена, откуда она направляется в секцию абсорбции 118с.

Дросселированный испарением поток 38b частично переходит в парообразную фазу, попутно обеспечивая охлаждение и частичную конденсацию потока отгонного пара, и покидает устройство тепломассообмена в ректификационной секции 118b при температуре -104°F [-75°C], разделяясь на парообразную и жидкую фазы. Парообразная фаза смешивается с паром, поднимающимся из секции абсорбции 118с, образуя поток отгонного пара, который поступает в устройство тепломассообмена в ректификационной секции 118b, как было описано ранее. Жидкая фаза направляется в верхнюю зону секции абсорбции 118с, где соединяется с жидкостью, конденсировавшейся из потока отгонного пара в ректификационной секции 118b.

Оставшиеся 72% объема пара из секции сепарации 118е (поток 39) подаются в рабочий детандер 15, где энергия этой части сырья, находящейся под высоким давлением, превращается в механическую. В детандере 15 пар подвергается изоэнтропическому расширению до рабочего давления секции абсорбции 118с, при этом расширенный поток 39а охлаждается до температуры приблизительно -60°F [-51°C]. Частично конденсированный расширенный поток 39а затем в качестве сырья подается в кубовую зону секции абсорбции 118с, расположенной внутри перерабатывающей установки 118, где он контактирует с конденсатом, поступающим в верхнюю зону секции абсорбции 118с.

Как в секции абсорбции 118с, так и в отпарной секции 118d установлены устройства абсорбции. В отпарной секции 118d также установлено устройство тепломассообмена; оно располагается под устройством абсорбции и предназначено для обеспечения теплового обмена между теплоносителем, протекаю-

щим в одном ходе устройства тепломассообмена, и потоком отгонного конденсата, движущимся вниз от устройства абсорбции; таким образом, осуществляется нагрев отгонного конденсата. По мере нагрева потока отгонного конденсата, часть его испаряется и образует отбензиненные пары, которые поднимаются вверх, пока оставшийся жидкий конденсат продолжает стекать вниз через устройство тепломассообмена. Устройство тепломассообмена обеспечивает непрерывный контакт отбензиненных паров и потоком отгонного конденсата, тем самым поддерживая массообмен между парообразной и жидкой фазами и освобождая поток жидкого продукта 46 от метана, компонентов C_2 и более легких компонентов. Полученный жидкий продукт (поток 46) удаляется из кубовой части отпарной секции 118d и покидает перерабатывающую установку 118 при температуре 221°F [105°C].

Поток отгонного пара, поднимающийся из ректификационной секции 118b, подогревается в секции охлаждения сырья 118a, при этом обеспечивая охлаждение потоков 31 и 38, как описано ранее, а полученный поток остаточного газа 42 покидает перерабатывающую установку 118 при температуре 106°F [41°C]. Затем остаточный газ подвергается повторному сжатию в два этапа: в компрессоре 16, который приводится в действие детандером 15, и в компрессоре 23, который приводится в действие дополнительным источником энергии. После охлаждения потока 42b до температуры 110°F [43°C] в выпускном охладителе 24, остаточный газовый продукт (поток 42с) под давлением 915 фунт/кв.дюйм абс. [6307 кПа(а)] поступает в трубопровод сбыта.

Краткие данные по расходу и энергопотреблению для способа, показанного на фиг. 4, приводятся в следующей таблице.

Таблица IV (фиг. 4)

Поток	Данные по расходу - фунт-моль/ч [кг-моль/ч]				
	Метан	Этан	Пропан	Бутаны+	Всего
31	12398	546	233	229	13726
34	12332	532	215	128	13523
35	66	14	18	101	203
36	3515	152	61	36	3854
37	66	14	18	101	203
38	3581	166	79	137	4057
39	8817	380	154	92	9669
42	12398	535	1	0	13253
46	0	11	232	229	473

Выделенные компоненты*

Пропан 99,50%

Бутаны+ 100,00%

Мощность

Сжатие остаточного газа 5,384 л.с. [8,851 кВт]

* (На основе неокругленных значений расхода)

Сравнение табл. II и IV показывает, что настоящее изобретение позволяет обеспечить практически такой же уровень извлечения продукта, что и известные технические решения. Однако, дальнейшее сравнение показателей в табл. II и IV показывает, что тот же объем готового продукта был получен при гораздо меньших энергозатратах, чем в установке, собранной с применением известных технических решений. Что касается эффективности извлечения продукта (которая определяется количеством пропана, извлеченного на единицу мощности), настоящее изобретение почти на 4% экономичнее способа с применением известных технических решений, показанного на фиг. 2.

Вариант воплощения настоящего изобретения, представленный на фиг. 4, обладает теми же преимуществами в части компактности конструкции перерабатывающей установки 118, что и вариант воплощения, представленный на фиг. 3. Вариант воплощения настоящего изобретения, представленный на фиг. 4, позволяет заменить семь самостоятельных единиц оборудования в схеме, построенной с применением известных технических решений (теплообменники 10, 13 и 20, сепаратор 12, сепаратор потока флегмы 21, насос орошения 22 и ректификационную колонну 18 со схемы на фиг. 2) одной единицей (перерабатывающей установкой 118 на фиг. 4). При этом уменьшается площадь, необходимая для размещения установки, а также упраздняются соединительные трубопроводы, а также сокращается потребляемая мощность за счет отсутствия насоса орошения, что ведет к снижению капитальных затрат и стоимости эксплуатации перерабатывающей установки, построенной по схеме настоящего изобретения, по сравнению с установкой, построенной с применением уже известных технических решений; также снижается вероятность вредных выбросов в атмосферу.

Другие варианты.

В некоторых случаях может возникнуть необходимость подачи потока конденсата 35 напрямую в отпарную секцию 118d, через поток 40, как показано на фиг. 3-6. В таких случаях применяется соответствующее расширительное устройство (например, расширительный клапан 17), с помощью которого жидкость расширяется до рабочего давления отпарной секции 118d, а полученный расширенный поток конденсата 40а в качестве сырья подается в отпарную секцию 118d, в зону выше устройства абсорбции, устройства тепломассообмена, либо в обе эти зоны (подача указана на схеме пунктирными линиями). В некоторых случаях может возникнуть необходимость смешать часть жидкого потока 35 (поток 37) с паром в потоке 36, для образования объединенного потока 38 и направления оставшейся части жидкого потока 35 в отпарную секцию 118d через потоки 40/40а. В некоторых случаях может возникнуть необходимость смешать расширенный поток конденсата 40а с расширенным потоком 39а для последующей подачи объединенного потока в кубовую зону секции абсорбции 118с в качестве сырья.

В некоторых случаях может понадобиться применение охлажденной второй части (поток 33а на фиг. 3 и 5) вместо первой части (поток 36) потока пара 34, для образования потока 38, направленного в теплообменное устройство, расположенное в кубовой зоне секции охлаждения сырья 118а. В таких случаях, только охлажденная первая часть (поток 32а) подается в секцию сепарации 118е (фиг. 3) или в сепаратор 12 (фиг. 5), а весь полученный поток пара 34 подается в детандер 15.

В некоторых случаях может понадобиться применение внешней емкости для сепарации охлажденного сырьевого потока 31а вместо включения паросборного устройства 118е в сепараторную секцию, расположенную в перерабатывающей установке 118. Как показано на фиг. 5 и 6, сепаратор 12 может применяться для разделения охлажденного сырьевого потока 31а на поток пара 34 и поток конденсата 35.

В зависимости от количества более тяжелых углеводородов в сырьевом газе и от его давления охлажденный сырьевой поток 31а, поступающий в секцию сепарации 118е, как показано на фиг. 3 и 4, или в сепаратор 12, как показано на фиг. 5 и 6, может не содержать жидкой составляющей (так как давление превышает точку начала конденсации или криконденбару). В таких случаях, в потоках 35 и 37 конденсат отсутствует (как показано пунктирными линиями), так что только пар из секции сепарации 118е в потоке 36 (фиг. 3, 4, 7 и 8) или пар из сепаратора 12 в потоке 36 (фиг. 5, 6, 9 и 10) вливаются в поток 38; данный поток превращается в расширенный конденсированный поток 38b, который подается в устройство тепломассообмена (фиг. 3-6), либо в расширенный конденсированный поток 38с, который подается в устройство абсорбции (фиг. 7-10) в ректификационной секции 118b. В данном случае, секция сепарации 118е в перерабатывающей установке 118 (фиг. 3 и 4) или сепаратор 12 (фиг. 5 и 6) могут не понадобиться.

Характеристики сырьевого газа, габариты устройства, имеющееся оборудование или другие факторы могут указывать на то, что не требуется устанавливать детандер 15, либо его требуется заменить на другое расширительное устройство (например, расширительный клапан). И хотя на схеме отображены конкретные расширительные устройства для каждого потока, при необходимости вместо них можно использовать другие устройства. Например, режим обработки требует расширения полностью конденсированной части сырьевого потока (поток 38а).

В соответствии с настоящим изобретением возможно применение внешней охлаждающей установки для дополнительного охлаждения входящего газа, поступающего в потоках отгонного пара и конденсата, в особенности если используется обогащенный входящий газ. В таких случаях, устройство тепломассообмена можно включить в секцию сепарации 118е (либо установить коллектор для сбора газа, если охлажденный сырьевой поток 31а не содержит жидкой составляющей), как показано пунктирными линиями на фиг. 3 и 4; либо же устройство тепломассообмена можно включить в сепаратор 12, как показано пунктирными линиями на фиг. 5 и 6. В качестве устройства тепломассообмена может применяться теплообменник из оребренных труб, пластинчатый теплообменник, паянный алюминиевый теплообменник либо теплообменное приспособление иного типа, в том числе многоходовые и/или многофункциональные теплообменники.

Устройство тепломассообмена предназначено для обеспечения теплового обмена между потоком холодильного агента (например, пропаном), протекающим по одному ходу устройства тепломассообмена, и парообразной частью потока 31а, движущейся по направлению вверх, при этом холодильный агент охлаждает пар и способствует образованию дополнительного конденсата, который стекает вниз и объединяется с конденсатом, удаленным из потока 35. Как вариант, возможно применение обычных охладителей газа для понижения температуры потока 32а, потока 33а и/или потока 31а с помощью холодильного агента, до того как поток 31а поступит в секцию сепарации 118е (фиг. 3 и 4) или в сепаратор 12 (фиг. 5 и 6).

В зависимости от температуры и степени обогащения сырьевого газа, а также от количества компонентов C_2 , которое нужно извлечь из потока жидкого продукта 46, обогрева только за счет потока 33 может оказаться недостаточно для того, чтобы конденсат, покидающий отпарную секцию 118d, соответствовал требованиям к характеристикам продукта. В этом случае, в устройстве тепломассообмена в отпарной секции 118d могут быть установлены дополнительные средства обогрева с помощью теплоносителя,

как показано пунктирными линиями на фиг. 3 и 5. Как вариант, возможна установка еще одного устройства тепломассообмена в кубовой части отпарной секции 118d для обеспечения дополнительного нагрева; либо поток 33 может нагреваться с помощью теплоносителя перед тем, как он поступит в устройство тепломассообмена, установленное в отпарной секции 118d.

В зависимости от типа теплопередающих устройств, выбранных в качестве теплообменников для верхней и кубовой частей секции охлаждения сырья 118a, возможно объединить данные теплообменные устройства в один многоходовой и/или многофункциональный теплообменник. В этом случае многоходовое и/или многофункциональное теплообменное устройство должно иметь соответствующие средства распределения, разделения и сбора потока 32, потока 38, а также потока отгонного пара, с целью нагрева или охлаждения до нужного уровня. Точно так же, в зависимости от типа устройства тепломассообмена, установленного в ректификационной секции 118b, как показано на фиг. 3-6, возможно его объединение с теплообменным устройством, установленным в кубовой зоне секции охлаждения сырья 118a (а также, вне которых случаях, с теплообменным устройством, установленным в верхней зоне секции охлаждения сырья 118a) в одно многоходовое и/или многофункциональное теплообменное устройство. В этом случае, многоходовое и/или многофункциональное устройство тепломассообмена должно иметь соответствующие средства распределения, разделения и сбора потока 38, потока 38b, а также потока отгонного пара (и дополнительно потока 32), с целью нагрева или охлаждения до нужного уровня.

В некоторых случаях может потребоваться не устанавливать устройство абсорбции в верхней части отпарной секции 118d. В таком случае, поток отгонного конденсата собирается в кубовой зоне секции абсорбции 118c и направляется в устройство тепломассообмена, установленное в отпарной секции 118d.

Менее предпочтительной для вариантов воплощения настоящего изобретения, показанных на фиг. 3 и 5, является установка сепаратора для охлажденной первой части потока 32a и сепаратора для охлажденной второй части потока 33a; при этом потоки пара, отделенные в сепараторах, смешиваются, образуя поток пара 34, а потоки конденсата смешиваются и образуют конденсатный поток 35. Еще одним менее предпочтительным вариантом воплощения настоящего изобретения является охлаждение потока 37 в отдельном теплообменном устройстве, расположенном в секции охлаждения сырья 118a (вместо того, чтобы смешивать поток 37 с потоком 36 в третьем комбинирующем устройстве для образования объединенного потока 38); при этом расширение охлажденного потока производится в отдельном расширительном устройстве, а расширенный поток подается либо в устройство в ректификационной секции 118b, либо в верхнюю зону секции абсорбции 118c.

Требуется отметить, что относительное количество сырья в каждом отводе разделенного парового сырья зависит от нескольких факторов, в том числе от давления и состава сырьевого газа, количества тепла, которое можно выделить из сырья, а также от доступного количества мощности. Увеличение подачи сырья в зону выше секции абсорбции 118c может привести к увеличению степени извлечения продукта при снижении мощности, получаемой в детандере, что, в свою очередь, ведет к увеличению мощности, необходимой для повторного сжатия продукта. Увеличение подачи сырья в зону ниже секции абсорбции 118c снижает уровень потребляемой мощности, но при этом также может упасть уровень извлечения продукта.

Настоящее изобретение обеспечивает повышенную степень извлечения компонентов C_2 , C_3 и более тяжелых углеводородов, либо компонентов C_3 и более тяжелых углеводородов на количество потребляемых вспомогательных сред, необходимых для функционирования способа. Экономия потребляемых вспомогательных сред, необходимых для функционирования способа, может проявляться в виде уменьшения потребляемой мощности для сжатия или повторного сжатия; уменьшения мощности, необходимой для внешней охлаждающей установки; уменьшения энергии, необходимой для дополнительного нагрева; уменьшения энергии, необходимой для повторного нагрева колонны; либо в виде их сочетания.

Здесь приводится описание предпочтительных вариантов воплощения изобретения; специалисты с соответствующим уровнем технической подготовки могут найти другие варианты или внести изменения в описанные здесь (например, адаптировать изобретение для работы в других режимах, с применением другого типа сырья или с изменением других требований), не отклоняясь от сути настоящего изобретения, определенной в следующей его формуле.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ сепарации газового потока 31, содержащего метан, компоненты C_2 , компоненты C_3 и более тяжелые углеводородные компоненты, на летучую фракцию 42с остаточного газа и относительно менее летучую фракцию 46, содержащую основную часть указанных компонентов C_2 , компонентов C_3 и более тяжелых углеводородных компонентов, либо указанных компонентов C_3 и более тяжелых углеводородных компонентов, где:

- (1) указанный газовый поток 31 разделяют на первую 32 и вторую 33 части;
- (2) указанную первую часть 32 потока охлаждают в первом теплообменном устройстве, расположенном внутри перерабатывающей установки 118 в секции 118a охлаждения сырья;
- (3) указанную вторую часть 33 потока охлаждают в первом устройстве тепломассообмена, распо-

ложенном внутри указанной перерабатывающей установки 118 в отпарной секции 118d;

(4) указанную охлажденную первую часть 32а потока смешивают с указанной охлажденной второй частью 33а потока, при этом образуя поток 31а охлажденного газа;

(5) указанный газовый поток 31а разделяют на первый 36 и второй 39 потоки;

(6) указанный первый поток 36 охлаждают во втором теплообменном устройстве, расположенном внутри указанной перерабатывающей установки 118 в секции 118а охлаждения сырья, по существу, до полной его конденсации 38а, и затем подвергают расширению 14 до более низкого давления, за счет этого охлаждая дополнительно;

(7) указанный расширенный первый поток 38b нагревают во втором устройстве тепломассообмена, расположенном внутри указанной перерабатывающей установки 118 в ректификационной секции 118b и затем выводят в виде паровой фракции и жидкой фракции;

(8) указанную жидкую фракцию подают в качестве первичного сырья, в верхнюю часть устройства абсорбции, размещенного внутри перерабатывающей установки 118 в секции 118с абсорбции;

(9) указанный второй поток 39 подвергают расширению 15 до указанного более низкого давления и затем его подают в качестве сырья в кубовую часть 39а указанного устройства абсорбции;

(10) первый поток отгонного пара собирают из верхней части указанного устройства абсорбции и объединяют с указанной паровой фракцией для образования объединенного парового потока;

(11) указанный объединенный поток пара охлаждают во втором устройстве тепломассообмена, размещенном внутри указанной перерабатывающей установки 118 в ректификационной секции 118b, таким образом, по меньшей мере, частично способствуя нагреву на стадии (7) и одновременно конденсируя менее летучие компоненты из объединенного потока пара, при этом образуя конденсированный поток и второй поток отгонного пара;

(12) указанный конденсированный поток подают в качестве вторичного сырья в верхнюю часть указанного устройства абсорбции;

(13) указанный второй поток отгонного пара нагревают в одном или нескольких теплообменных устройствах, размещенных внутри указанной перерабатывающей установки 118 в секции 118а охлаждения сырья, таким образом обеспечивая, по меньшей мере, частичное охлаждение на стадиях (2) и (6), а затем указанный нагретый второй поток отгонного пара выводят из указанной перерабатывающей установки в качестве указанной летучей фракции 42 остаточного газа;

(14) поток отгонного конденсата собирают из кубовой части указанного устройства абсорбции и нагревают в первом устройстве тепломассообмена, размещенном внутри указанной перерабатывающей установки 118 в отпарной секции 118d, таким образом обеспечивая, по меньшей мере, частичное охлаждение на стадии (3); при этом из указанного потока отгонного конденсата одновременно освобождаются более летучие компоненты, после чего указанный нагретый и очищенный от легких фракций поток отгонного конденсата выводят из указанной перерабатывающей установки в качестве указанной относительно менее летучей фракции 46; и

(15) количество и температура указанных сырьевых потоков, направляемых в указанное устройство абсорбции, являются эффективными для поддержания температуры в верхней части указанного устройства абсорбции на уровне, при котором в указанную относительно менее летучую фракцию извлекается основная часть компонентов.

2. Способ по п.1, в котором:

(a) указанную охлажденную первую часть 32а потока смешивают с указанной охлажденной второй частью 33а потока, при этом образуя поток 31а частично конденсированного газа;

(b) указанный поток 31а частично конденсированного газа подают в устройство 12 сепарации и подвергают разделению на парообразный поток 34 и по меньшей мере один поток 35 конденсата;

(c) указанный парообразный поток 34 разделяют на указанные первый 36 и второй 39 потоки; и

(d) по меньшей мере часть 40 указанного по меньшей мере одного потока 35 конденсата подвергают расширению 17 до указанного более низкого давления и затем его подают в качестве сырья 40а в указанную перерабатывающую установку 118 в точке ниже указанного устройства абсорбции и выше указанного второго устройства тепломассообмена.

3. Способ по п.2, в котором:

(a) указанный первый поток 36 смешивают с по меньшей мере частью 37 указанного по меньшей мере одного потока 35 конденсата, образуя объединенный поток 38;

(b) указанный объединенный поток 38 охлаждают в указанном втором теплообменном устройстве, по существу, до полной его конденсации 38а и затем подвергают расширению 14 до более низкого давления, за счет этого охлаждая дополнительно;

(c) указанный расширенный охлажденный объединенный поток 38b нагревают в указанном втором устройстве тепломассообмена и затем выводят в виде паровой фракции и жидкой фракции; и

(d) любую оставшуюся часть 40 указанного по меньшей мере одного потока 35 конденсата подвергают расширению 17 до указанного более низкого давления и подают в качестве указанного сырья 40а в указанную перерабатывающую установку в точке ниже указанного устройства абсорбции и выше указанного второго устройства тепломассообмена.

4. Способ по п.1, в котором:

(а) указанный газовый поток 31 охлаждают в указанном первом теплообменном устройстве и

(b) указанный охлажденный газовый поток 31a разделяют на указанные первый 36 и второй 39 потоки.

5. Способ по п.4, в котором:

(а) указанный газовый поток 31 охлаждают в указанном первом теплообменном устройстве в достаточной степени до частичной его конденсации 31a;

(b) указанный поток 31a частично конденсированного газа подают в устройство 12 сепарации и затем подвергают разделению на парообразный поток 34 и по меньшей мере один поток 35 конденсата;

(с) указанный парообразный поток 34 разделяют на указанные первый 36 и второй 39 потоки;

(d) по меньшей мере часть 40 указанного по меньшей мере одного потока 35 конденсата подвергают расширению 17 до указанного более низкого давления и затем подают в качестве сырья 40a в указанную перерабатывающую установку 118 в точке ниже указанного устройства абсорбции и выше указанного второго устройства тепломассообмена.

6. Способ по п.5, в котором:

(а) указанный первый поток 36 смешивают с по меньшей мере частью 37 указанного по меньшей мере одного потока 35 конденсата, образуя объединенный поток 38;

(b) указанный объединенный поток 38 охлаждают в указанном втором теплообменном устройстве, по существу, до полной его конденсации 38a, а затем его подвергают расширению 14 до более низкого давления, за счет этого охлаждая 38b дополнительно;

(с) указанный расширенный охлажденный объединенный поток 38b нагревают в указанном втором устройстве тепломассообмена и затем выводят в виде паровой фракции и жидкой фракции; и

(d) любую оставшуюся часть 40 указанного по меньшей мере одного потока 35 конденсата подвергают расширению 17 до более низкого давления и подают в качестве указанного сырья 40a в указанную перерабатывающую установку 118 в точке ниже указанного устройства абсорбции и выше указанного второго устройства тепломассообмена.

7. Способ по пп.2, 3, 5 или 6, где указанное устройство 12 сепарации размещают внутри указанной перерабатывающей установки 118.

8. Способ по п.1 или 4, где:

(1) коллектор для сбора газа размещают внутри указанной перерабатывающей установки 118 в сепараторной секции 118e;

(2) дополнительное устройство тепломассообмена размещают внутри указанного коллектора для сбора газа, при этом указанное дополнительное устройство тепломассообмена имеет один или несколько каналов для внешнего охлаждающего агента;

(3) указанный охлажденный газовый поток 31a подают в указанный коллектор для сбора газа и направляют в указанное дополнительное устройство тепломассообмена для дополнительного охлаждения с помощью внешнего охлаждающего агента;

(4) указанный дополнительно охлажденный газовый поток 34 подвергают разделению на указанные первый 36 и второй 39 потоки.

9. Способ по пп.2, 3, 5, 6 или 7, где:

(1) дополнительное устройство тепломассообмена размещают внутри указанного устройства 12 сепарации, при этом указанное дополнительное устройство тепломассообмена имеет один или несколько каналов для внешнего охлаждающего агента;

(2) указанный парообразный поток направляют в указанное дополнительное устройство тепломассообмена для его охлаждения с помощью указанного внешнего охлаждающего агента до образования дополнительного конденсата;

(3) указанный дополнительный конденсат смешивают по меньшей мере с одним потоком 35 конденсата, отделенного при сепарации.

10. Способ по любому из пп.1-9, где:

(1) дополнительное устройство абсорбции устанавливают в указанной перерабатывающей установке 118 выше указанного первого устройства тепломассообмена в отпарной секции 118d;

(2) указанное дополнительное устройство абсорбции конфигурируют для обеспечения контакта указанного потока отгонного конденсата, поступающего из указанного устройства абсорбции, с указанными освобожденными более летучими компонентами, поступающими из указанного первого устройства тепломассообмена, таким образом с образованием третьего потока отгонного пара и потока отгонного конденсата, частично освобожденного от легких фракций;

(3) указанный третий поток отгонного пара подают в кубовую часть указанного устройства абсорбции в секции 118с абсорбции; и

(4) указанный поток отгонного конденсата, частично освобожденный от легких фракций, подают в указанное первое устройство тепломассообмена для нагрева, при этом из потока освобождается дополнительное количество легких фракций, с образованием нагретого и освобожденного от легких фракций потока отгонного конденсата, который выводят из указанной перерабатывающей установки 118 в каче-

стве указанной относительно менее летучей фракции 46.

11. Способ по пп.1, 2, 3, 7, 8, 9 или 10, где указанное первое устройство тепломассообмена включает один или несколько каналов для внешнего теплоносителя для поддержания температуры, обеспечиваемой второй частью потока и которая достаточна для отделения более летучих компонентов от указанного потока отгонного конденсата.

12. Устройство для осуществления способа по п.1, включающее:

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

(2) первое теплообменное устройство, расположенное внутри перерабатывающей установки 118 в секции 118а охлаждения сырья, соединенное с указанным первым разделительным устройством и предназначенное для приема и охлаждения указанной первой части 32 потока;

(3) первое устройство тепломассообмена, установленное в указанной перерабатывающей установке 118 в отпарной секции 118d, соединенное с указанным первым разделительным устройством и предназначенное для приема и охлаждения указанной второй части 33 потока;

(4) первое комбинирующее устройство, соединенное с указанным первым теплообменным устройством и указанным первым устройством тепломассообмена и предназначенное для приема указанных охлажденных первой 32а и второй 33а частей потока и образования охлажденного газового потока 31а;

(5) второе разделительное устройство, соединенное с указанным первым комбинирующим устройством и предназначенное для приема и разделения указанного охлажденного газового потока 31а на первый 36 и второй 39 потоки;

(6) второе теплообменное устройство 118а, расположенное внутри перерабатывающей установки 118 в секции 118а охлаждения сырья, соединенное с указанным вторым разделительным устройством и предназначенное для приема и охлаждения первого потока 36 в достаточной степени, по существу, до полной его конденсации;

(7) первое расширительное устройство 14, соединенное с указанным вторым теплообменным устройством и предназначенное для приема и расширения указанного, по существу, полностью конденсированного первого потока 38а до более низкого давления;

(8) второе устройство тепломассообмена, расположенное внутри указанной перерабатывающей установки 118 в ректификационной секции 118b, соединенное с указанным первым расширительным устройством 14 и предназначенное для приема указанного расширенного охлажденного первого потока 38b и его нагрева и затем выведения указанного первого нагретого расширенного потока в качестве паровой фракции и жидкой фракции;

(9) устройства абсорбции, расположенные внутри указанной перерабатывающей установки 118 в секции 118с абсорбции, соединенные с указанным вторым устройством тепломассообмена и предназначенные для приема указанной жидкой фракции, поданной в качестве первичного сырья в его верхнюю часть;

(10) второе расширительное устройство 15, соединенное с указанным вторым разделительным устройством, предназначенное для приема и расширения указанного второго потока 39 до указанного более низкого давления и дополнительно соединенное с указанным устройством абсорбции для подачи указанного расширенного второго потока 39а в его кубовую часть в качестве сырья;

(11) паросборное устройство, размещенное в указанной перерабатывающей установке, соединенное с устройством абсорбции и предназначенное для приема первого потока отгонного пара, поступающего из верхней части указанного устройства абсорбции;

(12) второе комбинирующее устройство, расположенное внутри перерабатывающей установки и соединенное с указанным паросборным устройством и указанным вторым устройством тепломассообмена для приема указанного первого потока отгонного пара и указанной паровой фракции и для образования объединенного парового потока;

(13) указанное второе устройство тепломассообмена, дополнительно соединенное с указанным вторым комбинирующим устройством для приема указанного объединенного парового потока и его охлаждения, при этом обеспечивая, по меньшей мере, частичный нагрев на стадии (8) и одновременно конденсируя менее летучие компоненты из указанного объединенного парового потока, при этом образуя конденсированный поток и второй поток отгонного пара;

(14) указанное устройство абсорбции, дополнительно соединенное с указанным вторым устройством тепломассообмена и предназначенное для приема указанного конденсированного потока в качестве вторичного сырья в его верхнюю часть;

(15) указанное второе теплообменное устройство, дополнительно соединенное с указанным вторым устройством тепломассообмена и предназначенное для приема и нагрева указанного второго потока отгонного пара, таким образом, по меньшей мере, частично способствуя охлаждению на стадии (6);

(16) указанное первое устройство теплообмена, дополнительно соединенное со вторым теплообменным устройством и предназначенное для приема и дополнительного нагрева указанного второго потока отгонного пара, таким образом, по меньшей мере, частично способствуя охлаждению на стадии (2), после чего указанный дополнительно нагретый второй поток отгонного пара выводят из указанной пере-

рабатывающей установки 118 в виде летучей фракции 42 остаточного газа;

(17) устройство сбора конденсата, размещенное в указанной перерабатывающей установке, соединенное с устройством абсорбции и предназначенное для приема потока отгонного конденсата, поступающего из кубовой части указанного устройства абсорбции;

(18) указанное первое устройство теплообмена, дополнительно соединенное с указанным устройством сбора конденсата и предназначенное для приема и нагрева указанного потока отгонного конденсата, таким образом, по меньшей мере, частично способствуя охлаждению на стадии (3), причем из потока отгонного конденсата одновременно освобождаются более летучие компоненты, после чего указанный нагретый и освобожденный от легких фракций поток отгонного конденсата выводят из указанной перерабатывающей установки в качестве указанной относительно менее летучей фракции 46; и

(19) устройство управления, предназначенное для регулирования количества и температуры указанных сырьевых потоков, направляемых в указанное устройство абсорбции, для поддержания температуры в указанной верхней части указанного устройства абсорбции на уровне, при котором из потока извлекают основную часть компонентов в указанную относительно менее летучую фракцию.

13. Устройство по п.12, в котором:

(a) указанное первое комбинирующее устройство приспособлено для приема указанных охлажденных первой 32а и второй 33а частей потока и образования частично конденсированного газового потока 31а;

(b) устройство 12 сепарации, соединенное с указанным первым комбинирующим устройством и предназначенное для приема указанного частично конденсированного газового потока 31а и его разделения на парообразный поток 34 и по меньшей мере один поток 35 конденсата;

(c) указанное второе разделительное устройство, соединенное с указанным устройством 12 сепарации и предназначенное для приема указанного парообразного потока 34 и его разделения на указанные первый 36 и второй 39 потоки; и

(d) третье расширительное устройство 17, соединенное с указанным устройством 12 сепарации, предназначенное для приема по меньшей мере части 40 указанного по меньшей мере одного потока 35 конденсата и его расширения до указанного более низкого давления и дополнительно соединенное с перерабатывающей установкой 118 для подачи в него расширенного потока 40а конденсата в качестве сырья в точке ниже указанного устройства абсорбции и выше указанного первого устройства теплообмена.

14. Устройство по п.13, в котором:

(a) третье комбинирующее устройство соединено с указанным вторым разделительным устройством и указанным устройством 12 сепарации для приема указанного первого потока 36 и по меньшей мере части 37 указанного по меньшей мере одного потока 35 конденсата и образования объединенного потока 38;

(b) указанное второе теплообменное устройство соединено с указанным третьим комбинирующим устройством для приема и охлаждения указанного объединенного потока 38 в достаточной степени, по существу, до полной его конденсации;

(c) указанное первое расширительное устройство 14 соединено с указанным вторым теплообменным устройством для приема и расширения указанного, по существу, полностью конденсированного объединенного потока 38а до более низкого давления;

(d) указанное второе устройство теплообмена соединено с указанным первым расширительным устройством 14 для приема и нагрева указанного расширенного охлажденного объединенного потока 38b; и затем указанный нагретый расширенный объединенный поток выводят в виде паровой фракции и жидкой фракции; и

(e) указанное третье расширительное устройство 17 соединено с указанным устройством 12 сепарации для приема любой оставшейся части 40 указанного по меньшей мере одного потока 35 конденсата и его расширения до указанного более низкого давления и дополнительно соединено с указанной перерабатывающей установкой 118 для подачи в нее указанного расширенного потока 40а конденсата в качестве сырья в точке ниже указанного устройства абсорбции и выше указанного первого устройства теплообмена.

15. Устройство по п.12, в котором:

(a) указанное первое теплообменное устройство приспособлено для охлаждения указанного газового потока 31;

(b) указанное второе разделительное устройство соединено с указанным первым теплообменным устройством для приема и разделения указанного охлажденного газового потока 31а на указанные первый 36 и второй 39 потоки.

16. Устройство по п.15, в котором:

(a) указанное первое теплообменное устройство приспособлено для охлаждения указанного газового потока 31 в достаточной степени до частичной его конденсации;

(b) устройство сепарации 12 соединено с указанным первым теплообменным устройством для приема указанного частично конденсированного газового потока 31а и его разделения на парообразный по-

ток 34 и по меньшей мере один поток 35 конденсата;

(с) указанное второе разделительное устройство соединено с указанным устройством 12 сепарации для приема указанного парообразного потока 34 и его разделения на указанные первый 36 и второй 39 потоки; и

(d) третье расширительное устройство 17 соединено с указанным устройством 12 сепарации для приема по меньшей мере части 40 указанного по меньшей мере одного потока 35 конденсата и его расширения до указанного более низкого давления и дополнительно соединено с перерабатывающей установкой 118 для подачи в нее указанного расширенного потока 40а конденсата в качестве сырья в точке ниже указанного устройства абсорбции и выше указанного первого устройства теплообмена.

17. Устройство по п.16, которое:

(а) содержит дополнительное комбинирующее устройство, соединенное с указанным разделительным устройством и указанным устройством 12 сепарации для приема указанного первого потока 36 и по меньшей мере части 37 указанного по меньшей мере одного потока 35 конденсата и образования объединенного потока 38;

(b) указанное второе теплообменное устройство соединено с указанным дополнительным комбинирующим устройством для приема и охлаждения указанного объединенного потока 38 в достаточной степени, по существу, до полной его конденсации;

(с) указанное первое расширительное устройство 14 соединено с указанным вторым теплообменным устройством для приема и расширения указанного, по существу, полностью конденсированного объединенного потока 38а до более низкого давления;

(d) указанное второе устройство теплообмена соединено с указанным первым расширительным устройством 14 для приема и нагрева указанного расширенного охлажденного объединенного потока 38b, и затем для вывода указанного нагретого расширенного объединенного потока в виде паровой фракции и жидкой фракции; и

(е) указанное третье расширительное устройство 17 соединено с указанным устройством 12 сепарации для приема любой оставшейся части 40 указанного по меньшей мере одного потока 35 конденсата и его расширения до указанного более низкого давления и дополнительно соединено с указанной перерабатывающей установкой 118 для подачи в нее указанного расширенного потока 40а конденсата в качестве указанного сырья в точке ниже указанного устройства абсорбции и выше указанного первого устройства теплообмена.

18. Устройство по пп.13, 14, 16 или 17, где указанное устройство сепарации размещено внутри указанной перерабатывающей установки 118 в сепараторной секции 118е.

19. Устройство по п.12, где:

(1) коллектор для сбора газа размещен внутри указанной перерабатывающей установки 118 в сепараторной секции 118е;

(2) дополнительное устройство теплообмена размещено внутри указанного коллектора для сбора газа, при этом указанное дополнительное устройство теплообмена имеет один или несколько каналов для внешнего охлаждающего агента;

(3) указанный коллектор для сбора газа соединен с указанным первым комбинирующим устройством для приема указанного охлажденного газового потока 31а и его направления в указанное дополнительное устройство теплообмена для дополнительного охлаждения с помощью указанного внешнего охлаждающего агента;

(4) указанное первое разделительное устройство соединено с указанным коллектором для сбора газа для приема указанного дополнительно охлажденного газового потока 34 и его разделения на первый 36 и второй 39 потоки.

20. Устройство по п.15, где:

(1) коллектор для сбора газа размещен внутри указанной перерабатывающей установки 118 в сепараторной секции 118е;

(2) дополнительное устройство теплообмена размещено внутри указанного коллектора для сбора газа, при этом указанное дополнительное устройство теплообмена имеет один или несколько каналов для внешнего охлаждающего агента;

(3) указанный коллектор для сбора газа соединен с указанным первым теплообменным устройством 118а для приема указанного охлажденного газового потока 31а и его направления в указанное дополнительное устройство теплообмена для дополнительного охлаждения с помощью указанного внешнего охлаждающего агента;

(4) указанное разделительное устройство соединено с указанным коллектором сбора газа для приема дополнительно охлажденного газового потока 34 и его разделения на первый 36 и второй 39 потоки.

21. Устройство по пп.13, 14, 16, 17 или 18, где:

(1) дополнительное устройство теплообмена размещено внутри указанного устройства сепарации 12, при этом указанное дополнительное устройство теплообмена имеет один или несколько каналов для внешнего охлаждающего агента;

(2) указанное дополнительное устройство теплообмена включено для охлаждения указанного

парообразного потока с помощью указанного внешнего охлаждающего агента до образования дополнительного конденсата;

(3) указанный дополнительный конденсат смешивают по меньшей мере с одним потоком 35 конденсата, отделенного при сепарации.

22. Устройство по пп.12-14, 18, 19 или 21, где:

(1) дополнительное устройство абсорбции установлено в указанной перерабатывающей установке 118 над указанным первым устройством тепломассообмена в отпарной секции 118d и соединено с указанным первым устройством тепломассообмена для приема отделенных из потока более летучих компонентов;

(2) указанное дополнительное устройство абсорбции дополнительно соединено с указанным устройством сбора конденсата для приема указанного потока отгонного конденсата и обеспечения контакта данного потока отгонного конденсата с указанными освобожденными более летучими компонентами, при этом формируя третий поток отгонного пара и поток отгонного конденсата, частично освобожденный от легких фракций;

(3) указанное устройство абсорбции соединено с указанным дополнительным устройством абсорбции для приема указанного третьего потока отгонного пара и его подачи в указанную кубовую часть указанного устройства абсорбции;

(4) указанное первое устройство тепломассообмена соединено с указанным дополнительным устройством абсорбции для приема и нагрева указанного потока отгонного конденсата, частично освобожденного от легких фракций, при этом из потока освобождается дополнительное количество летучих компонентов с образованием указанного нагретого и освобожденного от легких фракций потока отгонного конденсата, который выводят из указанной перерабатывающей установки 118 в качестве указанной относительно менее летучей фракции 46.

23. Устройство по пп.15-18, 20 или 21, где:

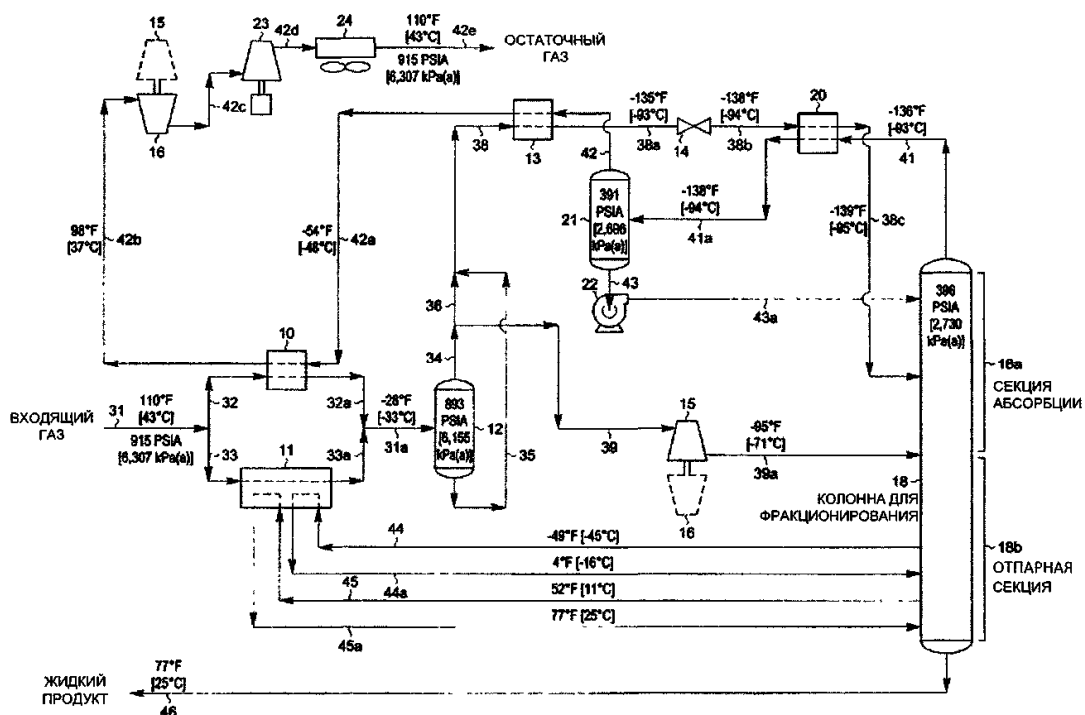
(1) дополнительное устройство абсорбции установлено внутри указанной перерабатывающей установки 118 над указанным первым устройством тепломассообмена в отпарной секции 118d и соединено с указанным первым устройством тепломассообмена для приема указанных отделенных из потока более летучих компонентов;

(2) указанное дополнительное устройство абсорбции дополнительно соединено с указанным устройством сбора конденсата для приема указанного потока отгонного конденсата и обеспечения контакта данного потока отгонного конденсата с указанными освобожденными более летучими компонентами, при этом формируя третий поток отгонного пара и поток отгонного конденсата, частично освобожденный от легких фракций;

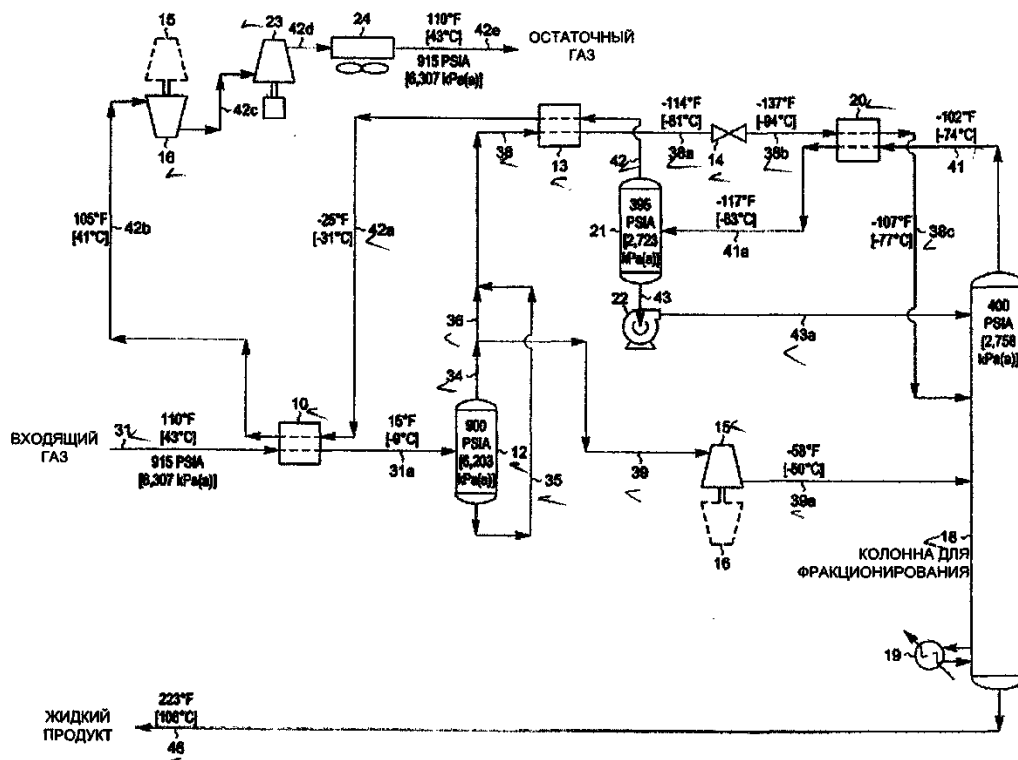
(3) указанное устройство абсорбции соединено с указанным дополнительным устройством абсорбции для приема указанного третьего потока отгонного пара и его подачи в указанную кубовую часть указанного устройства абсорбции;

(4) указанное первое устройство тепломассообмена соединено с указанным дополнительным устройством абсорбции для приема и нагрева указанного потока отгонного конденсата, частично освобожденного от легких фракций, при этом из потока освобождается дополнительное количество летучих компонентов с образованием указанного нагретого и освобожденного от легких фракций потока отгонного конденсата, который выводят из указанной перерабатывающей установки 118 в качестве указанной относительно менее летучей фракции 46.

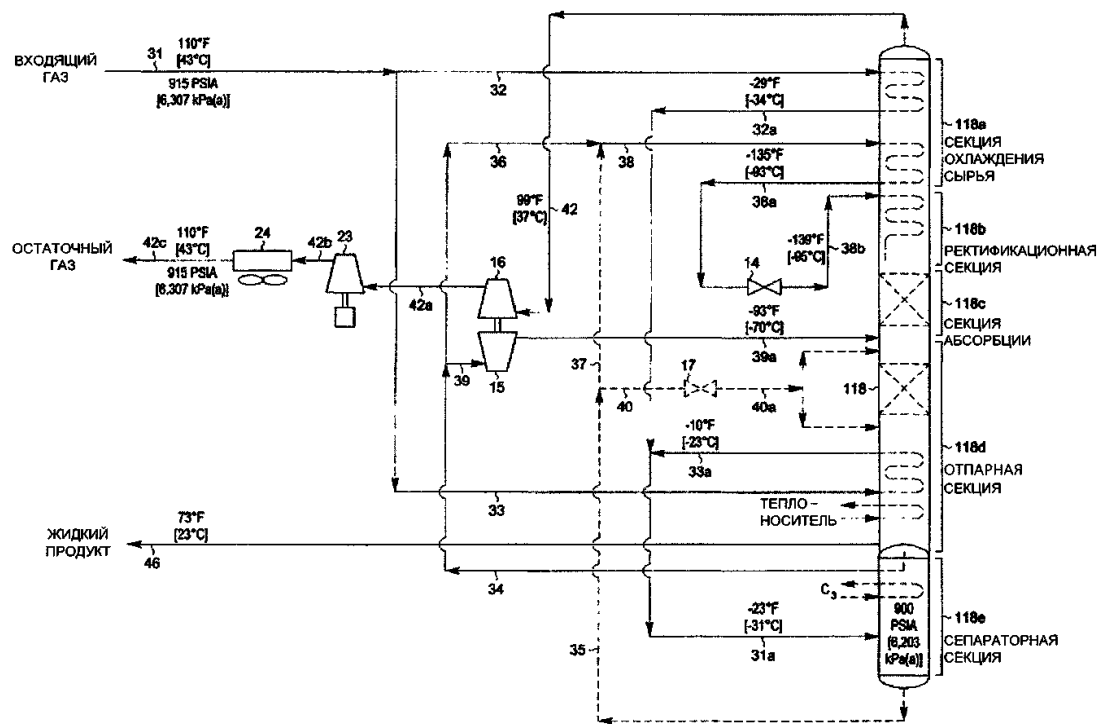
24. Устройство по пп.12-14, 18, 19, 21, 22 или 23, где в указанном первом устройстве тепломассообмена имеется один или несколько каналов для внешнего теплоносителя, для поддержания температуры, обеспечиваемой второй частью потока, которая достаточна для отделения более летучих компонентов от указанного потока отгонного конденсата.



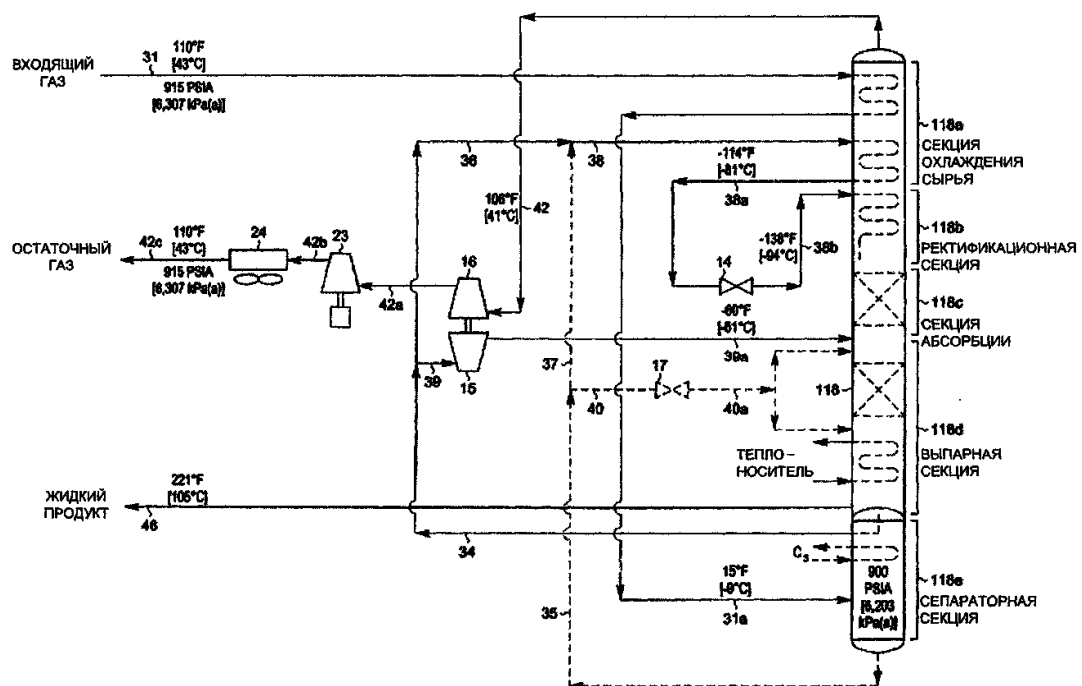
Фиг. 1 (прототип)



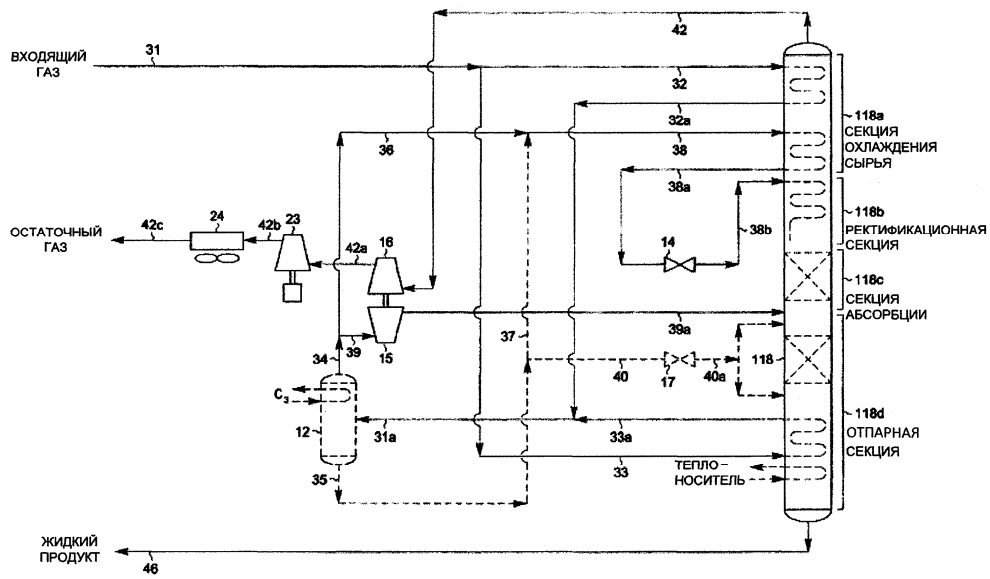
Фиг. 2 (прототип)



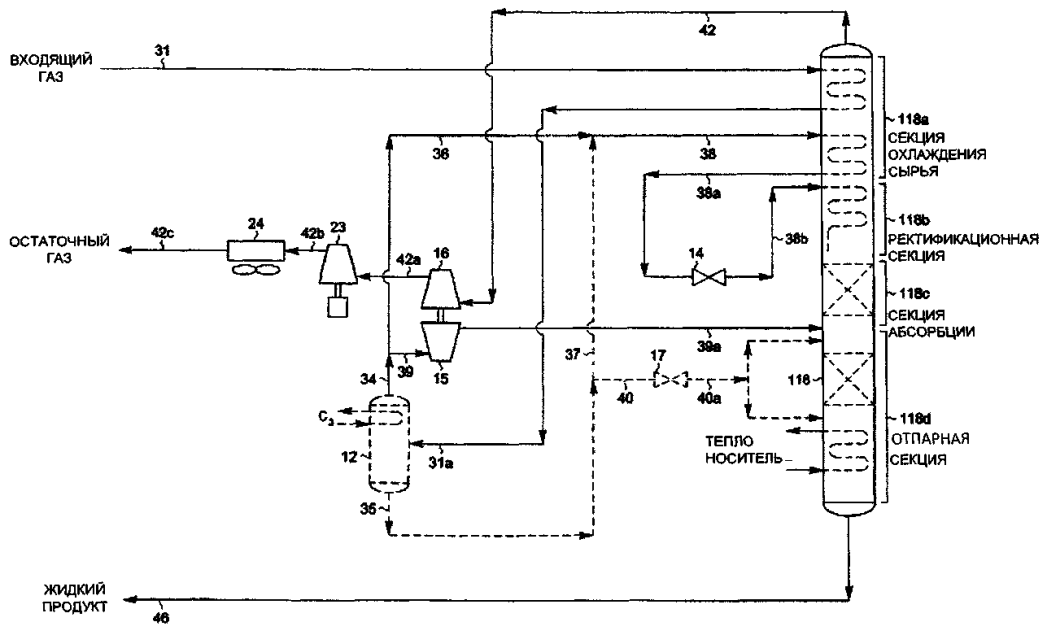
Фиг. 3



Фиг. 4



ФИГ. 5



ФИГ. 6