

(19)



Евразийское
патентное
ведомство

(21) 202092617 (13) A1

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОЙ ЗАЯВКЕ

(43) Дата публикации заявки
2021.04.06

(51) Int. Cl. B01D 53/14 (2006.01)
C10L 3/10 (2006.01)

(22) Дата подачи заявки
2019.05.06

(54) ОТДЕЛЕНИЕ СЕРНИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ

(31) 62/668,001; 62/685,724; 62/696,938

(72) Изобретатель:

(32) 2018.05.07; 2018.06.15; 2018.07.12

Аллам Родни Джон (GB), Рафати
Навид (US)

(33) US

(86) PCT/IB2019/053702

(74) Представитель:

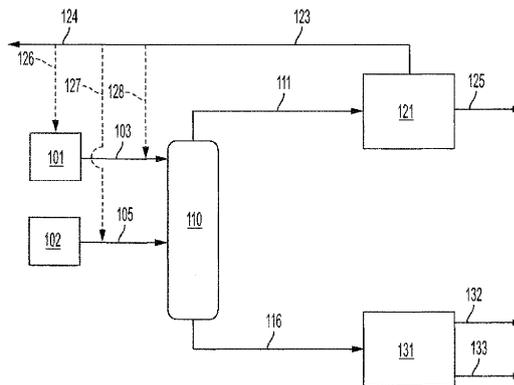
(87) WO 2019/215589 2019.11.14

Веселицкая И.А., Веселицкий М.Б.,
Кузенкова Н.В., Каксис Р.А., Белоусов
Ю.В., Куликов А.В., Кузнецова Е.В.,
Соколов Р.А., Кузнецова Т.В. (RU)

(71) Заявитель:

8 РИВЕРЗ КЭПИТЛ, ЛЛК (US)

(57) В настоящей заявке описаны системы и способы отделения сернистых материалов от исходного многокомпонентного потока. Эти системы и способы могут включать взаимодействие исходного многокомпонентного потока с растворителем в контактной колонне, так что по меньшей мере часть сернистых материалов переходит в растворитель. Таким образом, может обеспечиваться поток, по существу, очищенного газа одновременно с жидким потоком, содержащим по меньшей мере большую часть сернистого материала. В частности, растворитель может содержать жидкий диоксид углерода, который может быть особенно полезен для удаления сернистых материалов из исходных многокомпонентных потоков.



202092617 A1

202092617 A1

ОТДЕЛЕНИЕ СЕРНИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ

5 Область техники

Настоящее изобретение относится к отделению сернистых материалов от потоков смесей, в частности от потоков смесей газов. Такое отделение может быть осуществлено с использованием систем и способов, в которых поток смеси контактирует (взаимодействует) с удаляющим растворителем, в частности, когда
10 этот растворитель содержит диоксид углерода.

Уровень техники

Потоки природного газа часто загрязнены одним или несколькими дополнительными компонентами, такими как соединения серы (например, сероводород - или H_2S) и диоксид углерода (CO_2). Кроме метана (CH_4 - или
15 " C_1 ") природный газ и соответствующие потоки природного газа часто содержат значительные количества углеводородов с более длинными цепочками, таких как этан (C_2H_6 - или " C_2 "), и даже углеводородов с бóльшим числом атомов углерода, таких как C_3 и с еще бóльшим числом атомов углерода (более высокие углеводороды). Эти углеводороды с более высокими числами атомов углерода
20 могут быть отделены для получения потоков ценных углеводородов, в частности, после удаления загрязняющих компонентов, таких как сероводород и диоксид углерода. Например, поток природного газа в Абу-Даби может иметь следующий примерный состав (указаны молярные проценты, без воды): CH_4 - 65%; C_2H_6 - 6,5%; C_3H_8 - 3%; nC_4H_{10} - 0,46%; C_4H_{10} - 0,54%; C_5H_{12} - 0,4%; C_6H_{14}
25 - 0,1%; H_2S - 16%, и CO_2 - 8%.

Используемые в настоящее время способы удаления H_2S и CO_2 из потоков смесей газов, таких как потоки природного газа, включают: аминовую очистку; мембранную очистку; поглощение на твердых адсорбентах; обработку в
30 низкотемпературных системах разделения, в которых используются такие процессы, как процесс Райана-Холмса (см. патент US 4,318,723), процесс с использованием контролируемой зоны замораживания (см. патент US 8,312,738), процессы, описанные в патенте US 9,945,605, а также гибридные процессы, в

которых используются комбинации любых вышеупомянутых процессов, такие как гибридные процессы, описанные в патенте US 8,955,354. Все эти процессы включают высокие капитальные затраты и большие текущие эксплуатационные расходы и неизбежно приводят к значительным выбросам CO_2 в атмосферу из соответствующих энергетических систем. Если высокосернистый газ содержит значительное количество H_2S , то низкотемпературные процессы, такие как процессы Райана-Холмса или процесс с контролируемой зоной замораживания, могут быть экономически невыгодными, и в этом случае предпочтительно может использоваться аминовая очистка ввиду меньших общих расходов.

Использование низкотемпературного процесса сероочистки природного газа при высоком содержании H_2S потребует дополнительной стадии очистки для удаления H_2S из потоков метана или этана. Это связано с неспособностью указанных процессов выделять H_2S , содержащийся в исходном потоке, в отдельный поток продукта. Например, в процессе Райана-Холмса загрязняющий компонент H_2S в исходном высокосернистом газе обычно смешан с товарным этаном, и, соответственно, необходимо дополнительное отделение H_2S . Это обстоятельство может быть серьезным аргументом для использования традиционной установки аминоочистки ввиду более низких общих расходов. Однако процессы аминоочистки для газа с высоким содержанием H_2S и/или CO_2 связаны с повышенным энергопотреблением, а также с высокими капитальными и эксплуатационными расходами.

Так что по-прежнему в технике существует потребность в более дешевых и простых процессах, в которых снижены или практически сведены к нулю выбросы CO_2 в атмосферу. Соответственно, настоящее изобретение относится к системам и способам, в которых CO_2 , выделенный из природного газа (или из другого потока смеси газов), вместе с CO_2 , выведенным из соответствующей энергетической системы, обеспечивающей энергию для осуществления процесса, предпочтительно мог быть сделан пригодным (под высоким давлением и с незначительным содержанием углеводородов) для закачки в толщу пород или для другого использования. Поток CO_2 также предпочтительно может быть сделан пригодным для повышения нефтеотдачи пласта. Углеводороды с числом

атомов углерода более трех, выделенные из потока смеси газов, предпочтительно могут быть выделены с содержанием H_2S (или другого сернистого материала) ниже приблизительно 2 ppm. H_2S (или другой сернистый материал) предпочтительно может быть выделен как концентрированный поток для использования в качестве исходного материала в установке Клауса по производству серы, в установке по производству серной кислоты и/или для другого возможного использования. Поток, содержащий H_2S (или другой сернистый материал), предпочтительно может быть получен при высоком давлении для захоронения в толще пород (в истощенной газовой или нефтяной скважине). В потоке природного газа (или в потоке другого газа, очищенного по меньшей мере от сернистого материала) содержание серы (напр., содержание H_2S) предпочтительно может быть менее приблизительно 2 ppm и содержание CO_2 менее приблизительно 2 объемн.%.
5
10

Сущность изобретения

Настоящее изобретение относится к системам и способам, которые могут использоваться для отделения сернистого материала от потока смеси газов. Такие системы и способы могут быть, в частности, адаптированы или сконфигурированы для взаимодействия потока смеси газов, содержащего сернистый материал, с растворителем, содержащим один или более компонентов, который подходит для удаления по меньшей мере части сернистого материала из потока смеси газов. Например, в некоторых вариантах жидкий диоксид углерода может быть особенно полезен для выборочного отделения широкого круга соединений серы из потока смеси газов. Результатом является по существу очищенный товарный газ и жидкий поток, который при необходимости может быть обработан дополнительно. В частности, в некоторых вариантах способ отделения сернистого материала от исходного многокомпонентного потока может включать: подачу исходного многокомпонентного потока, содержащего по меньшей мере сернистый материал и топливный газ, в контактную (очистную) колонну; подачу потока растворителя, содержащего жидкий диоксид углерода, в контактную колонну, так что поток растворителя, содержащего жидкий диоксид углерода, взаимодействует с исходным многокомпонентным потоком; выведение из
15
20
25
30

контактной колонны потока кубового продукта, содержащего по меньшей мере часть сернистого материала из исходного многокомпонентного потока; и выведение из контактной колонны потока паров верхнего погона, содержащего по меньшей мере часть топливного газа.

5 В одном или в нескольких вариантах настоящее изобретение относится к системам и к способам разделения и/или очистки различных исходных многокомпонентных потоков, в частности отделения от них сернистых материалов с использованием диоксида углерода. В настоящем изобретении обеспечивается уникально простой и экономически эффективный способ
10 отделения, например, кислых примесей, таких как соединения серы, от потоков топливных газов и/или от других исходных многокомпонентных потоков. Например, потоки топливных газов, подходящие для использования по настоящему изобретению, могут быть получены из различных процессов, таких как сгорание топлива в кислороде и выработка энергии, обработка природного
15 газа и производство водорода. Системы и способы, предлагаемые в настоящем изобретении, особенно полезны, когда в потоке газа присутствует сравнительно большое количество сероводорода, и источник диоксида углерода легко доступен. Предлагаемый способ может осуществляться при температурах, близких к тройной точке чистого диоксида углерода (а именно, $-56,4^{\circ}\text{C}$ при
20 давлении 5,2 бара), так что исключается затвердевание загрязняющих компонентов и необходимость в обработке твердых частиц. Способ имеет простую схему, и требуется сравнительно небольшое количество электричества для обеспечения необходимого охлаждения.

Предлагаемые системы и способы сконфигурированы для получения потока
25 очищенного и по существу чистого углеродистого материала (напр., топливного газа) из исходного многокомпонентного потока, содержащего сернистый материал, с использованием охлаждения и фракционной перегонки. Исходный многокомпонентный поток с сернистым материалом может быть охлажден до температуры, близкой к тройной точке CO_2 и затем подвергнут обработке в
30 подходящей контактной колонне (напр., в массообменной колонне или в дистилляционной колонне) с использованием жидкого диоксида углерода для получения потока, по существу не содержащего серы из исходного материала, в парах верхнего погона и кубового продукта с повышенным содержанием серы.

Предлагаемый процесс может быть интегрирован в любое химическое производство, в котором требуется очистка технологического потока, загрязненного соединениями серы, такими как, например, сероводород. Диоксид углерода, используемый в очищающей текучей среде, может быть получен из

5 потока, содержащего диоксид углерода, в интегрированном процессе или из внешнего источника, и диоксид углерода может быть по существу чистым или может содержать один или более загрязняющих компонентов. Таким образом, системы и способы, раскрытые в настоящем описании, могут быть

10 эффективными для отделения углеродистого потока (напр., потока топливного газа) от загрязняющих компонентов (напр., от сероводорода, сернистого карбонила, меркаптанов и других сернистых соединений с температурой конденсации, близкой к температуре конденсации сероводорода, и от водяных паров). Например, способ может включать использование системы с

15 разделительной колонной для обработки загрязненного потока при температуре, близкой к точке замерзания диоксида углерода, с использованием растворителя, содержащего жидкий диоксид углерода, для получения паров верхнего погона, не содержащих загрязнений, и жидкого кубового продукта с повышенным содержанием загрязнений, содержащих серу.

В других вариантах разделительная колонна может содержать

20 подогреватель кубового остатка (ребойлер) для кипячения части жидкого кубового продукта с повышенным содержанием загрязнений, содержащих серу, путем косвенного теплообмена с охлаждаемым загрязненным технологическим потоком для получения охлажденного загрязненного текучего технологического потока. Кроме того, для охлаждения чистого CO_2 может быть использован

25 теплообменник с косвенным теплообменом между кубовым потоком колонны и продуктами верхнего погона для получения сконденсированного чистого текучего диоксида углерода. Дополнительно может использоваться первое средство снижения давления для уменьшения давления загрязненного технологического потока для получения загрязненного технологического потока

30 под меньшим давлением. Аналогичным образом, может использоваться второе средство снижения давления для расширения загрязненного технологического потока, чтобы уменьшить его температуру таким образом, чтобы она была в пределах приблизительно 5°C от точки замерзания CO_2 (а именно, до

температуры приблизительно $-56,4^{\circ}\text{C}$). В некоторых вариантах осуществления настоящего изобретения может обеспечиваться способ очистки технологического потока, содержащего сернистый материал, причем способ включает пропускание технологического потока, содержащего сернистый материал, через контактную колонну (напр., через массообменную колонну) с потоком растворителя, содержащего жидкий диоксид углерода, так что технологический поток, выходящий из контактной колонны, характеризуется сниженным содержанием сернистого материала.

В некоторых вариантах настоящего изобретения могут, в частности, обеспечиваться способы отделения сернистого материала от исходного многокомпонентного потока. Например, такой способ может включать: подачу исходного многокомпонентного потока, содержащего по меньшей мере сернистый материал и топливный газ, в контактную колонну; подачу потока растворителя, содержащего жидкий диоксид углерода, в контактную колонну, так что поток растворителя, содержащего жидкий диоксид углерода, взаимодействует с исходным многокомпонентным потоком; выведение из контактной колонны потока кубового продукта, содержащего по меньшей мере часть сернистого материала из исходного многокомпонентного потока; и выведение из контактной колонны потока паров верхнего погона, содержащего по меньшей мере часть топливного газа. В других вариантах способ может быть также определен в отношении одного или нескольких следующих положений, которые могут быть объединены в любом количестве и любом порядке.

Способ может включать подачу исходного многокомпонентного потока и потока растворителя в контактную колонну с их пространственным разделением, так что поток растворителя протекает вниз для взаимодействия с исходным многокомпонентным потоком, а исходный многокомпонентный поток протекает вверх для взаимодействия с растворителем.

Контактная колонна может быть дистилляционной колонной.

Контактная колонна может быть противоточной контактной колонной.

Перед введением исходного многокомпонентного потока в контактную колонну, исходный многокомпонентный поток может содержать диоксид углерода в количестве по меньшей мере 2 молярн. %.

Сернистый материал в исходном многокомпонентном потоке может быть выбран из группы, состоящей из сероводорода, сернистого карбонила, тиолсодержащих соединений и комбинаций указанных соединений.

5 Исходный многокомпонентный поток, вводимый в контактную колонну, может иметь температуру в диапазоне от приблизительно -10°C до приблизительно -55°C .

Поток растворителя, вводимый в контактную колонну, может иметь температуру в диапазоне от приблизительно -10°C до приблизительно -55°C .

10 Работа контактной колонны может осуществляться в таких условиях, что по существу ни одна часть любого диоксида углерода в контактной колонне не переходит в твердое состояние при прохождении через контактную колонну.

Поток растворителя, вводимый в контактную колонну, может быть при такой температуре и под таким давлением, что по существу весь содержащийся в нем диоксид углерода находится в жидком состоянии.

15 Поток растворителя, вводимый в контактную колонну, может быть под давлением в диапазоне от приблизительно 7 бар до приблизительно 100 бар.

20 Способ может включать дополнительно перед вышеуказанными стадиями введения пропускание одного или обоих из исходного многокомпонентного потока и потока растворителя через теплообменник для теплообмена по меньшей мере с частью потока паров верхнего погона, который выводят из контактной колонны, так что поток паров верхнего погона нагревается, а один или оба из исходного многокомпонентного потока и потока растворителя охлаждаются.

25 Способ может включать дополнительно испарение одного или более потоков жидкого хладагента в теплообменнике для поддержания его теплового баланса.

Один или более потоков жидкого хладагента может включать жидкий диоксид углерода.

Поток паров верхнего погона, выводимый из контактной колонны, может содержать сернистый материал в количестве менее 2 молярн. %.

30 Поток паров верхнего погона, выводимый из контактной колонны, может содержать сернистый материал в количестве менее 2 молярн. ppm.

Работа контактной колонны может осуществляться под давлением в диапазоне от приблизительно 7 бар до приблизительно 100 бар.

Контактная колонна может быть сконфигурирована для выведения тепла на одной или более ступенях, имеющих в контактной колонне, в положении, которое выше в контактной колонне положения, в котором вводят исходный многокомпонентный поток.

5 Контактная колонна может содержать ребойлер.

По меньшей мере часть исходного многокомпонентного потока может быть пропущена через ребойлер перед подачей в контактную колонну.

Способ может включать дополнительно пропускание потока паров верхнего погона через разделительную установку, сконфигурированную для удаления по меньшей мере части любого диоксида углерода, имеющегося в потоке паров верхнего погона.

10 Разделительная установка может быть мембранным сепаратором, сконфигурированным для разделения потока паров верхнего погона на поток товарного топливного газа и поток пермеата, содержащий по меньшей мере диоксид углерода.

Поток товарного топливного газа может содержать сернистый материал в количестве менее 2 молярн. ppm.

Поток товарного топливного газа может содержать растворитель в количестве менее 2 молярн. %.

20 Способ может включать дополнительно рециркуляцию по меньшей мере части диоксида углерода из потока пермеата в поток растворителя перед введением потока растворителя в контактную колонну.

Способ может включать дополнительно пропускание потока кубового продукта через одну или более дистилляционных колонн, сконфигурированных для отделения одного или более других компонентов, присутствующих в потоке кубового продукта помимо сернистого материала.

Исходный многокомпонентный поток может представлять собой (высоко)сернистый природный газ.

30 Поток кубового продукта может содержать по меньшей мере часть любого сероводорода и углеводородов $C_1 - C_5$, присутствующих в высокосернистом природном газе.

Поток паров верхнего погона может содержать бóльшую часть метана, присутствующего в высокосернистом природном газе.

По меньшей мере часть топливного газа в потоке паров верхнего погона может подаваться в камеру сгорания установки выработки энергии.

5 Поток жидкого кубового продукта из первой дистилляционной колонны может быть разделен во второй дистилляционной колонне на товарный поток паров верхнего погона, содержащий сернистый материал предпочтительно в количестве менее 2 ppm, и поток жидкого кубового продукта, содержащий метан предпочтительно в количестве менее 10 ppm.

Товарный поток паров верхнего погона предпочтительно может содержать углеводороды C₃ и C₄ в количестве менее 100 ppm.

10 Поток жидкого кубового продукта из второй дистилляционной колонны может быть разделен в третьей дистилляционной колонне на поток жидкого кубового углеводородного продукта, содержащий сернистый материал предпочтительно в количестве менее 2 ppm, и товарный поток паров верхнего погона, содержащий по существу весь остальной сернистый материал.

15 Входной поток третьей дистилляционной колонны может быть под давлением в диапазоне от приблизительно 10 бар до приблизительно 20 бар.

20 В верхнюю секцию второй дистилляционной колонны на уровне ступени, расположенной между входной ступенью и конденсатором, может быть введен добавочный поток жидких углеводородов из внешнего источника (или из рециркулируемого потока). Добавочный поток жидких углеводородов может содержать преимущественно углеводороды C₄ и более высокие углеводороды с содержанием пропана менее приблизительно 2 молярн.%.

25 Добавочный поток жидких углеводородов из внешнего источника может быть введен в верхнюю секцию третьей дистилляционной колонны на уровне ступени, расположенной между входной ступенью и конденсатором.

Добавочный поток жидких углеводородов может содержать преимущественно углеводороды C₄ и более высокие углеводороды с содержанием пропана менее приблизительно 2 молярн.%.

30 Жидкий кубовой продукт из третьей дистилляционной колонны может быть обработан для выделения углеводородов C₄ или более высоких углеводородов в форме меньшей мере одного продукта и для рециркуляции по меньшей мере части углеводородов C₄ и более высоких углеводородов в качестве добавочного

потока углеводородов для одной или для обеих из второй и третьей дистилляционных колонн.

Жидкий кубовой продукт из первой дистилляционной колонны может содержать метан в количестве, по меньшей мере достаточном для того, чтобы
5 более 75 молярн.% и предпочтительно более 90 молярн.% любого метана в кубовом продукте из первой колонны могло быть выделено как часть потока паров верхнего погона из второй дистилляционной колонны.

В кубовой продукт из первой дистилляционной колонны может быть добавлен добавочный диоксид углерода таким образом, чтобы содержание
10 диоксида углерода вместе с метаном в кубовом продукте из первой дистилляционной колонны могло быть достаточным для того, чтобы более 75 молярн.% и предпочтительно более 90 молярн.% этана в кубовом продукте могло быть выделено как часть потока паров верхнего погона из второй колонны.

15 Поток паров верхнего погона из второй дистилляционной колонны при температуре, близкой к температуре окружающей среды, может быть подан во вторую мембранную установку отделения диоксида углерода для удаления диоксида углерода в количестве предпочтительно по меньшей мере 90% перед отделением этана.

20 Поток паров верхнего погона из второй дистилляционной колонны может быть введен в четвертую дистилляционную колонну, в которую также может быть введен добавочный поток жидких углеводородов и/или рециркулируемый поток жидких углеводородов на уровне ступени между входной ступенью и конденсатором, так чтобы можно было вывести поток паров верхнего погона с
25 повышенным содержанием диоксидом углерода.

Жидкий кубовой продукт из четвертой кубовой колонны может быть введен в пятую дистилляционную колонну, из которой может быть выведен поток паров верхнего погона с повышенным содержанием этана и жидкий кубовой продукт с повышенным содержанием жидких углеводородных соединений.

30 Поток сжатого диоксида углерода (пермеат) из мембранного сепаратора диоксида углерода может быть охлажден до температуры в диапазоне от приблизительно -40°C до приблизительно -55°C и подан в шестую дистилляционную колонну, из которой может быть выведен жидкий кубовой

продукт с повышенным содержанием диоксида углерода, предпочтительно по меньшей мере 80 молярн.% и более предпочтительно более 95 молярн.%.

Поток при температуре окружающей среды, подаваемый в первый мембранный сепаратор диоксида углерода, может содержать потоки паров
5 верхнего погона из первой и шестой колонн вместе с потоком сжатого пермеата из второй мембранной установки.

В других вариантах настоящего изобретения могут, в частности, обеспечиваться системы для отделения сернистого материала от исходного многокомпонентного потока. Эти системы могут включать комбинацию
10 компонентов, указанных в настоящем описании, таких как одна или более контактных колонн (напр., дистилляционных колонн), один или более теплообменников, одна или более разделительных мембран, один или более компрессоров, одна или более сушильных установок, одна или более трубопроводных арматур, и одна или более линий для соединения различных
15 компонентов и обеспечения прохождения по ним различных потоков. Когда в настоящем описании рассматривается отделение серы в отношении способов отделения, следует понимать, что компоненты, указанные для осуществления способа, могут использоваться для формирования системы, применяемой для осуществления такого отделения.

20 Краткое описание чертежей

После вышеприведенного описания изобретения в общих чертах оно будет рассмотрено ниже со ссылками на прилагаемые чертежи, которые необязательно выполнены в масштабе и на которых показано:

на фиг. 1 - блок-схема системы для отделения сернистого материала от
25 исходного многокомпонентного потока в соответствии с вариантами осуществления настоящего изобретения;

на фиг. 2 - блок-схема системы для отделения сернистого материала от исходного многокомпонентного потока в соответствии с другими вариантами осуществления настоящего изобретения;

30 на фиг. 3 - блок-схема системы для отделения сернистого материала от исходного многокомпонентного потока в соответствии с дополнительными вариантами осуществления настоящего изобретения;

на фиг. 4 - блок-схема системы для отделения сернистого материала от высокосернистого природного газа в соответствии с вариантами осуществления настоящего изобретения;

5 на фиг. 5 - блок-схема системы для отделения сернистого материала от исходного многокомпонентного потока и обработки полученного сернистого материала в соответствии с вариантами осуществления настоящего изобретения;

на фиг. 6 - блок-схема системы для отделения сернистого материала от исходного многокомпонентного потока и обработки полученного сернистого материала в соответствии с вариантами осуществления настоящего изобретения;

10 на фиг. 7 - блок-схема системы для отделения сернистого материала от исходного многокомпонентного потока и обработки полученного сернистого материала в соответствии с вариантами осуществления настоящего изобретения;

на фиг. 8 - блок-схема системы для отделения сернистого материала от исходного многокомпонентного потока и обработки полученного сернистого материала в соответствии с вариантами осуществления настоящего изобретения.

Подробное описание осуществления изобретения

Настоящее изобретение будет описано далее более полно со ссылками на иллюстративные варианты его осуществления. Эти иллюстративные варианты представлены таким образом, чтобы данное описание было законченным и исчерпывающим, полностью раскрывающим объем изобретения для специалиста в данной области техники. Вообще говоря, изобретение может быть реализовано во многих различных формах и не должно считаться ограниченным нижеописанными вариантами, тем более что эти варианты представлены прежде всего для того, чтобы данное описание удовлетворяло всем действующим нормативным требованиям. Формы единственного числа, указываемые в описании и в прилагаемой формуле изобретения, не исключают множественного числа, если только в явной форме не указано иное.

В настоящем изобретении предлагаются системы и способы, подходящие для отделения сернистых материалов от потоков смесей газов. Более конкретно, было найдено, что диоксид углерода в его жидком состоянии может быть в высшей степени эффективным в качестве растворителя для поглощения сернистых материалов, содержащихся в потоке газов. Поэтому жидкий диоксид углерода (или другой растворитель, указанный в настоящем описании) может

быть использован в некоторых вариантах для удаления сернистых материалов из исходных многокомпонентных потоков, которые содержат также один или несколько топливных газов. В этом случае может обеспечиваться в высшей степени экономически эффективное средство для очистки топливных газов (или других продуктов) путем удаления по существу всех содержащихся в них загрязняющих сернистых материалов.

Исходный многокомпонентный поток, подходящий для очистки в соответствии с настоящим изобретением, может содержать по меньшей мере два компонента: газообразный компонент, подлежащий очистке для получения выходного продукта, и сернистый материал, который необходимо отделить или удалить из исходного многокомпонентного потока. В некоторых вариантах газообразный компонент, подлежащий очистке, может быть топливным газом. Например, топливным газом может быть метан или смесь метана с этаном. Таким образом, в таких вариантах исходный многокомпонентный поток может быть смесью природного газа, которая содержит метан и некоторые количества более высоких углеводородов (напр., $C_2 - C_5$). В некоторых вариантах топливный газ может содержать монооксид углерода и/или водород. Например, топливный газ может быть синтез-газом. Таким образом, указание топливного газа в настоящем описании может означать любой материал, который пригоден для использования в качестве топлива и который в нормальных условиях находится в газообразном состоянии. В некоторых вариантах исходный многокомпонентный поток может включать любой один или комбинацию следующих компонентов: метан, этан, пропан, бутан, пентан, гексан, монооксид углерода и водород. Предпочтительно исходный многокомпонентный поток содержит по меньшей мере один газообразный компонент, и поэтому исходный многокомпонентный поток может быть указан как газовая смесь.

Сернистый материал, подлежащий выделению или удалению из исходного многокомпонентного потока, может быть по существу любым серосодержащим материалом, поскольку растворитель, используемый в соответствии с настоящим изобретением, может быть подобран таким образом, чтобы обеспечивать удаление из исходного газа по существу всех серосодержащих материалов. Например, жидкий диоксид углерода может быть особенно эффективным для поглощения и/или конденсации по существу всех серосодержащих материалов

из исходного газа. В этом случае сернистые материалы, такие как сероводород (H_2S), сернистый карбонил (COS), тиолсодержащие материалы, сероуглерод и соединения, содержащие дисульфидные связи, могут быть выделены или удалены из исходного многокомпонентного потока в соответствии с вариантами осуществления настоящего изобретения. Следует понимать, что тиолсодержащими материалами могут быть любые сероорганические соединения с формулой $R-SH$, где R - это алкил или другой органический заместитель. Тиолсодержащий материал может быть указан как меркаптан. Предполагается, что сернистый материал, подлежащий удалению, находится преимущественно в газообразном состоянии в условиях осуществления удаления, как это указано в описании.

В одном из иллюстративных вариантов настоящее изобретение может относиться к очистке высокосернистого газа, под которым понимается природный газ или любой другой газ, содержащий значительные количества сероводорода. Высокосернистый газ может также содержать кислотные газы, такие как углекислый газ. Хотя использование изобретения описывается здесь на иллюстративных вариантах для очистки высокосернистого газа, следует понимать, что изобретение может использоваться для очистки любого исходного многокомпонентного потока, содержащего сернистый материал.

Исходный многокомпонентный поток, подходящий для очистки в соответствии с настоящим изобретением, может содержать сернистые материалы в количестве по меньшей мере 5 ppm, по меньшей мере 10 ppm, по меньшей мере 50 ppm, по меньшей мере 100 ppm, по меньшей мере 500 ppm, по меньшей мере 1,000 ppm, по меньшей мере 1% или по меньшей мере 2% (в молярном исчислении). Исходный многокомпонентный поток может содержать также и другие кислотные газы. Однако в некоторых вариантах удаление сернистых материалов может быть более эффективным, когда исходный многокомпонентный поток содержит большее количество сернистого материала по сравнению с другими кислотными газами (в молярном исчислении). В таких случаях жидкий диоксид углерода в растворителе может предпочтительно удалять сернистый материал и более эффективно обеспечивать очищенный топливный газ, по существу не содержащий сернистый материал.

Как показано на фиг. 1 исходный многокомпонентный поток, содержащий по меньшей мере сернистый материал и газообразный продукт (напр., топливный газ), может быть обработан для отделения по меньшей мере части сернистого материала от газообразного продукта. Конкретно, исходный

5 многокомпонентный поток может быть подан из источника 102 исходного многокомпонентного потока по линии 105 в контактную колонну 110. Как это будет описано ниже, исходный многокомпонентный поток перед его подачей в контактную колонну 110 может быть подвергнут одной или нескольким стадиям обработки. Например, исходный многокомпонентный поток может быть

10 охлажден до температуры, близкой к точке замерзания диоксида углерода. В этом случае исходный многокомпонентный поток в линии 105, подаваемый в контактную колонну 110, может содержать жидкую фракцию и газовую фракцию. Предпочтительно такой исходный многокомпонентный поток может содержать жидкую фракцию в количестве менее 50%, менее 40%, менее 30%,

15 менее 20%, менее 10% или менее 5%, указаны молярные проценты, (напр. в диапазоне от приблизительно 0,1% до приблизительно 40%, от приблизительно 0,1% до приблизительно 20% или от приблизительно 0,1% до приблизительно 10%, указаны молярные проценты). В этом случае для указания исходного многокомпонентного потока может использоваться термин "смесь газов", однако

20 он не должен рассматриваться как исключаящий потоки текучей среды, содержащие как жидкую фракцию, так и газовую фракцию, поскольку двухфазные потоки могут легко обрабатываться в соответствии с настоящим изобретением. Например, в некоторых вариантах исходный многокомпонентный поток, содержащий жидкую фракцию и газовую фракцию, может быть подан

25 непосредственно в контактную колонну 110, в которой используется тарелка с кольцевым движением потока, тарелка с патрубком для прохода газа и/или аналогичные внутренние конструктивные компоненты, обычно используемые для приема вводимых двухфазных потоков. В другом примере перед подачей в контактную колонну 110 может быть осуществлено быстрое испарение

30 исходного многокомпонентного потока, содержащего жидкую фракцию и газовую фракцию. В других примерах исходный многокомпонентный поток, содержащий жидкую фракцию и газовую фракцию, может быть разделен, причем газовую фракцию подают в среднюю секцию контактной колонны 110, а

жидкую фракцию подают, минуя контактную колонну, для смешивания с жидким кубовым потоком, выходящим из контактной колонны, для подачи во вторую колонну (напр., во вторую контактную колонну 221 на фиг. 2).

Исходный многокомпонентный поток, проходящий по линии 105, предпочтительно взаимодействует с растворителем внутри контактной колонны 110. Взаимодействие исходного многокомпонентного потока и растворителя может быть охарактеризовано как орошение или другое глубокое перемешивание, включая (без ограничения) обеспечение противотока исходного многокомпонентного потока относительно растворителя. Как показано на фиг. 1, растворитель из источника 101 растворителя подают в контактную колонну 110 по линии 103 растворителя. Однако следует понимать, что по меньшей мере часть растворителя из линии 103 может быть подана в источник 102 исходного многокомпонентного потока и/или в линию 105 исходного многокомпонентного потока, так что удаление сернистого материала из этого потока может начинаться перед его подачей в контактную колонну 110. Например, исходный многокомпонентный поток, поступающий в контактную колонну 110 из линии 105, может содержать растворитель в количестве до приблизительно 50 мас.%, до приблизительно 40 мас.%, до приблизительно 30 мас.%, до приблизительно 20 мас.%, до приблизительно 10 мас.% или до приблизительно 5 мас.% (от общего веса текучей среды, проходящей по линии 105 в контактную колонну). Более конкретно, исходный многокомпонентный поток, поступающий в контактную колонну 110 по линии 105, может содержать растворитель в количестве от приблизительно 0,1 мас.% до приблизительно 40 мас.%, от приблизительно 0,2 мас.% до приблизительно 20 мас.%, от приблизительно 0,5 мас.% до приблизительно 15 мас.% или от приблизительно 1 мас.% до приблизительно 10 мас.% (от общего веса текучей среды, проходящей по линии 105 в контактную колонну). Понятно, что когда растворитель подается в линию 105 вместе с исходным многокомпонентным потоком, он может подаваться в контактную колонну 110 также независимо по линии 103 растворителя.

Источник 102 исходного многокомпонентного потока и/или исходный многокомпонентный поток в линии 105 может содержать по меньшей мере некоторое количество диоксида углерода. Например, источник 102 исходного многокомпонентного потока может содержать углекислый газ в количестве от

приблизительно 0,01% до приблизительно 20%, от приблизительно 0,05% до
приблизительно 10%, от приблизительно 0,1% до приблизительно 5% или от
приблизительно 0,5% до приблизительно 3% (указаны молярные проценты). В
5 других примерах, как это уже было описано, в исходный многокомпонентный
поток может быть добавлен жидкий диоксид углерода из растворителя перед
подачей исходного многокомпонентного потока в контактную колонну. В
некоторых вариантах исходный многокомпонентный поток перед его подачей в
контактную колонну может содержать диоксид углерода (в жидком или
газообразном состоянии) в количестве по меньшей мере 0,01%, по меньшей мере
10 0,05%, по меньшей мере 0,1%, по меньшей мере 0,5%, по меньшей мере 1% или
по меньшей мере 2% (указаны молярные проценты). Как это указывается ниже,
исходный многокомпонентный поток в линии 105 перед его подачей в
контактную колонну 110 может быть охлажден до по существу низкой
температуры. При такой температуре диоксид углерода в исходном
15 многокомпонентном потоке может находиться в жидком состоянии (либо это
сжижаемый первоначально имеющийся углекислый газ, либо жидкий диоксид
углерода из растворителя, введенного в исходный многокомпонентный поток).
Однако должно быть понятно, что по меньшей мере часть газов, первоначально
присутствующих в источнике 102 исходного многокомпонентного потока может
20 оставаться в газообразном состоянии. В этом случае исходный
многокомпонентный поток в линии 105 может быть смесью, часть которой
находится в жидком состоянии, и часть находится в газообразном состоянии. В
предпочтительных вариантах бóльшая часть (то есть, более 50 молярн.%)
исходного многокомпонентного потока при подаче в контактную колонну 110
25 остается в газообразном состоянии.

Как это уже указывалось в настоящем описании, было найдено, что жидкий
диоксид углерода является особенно эффективным для удаления сернистых
материалов из исходного многокомпонентного потока. Следует понимать, что
вместе с жидким диоксидом углерода могут использоваться другие
30 растворители, подходящие для газообразных сернистых материалов. В
иллюстративных вариантах может быть предпочтительным, чтобы растворитель
содержал по существу только жидкий диоксид углерода или по меньшей мере
исключал другие материалы. Например, в некоторых вариантах растворитель

может состоять из жидкого диоксида углерода или может состоять по существу из жидкого диоксида углерода, и, таким образом, исключается какой-либо другой жидкий растворитель. В других вариантах растворитель может содержать жидкий диоксид углерода в количестве по меньшей мере 60%, по меньшей мере 80%, по меньшей мере 95%, по меньшей мере 99% или по меньшей мере 99,9% (указаны молярные проценты). В частности, может быть предпочтительно, чтобы растворитель по существу не содержал каких-либо сернистых материалов (а именно, растворитель содержит любые сернистые материалы в количестве менее 2 молярн. ppm). Более предпочтительно, чтобы растворитель совершенно не содержал каких-либо сернистых материалов. В частности, растворитель может быть материалом, который адаптирован или изменен для растворения, конденсирования или иного действия, обеспечивающего отделение сернистого материала от остальных компонентов исходного многокомпонентного потока и вывода из контактной колонны вместе с жидким потоком, в то время как остающиеся части исходного многокомпонентного потока выходят из контактной колонны вместе с газовым потоком. В этом случае может использоваться любой растворитель, адаптированный или измененный для обеспечения отделения сернистого материала в рабочих условиях (напр., при рабочем давлении и/или температуре) контактной колонны 110, указанных в настоящем описании.

Растворитель, подаваемый в контактную колонну 110, предпочтительно имеет такую температуру и находится под таким давлением, чтобы по существу весь диоксид углерода, который может присутствовать в растворителе, находился в жидком состоянии. Аналогично, может быть предпочтительно, чтобы любой используемый растворитель находился в жидком состоянии, когда его вводят в контактную колонну 110. Однако предпочтительно, чтобы растворитель, вводимый в контактную колонну 110, находился при такой температуре и под таким давлением, чтобы диоксид углерода был по существу близок к его точке замерзания, оставаясь все-таки жидким. Таким образом, предпочтительно, чтобы растворитель, вводимый в контактную колонну 110, находился при температуре от приблизительно -10°C до приблизительно -55°C , от приблизительно -25°C до приблизительно -55°C или от приблизительно -40°C до приблизительно -55°C . В некоторых вариантах растворитель, вводимый в

контактную колонну 110, имеет температуру в диапазоне приблизительно 2°C, приблизительно 3°C, приблизительно 4°C, приблизительно 5°C, приблизительно 10°C или приблизительно 20°C от точки замерзания растворителя (или любой части растворителя, которая имеет наивысшую относительную точку

5 замерзания). В предпочтительных вариантах растворитель, вводимый в контактную колонну 110, имеет температуру, которая находится в диапазоне приблизительно 2°C, приблизительно 3°C, приблизительно 4°C, приблизительно 5°C, приблизительно 10°C или приблизительно 20°C от точки замерзания диоксида углерода. Работа контактной колонны 110 может осуществляться в

10 пределах любого из вышеуказанных температурных диапазонов. Предпочтительно работу контактной колонны 110 осуществляют таким образом, чтобы жидкий диоксид углерода в растворителе (или любой другой материал растворителя) не замерзал, переходя в твердое состояние, в любом месте внутри контактной колонны. Таким образом, при работе контактной колонны 110 в ней

15 по существу не может быть любого твердого диоксида углерода и/или любого твердого компонента растворителя. В частности, диоксид углерода не затвердевает (то есть, не замерзает), а оживает (то есть, плавится) внутри контактной колонны 110. Предпочтительно растворитель (и особенно диоксид углерода) остается жидким внутри контактной колонны 110, чтобы

20 максимизировалась его способность удалять сернистый материал из исходного многокомпонентного потока. Предпочтительно используется минимально возможная рабочая температура, при которой не происходит затвердевание диоксида углерода (или любого другого компонента растворителя), в любом одном или более из растворителя, контактной колонны 110 и потока паров

25 верхнего погона, выходящего из контактной колонны. В одном или в нескольких вариантах исходный многокомпонентный поток, подаваемый в контактную колонну, имеет температуру в пределах одного или более из диапазонов, указанных выше для растворителя и для работы контактной колонны 110. Следует понимать, что растворитель может включать фракцию, которая

30 находится в газообразном состоянии при введении растворителя в контактную колонну 110. Однако предпочтительно, чтобы большая часть растворителя находилась в жидком состоянии для обеспечения отделения сернистого материала. Таким образом, рабочие условия контактной колонны и установки

предварительной обработки растворителя могут быть такими, чтобы растворитель при подаче в контактную колонну содержал газообразную фракцию в количестве менее 50%, менее 25%, менее 10%, менее 5%, менее 1% или менее 0,5%, напр., в диапазоне от приблизительно 0,01% до приблизительно 40%, от приблизительно 0,01% до приблизительно 10% или от приблизительно 0,01% до приблизительно 1% (указаны молярные проценты). Таким образом, при подаче в контактную колонну количество жидкой фракции растворителя может быть более 50%, более 75%, более 90%, более 95%, более 99% или более 99,5% (указаны молярные проценты). Более конкретно, при подаче растворителя в контактную колонну количество жидкой фракции в нем может находиться в диапазоне от приблизительно 60% до приблизительно 99,99%, от приблизительно 90% до приблизительно 99,99% или от приблизительно 95% до приблизительно 99,99% (указаны молярные проценты).

В некоторых вариантах растворитель может содержать некоторое количество углеводородов. Как будет описано ниже, по меньшей мере часть растворителя может представлять собой рециркулируемый поток и может включать, например, метан, концентрация которого находится в диапазоне от 0 молярн.% до приблизительно 25 молярн.% от полной концентрации потока растворителя. Предпочтительно, чтобы содержание углеводородов в потоке растворителя поддерживалось на минимально возможном уровне. Кроме того, любой углеводородный материал, присутствующий в растворителе, предпочтительно имеет минимально возможную температуру, которая должна быть выше температуры замерзания растворителя. Практически температура должна быть в диапазоне от приблизительно 2°C до приблизительно 10°C выше температуры замерзания и предпочтительно в диапазоне от приблизительно 3°C до приблизительно 5°C выше температуры замерзания потока растворителя. Растворитель предпочтительно подается в контактную колонну 110 в достаточной концентрации относительно исходного многокомпонентного потока, так чтобы концентрация сернистого материала в потоке паров верхнего погона, выходящем в линию 111, была ниже 2 ppm. Концентрация сернистого материала в потоке паров верхнего погона в линии 111 может варьироваться, как это будет необходимо. Например, концентрация сернистого материала в потоке паров верхнего погона в линии 111 может быть менее 2%, менее 1%, менее 0,1%,

менее 100 ppm, менее 10 ppm или менее 2 ppm (в молярном исчислении). Поток растворителя предпочтительно должен содержать минимально возможное количество углеводородов, чтобы максимизировать эффективность поглощения сернистого материала растворителем, минимизировать концентрацию

5 углеводородов в потоке паров верхнего погона, выходящего из колонны в линию 111, и минимизировать любые проблемы, которые могут быть связаны с удалением диоксида углерода ниже по потоку. Опционально контактная колонна 110 может быть снабжена конденсатором в ее верхней части и ребойлером в

10 нижней части для ослабления указанных проблем. Различные варианты конденсаторов и ребойлеров описаны ниже в связи с прилагаемым Примером, и следует понимать, что любая одна или любая комбинация контактных колонн (напр., дистилляционных колонн), рассмотренных в настоящем описании, может быть снабжена одним или обоими из конденсатора и ребойлера.

Растворитель и/или исходный многокомпонентный поток могут быть

15 подвергнуты одной или нескольким стадиям обработки перед их подачей в контактную колонну 110 для достижения одной или нескольких требуемых характеристик соответствующих потоков. Например, один или оба из растворителя и исходного многокомпонентного потока могут быть охлаждены, так чтобы их температура находилась в требуемом температурном диапазоне.

20 Как показано на фиг. 1, растворитель, выходящий из источника 101 растворителя и исходный многокомпонентный поток, выходящий из источника 102 исходного многокомпонентного потока, уже имеют требуемую температуру. Однако если необходимо понизить температуру, то может использоваться любое

25 охлаждение или другой теплообмен, подходящий для охлаждения одного или обоих потоков до требуемой температуры (напр., до температуры, близкой приблизительно -56°C). Иллюстративные варианты охлаждающих устройств, подходящих для целей настоящего изобретения, описываются конкретно в отношении Примера 1. В частности, теплообменная система, используемая для

30 охлаждения одного или обоих из растворителя и исходного многокомпонентного потока, может использоваться также для нагрева потока паров верхнего погона, выходящего в линию 111, и/или одного или нескольких других газовых потоков, как это указывается в настоящем описании, до более высокой температуры, например до температуры, близкой к температуре внешней среды. Если

используется теплообменник (см. теплообменник 7 в прилагаемом Примере), то любое недостающее охлаждение может обеспечиваться подходящей системой, такой как контур охлаждения с закрытым циклом (см. охлаждающую установку 8 в Примере 1) с рабочей средой, способной обеспечить охлаждение на 5 требуемом низкотемпературном уровне. Опционально контур охлаждения может обеспечивать охлаждение на двух или более температурных уровнях. Опционально охлаждение может обеспечиваться охлаждающей текучей средой, содержащей чистый диоксид углерода или диоксид углерода, смешанный с другими газами (напр., с метаном), испаряющимися при температуре, близкой к 10 его температуре замерзания. При необходимости могут использоваться любые средства охлаждения, известные в технике. Например, для обеспечения охлаждения могут осуществляться подходящие комбинации расширения и повторного сжатия, и это может охватывать системы и способы, в которых используется эффект Джоуля-Томсона.

15 Более конкретно, перед подачей исходного многокомпонентного потока по линии 105 и/или потока растворителя по линии 103 в контактную колонну 110, один или оба потока могут быть пропущены через теплообменник, через который проходит по меньшей мере часть потока паров верхнего погона, который отбирается из контактной колонны 110 в линию 111, так что этот поток 20 нагревается, а один или оба из потока исходного многокомпонентного потока и потока растворителя охлаждаются. В одном или в нескольких вариантах охлаждение для одного или обоих из исходного многокомпонентного потока в линии 105 и растворителя в линии 103 может обеспечиваться системой 25 охлаждения (напр., с контуром с закрытым циклом), в которой используется подходящий хладагент. В этом случае может быть осуществлено испарение одного или нескольких потоков жидкого хладагента в теплообменнике (напр., на одном и том же, или на разных температурных уровнях) для поддержания его теплового баланса. В некоторых вариантах жидкий хладагент может содержать жидкий диоксид углерода.

30 Предпочтительно диоксид углерода, используемый в жидком растворителе в линии 103, может обеспечиваться с такой температурой и под таким давлением, чтобы плотность диоксида углерода была в требуемом диапазоне. Например, диоксид углерода может иметь плотность приблизительно 0,6 кг/л

или более, приблизительно 0,7 кг/л или более, или приблизительно 0,75 кг/л или более. Для этого диоксид углерода, который пропускают через теплообменник для охлаждения перед подачей в контактную колонну 110, может быть под давлением, которое по существу близко или превышает критическое давление диоксида углерода, и при температуре, которая по существу близка к температуре окружающей среды. Более конкретно, диоксид углерода может быть под давлением, величина которого находится в диапазоне от приблизительно 50 бар до приблизительно 85 бар или от приблизительно 65 бар до 75 бар. Давление потока растворителя может быть понижено до давления в колонне с помощью подходящей трубопроводной арматуры после охлаждения в теплообменнике (см. арматуру 30 на фиг. 4). В альтернативном варианте поток растворителя может обеспечиваться под давлением, которое немного выше рабочего давления контактной колонны 110, и может быть охлажден в охлаждающем теплообменнике до требуемой температуры, близкой к точке замерзания растворителя.

В одном или в нескольких вариантах исходный многокомпонентный поток может быть предварительно обработан для отделения воды в жидкой фазе и опционально углеводородов выше C4. Затем таким образом обработанный исходный многокомпонентный поток может быть высушен до точки росы, которая ниже рабочей температуры контактной колонны 110, предпочтительно ниже точки росы приблизительно -56°C или ниже точки росы приблизительно -60°C . Такое высушивание может быть осуществлено, например, в осушителе с термически регенерируемым десикантом. Для потока растворителя аналогичным образом может обеспечиваться точка росы в одном или в нескольких вышеуказанных диапазонах. Затем высушенный исходный многокомпонентный поток и высушенный поток растворителя охлаждают в теплообменнике до низкой температуры, требуемой для работы контактной колонны 110. Как показано на фиг. 1, растворитель, выходящий из источника 101 растворителя, и исходный многокомпонентный поток, выходящий из источника 102 исходного многокомпонентного потока, могут уже иметь требуемую точку росы. В альтернативном варианте, как указано в прилагаемом Примере, предлагаемая система и способ могут включать осуществление требуемого высушивания для достижения требуемой точки росы.

В некоторых вариантах могут использоваться дополнительные или альтернативные компоненты для обеспечения одного или обоих из растворителя в линии 103 и исходного многокомпонентного потока в линии 105 при подаче в контактную колонну 110 в соответствующем диапазоне температур и/или давлений. Например, давление исходного многокомпонентного потока из источника 102 исходного многокомпонентного потока может быть повышено (напр., по меньшей мере до 60 бар) в многоступенчатом компрессоре с промежуточным охлаждением перед высушиванием в осушителе (напр., в слое подходящего высушивающего материала, такого как молекулярные сита или цеолиты), предпочтительно до точки росы, по существу близкой к -60°C . Затем давление высушенного потока может быть снижено путем пропускания через первую трубопроводную арматуру перед пропусканием через теплообменник. После этого поток может быть пропущен через второй расширительный клапан для формирования потока с температурой, близкой к температуре тройной точки диоксида углерода, приблизительно $-56,4^{\circ}\text{C}$. Затем этот поток (то есть, любой из потока растворителя и исходного многокомпонентного потока или оба потока) может быть подан в контактную колонну, как это указывается в настоящем описании. Низкотемпературные пары, выходящие из верхней части контактной колонны 110, могут использоваться в качестве источника охлаждения для одного или нескольких других потоков, например, в основном теплообменнике, используемом в системе, как это описывается ниже (см. теплообменник 7 в прилагаемом примере).

Контактная колонна 110 может быть любой конструкцией, которая обеспечивает возможность введения в нее необходимых потоков и взаимодействия в ней этих потоков. Например, контактная колонна 110 в некоторых вариантах может быть дистилляционной колонной и, таким образом, может содержать любое количество тарелок, которые могут использоваться в обычной фракционирующей дистилляционной колонне. Вместо этого контактная колонна 110 может содержать любой подходящий наполнитель, который обычно может использоваться во фракционирующих насадочных колоннах. Контактная колонна 110 может быть охарактеризована как колонна с противотоком, в которой введенный газовый поток проходит вверх для взаимодействия с введенным жидким потоком, который проходит вниз. Контактная колонна 110

предпочтительно может быть адаптирована или сконфигурирована для эффективной обработки подаваемого двухфазного потока. Например, контактная колонна 110 может быть адаптирована или сконфигурирована для обеспечения одной или более из следующих функций: очень быстрое испарение входного потока в испарительном резервуаре перед подачей в колонну; использование тарелки с кольцевым движением потока или тарелки с патрубком для прохода потока; использование нагревательных элементов, таких как нагревательные змеевики или трубы, в которых циркулируют нагревающие текучие среды, такие как пар или другие технологические потоки, во внутренних секциях колонны для регулирования кипения внутри колонны и достижения требуемых характеристик разделения для кубовых продуктов и продуктов верхнего погона.

Рабочее давление контактной колонны 110 предпочтительно ниже критического давления текучих сред во всех точках контактной колонны. В иллюстративных вариантах контактная колонна может работать в диапазоне от приблизительно 7 бар до приблизительно 100 бар, от приблизительно 10 бар до приблизительно 70 бар, от приблизительно 7 бар до приблизительно 60 бар, от приблизительно 30 бар до приблизительно 50 бар, или от приблизительно 20 бар до приблизительно 50 бар. Поток растворителя и/или исходный многокомпонентный поток могут быть поданы в контактную колонну 110 под давлением, величина которого находится в одном или в нескольких вышеуказанных диапазонах.

На практике исходный многокомпонентный поток, поступающий из линии 105, взаимодействует внутри контактной колонны 110 с жидким диоксидом углерода, поступающим из линии 103, для обеспечения требуемого удаления сернистого материала из потока смеси газов. Как уже указывалось, часть потока растворителя может быть соединена с исходным многокомпонентным потоком перед подачей в контактную колонну 110, однако следует понимать, что по меньшей мере частично передача сернистого материала из исходного многокомпонентного потока в растворитель осуществляется внутри контактной колонны 110. В частности, сернистый материал переходит из исходного многокомпонентного потока в жидкий диоксид углерода внутри контактной колонны, и из нее могут быть выведены два отдельных потока. Из нижней части контактной колонны 110 может быть выведен в линию 116 поток кубового

продукта, который содержит по меньшей мере часть сернистого материала из исходного многокомпонентного потока, а из верхней части колонны 110 может быть выведен в линию 111 поток паров верхнего погона, содержащий по меньшей мере часть товарного газа из исходного многокомпонентного потока. В 5 одном или в нескольких вариантах поток кубового продукта в линии 116 может содержать по существу весь сернистый материал из исходного многокомпонентного потока. В вариантах, в которых исходный многокомпонентный поток представляет собой поток природного газа, кубовой 10 поток в линии 116 аналогично может включать по существу все углеводороды C_3 или более высокие углеводороды, которые присутствуют, как и минимальные количества газообразного диоксида углерода и метана и/или этана.

В одном или в нескольких вариантах у основания контактной колонны 110 может использоваться ребойлер (напр., теплообменник), в результате работы которого поток кубового продукта, выходящий из нижней части контактной 15 колонны в линию 116, содержит по существу весь сернистый материал из исходного многокомпонентного потока. В том случае, когда исходный многокомпонентный поток содержит природный газ, использование такого ребойлера позволяет также обеспечивать работу в режиме, в котором поток 20 продукта в линии 116 содержит по существу все более высокие углеводороды (напр., C_3 - C_5 или выше), присутствующие в исходном многокомпонентном потоке. Иллюстративный вариант ребойлера описан в Примере 1. Использование ребойлера может также приводить к тому, что поток паров верхнего погона, выходящий в линию 111 из контактной колонны 110, содержит основную часть 25 газообразного диоксида углерода из исходного многокомпонентного потока, и в тех случаях, когда исходный многокомпонентный поток представляет собой природный газ, приводить к тому, что поток паров верхнего погона, содержит основную часть метана и этана, присутствующих в исходном многокомпонентном потоке. Такой ребойлер может быть компонентом, отдельным от контактной колонны 110, или он может быть встроен в нее. 30 Нагревающий поток для ребойлера может поступать из любого подходящего источника. В некоторых вариантах по меньшей мере часть исходного многокомпонентного потока пропускают через этот ребойлер перед подачей в контактную колонну 110. В этом случае исходный многокомпонентный поток

может обеспечивать тепло для ребойлера, а сам охлаждается перед подачей в контактную колонну 110.

В тех вариантах, в которых исходный многокомпонентный поток представляет собой природный газ, поток паров верхнего погона, выходящий в
5 линию 111, предпочтительно по существу не содержит углеводороды выше C_2 . Например, поток паров верхнего погона, выходящий в линию 111 из контактной колонны 110, предпочтительно содержит C_3 , C_4 или C_5 в количестве менее 1%, менее 100 ppm, менее 10 ppm или менее 5 ppm (в молярном исчислении), по отдельности или все вместе.

10 Поток паров верхнего погона, выходящий в линию 111 из контактной колонны 110, может быть пропущен через одно или более устройств для дополнительной обработки. На фиг. 1 показано устройство 121 для обработки паров верхнего погона, которое может содержать одну или несколько секций обработки. В некоторых вариантах может быть целесообразно сначала нагреть
15 поток паров, например, до температуры, близкой к температуре внешней среды. Это может быть осуществлено с использованием специального нагревателя (напр., в форме компонента устройства 121 обработки паров верхнего погона) или с использованием тепла, которое может быть отобрано из другого устройства. Например, поток паров верхнего погона, поступающий в линию 111,
20 может быть пропущен через теплообменник, который используется для охлаждения одного или обоих из потока растворителя и исходного многокомпонентного потока. В этом случае для нагрева потока паров верхнего погона используется тепло, отбираемое из одного или обоих из исходного потока растворителя и исходного потока смеси газов.

25 Поток паров верхнего погона, поступающий в линию 111, может быть подвергнут одной или нескольким стадиям обработки для его разделения на требуемые составляющие. Таким образом, устройство 121 обработки паров верхнего погона может включать один или несколько блоков. Например, в случае, когда поток смеси газов в линии 105 представляет собой поток
30 природного газа, поток газов верхнего погона, поступающий в линию 111, может содержать по меньшей мере метан и газообразный диоксид углерода. Соответственно, может быть целесообразно отделить по меньшей мере большую часть газообразного диоксида углерода от метана для обеспечения потока метана

высокой степени очистки. Эта идея в равной степени может быть реализована для любого газового потока верхнего погона в том случае, когда он содержит несколько компонентов. Концентрация сернистого материала в потоке товарного газа, выходящем в линию 125, может варьироваться, как это потребуется, в зависимости от эффективности удаления сернистого материала в контактной колонне 110. Например, концентрация сернистого материала в потоке товарного газа (напр., топливного газа) в линии 125 может быть менее 2%, менее 1%, менее 0,1%, менее 100 ppm, менее 10 ppm или менее 2 ppm (в молярном исчислении). Такая низкая концентрация сернистого материала может быть особенно полезна, поскольку продукт может быть (в одном или в нескольких вариантах) топливным газом, и по меньшей мере часть этого топливного газа может подаваться в камеру сгорания установки выработки энергии.

В одном или в нескольких вариантах устройство 121 обработки паров верхнего погона, через которое может пропускаться поток паров в линии 111, может содержать одноступенчатый или многоступенчатый (напр., двухступенчатый) мембранный газосепаратор. Может использоваться любой подходящий мембранный газосепаратор, такой как, например, UOP SeparexTM Membrane System, который специально разработан для отделения кислотных газов и воды от природного газа. В примере, в котором поток газа верхнего погона в линии 111 получают из высокосернистого природного газа, используемого в качестве источника 102 исходного многокомпонентного потока, применение мембранного сепаратора может быть эффективным для отделения основной массы газообразного диоксида углерода от потока природного газа конечной обработки (товарного газа), который представляет собой преимущественно метан и который выходит из мембранной системы в форме потока высокого давления, не прошедшего сквозь мембраны. Это описывается ниже в отношении Примера 1. Поток газа конечной обработки, очищенный описанным образом, содержит диоксид углерода в концентрации, величина которой находится в требуемом диапазоне малых величин, например, ниже 5%, ниже 4%, ниже 3% или ниже 2% (указаны молярные проценты). Содержание метана и этана в потоке газообразного диоксида углерода, выходящего из мембранного сепаратора, может быть минимизировано с использованием двухступенчатого мембранного устройства. Количество используемых

мембранных сепараторов может быть выбрано в зависимости от содержания диоксида углерода в источнике 102 исходного многокомпонентного потока. Дальнейшее снижение содержания метана в отделенном газообразном диоксиде углерода может зависеть от экономической эффективности получения

5 природного газа более высокой степени очистки. В одном из вариантов, давление потока пермеата из одноступенчатого мембранного устройства может быть повышено до величины, превышающей рабочее давление контактной колонны, и затем этот поток может быть охлажден в теплообменной системе до температуры в диапазоне, который немного выше температуры замерзания

10 диоксида углерода (напр., от приблизительно 2°C до приблизительно 10°C или от приблизительно 3°C до приблизительно 5°C выше температуры замерзания диоксида углерода). Затем газовый поток может быть подан во вторую дистилляционную колонну, которая снабжена ребойлером и опционально конденсатором в верхней части колонны. Функция этой колонны может

15 заключаться в отделении метана от диоксида углерода в секции ступеней, находящейся ниже точки ввода исходного потока, для получения потока жидкого кубового продукта, содержащего очищенный диоксид углерода, с содержанием метана менее 10%, обычно в диапазоне от приблизительно 1% до приблизительно 6%, в результате чего обеспечивается поток чистого диоксида

20 углерода конечной обработки и, после охлаждения, обратный поток жидкого диоксида углерода для подачи в контактную колонну.

Как показано на фиг. 1, поток паров верхнего погона, выходящий в линию 111, может быть обработан в устройстве 121 обработки потока паров для получения по меньшей мере потока 123 пермеата (диоксид углерода) и потока

25 125 товарного газа. Поскольку поток пермеата 123 (диоксид углерода), предпочтительно содержит сернистый материал в концентрации менее 2 ppm, этот поток пермеата может быть рециркулирован для подачи по меньшей мере части диоксида углерода в поток растворителя. В этом случае поток 123 пермеата (диоксид углерода) может обеспечивать один или более из потока 124

30 товарного диоксида углерода, потока 126 диоксида углерода для подачи в источник 101 растворителя, потока 127 диоксида углерода для подачи в линию 105 с исходным многокомпонентным потоком и подпиточного потока 128 диоксида углерода для подачи в линию 103 растворителя. Предпочтительно

перед соединением с растворителем давление диоксида углерода может быть повышено, и он может быть охлажден до температуры, близкой к температуре окружающей среды. В других вариантах по меньшей мере часть потока пермеата в линии 123 (сжатый диоксид углерода) может быть охлаждена по существу до температуры, близкой к его точке замерзания, например, путем пропускания через теплообменник, как это указывается ниже в настоящем описании (напр., через теплообменник 7 в прилагаемом Примере). Поток пермеата (диоксид углерода) может быть охлажден, например, до температуры, величина которой находится в диапазоне от приблизительно -20°C до приблизительно -55°C , от приблизительно -30°C до приблизительно -55°C или от приблизительно -40°C до приблизительно -55°C . Затем этот охлажденный пермеат может быть подан в дистилляционную колонну (см. колонну 50 в прилагаемом примере), и жидкий кубовый продукт, с высоким содержанием диоксида углерода (напр., по меньшей мере 80%, по меньшей мере 85%, по меньшей мере 90% или по меньшей мере 95%) может быть выведен из этой дистилляционной колонны. В варианте, показанном на фиг. 1, отобранный поток жидкого диоксида углерода может быть потоком, обеспечиваемом в одной или в обеих линиях 126 и 128, и этот поток жидкого диоксида углерода может составлять бóльшую часть растворителя, подаваемого по линии 103 в контактную колонну 110.

Предпочтительно, в одном или в нескольких вариантах, настоящие системы и способы могут работать с внутренней рециркуляцией диоксида углерода при по существу низких концентрациях диоксида углерода в исходном многокомпонентном потоке, поскольку по существу единственный расход диоксида углерода в процессе - это тот диоксид углерода, который остается в потоке товарного газа, выходящем из мембранного сепаратора. Любой продукт 124, содержащий чистый диоксид углерода, полученный из избыточного диоксида углерода в исходном многокомпонентном потоке, может быть выведен из системы для утилизации. Диоксид углерода, полученный таким образом, может использоваться по-разному, например, в качестве текучей среды для улучшения нефтеотдачи пласта, или же для захоронения в толще пород. В некоторых вариантах чистый диоксид углерода может быть использован по меньшей мере как часть потока топлива, подаваемого в цикл выработки энергии с CO_2 , в котором содержащийся метан составляет часть сжигаемого топлива.

Диоксид углерода, получаемый как из упомянутого избыточного диоксида углерода, так и из углерода метановой фракции, будет получен со 100% извлечением, и будет использоваться все тепло сгорания метана, содержащегося в незначительных количествах. Другие альтернативные варианты регулирования содержания диоксида углерода в потоке газа конечной обработки могут 5 включать систему на основе абсорбции, например, систему, использующую способ аминовой очистки, или другие типы устройств удаления диоксида углерода, используемых без дополнительных средств, или в сочетании с первым и вторым вышеуказанными средствами. Например, может быть реализовано 10 одноступенчатое мембранное устройство с последующей аминовой очисткой. Особенно может быть полезен аминовый абсорбер, расположенный ниже по потоку, когда планируется дальнейшее охлаждение потока очищенного природного газа на заводе СПГ, и необходимо содержание диоксида углерода порядка 50 ppm или менее.

15 Поток кубового продукта, выходящий в линию 116, может быть дополнительно обработан при необходимости выделения из потока одного или нескольких составляющих компонентов, и такая обработка может варьироваться в зависимости от состава исходного многокомпонентного потока, вводимого в контактную колонну 110. Как показано на фиг. 1 поток кубового продукта в 20 линии 116 может быть дополнительно обработан в установке 131 разделения кубового продукта, которая может включать несколько отдельных компонентов. В конкретных вариантах поток кубового продукта в линии 116 может быть пропущен через одну или несколько дополнительных контактных колонн (напр., через дистилляционные колонны) для последовательного разделения потока на 25 отдельные фракции, каждая из которых содержит преимущественно нужный компонент потока кубового продукта. Разделение, осуществляемое с использованием установки 131 разделения кубового продукта, может обеспечивать формирование по меньшей мере двух выходных потоков. Конкретно, поток 132 может содержать по меньшей мере диоксид углерода, и 30 поток 133 может содержать по меньшей мере сернистый материал.

В некоторых вариантах установка 131 разделения кубового продукта может быть адаптирована или сконфигурирована для осуществления процесса Клауса, в котором соединения серы могут быть преобразованы в элементарную серу. В

некоторых вариантах установка 131 разделения кубового продукта может быть адаптирована или сконфигурирована для осуществления стадий процесса, в котором соединения серы преобразуются в концентрированную серную кислоту.

В некоторых вариантах установка 131 разделения кубового продукта может быть адаптирована или сконфигурирована для сжигания серы с десульфуризацией топочных газов, при которой соединения серы преобразуются в сернокислый кальций. В некоторых вариантах установка 131 разделения кубового продукта может быть адаптирована или сконфигурирована для захоронения углекислого газа путем карбонизации минералов, при которой диоксид углерода и сероводород могут быть смешаны с другими соединениями.

Разделение, осуществляемое с использованием установки 131 разделения кубового продукта, может быть проиллюстрировано на примере, в котором источник 102 исходного многокомпонентного потока представляет собой поток высокосернистого природного газа, содержащего по меньшей мере метан, углеводороды C_2 и более высокие углеводороды, углекислый газ и сероводород. В таком примере последовательность разделения может быть такой, чтобы обеспечивался поток сероводорода, который предпочтительно содержит CO_2 в концентрации менее 1%, а также обеспечивался поток углеводородов (напр., содержащий C_3 или более высокие углеводороды), предпочтительно с содержанием сероводорода менее 2 ppm. Этот пример описывается подробно ниже со ссылками на фиг. 2 и фиг. 3.

Как показано на фиг. 2, в первую контактную колонну 210 по линии 205 может быть подан высокосернистый природный газ из источника 202 высокосернистого природного газа, а жидкий диоксид углерода, содержащий растворитель, из источника 201 растворителя подается в первую контактную колонну по линии 203. Первая контактная колонна 210 может быть указана как контактная колонна деметанизации, поскольку поток паров верхнего погона, выходящий в линию 211 из первой контактной колонны, может содержать преимущественно метан (то есть, может содержать большую часть метана, присутствующего в высокосернистом природном газе). В системе, показанной на фиг. 2, установка 221 обработки потока паров верхнего погона может быть одноступенчатым мембранным сепаратором или многоступенчатым мембранным сепаратором, сконфигурированным для обеспечения потока, не прошедшего

сквозь мембраны, который выходит в линию 225. Этот поток, полученный из высокосернистого природного газа, может содержать по существу полностью метан с минимальным содержанием углекислого газа и предпочтительно по существу не содержит сероводород (напр., содержание сероводорода менее 2 5 молярн. ppm). Поток газообразного продукта, не прошедшего через мембраны, в линии 225 содержит углекислый газ предпочтительно в концентрации приблизительно 5% или менее, приблизительно 4% или менее, приблизительно 3% или менее или приблизительно 2% или менее (указаны молярные проценты). Установка 221 обработки потока паров верхнего погона может быть также 10 сконфигурирована для обеспечения в линии 223 потока пермеата, который сформирован преимущественно или по существу полностью из диоксида углерода и содержит сероводород предпочтительно в концентрации менее 2 ppm. По меньшей мере часть потока пермеата (диоксид углерода) в линии 223 выводят из системы в линию 224 в форме потока диоксида углерода конечной 15 обработки. Опционально часть этого потока пермеата может быть рециркулирована в линию 203 растворителя по линии 228 подпитки диоксида углерода.

Поток кубового продукта в линии 216 дополнительно обрабатывают в установке разделения кубового продукта, которая содержит несколько 20 компонентов. Поток кубового продукта в линии 216 может содержать по меньшей мере часть любого сероводорода и углеводороды $C_1 - C_5$, присутствующие в высокосернистом природном газе. В некоторых вариантах поток кубового продукта в линии 216 может содержать по существу все из любых углеводородов C_3 или более высоких углеводородов, по существу весь 25 сероводород, присутствующий в природном газе, а также переменные количества C_2 (этан) и диоксида углерода. В рассматриваемом варианте поток кубового продукта в линии 216 сначала пропускают через вторую контактную колонну 231, которая может быть сконфигурирована для отделения большей части или по существу всего этана, который присутствует в потоке кубового 30 продукта. Вторая контактная колонна, например, может быть сконфигурирована таким образом, чтобы она содержала ребойлер и конденсатор в верхней части для обеспечения, соответственно, подогрева кубового остатка и орошения внутри второй контактной колонны. Таким образом, вторая контактная колонна

может указываться как этаноотгонное устройство. В этом случае из второй контактной колонны 231 в линию 232 может выходить поток этана, и этот поток может содержать бóльшую часть любого диоксида углерода, который не вышел из первой контактной колонны 210 в линию 211 в потоке паров верхнего погона.

5 Более конкретно, процесс разделения во второй контактной колонне 231 может быть адаптирован или сконфигурирован для получения потока паров верхнего погона с высоким содержанием диоксида углерода, причем этот поток содержит сероводород предпочтительно в концентрации менее 2 молярн.ррт, углеводороды C_3 или более высокие углеводороды предпочтительно в
10 концентрации менее 100 молярн.ррт и предпочтительно более 50 молярн.% любого этана, первоначально присутствующего в источнике высокосернистого природного газа. Опционально давление потока C_2/CO_2 , выходящего из второй контактной колонны 231 в линию 232, может быть повышено, и затем этот поток может быть соединен с потоком паров верхнего погона в линии 211 или введен
15 непосредственно в установку 221 обработки потока паров верхнего погона.

В зависимости от состава исходного высокосернистого природного газа и конкретной конструкции первой контактной колонны 210, поток кубового продукта в линии 216 может содержать некоторое количество метана. Например, поток кубового продукта в различных вариантах может содержать метан в
20 количестве 50% или менее, 40% или менее, 30% или менее, 20% или менее, 10% или менее, 5% или менее, или 1% или менее (указаны молярные проценты). В некоторых вариантах содержание метана в потоке кубового продукта в линии 216 может составлять приблизительно 500 ррт или менее, приблизительно 100 ррт или менее, приблизительно 10 ррт или менее, или менее 1 ррт (в молярном
25 исчислении). Во второй контактной колонне 231 может быть сформировано несколько азеотропных смесей, таких как C_2/CO_2 , C_2/H_2S и C_3/H_2S . Поскольку в высшей степени желательно выделить максимальное количество этана в поток продукта верхнего погона, выходящий из второй колонны в линию 232, то предпочтительно достаточное содержание метана в кубовом продукте колонны
30 для того, чтобы вторая контактная колонна 231 надежно давала по меньшей мере 75% и предпочтительно более 90% этана, содержащегося в источнике 202 высокосернистого газа, в потоке продукта верхнего погона путем регулирования содержания метана в потоке, поступающем во вторую контактную колонну по

линии 216. Опционально первая контактная колонна 210 может быть адаптирована или сконфигурирована для обеспечения концентрации метана в потоке кубового продукта менее 5 молярн.%, и к потоку кубового продукта в линии 216 может быть добавлен поток жидкого диоксида углерода для

5 обеспечения высокого содержания этана в потоке верхнего погона второй контактной колонны в линии 232. Кроме того, вторая контактная колонна 231 может быть адаптирована или сконфигурирована для обеспечения потока паров верхнего погона в линии 232, в котором по существу отсутствуют углеводороды C_3 и/или C_4 , а именно, приблизительно 500 ppm или менее, приблизительно 200

10 ppm или менее, приблизительно 100 ppm или менее (в молярном исчислении).

В некоторых вариантах вторая контактная колонна 231 может быть адаптирована или сконфигурирована для повышения эффективности извлечения этана в поток верхнего погона в линии 232. Например, вторая контактная колонна 231 может иметь один или несколько входов для приема потока,

15 содержащего углеводороды C_4 и опционально C_3 и/или C_5 или более высокие углеводороды. В некоторых вариантах добавочный поток может содержать преимущественно углеводороды C_4 или более высокие углеводороды и может содержать любые углеводороды C_3 в концентрации менее 5% или менее 2% (указаны молярные проценты). Как показано на фиг. 2, поток углеводородов

20 может обеспечиваться из внешнего источника в линии 258 и/или может быть рециркулируемым потоком в линии 257b, отобранным из дополнительного компонента системы (описывается ниже). Добавление потока более высоких углеводородов во вторую контактную колонну 231 может быть полезно для повышения эффективности отделения диоксида углерода и этана от сернистого

25 материала и от смеси углеводородов C_3 и более высоких углеводородов, которые присутствуют в жидком кубовом продукте в линии 216. В результате в потоке паров верхнего погона в линии 232 может быть повышенное содержание этана и диоксида углерода, и в нем по существу может отсутствовать сероводород (напр., менее 2 молярн.ppm). Аналогично, в жидком кубовом потоке в линии 233

30 может обеспечиваться по существу весь сероводород и углеводороды C_3 и более высокие углеводороды из исходного потока.

В одном или в нескольких вариантах в поток кубового продукта, выходящий в линию 216 из первой контактной колонны 210, может быть добавлено некоторое количество диоксида углерода. Такое добавление может быть достаточным, чтобы общее содержание диоксида углерода и метана в потоке кубового продукта в линии 216 было достаточно для обеспечения выделения более 75% и предпочтительно более 90% любого этана, присутствующего в потоке кубового продукта, как части потока паров верхнего погона второй дистилляционной колонны 231, которая может включать ребойлер и/или конденсатор в ее верхней части. В частности, концентрация диоксида углерода в потоке кубового продукта в линии 216 может регулироваться при необходимости, чтобы она была в диапазоне от приблизительно 2% до приблизительно 50%, от приблизительно 5% до приблизительно 45%, от приблизительно 10% до приблизительно 40% или от приблизительно 20% до приблизительно 40% (указаны молярные проценты).

Жидкий кубовой продукт выходит из второй контактной колонны 231 в линию 233 и подается в третью контактную колонну 241, которая может включать ребойлер и/или конденсатор в ее верхней части. Жидкий кубовой продукт, выходящий из второй контактной колонны 231 в линию 233, предпочтительно по существу не содержит метан, а именно, содержит его в количестве приблизительно 500 ppm или менее, приблизительно 100 ppm или менее, приблизительно 10 ppm или менее, или менее 1 ppm (в молярном исчислении). В некоторых вариантах поток в линии 233 может быть под давлением в диапазоне от приблизительно 5 бар до приблизительно 50 бар, от приблизительно 7 бар до приблизительно 30 бар или от приблизительно 10 бар до приблизительно 20 бар. Поток паров верхнего погона, выходящий из третьей контактной колонны 241 в линию 242, может содержать по существу весь сероводород из источника 202 исходного высокосернистого природного газа (напр., по меньшей мере 98%, по меньшей мере 99%, по меньшей мере 99,5% или по меньшей мере 99,9%; указаны молярные проценты). Удаление сероводорода в третьей контактной колонне 241 может включать добавление в колонну обратного потока, содержащего углеводороды C₄ и более высокие углеводороды, который может обеспечиваться из внешнего источника или опционально может быть отобран из выходного потока дополнительного

компонента системы (будет описан ниже). Добавление потока более высоких углеводородов в третью контактную колонну 241 позволяет обеспечивать в линии 243 по существу все углеводороды C_3 и более высокие углеводороды из источника 202 высокосернистого природного газа в форме жидкого кубового продукта, который по существу не содержит сероводород (напр., менее 2 молярн. ppm). В некоторых вариантах поток паров верхнего погона в линии 242 может быть обогащен диоксидом углерода, напр., может содержать диоксид углерода в концентрации, величина которой находится в диапазоне от приблизительно 0,1% до приблизительно 20%, от приблизительно 0,5% до приблизительно 15% или от приблизительно 1% до приблизительно 10% (указаны молярные проценты). Кубовой продукт, выходящий из третьей контактной колонны в линию 243, может подаваться в установку 251 разделения, которая может работать по существу как депропанизатор, может включать ребойлер и/или конденсатор в верхней части и может содержать, например, традиционную систему отделения жидкостей от природного газа. Процесс отделения может быть эффективным для разделения потока жидкого кубового продукта в линии 243 на потоки различных продуктов, таких как пропан, бутан, а также легкие углеводороды C_5 и более высокие углеводороды (напр., нефтя). В линию 252 может быть выведен поток пропана, а поток углеводородов C_4 и более высоких углеводородов может быть выведен в линию 253. Как показано, весь или часть потока нефти (или другой смеси углеводородов C_4 и более высоких углеводородов) может быть отобран как поток продукта в линии 255. При необходимости часть потока углеводородов C_4 и более высоких углеводородов в линии 253 может быть выведена в линию 257 в качестве рециркулируемого потока для обеспечения части или всего обратного потока, напр., обеспечиваемого в линии 257а для подачи в третью контактную колонну 241 и/или обеспечиваемого в линии 257б для подачи во вторую контактную колонну. Таким образом, описываемая система может обеспечивать в высшей степени эффективное отделение потоков сероводорода, диоксида углерода и легких углеводородов (напр., сжиженного нефтяного газа, который может содержать в основном пропан, в основном бутан или их смеси) от потока исходного высокосернистого природного газа с низкими капитальными

затратами, с низким потреблением ресурсов (и, соответственно, с низкими эксплуатационными расходами), а также с отсутствием выбросов углекислого газа в атмосферу.

В одном или в нескольких вариантах может быть необходимо обеспечивать
5 поток товарного этана, отобранного из потока компонентов, не прошедших через мембраны, который выходит в линию 225 и содержит в основном метан, когда вначале используется источник 202 высокосернистого природного газа. Система и способ могут быть реализованы по существу, как это было описано выше. Однако, как показано на фиг. 3, поток паров верхнего погона, выходящий из
10 второй контактной колонны 231 в линию 232 (содержит этан и диоксид углерода), может быть обработан для отделения потока по существу чистого этана от этана и диоксида углерода. Это может быть осуществлено, например, путем пропускания потока паров верхнего погона в линии 232 через установку
15 261 отделения диоксида углерода (разделительная установка), в которой поток этана и диоксида углерода нагревают до температуры, близкой к температуре окружающей среды, и происходит отделение по меньшей мере 50%, по меньшей мере 75% или по меньшей мере 90% (указаны молярные проценты) диоксида углерода, присутствующего в потоке в линии 232. Затем поток по существу чистого диоксида углерода может быть выведен из разделительной установки
20 261 в линию 262, а поток этана и высших углеводородов может быть подан по линии 263 в сепаратор 271 этана, который может содержать ребойлер и/или конденсатор в его верхней части и который может представлять собой любую традиционную систему отделения этана. Сепаратор этана может быть эффективным в обеспечении потока этана, предпочтительно по существу
25 чистого этана, в линии 272, и поток углеводородов C₄ и более высоких углеводородов в линии 273, причем этот поток может быть смешан с потоком продукта в линии 255, который содержит в основном углеводороды C₄ и более высокие углеводороды. Это может быть особенно полезно в вариантах, в которых содержание этана в исходном высокосернистом природном газе
30 сравнительно высокое. В некоторых вариантах разделительная установка 261 может быть мембранным сепаратором. Кроме того, установка 261 отделения может быть адаптирована или сконфигурирована для удаления по меньшей мере 80%, по меньшей мере 85% или по меньшей мере 90% любого диоксида

углерода, присутствующего в потоке паров верхнего погона, выходящем из второй дистилляционной колонны 231 в линию 232.

Другая альтернативная конфигурация для повышения эффективности извлечения этана во второй контактной колонне 231 и потенциального

5 получения потока этана высокой степени очистки может включать введение добавочного потока в подходящей точке, близкой к верхней части второй контактной колонны 231, для разрушения азеотропов внутри колонны. Как уже описывалось, в этом случае может максимизироваться извлечение этана и

10 диоксида углерода в поток паров верхнего погона, выходящий из второй контактной колонны 231 в линию 232. Кроме того, в дополнение к этому или вместо этого добавочный поток может быть подан в третью контактную колонну 241. Этот добавочный поток предпочтительно представляет собой поток углеводородов с преобладанием углеводорода C_4 , но может также содержать углеводороды C_3 и/или C_5 или более высокие углеводороды. В некоторых

15 вариантах добавочный поток может содержать преимущественно углеводороды C_4 или более высокие углеводороды и может содержать любые углеводороды C_3 в концентрации менее 5 молярн.% или менее 2 молярн.%. Таким образом, поток паров верхнего погона, выходящий из второй контактной колонны в линию 232, может быть либо смешан с потоком паров верхнего погона, выходящим из

20 первой контактной колонны 210 в линию 211, перед отделением диоксида углерода, или может быть дополнительно обработан для отделения этана и диоксида углерода, а также для получения добавочного потока. Вторым вариантом может быть реализован, когда разделительная установка 261 представляет собой колонну извлечения диоксида углерода, и поток паров верхнего погона,

25 выходящий из второй контактной колонны в линию 232, направляется в колонну извлечения диоксида углерода, снабженную ребойлером и конденсатором, причем из верхней части колонны может быть выведен в линию 262 поток с высоким содержанием диоксида углерода. Жидкий кубовой продукт, выходящий из колонны извлечения диоксида углерода в линию 263, может быть введен в

30 сепаратор 271 этана (напр., колонна извлечения этана), снабженный ребойлером и конденсатором, причем в линии 272 обеспечивается поток паров верхнего погона с высоким содержанием этана, а жидкий кубовой продукт, содержащий в основном компонент добавочного потока, обеспечивается в линии 273. Часть

5 потока углеводородов C₄ и более высоких углеводородов в линии 257 может быть направлена по линии 257с в разделительную установку 261. Для приема потока пермеата в линии 223, который содержит в основном диоксид углерода, может обеспечиваться еще одна установка 281 отделения диоксида углерода (разделительная установка). Эта разделительная установка 281 может быть адаптирована или сконфигурирована для обеспечения потока паров в линии 223а, который может содержать в основном метан и переменное содержание диоксида углерода и/или этана и который может быть смешан с потоком в линии 211 перед вводом в установку 221 обработки потока паров верхнего погона.

10 Разделительная установка 281 может быть также адаптирована или сконфигурирована для обеспечения потока жидкого диоксида углерода в линии 223b. В некоторых вариантах такой жидкий диоксид углерода может быть по существу чистым. При необходимости жидкий диоксид углерода в линии 223b может быть использован в качестве растворителя и может быть добавлен по

15 линии 228 к потоку в линии 203 и/или может быть направлен в линию 224.

Системы и способы, раскрытые в настоящем описании могут быть интегрированы в любой химический процесс, в котором требуется осуществлять очистку газового потока, включающего соединения серы, в частности сероводород. Любой диоксид углерода, используемый в растворителе, может

20 быть получен из разных источников, например из потока, содержащего диоксид углерода, внутри упомянутого химического процесса или из внешнего источника.

В некоторых вариантах системы и способы, раскрытые в настоящем описании, могут быть интегрированы в кислородно-топливный энергетический

25 цикл, в котором поток топливного газа загрязнен соединениями серы, такими как сероводород. Специфический характер сгорания топлива в кислороде обеспечивает возможность несложного выделения диоксида углерода, являющегося побочным продуктом сгорания топлива. Этот диоксид углерода может использоваться для очистки исходного топливного газа, если он загрязнен

30 соединениями серы. В системе сжигания топлива в кислороде может использоваться любой один или несколько из потоков, содержащих топливный газ, указанных в настоящем описании. В неограничивающих примерах в качестве потока топлива может использоваться любой из следующих потоков:

поток паров верхнего погона, выходящий из первой контактной колонны 110 (210) в линию 111 (211); поток пермеата, выходящий из одноступенчатой установки 121 (221) мембранного разделения в линию 123 (223); поток паров, выходящий из разделительной установки 281 в линию 223а.

5 В одном или в нескольких вариантах может быть необходимо обеспечивать поток продукта с очень низким содержанием диоксида углерода. В этом случае может быть целесообразно обрабатывать поток 111 (211) паров верхнего погона с помощью одной или нескольких дополнительных контактных колонн. Например, как показано на фиг. 1-3, установка 121 (221) обработки потока паров

10 верхнего погона, в которую подается поток 111 (211) паров верхнего погона, может представлять собой дистилляционную колонну. Более конкретно, поток 111 (211) паров верхнего погона может быть подан по существу в среднюю секцию дистилляционной колонны, формирующей установку 121 (221) обработки потока паров верхнего погона, а поток углеводородов C₄ и более

15 высоких углеводородов может быть введен в дистилляционную колонну выше точки подачи потока паров верхнего погона. По меньшей мере часть потока углеводородов C₄ и более высоких углеводородов может быть потоком, отобраным из линии 257 (или из ее ответвления). Если это экономически целесообразно, то по меньшей мере часть потока углеводородов C₄ и более

20 высоких углеводородов может обеспечиваться из внешнего источника. Введение углеводородов C₄ и более высоких углеводородов в дистилляционную колонну может быть полезным для исключения по существу замерзания диоксида углерода, присутствующего в потоке 111 (211) паров верхнего погона, возникновения которого можно было бы ожидать в противном случае при

25 обычных температурах, необходимых для обеспечения метана с чистотой более 90 молярн.%. Например, при давлении приблизительно 40 бар температура в конденсаторе, необходимая для получения метана с содержанием диоксида углерода приблизительно 50 ppm (в молярном исчислении), равна приблизительно -88°C. Количество углеводородов C₄ и более высоких

30 углеводородов, которое необходимо ввести в дистилляционную колонну, может быть выбрано таким образом, чтобы замерзание диоксида углерода по существу или полностью исключалось во всех точках внутри дистилляционной колонны и любого соединенного с ней конденсатора. В соответствии с такими вариантами

жидкий кубовой продукт может выходить из дистилляционной колонны в линию 123 (223) и может содержать в основном диоксид углерода и по существу все углеводороды C4 и более высокие углеводороды, введенные в колонну.

5 Опционально давление жидкого кубового продукта может быть понижено для обработки в дополнительной установке отделения диоксида углерода (см. 281 на фиг. 3), в качестве которой может использоваться испарительная колонна или вторая дистилляционная колонна. Эта дополнительная обработка может обеспечить получение диоксида углерода высокой степени очистки в форме продукта верхнего погона (напр., в линии 223b фиг. 3) и получение 10 углеводородов C4 и более высоких углеводородов в форме потока жидкого кубового продукта. Углеводороды C4 и более высокие углеводороды, выводимые из установки отделения диоксида углерода, могут закачиваться в систему в качестве рециркулируемого потока. Давление диоксида углерода может быть снова повышено, и он снова может использоваться в качестве 15 растворителя для контактной колонны 110 (210) и/или транспортироваться в качестве товарного продукта. Таким образом, поток продукта в линии 125 (225) может содержать товарный газ (напр., метан) с очень низким содержанием сернистого материала (напр., менее 2 молярн. ppm) и с регулируемым содержанием диоксида углерода, которое тоже может быть низким (напр., менее 20 500 ppm, менее 100 ppm или менее 10 ppm), как это будет необходимо.

В других вариантах предлагаемые системы и способы могут обеспечивать расширение существующих заводов по переработке природного газа, в которых существующая система удаления диоксида углерода генерирует поток чистого диоксида углерода в качестве побочного продукта. В способах, раскрытых в 25 настоящем описании, можно выгодно использовать имеющийся поток CO₂ и улучшить возможности завода по удалению серы.

В других вариантах предлагаемые системы и способы могут использоваться для удаления серы из синтез-газа, получаемого в процессе газификации угля, и очищенный синтез-газ может использоваться для выработки энергии или в 30 химическом производстве, например в комбинированном цикле комплексной газификации или в процессе Poly-Gen. Обычно чистый диоксид углерода может быть получен в комбинированном цикле комплексной газификации, в котором диоксид углерода удаляют перед горением, или из системы химического

производства. Диоксид углерода может использоваться как для удаления H_2S/COS , так и других восстанавливающих соединений серы в неочищенном синтез-газе, получаемом в процессе газификации угля.

5 Системы и способы, раскрываемые в настоящем описании, могут использоваться в большинстве случаев для обработки исходного загрязненного многокомпонентного потока (напр., загрязненного сернистым материалом) для получения очищенного товарного газа и потока, содержащего по меньшей мере загрязняющий компонент. Этот поток может быть обработан с использованием различных способов для получения других продуктов. Ниже рассмотрены 10 неограничивающие примеры такой дополнительной обработки.

В одном или в нескольких вариантах заявляемое изобретение может охватывать системы и способы, в которых исходный многокомпонентный поток, содержащий сернистый материал, подают по линии 505 в систему 500 отделения серы, которая может включать любую комбинацию частей, указанных в 15 настоящем описании, для обеспечения отделения по меньшей мере части сернистого материала из исходного многокомпонентного потока. В линии 525 обеспечивается по существу очищенный товарный газ, а сера подается по линии 542 в установку 590 для производства серы. Обработка в установке для производства серы может осуществляться самыми разными способами, и она 20 может быть адаптирована или сконфигурирована для обеспечения потока по существу очищенной серы в линии 591, потока товарного растворителя в линии 592 и потока рециркулируемого растворителя в линии 593.

В одном или в нескольких вариантах заявляемое изобретение может охватывать системы и способы, в которых исходный многокомпонентный поток, содержащий сернистый материал, взаимодействует с растворителем, содержащим жидкий диоксид углерода, и осуществляется одна или несколько 25 стадий процесса Оху-Клаус для обеспечения по существу чистого товарного газа, элементарной серы и диоксида углерода. В таких вариантах исходный многокомпонентный поток, содержащий сернистый материал, может быть 30 обработан, как уже было описано, так что сернистый материал из исходного многокомпонентного потока отделяют жидким диоксидом углерода и удаляют в форме жидкого кубового продукта, а товарный газ, который по существу не содержит сернистый материал, выводят в форме потока паров верхнего погона.

Как показано на фиг. 6, исходный многокомпонентный поток, содержащий сернистый материал, подают по линии 605 в систему 600 отделения серы, которая может включать любую комбинацию частей, указанных в настоящем описании, для обеспечения отделения по меньшей мере части сернистого материала из исходного многокомпонентного потока. В линии 625 5 обеспечивается по существу очищенный товарный газ, а сернистый продукт обеспечивается по линии 642 в установке 690 для производства серы, которая в этом иллюстративном варианте представляет собой установку, осуществляющую процесс Оху-Клаус. Поток диоксида углерода (растворитель) подается по линии 10 693 в систему 600 выделения серы, и, соответственно, сернистый продукт в линии 642 может содержать некоторое количество диоксида углерода. Установка 690 Оху-Клаус может быть адаптирована или сконфигурирована для получения серы в концентрации более 90%, более 95% или более 99% (указаны молярные проценты). Для этого сернистый материал, имеющийся в потоке сернистого 15 продукта в линии 642 в нужной концентрации, может быть преобразован в жидкую элементарную серу в качестве побочного продукта и выведен в линию 691. Часть полученного диоксида углерода может быть сжигана и рециркулирована по линии 693 в систему 600 отделения серы. Часть диоксида углерода может быть выведена в линию 692 для захоронения, и/или для 20 повышения нефтеотдачи пласта, и/или использования в других химических процессах. Тепло Q, выделяющееся в установке 690 Оху-Клаус, может использоваться для производства энергии в энергетической установке 699 или в других химических процессах. Установка 690 Оху-Клаус может быть адаптирована или сконфигурирована для соединения кислорода с сероводородом 25 для получения элементарной серы и воды в соответствии со следующей формулой реакции: $2\text{H}_2\text{S} + \text{O}_2 = 2\text{S} + 2\text{H}_2\text{O} + \text{тепло}$. Таким образом, в описываемой системе и в способе может требоваться ввод кислорода по линии 698а из источника 698 кислорода и может выводиться тепло Q, которое может быть использовано для производства энергии, вместе с элементарной серой, 30 водой и диоксидом углерода (рециркулируемый диоксид углерода представляет собой диоксид углерода, который содержался в исходном жидком кубовом потоке).

В одном или в нескольких вариантах настоящее изобретение может охватывать системы и способы, в которых исходный многокомпонентный поток, включающий сернистый материал, взаимодействует с растворителем, содержащим жидкий диоксид углерода, и осуществляется горение газа с кислородом с десульфуризацией топочных газов. В таких вариантах исходный многокомпонентный поток, содержащий сернистый материал, может быть обработан, как уже было описано, так что сернистый материал из исходного многокомпонентного потока отделяют жидким диоксидом углерода и удаляют в форме жидкого кубового продукта, а товарный газ, который по существу не содержит сернистый материал, выводят в форме потока паров верхнего погона. Как показано на фиг. 7, исходный многокомпонентный поток, содержащий сернистый материал, подают по линии 705 в систему 700 отделения серы, которая может включать любую комбинацию частей, указанных в настоящем описании, для обеспечения отделения по меньшей мере части сернистого материала из исходного многокомпонентного потока. В линии 725 обеспечивается по существу очищенный товарный газ, а сернистый продукт обеспечивается по линии 742 в устройстве 790 сжигания серы с кислородом. Поток диоксида углерода (растворитель) подается по линии 793 в систему 700 отделения серы, и, соответственно, сернистый продукт в линии 742 может содержать некоторое количество диоксида углерода. Сернистый продукт и диоксид углерода в линии 742 подают в устройство 790 сжигания серы с кислородом, который подают по линии 798а из источника 798 кислорода, для полного окисления серы (напр., для формирования SO_2 и SO_3). Топочный газ, который обычно будет содержать CO_2 , H_2O , SO_2 и SO_3 , может быть направлен по линии 790а в установку 797 десульфуризации топочного газа, в которую подается известняк по линии 797а, и сера может быть отделена от топочного газа в форме сернокислого кальция и направлена в линию 797b, а вода направляется в линию 797с. Часть очищенного диоксида углерода может быть сжижена и рециркулирована по линии 792 для использования, как это описывалось выше. Тепло Q, выделяющееся в установке 790 сжигания серы с кислородом, может использоваться для производства энергии в энергетической установке 796 или в других химических процессах.

В одном или в нескольких вариантах настоящее изобретение может охватывать системы и способы, в которых исходный многокомпонентный поток, включающий сернистый материал, взаимодействует с растворителем, содержащим жидкий диоксид углерода, и осуществляется горение газа в среде кислорода с мокрой обработкой для производства серной кислоты. В таких вариантах исходный многокомпонентный поток, содержащий сернистый материал, может быть обработан, как уже было описано, так что сернистый материал из исходного многокомпонентного потока отделяют жидким диоксидом углерода и выводят в форме жидкого кубового продукта, а товарный газ, который по существу не содержит сернистый материал, выводят в форме потока паров верхнего погона. Как показано на фиг. 8, исходный многокомпонентный поток, содержащий сернистый материал, подают по линии 805 в систему 800 отделения серы, которая может включать любую комбинацию частей, указанных в настоящем описании, для обеспечения выделения по меньшей мере части сернистого материала из исходного многокомпонентного потока. В линии 825 обеспечивается по существу очищенный товарный газ, а сернистый продукт обеспечивается по линии 842 в установке 890 для производства серной кислоты. Поток диоксида углерода (растворитель) подается по линии 893 в систему 800 отделения серы, и, соответственно, сернистый продукт в линии 842 может содержать некоторое количество диоксида углерода. Затем сернистый продукт и диоксид углерода направляют в установку 890 для "мокрого" производства серной кислоты, в которую по линии 898а поступает кислород из источника 898 кислорода для получения концентрированной серной кислоты в линии 895. Сера может быть выведена из потока газообразного диоксида углерода в жидкой фазе, которая включает концентрированную серную кислоту. Часть очищенного диоксида углерода может быть сжижена и рециркулирована по линии 893 и/или направлена для использования, как это описывалось выше. Тепло Q, выделяющееся в осуществляемом процессе, может использоваться для производства энергии в энергетической установке 896 или в других химических процессах.

В одном или в нескольких вариантах настоящее изобретение может охватывать системы и способы, в которых исходный многокомпонентный поток, включающий сернистый материал, взаимодействует с растворителем,

содержащим жидкий диоксид углерода, и осуществляется карбонизация минералов. В таких вариантах исходный многокомпонентный поток, содержащий сернистый материал, может быть обработан, как это уже было описано, так что сернистый материал из исходного многокомпонентного потока

5 отделяют жидким диоксидом углерода и выводят в форме жидкого кубового продукта, а товарный газ, который по существу не содержит сернистый материал, выводят в форме потока паров верхнего погона. Затем повышают давление жидкого кубового продукта, содержащего диоксид углерода и сернистый материал (напр., приблизительно до 120 бар) и направляют в

10 подогреватель. В подогревателе может поддерживаться температура на уровне приблизительно 120°C путем сжигания части товарного газа в среде воздуха или кислорода. Подогретый и сжатый кубовой продукт, содержащий диоксид углерода и сернистый материал, может вступать в реакцию с гематитом, на земле или под землей. В результате реакции формируются такие соединения, как

15 пирротин, марказит и/или пирит в твердой фазе. Получаемые химические продукты могут быть складированы в отвалах или направлены для коммерческого использования.

ПРИМЕР

Ниже со ссылками на фиг. 4 описывается иллюстративный вариант системы

20 и способа отделения сернистого материала от исходного многокомпонентного потока. Этот вариант относится, в частности, к отделению сероводорода от потока высокосернистого природного газа. Однако следует понимать, что компоненты, используемые в нижеописанной системе, и стадии, используемые в нижеописанном способе, могут быть использованы в любой комбинации (или

25 специально исключены) из систем и способов, как это указывается в настоящем описании, для отделения других сернистых материалов от природного газа или от других исходных многокомпонентных потоков.

Конкретные технологические параметры для удаления сероводорода, диоксида углерода, а также углеводородов C₃ и более высоких углеводородов из

30 потока высокосернистого природного газа рассчитываются ниже для конкретного потока исходного природного газа в линии 18, который содержит следующие компоненты: CH₄ - 65%, C₂H₆ - 6,5, C₃H₈ - 3%, nC₄H₁₀ - 0,46%, iC₄H₁₀ - 0,54%, C₅H₁₂ - 0,4%, C₆H₁₄ - 0,1%, H₂S - 16% и CO₂ - 8% (указаны

молярные проценты). Исходный поток природного газа в линии 18, находящийся при температуре приблизительно 30°C и под давлением приблизительно 42 бара и насыщенный водяными парами, охлаждают до приблизительно 5°C в теплообменнике 1 и направляют в линию 19. Первый поток охлажденного природного газа в линии 19 пропускают через сепаратор 2, и сконденсированную воду и поток остаточных конденсируемых тяжелых углеводородов выводят из сепаратора 2 в линию 20, в то время как насыщенный входной поток газа обеспечивается в линии 21. Насыщенный входной поток газа в линии 21 высушивают до точки росы приблизительно -60°C или ниже в сушильной установке 3 с десикантом (напр., в сушильном модуле с двумя слоями десиканта), который регенерируют термически с использованием потока азота, поступающего по входной линии 22а и выходящего по выходной линии 22б.

Поток высушенного природного газа выходит из сушильной установки 3 с десикантом в линию 27 для подачи в первую контактную дистилляционную колонну 10 с противотоком взаимодействующих сред, пара и жидкости, которая снабжена двумя секциями 23 и 24, которые могут быть тарельчатыми устройствами или структурированными насадками. Первая дистилляционная колонна 10 снабжена теплообменным ребойлером 17, нагревающим часть жидкого кубового потока колонны в линии 25, в результате чего в линии 26 обеспечивается частично испарившийся выходной поток, который возвращается в основание первой дистилляционной колонны 10. Опционально режим нагрева в теплообменном ребойлере 17 может обеспечиваться путем отведения части входного потока высушенного неочищенного природного газа в линии 27 в теплообменный ребойлер как входной поток 27а, который возвращают снова в линию 27 в форме выходного потока 27б.

Перед введением входного потока 27 высушенного природного газа в первую дистилляционную колонну 10 его охлаждают в теплообменнике 7 до температуры приблизительно -50°C для обеспечения охлажденного входного потока природного газа в линии 28, и вводят в первую дистилляционную колонну между двумя разделительными секциями 23 и 24. Теплообменник 7 также используется для охлаждения в линии 29 потока диоксида углерода (растворитель), который находится под давлением приблизительно 67 бар и при

температуре приблизительно 30°C. Поток растворителя, диоксида углерода, охлаждают до температуры приблизительно -50°C, и его давление понижают до приблизительно 41 бара путем расширения через трубопроводную арматуру 30 перед введением в первую дистилляционную колонну 10 по линии 31 выше разделительной секции 23.

Внутри первой дистилляционной колонны 10 текущий вниз жидкий растворитель из линии 31 взаимодействует с проходящим вверх паром из линии 28 для формирования потока 32 газообразного продукта верхнего погона при температуре приблизительно -56°C, причем поток газообразного продукта верхнего погона предпочтительно содержит сероводород в количестве максимум приблизительно 2 ppm и более предпочтительно менее 1 ppm. Жидкий кубовой поток в линии 25, выводимый из основания первой дистилляционной колонны, проходит в ответвляющуюся линию 33 для обеспечения жидкого потока при температуре приблизительно -46°C, причем он содержит по существу весь сероводород и все углеводороды C2 и более высокие углеводороды, имеющиеся в исходном потоке природного газа в линии 18.

Содержание диоксида углерода в потоке паров верхнего погона в линии 32 может быть минимизировано путем понижения температуры потока растворителя в линии 31, насколько это возможно без достижения температуры замерзания диоксида углерода. Может быть необходимо (напр., когда высока концентрация сероводорода) минимизировать объем обратного потока жидкого диоксида углерода, который подается в первую дистилляционную колонну. Это может быть осуществлено путем отведения тепла одновременно с массопереносом от одной или двух ступеней в первой дистилляционной колонне выше точки входа линии 31, по которой подается исходный высокосернистый природный газ, для обеспечения охлаждения, чтобы активизировать конденсацию сероводорода, а не полагаться на охлаждение, обеспечиваемое обратным потоком диоксида углерода. В неограничивающем примере подходящее контактное устройство представляет собой теплообменник с алюминиевыми пластинчатыми ребрами, снабженный двумя группами проходов. В первой группе проходов протекает поток испаряющегося жидкого диоксида углерода под таким давлением, которое обеспечивает возможность теплопередачи от ступени дистилляции. Во вторую группу проходов поступает

жидкость, стекающая вниз из верхней ступени, и газ, поднимающийся вверх из нижней ступени, в двухфазный распределитель в основании каждого прохода, так что поток смеси пара и жидкости может протекать вверх в сепаратор, который подает сбалансированные потоки газа и жидкости обратно в колонну.

5 В некоторых вариантах может обеспечиваться существенное снижение содержания диоксида углерода в потоке 38 газа, поступающего в разделительную установку 4, путем обработки потока паров верхнего погона из первой дистилляционной колонны 10 для удаления избыточного диоксида углерода. Это можно обеспечить с помощью одноступенчатой мембранной
10 установки, используемой для получения выходного потока 41 очищенного природного газа, содержащего диоксид углерода в концентрации 2%. Это достигается путем повышения давления потока пермеата (диоксида углерода), выходящего в линию 40 из мембранного сепаратора 4 диоксида углерода, в компрессоре 5, охлаждения в теплообменнике 6, из которого поток выходит в
15 линию 29, и дополнительного охлаждения в теплообменнике 7 для обеспечения в линии 53 потока, который подают в третью дистилляционную колонну 50. Третья дистилляционная колонна 50 снабжена ребойлером 51. От линии 54 для потока кубового продукта ответвляется линия 54а для подачи жидкого кубового продукта в ребойлер, и жидкий кубовой продукт возвращают в третью
20 дистилляционную колонну по линии 54b. В ребойлер 51 по входной линии 90а может подаваться любой подходящий нагревающий поток текущего теплоносителя, выходящий по выходной линии 90b. Третья дистилляционная колонна 50 может быть сконфигурирована для отгонки большей части метана из потока пермеата, выходящего из одноступенчатой мембранной установки 4, так что формируется поток 54 кубового продукта (жидкий диоксид углерода),
25 содержащий смесь метана и этана в концентрации приблизительно 5 молярн.%, под давлением приблизительно 41 бар и при температуре приблизительно -1°С. Поток чистого товарного диоксида углерода может быть выведен в линию 80 из линии 54 потока жидкого диоксида углерода. Поток верхнего погона в линии 55, выходящий из третьей дистилляционной колонны 50 под давлением
30 приблизительно 41 бар и при температуре приблизительно -52°С, нагревают до приблизительно 25°С в теплообменнике 7, из которого этот поток по линии 56

поступает для смешивания с газовым потоком в линии 38, которая присоединена ко входу мембранной установки 4 отделения диоксида углерода.

Режим охлаждения для теплообменника 7, который используется для охлаждения потока растворителя, содержащего жидкий диоксид углерода, и потока исходного природного газа, поступающего в первую дистилляционную колонну, до требуемых уровней температуры, а также для теплообмена с другими потоками, может обеспечиваться с использованием контура охлаждения с закрытым циклом, причем в качестве хладагента предпочтительно используется диоксид углерода. Как показано на фиг. 4, первый и второй потоки испаряющегося жидкого CO_2 в линиях 41 и 42 с характеристиками приблизительно $-53^\circ\text{C}/6$ бар и $2^\circ\text{C}/36$ бар, соответственно, подаются в теплообменник 7 и возвращаются в систему 8 охлаждения по линиям 62 и 63. Может использоваться любая подходящая система охлаждения. Например, система 8 охлаждения может содержать рециркуляционный компрессор и охлаждающие аппараты с промежуточным водяным охлаждением.

Поток паров верхнего погона в линии 32, выходящий из первой дистилляционной колонны 10, может быть под давлением приблизительно 41 бар и иметь по существу следующий состав (в молярном исчислении): CH_4 - 80%; C_2H_6 - 0,9%; CO_2 - 18,39%, и H_2S - 1,0 ppm. Поток паров верхнего погона в линии 32 нагревают в теплообменнике 7 до приблизительно 25°C для формирования потока в линии 38. Для достижения требуемой низкой концентрации диоксида углерода в выходном потоке товарного природного газа в линии 41 мембранный сепаратор 4 диоксида углерода может быть одноступенчатой мембранной системой или многоступенчатой мембранной системой, такой как система UOP SeparexTM. В рассматриваемом примере использовалась одноступенчатая мембранная установка для диоксида углерода, которая вызывала сравнительно высокий вынос углеводородов в потоке 40 пермеата, выходящего из мембраны. Поток пермеата, содержащий диоксид углерода, в линии 40 может обеспечиваться под давлением приблизительно 1,1 бара и может иметь следующий состав (указаны молярные проценты): CH_4 - 52,2%; C_2H_6 - 1,5%, и CO_2 - 46,4%. Давление потока пермеата в линии 40 может быть повышено до приблизительно 67 бар в компрессоре 5, который может быть

компрессором с промежуточным охлаждением, и этот поток может быть охлажден до приблизительно 30°C в охладителе 6 для обеспечения в линии 53 потока, подаваемого в третью дистилляционную колонну 50.

Исходный поток высокосернистого природного газа в линии 18 предпочтительно содержит по меньшей мере такое количество диоксида углерода, которое может быть необходимо для потока товарного природного газа, напр., в диапазоне 2 молярн.%. Какой-либо дополнительный диоксид углерода в исходном потоке высокосернистого природного газа в линии 18 сверх необходимого в товарном газе может быть получен в форме чистого товарного диоксида углерода, как это уже указывалось.

Поток кубового продукта в линии 33, выходящий из первой дистилляционной колонны 10, может быть подан в среднюю точку второй дистилляционной колонны 14, снабженной конденсатором 15 в ее верхней части и ребойлером 16. В процессе работы второй дистилляционной колонны 12 может быть полезно снизить давление входного потока в линии 33, например, с помощью трубопроводной арматуры 86, до величины, находящейся в диапазоне от приблизительно 15 бар до приблизительно 45 бар, для обеспечения выделенного сероводорода в паровой фазе, и повышения испаряемости сероводорода относительно углеводородных компонентов. Работа в таком диапазоне пониженных давлений может быть полезной для улучшения относительной испаряемости этана и других составляющих компонентов смеси и содействия отделению этана от сернистого материала. В ребойлер 16 по входной линии 92a может подаваться любой подходящий нагревающий поток текучего теплоносителя, выходящий по выходной линии 92b. Вторая дистилляционная колонна может быть адаптирована или сконфигурирована для получения потока паров верхнего погона в линии 34 под давлением приблизительно 40 бар и при температуре приблизительно -39°C, причем поток паров верхнего погона содержит по существу весь диоксид углерода, выделенный из потока кубового продукта в линии 33 с содержанием сероводорода менее 2 ppm и смеси C₃H₈ и C₄H₁₀ менее 100 ppm. Вторая дистилляционная колонна может быть адаптирована или сконфигурирована для получения потока жидкого кубового продукта в линии 35, который содержит диоксид углерода в концентрации менее 2 молярн.%. По существу полному выделению потока сероводорода может

способствовать подача по линии 57 рециркулируемого потока, содержащего легкую нефть (содержит преимущественно углеводороды $C_4 - C_6$), причем эту подачу флегмы осуществляют в промежуточной точке выше точки подачи потока из линии 33. Поток паров верхнего погона в линии 34 может иметь

5 следующий состав (указаны молярные проценты): $CH_4 - 60,2\%$; $C_2H_6 - 11,7\%$ и $CO_2 - 28,1\%$. Поток паров верхнего погона в линии 34 соединяют с потоком паров верхнего погона в линии 55, который выходит из третьей

10 дистилляционной колонны 50, затем нагревают в теплообменнике 7 до приблизительно $25^\circ C$, и получаемый поток выходит из теплообменника 7 в

15 линию 56. Опционально давление потока паров верхнего погона в линии 34 может быть повышено в компрессоре 85 перед смешиванием с потоком в линии 55. Затем смешанные потоки верхнего погона в линии 56 добавляют к потоку продукта верхнего погона в линии 32 из первой дистилляционной колонны 10 для обеспечения входного потока в линии 38 для мембранной установки.

20 Опционально поток в линии 34, содержащий приблизительно 91,7 молярн.% этана, содержащегося в исходном потоке высокосернистого природного газа в линии 18, может быть обработан для выделения товарного этана путем выведения основной части диоксида углерода при температуре приблизительно $25^\circ C$ в установке, содержащей полимерные мембраны, с последующей

25 обработкой в дистилляционной колонне для отделения потока по существу чистого этана в форме жидкого продукта, выходящего из основания колонны, и продукта $CH_4 + CO_2$ верхнего погона, который рециркулируют, как это было описано.

Поток жидкого кубового продукта в линии 35, выходящий из второй

25 дистилляционной колонны 14, может иметь следующий состав (указаны молярные проценты): $C_2H_6 - 1,0\%$; $C_3H_8 + C_4H_{10} - 34,5\%$; $H_2S - 63,4\%$, и $CO_2 - 1,1\%$. Поток в линии 35 подается в среднюю точку четвертой дистилляционной колонны 12, снабженной конденсатором 11 в ее верхней части и ребойлером 13. В ребойлер 13 по входной линии 94а может подаваться любой подходящий

30 нагревающий поток текущего теплоносителя, выходящий по выходной линии 94б. Аналогично, в конденсатор 11 по входной линии 96а может подаваться любой охлаждающий поток текущего хладагента, выводимый по выходной линии

96b. Четвертая дистилляционная колонна может быть адаптирована или сконфигурирована для разделения входного потока в линии 35 на поток паров верхнего погона в линии 36, который содержит по существу весь сероводород, и кубовой поток жидких углеводородов в линии 37, который содержит сероводород в количестве менее 0,1 ppm. Часть кубового потока жидких углеводородов в линии 37 может быть пропущена через ребойлер 13.

В процессе работы четвертой дистилляционной колонны 12 может быть полезно снизить давление входного потока в линии 35, например, с помощью трубопроводной арматуры 39, до величины, находящейся в диапазоне от приблизительно 10 бар до приблизительно 20 бар для обеспечения выделенного сероводорода в паровой фазе, и повысить испаряемость сероводорода относительно углеводородных компонентов. Также может быть полезно подавать добавочный поток с повышенным содержанием углеводородов C₄ и более высоких углеводородов, на соответствующую ступень внутри четвертой дистилляционной колонны 12 между конденсатором и ступенью приема входного потока. Добавочный поток углеводородов предпочтительно представляет собой компонент с относительно низкой испаряемостью и может иметь, например, следующий состав (указаны молярные проценты): C₃ - 1%; C₄ - 61,1%; C₅ - 29,8%, и C₆ - 8,1%. Добавочный поток углеводородов может действовать в качестве очищающего растворителя для углеводородов C₃ и более высоких углеводородов во входном потоке линии 35. Может использоваться любой поток легкой нефти, однако предпочтительный добавочный поток будет иметь повышенное содержание углеводородов C₄ и C₅.

Поток паров верхнего погона в линии 36, выходящий из четвертой дистилляционной колонны 12 под давлением приблизительно 17 бар и при температуре приблизительно 12°C, может иметь следующий состав (указаны молярные проценты): H₂S - 83,6%; C₂H₅ - 13,6%; CO₂ - 1,4%, и C₃H₈ + C₄H₁₀ - 1,4%. Остальные углеводородные компоненты присутствуют в потоке жидкого кубового продукта, выходящего из четвертой дистилляционной колонны 12 в линию 37 при температуре приблизительно 118°C, причем этот поток обрабатывают в стандартной системе 9 выделения углеводородов C₃ - C₆, которая также отделяет поток легкой нефти, рециркулируемый по линии 38 в

четвертую дистилляционную колонну и по линии 57 во вторую
дистилляционную колонну 14. В некоторых вариантах система 9 выделения
может содержать одну или несколько дистилляционных колонн, в которых
может осуществляться отделение и фракционирование углеводородов C_3 и более
5 высоких углеводородов для обеспечения требуемой смеси углеводородов. Как
показано, система 9 выделения может содержать, в частности, депропанизатор,
аналогичный сепаратору 251 на фиг. 3, в котором может быть получен поток
очищенного пропана и поток углеводородов C_4 и более высоких углеводородов.
В частности, поток продукта верхнего погона в линии 66 может содержать
10 пропан и, опционально, незначительные количества C_4 и более высоких
углеводородов (напр. содержание пропана по меньшей мере 80 молярн.%, по
меньшей мере 85 молярн.% или по меньшей мере 90 молярн.%). Поток кубового
продукта в линии 65 может содержать преимущественно углеводороды C_4 и
более высокие углеводороды. Из линии 66 может быть выведен вышеуказанный
15 поток легкой нефти в линию 66а для введения в линию 38 и в линию 57.

Как уже указывалось, в рассматриваемом примере системы и способа
используется охлаждение, обеспечиваемое охлаждающей системой 8, в которой
в качестве рабочей текучей среды предпочтительно используется диоксид
углерода. Теплообменник 7 обеспечивается двумя потоками жидкого
20 охлаждающего CO_2 . В этом примере первый поток 41 жидкого диоксида
углерода испаряется под давлением 6 бар и при температуре $-53^\circ C$, а второй
поток 42 жидкого диоксида углерода испаряется под давлением 37 бар и при
температуре $2^\circ C$. Точное давление испарения охлаждающего диоксида углерода
может зависеть от состава и давления входного потока природного газа.
25 Конденсатор 15, соединенный со второй дистилляционной колонной 14 может
также охлаждаться с использованием охлаждающей системы 8. Как показано, от
линии 41 ответвляется линия 60 для подачи охлаждающего жидкого диоксида
углерода в конденсатор 15, и обратный поток в линии 61 соединяется с линией
62. Хладагент, проходящий по линиям 96а и 96б для конденсатора 11, может
30 быть, например, охлажденным соляным раствором, который также может
обеспечивать охлаждение для теплообменника 1 исходного природного газа.
Ребойлеры 16, 13 и 17 могут нагреваться, например, с помощью пара низкого

давления. В тех регионах, где температуры внешней среды очень высоки, и водяные системы охлаждения не могут быть применены, может использоваться воздушное охлаждение вместе с замкнутым контуром охлаждения на основе систем с диоксидом углерода и/или с пропаном. Следует отметить, что

5 характеристики дистилляционных колонн 10, 14, 12 и 50 могут определяться изменениями интенсивности возвращаемого испарившегося остатка и флегмы, которые регулируются обеспечиваемыми режимами нагрева и охлаждения.

Вышеописанный пример был промоделирован для высушенного исходного многокомпонентного потока с расходом 8000 кг моль/час под давлением 42 бара и при температуре 30°C, причем исходный многокомпонентный поток имел
10 следующий состав (указаны молярные проценты): CH₄ - 65%; C₂H₆ - 6,5%; C₃H₈ - 3,0%; C₄H₁₀ - 1,0%; C₅H₁₂ - 0,4%; C₆H₁₄ - 0,1%; CO₂ - 8,0%, и H₂S - 16%. В проведенном анализе также был принят расход 5596,75 кг моль/час по существу чистого товарного природного газа в линии 41 под давлением 40 бар и при
15 температуре 30°C, имеющего следующий состав (в молярном исчислении): CH₄ - 92,9%; C₂H₆ - 5,1%; CO₂ - 2,0%, и H₂S - 1,0 ppm. Также в анализе был принят расход 533,2 кг моль/час чистого товарного диоксида углерода в линии 80 из одноступенчатой разделительной мембранной установки с последующей очисткой диоксида углерода, осуществляемой в колонне 50 под давлением 42
20 бара и при температуре 25°C, причем поток диоксида углерода имел следующий состав (указаны молярные проценты): CH₄ - 3,1%; CO₂ - 95,0%, и C₂H₆ - 1,9%. В проведенном анализе также был принят расход 1531 кг моль/час сернистого продукта под давлением 17 бар и при температуре 1°C, имеющего следующий состав (указаны молярные проценты): C₂H₆ - 13,7%; C₃H₈ - 1%; C₄H₁₀ - 0,3%;
25 H₂S - 83,6%, и CO₂ - 1,4%. Также в анализе был принят расход 1389,1 кг моль/час сжиженного нефтяного газа в линии 37, имеющего следующий состав (в молярном исчислении): C₃H₈ - 16,9%; C₄H₁₀ - 51,6%; C₅H₁₂ - 24,8%; C₆H₁₄ - 6,7% и H₂S - 0,1 ppm. Следует отметить, что для второй и третьей колонн используется добавочный поток легкой нефти, имеющий следующий состав: C₃ -
30 1%, nC₄ - 34%, iC₄ - 27%, C₅ - 30% и C₆ - 8% (указаны молярные проценты), который должен быть выделен и рециркулирован.

Специалист в области техники, к которой относится объект изобретения, раскрытый в настоящем описании, может представить себе множество модификаций и других вариантов осуществления объекта изобретения, на основании знания, полученного из вышеприведенного описания и прилагаемых 5 чертежей. Поэтому следует понимать, что настоящее изобретение не должно ограничиваться описанными конкретными вариантами его осуществления, и что их модификации и другие варианты осуществления предполагаются включенными в объем, определяемый прилагаемой формулой изобретения. Хотя в настоящем описании используются специальные термины, они используются 10 только в целях описания и никоим образом не ограничивают объем изобретения.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ отделения сернистого материала от исходного многокомпонентного потока, включающий:

- 5 подачу исходного многокомпонентного потока, содержащего по меньшей мере сернистый материал и топливный газ, в контактную колонну;
- подачу потока растворителя, содержащего жидкий диоксид углерода, в контактную колонну, так что поток растворителя, содержащего жидкий диоксид углерода, взаимодействует с исходным многокомпонентным потоком;
- 10 выведение из контактной колонны потока кубового продукта, содержащего по меньшей мере часть сернистого материала из исходного многокомпонентного потока; и
- выведение из контактной колонны потока паров верхнего погона, содержащего по меньшей мере часть топливного газа.

- 15
2. Способ по п. 1, включающий подачу исходного многокомпонентного потока и потока растворителя в контактную колонну с их пространственным разделением, так что поток растворителя протекает вниз для взаимодействия с исходным многокомпонентным потоком, а исходный многокомпонентный поток протекает вверх для взаимодействия с растворителем.
- 20

3. Способ по п. 1, в котором контактная колонна представляет собой дистилляционную колонну.

- 25 4. Способ по п. 1, в котором контактная колонна представляет собой противоточную контактную колонну.

5. Способ по п. 1, в котором перед введением исходного многокомпонентного потока в контактную колонну исходный многокомпонентный поток содержит диоксид углерода в количестве по меньшей мере 2 молярн.%.
30

6. Способ по п. 1, в котором сернистый материал в исходном многокомпонентном потоке выбирают из группы, состоящей из сероводорода, сернистого карбонила, тиолсодержащих соединений, сероуглерода, соединений, содержащих дисульфидные связи, и комбинаций вышеуказанных соединений.

5

7. Способ по п. 1, в котором исходный многокомпонентный поток, вводимый в контактную колонну, имеет температуру в диапазоне от приблизительно -10°C до приблизительно -55°C .

10 8. Способ по п. 1, в котором поток растворителя, вводимый в контактную колонну, имеет температуру в диапазоне от приблизительно -10°C до приблизительно -55°C .

15 9. Способ по п. 1, в котором работу контактной колонны осуществляют в таких условиях, что по существу ни одна часть какого-либо диоксида углерода в контактной колонне не переходит в твердое состояние при прохождении через контактную колонну.

20 10. Способ по п. 1, в котором поток растворителя, вводимый в контактную колонну, находится при такой температуре и под таким давлением, что по существу весь содержащийся в нем диоксид углерода находится в жидком состоянии.

25 11. Способ по п. 1, в котором поток растворителя, вводимый в контактную колонну, находится под давлением в диапазоне от приблизительно 7 бар до приблизительно 100 бар.

30 12. Способ по любому из п.п. 1-11, в котором перед указанными стадиями введения дополнительно осуществляют пропускание одного или обоих из исходного многокомпонентного потока и потока растворителя через теплообменник для теплообмена по меньшей мере с частью потока паров верхнего погона, который выводят из контактной колонны, так что поток паров

верхнего погона нагревается, а один или оба из исходного многокомпонентного потока и потока растворителя охлаждаются.

5 13. Способ по п. 12, в котором дополнительно осуществляют испарение одного или более потоков жидкого хладагента в теплообменнике для поддержания его теплового баланса.

10 14. Способ по п. 13, в котором один или более потоков жидкого хладагента включает жидкий диоксид углерода.

15 15. Способ по п. 1, в котором поток паров верхнего погона, выводимый из контактной колонны, содержит сернистый материал в количестве менее 2 молярн. %.

15 16. Способ по п. 15, в котором поток паров верхнего погона, выводимый из контактной колонны, содержит сернистый материал в количестве менее 2 молярн. ppm.

20 17. Способ по п. 1, в котором работу контактной колонны осуществляют под давлением в диапазоне от приблизительно 7 бар до приблизительно 100 бар.

25 18. Способ по п. 1, в котором контактная колонна сконфигурирована для выведения тепла на одной или более ступеней в контактной колонне в положении в контактной колонне, которое выше ввода исходного многокомпонентного потока.

19. Способ по п. 1, в котором контактная колонна содержит ребойлер.

30 20. Способ по п. 19, в котором по меньшей мере часть исходного многокомпонентного потока пропускают через ребойлер перед подачей в контактную колонну.

21. Способ по п. 1, дополнительно включающий пропускание потока паров верхнего погона через разделительную установку, сконфигурированную для удаления по меньшей мере части какого-либо диоксида углерода, имеющегося в потоке паров верхнего погона.

5

22. Способ по п. 21, в котором разделительная установка представляет собой мембранный сепаратор, сконфигурированный для разделения потока паров верхнего погона на поток товарного топливного газа и поток пермеата, содержащий по меньшей мере диоксид углерода.

10

23. Способ по п. 22, в котором поток товарного топливного газа содержит сернистый материал в количестве менее 2 молярн.ррт.

15

24. Способ по п. 22, в котором поток товарного топливного газа содержит диоксид углерода в количестве менее 2 молярн.%.

20

25. Способ по п. 22, дополнительно включающий рециркуляцию по меньшей мере части диоксида углерода из потока пермеата в поток растворителя перед введением потока растворителя в контактную колонну.

25

26. Способ по п. 1, дополнительно включающий пропускание потока кубового продукта через одну или более дистилляционных колонн, сконфигурированных для отделения одного или более других компонентов, присутствующих в потоке кубового продукта помимо сернистого материала.

30

27. Способ по п. 1, в котором исходный многокомпонентный поток представляет собой сернистый природный газ.

28. Способ по п. 27, в котором поток кубового продукта содержит по меньшей мере часть какого-либо сероводорода и углеводороды C₁-C₅, присутствующие в сернистом природном газе.

29. Способ по п. 27, в котором поток паров верхнего погона содержит бóльшую часть метана, присутствующего в сернистом природном газе.

5 30. Способ по п. 1, в котором по меньшей мере часть топливного газа в потоке паров верхнего погона подают в камеру сгорания установки выработки энергии.

31. Способ отделения сернистого материала от исходного многокомпонентного потока, включающий:

10 обеспечение исходного многокомпонентного потока, содержащего по меньшей мере сернистый материал и топливный газ, при температуре в диапазоне от приблизительно -10°C до приблизительно -55°C ;

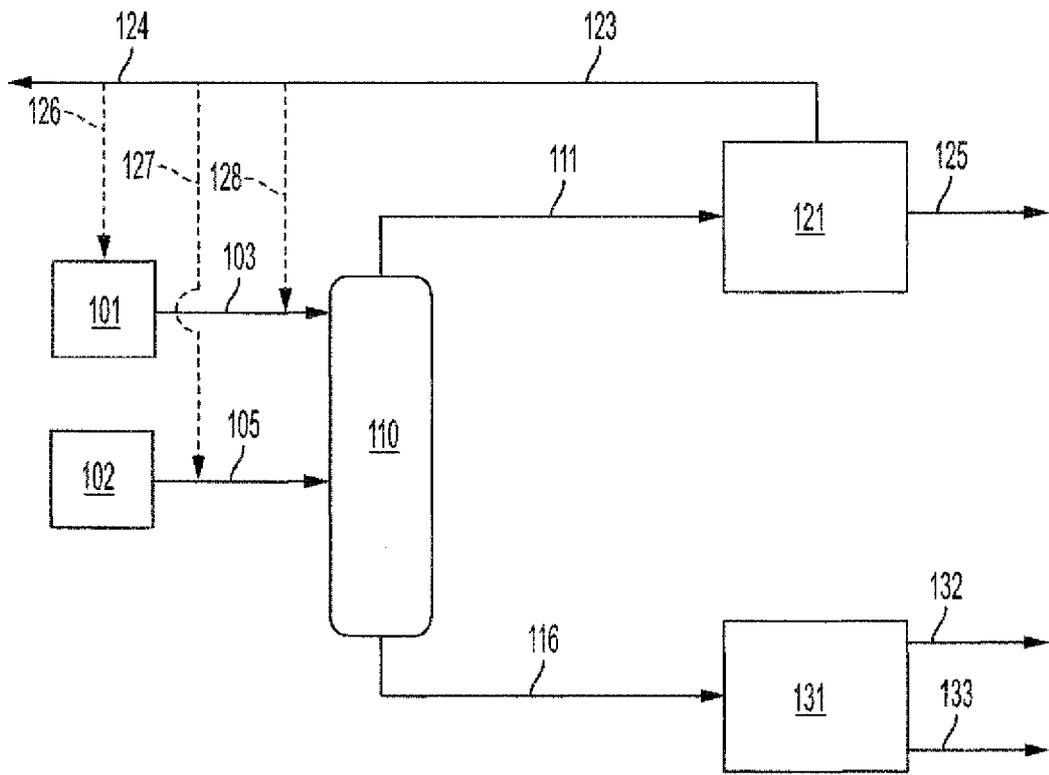
15 обеспечение растворителя с температурой в диапазоне от приблизительно -10°C до приблизительно -55°C и под давлением в диапазоне от приблизительно 7 бар до приблизительно 100 бар, причем более 90 молярн.% растворителя находится в жидком состоянии;

введение исходного многокомпонентного потока и растворителя в контактную колонну, так что растворитель взаимодействует с исходным многокомпонентным потоком;

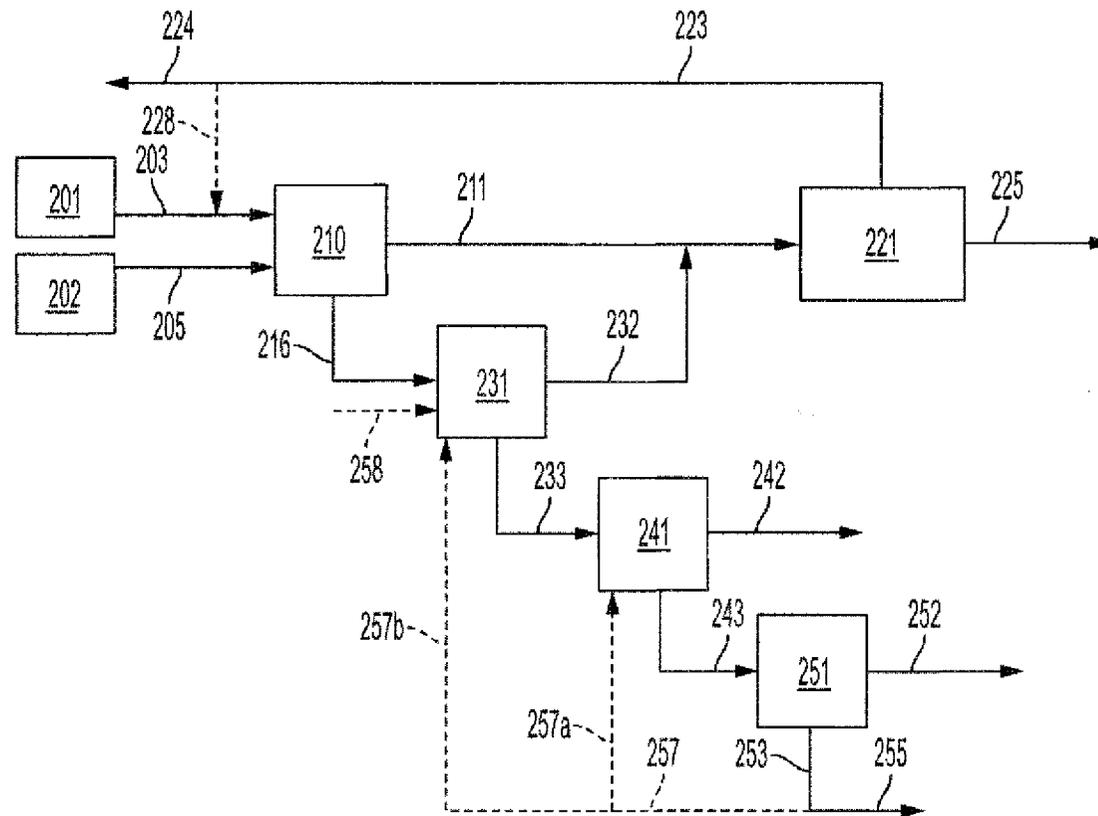
20 выведение из контактной колонны потока кубового продукта, содержащего по меньшей мере часть сернистого материала из исходного многокомпонентного потока; и

выведение из контактной колонны потока паров верхнего погона, содержащего по меньшей мере часть топливного газа.

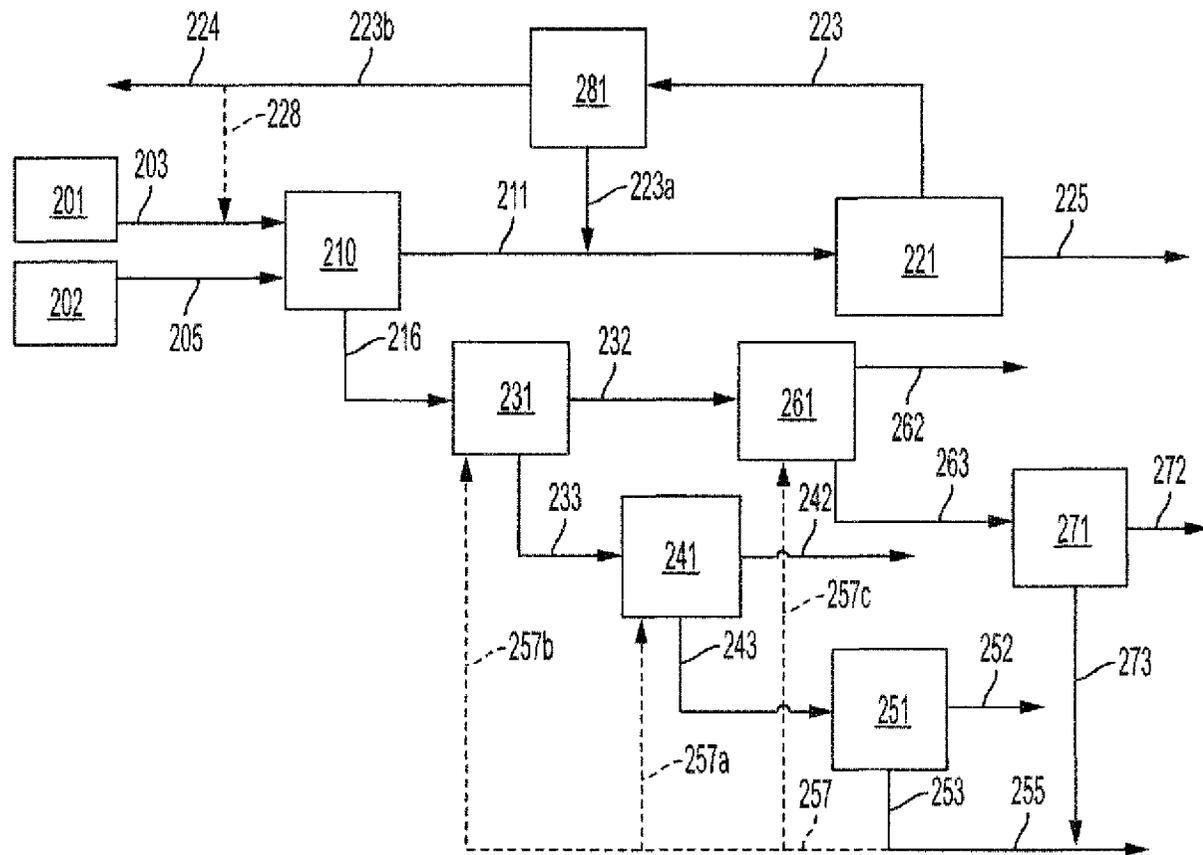
25



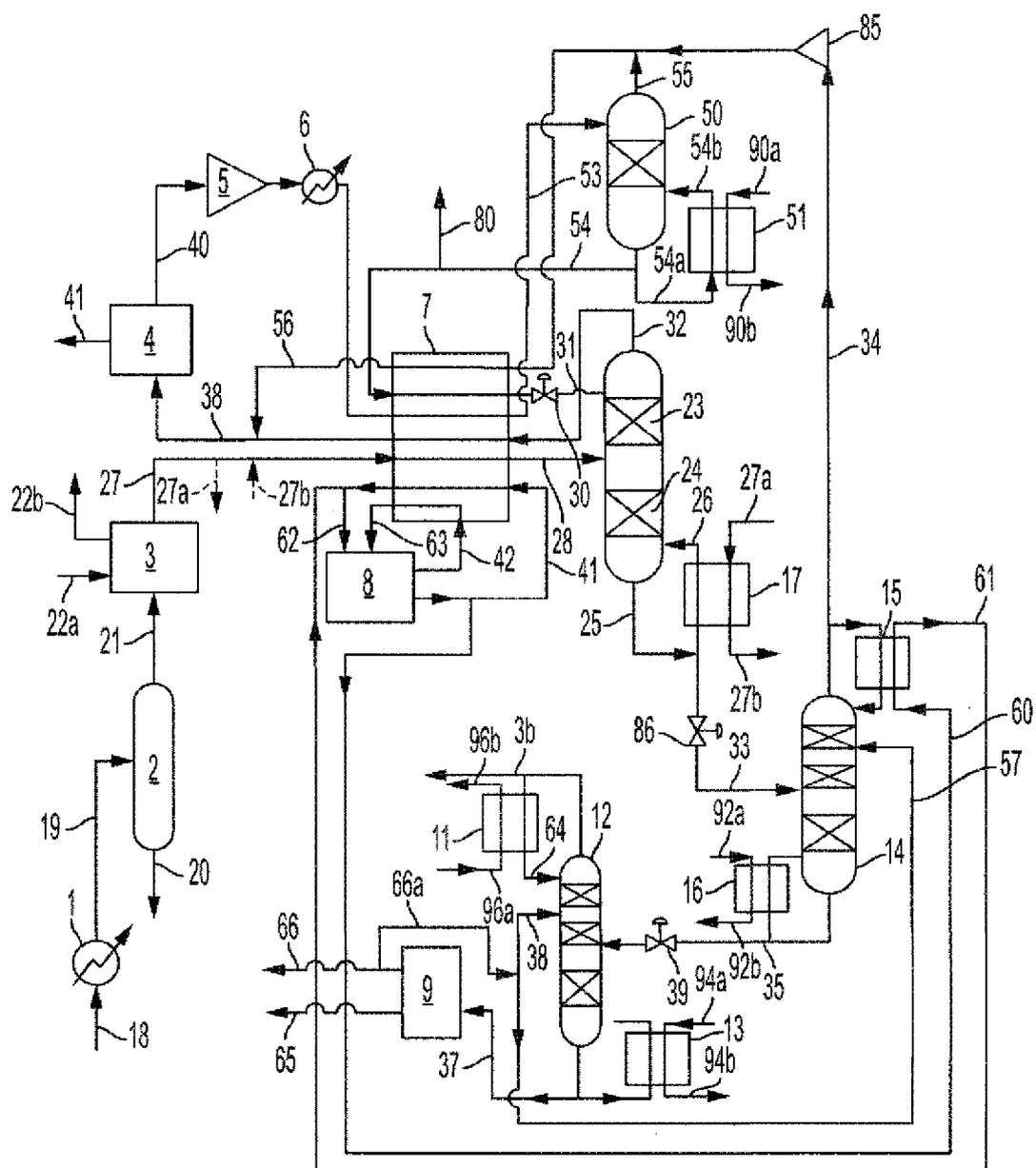
ФИГ. 1



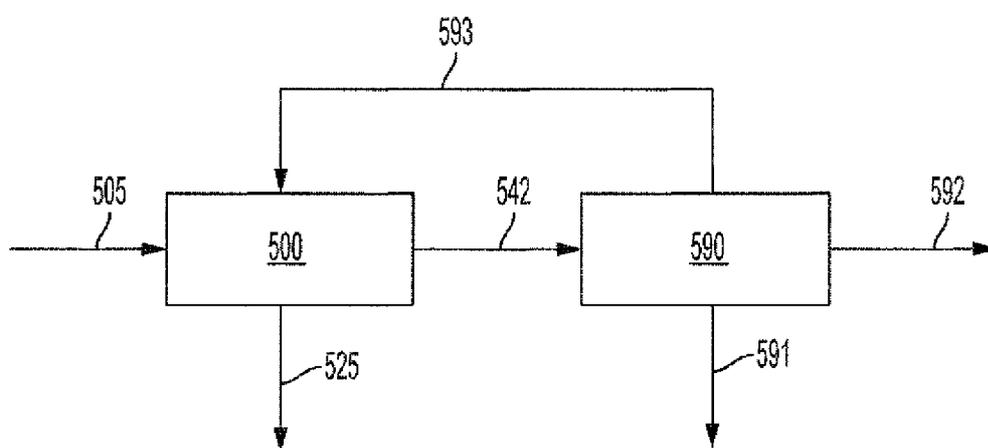
ФИГ. 2



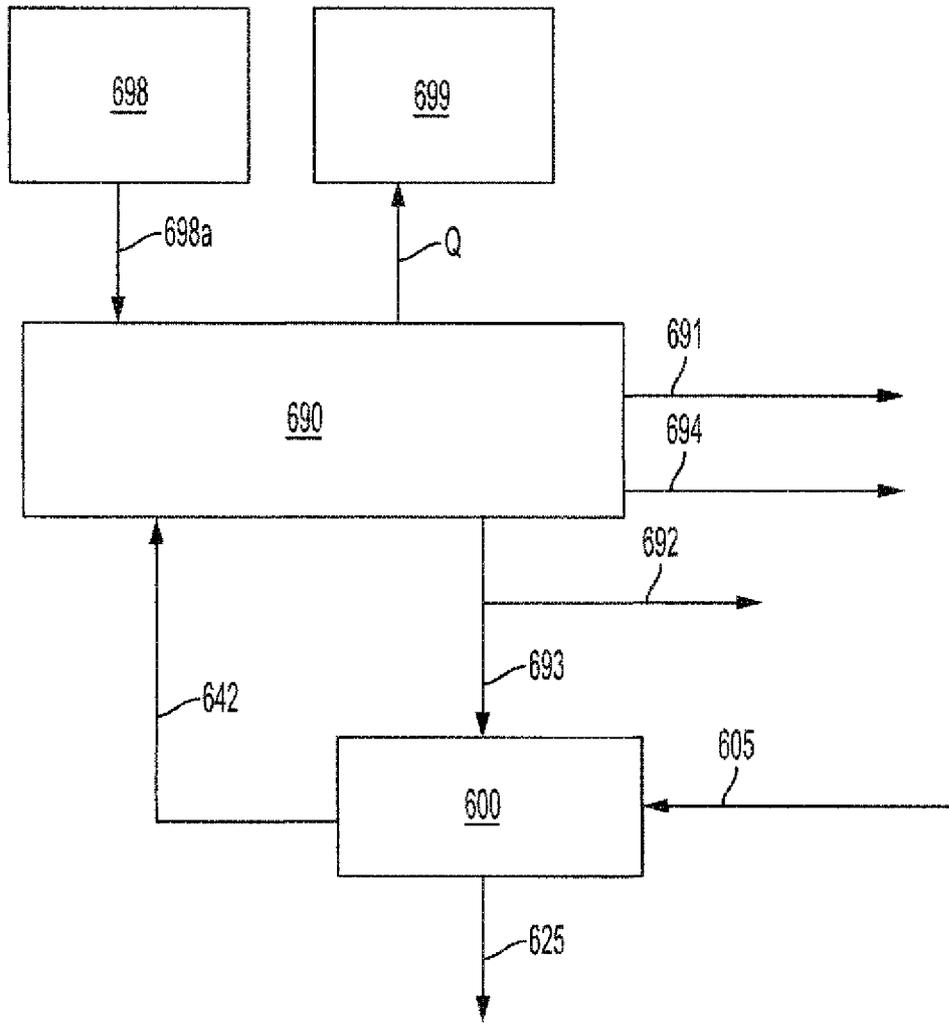
ФИГ. 3



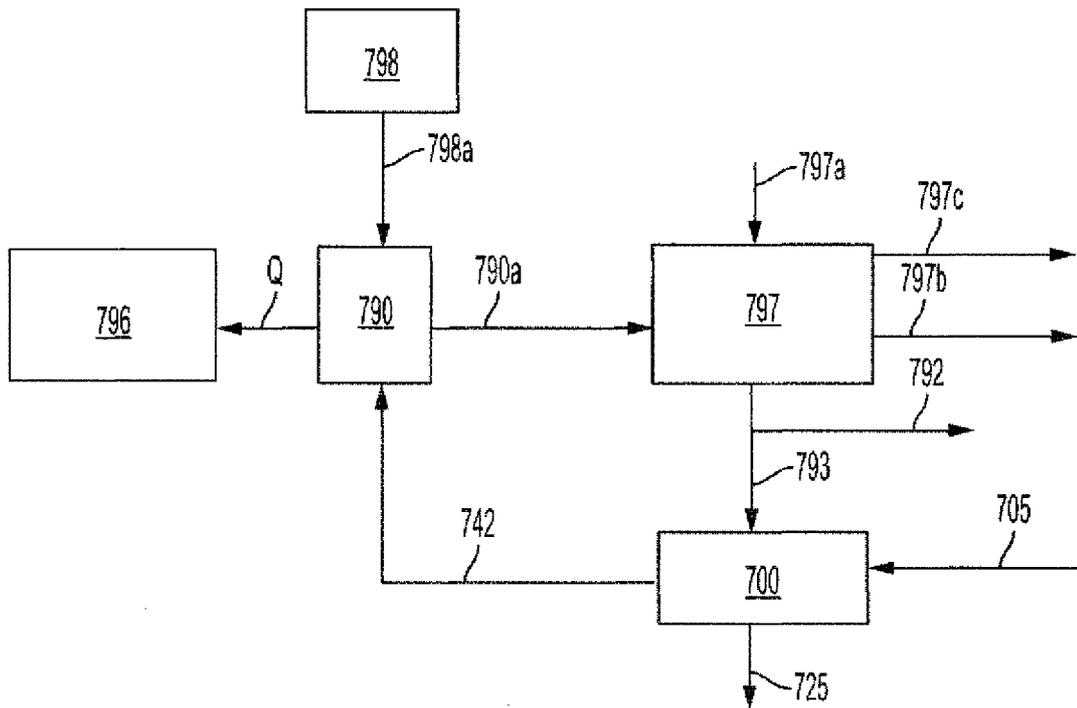
ФИГ. 4



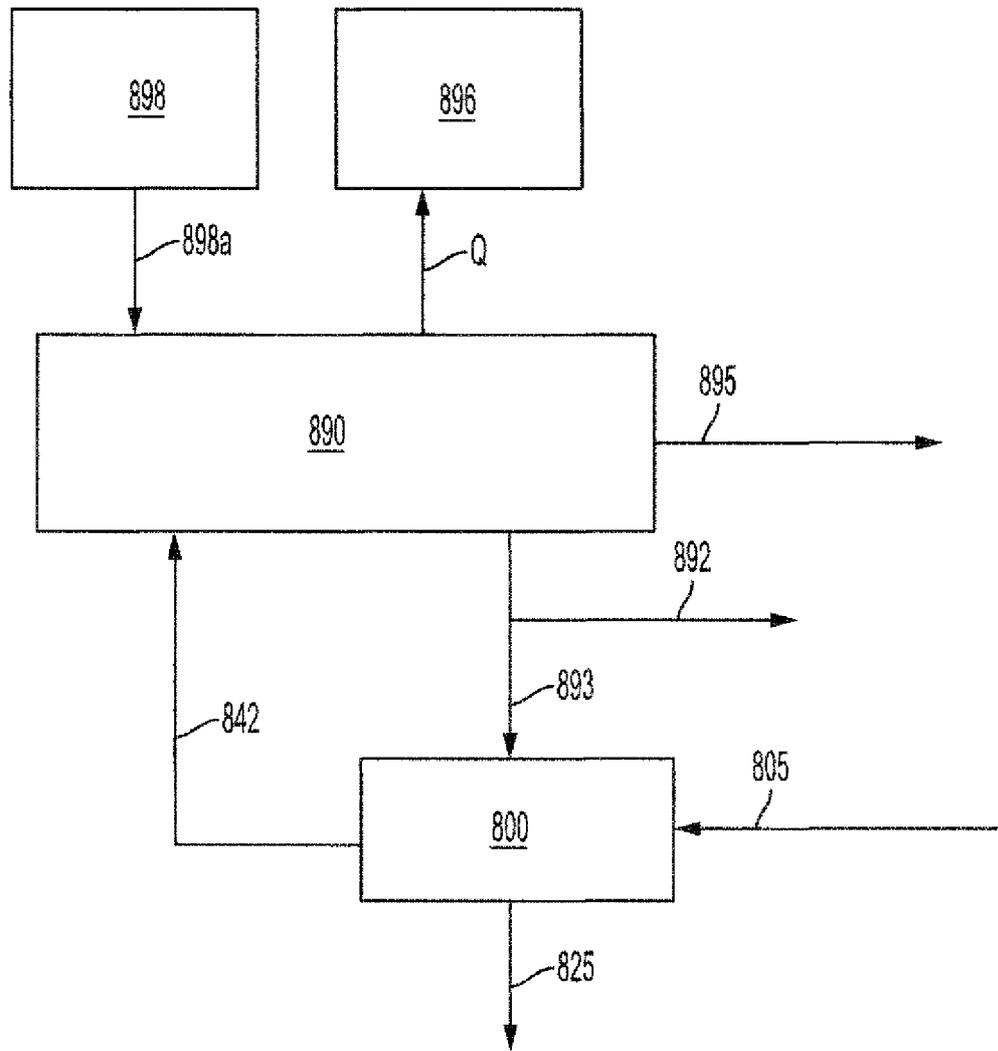
ФИГ. 5



ФИГ. 6



ФИГ. 7



ФИГ. 8