

(19)



Евразийское
патентное
ведомство

(11) 023729

(13) B1

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ

(45) Дата публикации и выдачи патента
2016.07.29

(51) Int. Cl. B01D 53/14 (2006.01)

(21) Номер заявки
201270496

(22) Дата подачи заявки
2010.09.29

(54) СПОСОБ ОЧИСТКИ СЫРЬЕВОГО ГАЗА ОТ КИСЛЫХ КОМПОНЕНТОВ

(31) 61/246,896

(56) US-A1-20070006732
US-A1-20080019899
US-A1-20060266214

(32) 2009.09.29

(33) US

(43) 2012.10.30

(86) PCT/US2010/050649

(87) WO 2011/041361 2011.04.07

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
ФЛУОР ТЕКНОЛОДЖИЗ
КОРПОРЕЙШН (US)

(72) Изобретатель:
Мэк Джон, Нилсен Ричард Б. (US)

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

(57) Кислый газ удаляют из сырьевого газа в абсорбере, в котором образуется обработанный сырьевой газ и насыщенный растворитель. Обработанный газ пропускают через поглощающий H₂S слой, поглощающий H₂S слой регенерируют при помощи обедненного H₂S кислого газа, испарившегося из насыщенного растворителя. Наиболее предпочтительно отходящий с регенерированного слоя газ нагнетают в пласт.

023729

B1

023729

B1

Перекрестная ссылка на родственные заявки

Настоящая заявка притязает на приоритет по отношению к предварительной заявке на патент США № 61/246896, поданной 29 сентября 2009 г., того же заявителя.

Область техники, к которой относится изобретение

Настоящее изобретение относится к удалению кислых газов из сырьевого газа, в частности, к удалению кислого газа из газов высокого давления с высоким содержанием CO_2 и H_2S и производству соответствующего требованиям транспортировки по трубопроводу газа и потока концентрированного CO_2 для обратного нагнетания.

Уровень техники

Поскольку имеющиеся месторождения природного газа с низким содержанием серы истощаются, чтобы удовлетворять требования по добыче, разрабатывают все больше месторождений высокосернистого газа. Для удаления кислых газов из этих месторождений и особенно из газа высокосернистых месторождений необходимы существенные капитальные вложения, а также расходы по эксплуатации. Хотя эти установки должны работать экономично, они также должны отвечать требованиям по трубопроводной транспортировке газа в условиях ужесточения требований по энергоэффективности и выбросам в атмосферу. Эти проблемы усложняются тем, что содержание кислых газов в таких газовых месторождениях со временем увеличивается, и часто обычные установки по удалению кислого газа становятся неэффективными и непригодными для производства продукта, удовлетворяющего текущим требованиям потребителей по трубопроводной транспортировке газа.

Кислые газы можно удалить при помощи обычного процесса аминовой очистки, однако этот способ обычно нерентабелен, поскольку циркуляцию аминового растворителя нужно увеличивать пропорционально содержанию кислого газа в сырьевом газе, из-за чего увеличивается паровая нагрузка при регенерации растворителя и, следовательно, выброс парниковых газов. Кроме того, также существует верхний предел насыщения кислыми газами (величина которого выражается как количество молей кислых газов на моль амина), зависящий преимущественно от химического равновесия между амином и кислыми газами. Для преодоления по меньшей мере некоторых из этих проблем можно использовать физические растворители, которые подчиняются закону Генри, в соответствии с которым насыщение растворителя кислым газом увеличивается с увеличением содержания и парциального давления кислого газа. Таким образом, по меньшей мере теоретически абсорбция кислых газов физическими растворителями является сравнительно подходящим вариантом для месторождений высокосернистого газа. Регенерация физического растворителя может быть осуществлена, по меньшей мере до некоторой степени, путем мгновенного испарения, для которого не требуется нагревания, благодаря чему уменьшаются выбросы парниковых газов. К сожалению, без нагрева извне физические растворители могут быть регенерированы лишь частично, и, следовательно, часто они непригодны для обработки высокосернистых газов с целью получения продукта, отвечающего требованиям трубопроводной транспортировки (например, 1 мол.% CO_2 , 4 об. ч./млн H_2S). Например, когда для обработки сырьевого газа с высоким содержанием H_2S (например, ≥ 100 об. ч./млн) применяют обычные способы с использованием физических растворителей, при этом, как правило, превышает предел по содержанию H_2S в обработанном газе. Для повышения качества газа может быть использован улавливающий серу слой, предназначенный для поглощения H_2S из сырьевого газа или продукта. Однако это временное решение, и в большинстве случаев необходимо наличие установки по извлечению серы. Кроме того, обезвреживание и обработка использованных загрязненных серой слоев часто неприемлема с экологической точки зрения.

Таким образом, хотя известны различные устройства и способы удаления кислых газов из сырьевого газа, всем или большинству из них свойственен один или несколько недостатков. Помимо всего прочего, содержание H_2S в прошедшем обработку газе часто высокое, и использование физического растворителя без подвода тепла непригодно для получения прошедшего обработку газа, отвечающего требованиям транспортировки по трубопроводу. Следовательно, все еще существует потребность в создании усовершенствованных способов и схем процессов для удаления кислых газов.

Сущность изобретения

Объектом настоящего изобретения являются устройства, схемы процессов и способы удаления кислых газов из сырьевого газа, в которых использован процесс абсорбции физическим растворителем с целью получения обработанного газа и обогащенного CO_2 потока. H_2S удаляют из обработанного газа при помощи одного или нескольких молекулярных сит, которые затем регенерируют обогащенным CO_2 потоком, получая, таким образом, продукт обогащенный H_2S поток CO_2 , который предпочтительно обезвреживают и используют для обратного нагнетания.

В особенно предпочтительных аспектах объекта настоящего изобретения способ обработки содержащего CO_2 и H_2S сырьевого газа включает одну стадию удаления CO_2 из сырьевого газа в абсорбере с использованием отпаренного регенерированного физического растворителя с получением обработанного газа и насыщенного растворителя. На другой стадии из обработанного газа удаляют H_2S при помощи слоя молекулярных сит и получают насыщенный H_2S слой молекулярных сит, на еще одной стадии насыщенный растворитель подвергают мгновенному испарению, получая отпаренный регенерированный растворитель, который снова подают в абсорбер, и обогащенный CO_2 поток. Насыщенные H_2S молеку-

лярные сита регенерируют, используя обогащенный CO_2 поток, и получают, тем самым, продукт - обогащенный H_2S поток CO_2 .

В большинстве случаев H_2S удаляют из обогащенного CO_2 потока до стадии регенерации насыщенных H_2S молекулярных сит, используя дополнительный слой молекулярных сит, и/или удаляют воду из продукта - обогащенного H_2S потока CO_2 . Также в большинстве случаев является предпочтительным, чтобы продукт - обогащенный H_2S поток CO_2 - был сжат и использован для обратного нагнетания в пласт или в другое надлежащее место с целью секвестрации или для добычи нефти вторичным методом. Кроме того, является предпочтительным нагревание обогащенного CO_2 потока для осуществления стадии регенерации насыщенного H_2S слоя молекулярных сит.

В предусматриваемых способах вообще является предпочтительным, чтобы стадия мгновенного испарения насыщенного растворителя включала стадию вакуумной отпарки, и/или чтобы стадия отпарки насыщенного растворителя осуществлялась за несколько ступеней отпарки, при этом по меньшей мере на одной из множества ступеней отпарки образовывался обогащенный углеводородами пар, который наиболее предпочтительно сжимают и соединяют с сырьевым газом. Не ограничиваясь объектом изобретения, вообще является предпочтительным, чтобы, по существу, весь (т.е. по меньшей мере 80%, более типично по меньшей мере 90%, наиболее типично по меньшей мере 95%) обогащенного CO_2 потока образовывалось из насыщенного растворителя без нагревания насыщенного растворителя. Аналогично является предпочтительным обезвоживать и охлаждать сырьевой газ, чтобы сконденсировать и удалить из него углеводороды C_5+ .

С другой стороны, предусматривается способ регенерации насыщенного H_2S слоя молекулярных сит, в соответствии с которым на одной стадии слой молекулярных сит приводят в контакт с обработанным сырьевым газом, из которого удалили CO_2 , с получением, таким образом, насыщенного H_2S слоя молекулярных сит. На другой стадии насыщенный H_2S слой молекулярных сит приводят в контакт с CO_2 , чтобы, таким образом, регенерировать слой молекулярных сит и получить продукт - обогащенный H_2S поток CO_2 . В таких способах обычно является предпочтительным, чтобы H_2S был удален из CO_2 при помощи дополнительного слоя молекулярных сит до стадии приведения насыщенного H_2S слоя молекулярных сит в контакт с CO_2 , и/или чтобы вода была сконденсирована и удалена из продукта - обогащенного H_2S потока CO_2 . Если нужно, продукт - обогащенный H_2S поток CO_2 используют для обратного нагнетания в пласт или другое надлежащее место.

Принимая во внимание вышеизложенное, автором изобретения также предусматривается установка для очистки от кислых газов, которая включает абсорбер, в котором регенерированный отпаренный растворитель поглощает CO_2 и H_2S из сырьевого газа с образованием обработанного газа и насыщенного растворителя. С абсорбером соединен первый резервуар, в котором находится слой молекулярных сит, обеспечивающий адсорбцию H_2S и воды из обработанного газа, с абсорбером также соединен испарительный резервуар, предназначенный для приема насыщенного растворителя и образования обогащенного CO_2 потока и отпаренного регенерированного растворителя. Второй резервуар, в котором находится насыщенный H_2S слой молекулярных сит, гидравлически соединен с испарительным резервуаром с целью приема обогащенного CO_2 потока и, тем самым, получения продукта обогащенного H_2S потока CO_2 и регенерированного слоя молекулярных сит.

Предусматриваемые установки предпочтительно дополнительно включают нагреватель, гидравлически подсоединенный между испарительным резервуаром и вторым резервуаром и предназначенный для нагревания обогащенного CO_2 потока, и/или испарительный резервуар промежуточного давления, гидравлически подсоединенный между абсорбером и испарительным резервуаром и предназначенный для получения рециркуляционного потока углеводородов. Также является предпочтительным наличие рециркуляционного канала, делающего возможным соединение рециркуляционного потока углеводородов с сырьевым газом. Наиболее типично предусматриваемые установки также включают третий резервуар с дополнительным слоем молекулярных сит, предназначенным для удаления H_2S из обогащенного CO_2 потока. Если нужно или иным образом требуется, выше абсорбера по ходу технологического потока гидравлически подсоединяют охладитель, предназначенный для охлаждения сырьевого газа до температуры, при которой возможна конденсация и удаление воды и углеводородов C_5+ из сырьевого газа.

Различные задачи, отличительные особенности, аспекты и преимущества настоящего изобретения станут более понятны при прочтении следующего далее подробного описания предпочтительных вариантов осуществления изобретения.

Краткое описание чертежей

Фиг. 1 представляет собой примерную схему удаления кислого газа с использованием физического растворителя на установке, соответствующей объекту изобретения.

Подробное описание изобретения

Настоящее изобретение направлено на схемы процессов и способы удаления CO_2 и H_2S из сырьевого газа с использованием двухстадийного способа удаления, в котором кислый газ удаляют на первой стадии, используя обычный процесс абсорбции физическим растворителем, и в котором оставшийся кислый газ, особенно, H_2S и воду, удаляют из обработанного газа на второй стадии, используя один или несколько слоев молекулярных сит.

Наиболее предпочтительно насыщенный H_2S слой молекулярных сит регенерируют, используя обогащенный CO_2 поток, полученный на первой стадии удаления. Таким образом, нужно принять во внимание, что из сырьевого газа может быть удалено две различных загрязняющих примеси, при этом одна загрязняющая примесь адсорбируется слоем молекулярных сит, а другую загрязняющую примесь используют для регенерации этого слоя молекулярных сит, тем самым получая отходящий газ, содержащий обе загрязняющих примеси, и обработанный газ, обладающий необходимыми параметрами (например, обработанный газ, удовлетворяющий требованиям по трубопроводной транспортировке).

В одном особенно предпочтительном аспекте объекта изобретения для удаления из сырьевого газа основной массы кислых газов используют секцию с физическим растворителем, и полученный в ней насыщенный физический растворитель предпочтительно регенерируют в многоступенчатых сепараторах испарительной регенерации, извлекая и рециркулируя углеводороды. Предпочтительно, благодаря наличию контура рециркуляции, потери углеводородов сокращены до менее чем 5%, более предпочтительно менее 4%, наиболее предпочтительно менее 2%, при этом после последней(их) ступени(ей) мгновенного испарения возможно получение кислого газа, который используют для регенерации слоя молекулярных сит. Кислый газ с последней(их) ступени(ей) мгновенного испарения наиболее предпочтительно обрабатывают на стадии удаления H_2S , обычно используя дополнительный слой молекулярных сит.

В особенно предпочтительных аспектах изобретения на стадии адсорбции слоем молекулярных сит используют по меньшей мере два адсорбирующих слоя, предпочтительно четыре или даже больше адсорбирующих слоев, на которых адсорбируется остаточное количество H_2S , присутствующее в обработанном газе, поступающем со стадии абсорбции физическим растворителем, с получением обработанного газа, характеризующегося содержанием H_2S и/или воды менее 4 об. ч./млн, более предпочтительно менее 2 об. ч./млн. Как указано выше, по меньшей мере часть обогащенного CO_2 потока, поступающего со стадии(ий) испарительной регенерации, пропускают через один или несколько слоев молекулярных сит с целью получения обедненного H_2S потока CO_2 , который затем используют для регенерации насыщенного H_2S слоя молекулярных сит, обычно применяя цикл охлаждения и нагревания (например, при 400-600°F (204-315°C) и 400-600 psig (2,7-4,1 МПа)).

Одна примерная схема установки, соответствующей объекту изобретения, показана на фиг. 1. Поток сырьевого газа 1, обычно содержащий 12 мол.% CO_2 , и около 100 об. ч./млн H_2S , при температуре примерно 100°F (37,8°C) и давлении около 1200 psig (8,3 МПа) сушат и охлаждают в устройстве 90, получая поток 91 жидких C_5+ . Термины "около" и "примерно", используемые в настоящем документе в сочетании с числом, относятся к диапазону +/-10% (включительно) этого числа. Стадия сушки обычно нужна для того, чтобы избежать образования гидрата в абсорбере CO_2 51. Кроме того, стадия сушки и охлаждения также позволяет извлечь продукт - углеводороды C_5+ . Высушенный газ затем смешивают с рециркулируемым потоком газа 9, получая поток 5, который промывают в противотоке потоком 2 отпаренного регенерированного растворителя при примерно -15°F (-26°C), получая поток 3 обработанного газа при примерно -10°F (-23°C) и поток 4 насыщенного растворителя при примерно -1°F (-18°C).

Наиболее типично, в абсорбере имеются контактные устройства, включающие насадку или тарелки, или другие подходящие среды для абсорбции кислого газа. Поток 3 обработанного газа содержит около 2 мол.% CO_2 и примерно 6-10 об. ч./млн H_2S (или даже больше), его подают на слои 63 и 64 молекулярных сит с целью дальнейшего уменьшения содержания H_2S до величины менее 4 об. ч./млн (предпочтительно менее 1 об. ч./млн) и содержания воды до величины менее 2 об. ч./млн, чтобы поток продукта 6 отвечал требованиям трубопроводной транспортировки газа, соответствующего условиям поставки.

Давление потока 4 насыщенного растворителя уменьшают в гидравлической турбине 52 до примерно 350-750 psig (2,4-5,1 МПа), получая поток 7 с температурой -8°F (-22°C). Затем поток с уменьшенным давлением разделяют в сепараторе 53, получая поток 8 пара мгновенного испарения, обогащенного углеводородами, и поток 10 отпаренной жидкости. Поток 8 обогащенного углеводородами пара сжимают при помощи компрессора 62 рециркулируемого газа до давления примерно 1200 psig (8,3 МПа), получая поток 9, затем смешиваемый с сырьевым газом. Давление потока отпаренной жидкости 10 уменьшают посредством дроссельного клапана 54 до атмосферного, получая поток 11. Следует отметить, что для уменьшения энергопотребления рециркуляционным компрессором могут быть использованы многоступенчатые испарительные резервуары. Поток 11 пониженного давления в испарительном резервуаре атмосферного давления 55 разделяют, получая поток 12 пара мгновенного испарения и поток 13 отпаренной жидкости. Наконец, давление потока 13 отпаренного растворителя уменьшают при помощи дроссельного клапана 56 до примерно 2-5 psig (10 кПа), получая, таким образом, поток 14 с температурой примерно -10°F (-23°C). Поток 14 со сниженным давлением разделяют в сепараторе 57, получая поток 18 пара мгновенного вакуумного испарения и поток 16 жидкости вакуумной отпарки (теперь представляющий собой регенерированный растворитель), который подают циркуляционным насосом 93 для растворителя в виде потока 17 в охладитель растворителя 59 с целью получения, таким образом, охлажденного отпаренного регенерированного растворителя 2. Давление ниже атмосферного в сепараторе 57 поддерживают при помощи вакуумного насоса/компрессора 60. Поток 18 при помощи вакуумного насоса 60 сжимают до примерно 20-200 psig (0,14-1,37 МПа), получая поток 19, который объединяют с потоком 12

из отпарного резервуара атмосферного давления 55. Объединенный поток дополнительно сжимают в компрессоре 80 CO_2 низкого давления, получая поток 20 с давлением примерно от 200 psig до 600 psig (0,14-4,10 МПа); оптимальное давление обычно зависит от химических параметров молекулярных сит.

Обогащенный CO_2 поток 20 затем обрабатывают на дополнительном слое 67 молекулярных сит с целью адсорбции H_2S , получая обедненный H_2S обогащенный CO_2 поток 21, который используют для охлаждения слоя 66 молекулярных сит, получая нагретый обогащенный CO_2 поток 22, который дополнительно нагревают в нагревателе 71 примерно до 500-600°F (260-315°C), получая, таким образом, поток 23, который затем используют для регенерации насыщенного H_2S слоя 65 молекулярных сит. Поток 24 продукта - обогащенный H_2S поток CO_2 - охлаждают в охладителе 70 до примерно 90°F (32°C), получая поток 25. В сепараторе 68 от потока 25 отделяют и удаляют сконденсировавшуюся воду, тогда как пар 26 сушат в устройстве обезвоживания 69, получая высушенный газ 27, который дополнительно сжимают в компрессоре CO_2 72 высокого давления до примерно 4000 psig (27,6 МПа), получая поток 28, который используют для обратного нагнетания CO_2 .

Таким образом, следует учесть, что рассматриваются способы обработки содержащего CO_2 и H_2S сырьевого газа, в которых CO_2 удаляют из сырьевого газа в абсорбере, используя отпаренный регенерированный физический растворитель, получая, таким образом, обработанный газ и насыщенный растворитель. Затем из обработанного газа удаляют H_2S , используя слой молекулярных сит, и получают, тем самым, насыщенный H_2S слой молекулярных сит, который регенерируют, используя по меньшей мере часть обогащенного CO_2 потока, получая, тем самым, продукт обогащенный H_2S поток CO_2 , при этом обогащенный CO_2 поток получают путем отпарки насыщенного растворителя.

Конечно, следует признать, что могут быть внедрены многочисленные варианты примерной установки, показанной на фиг. 1, которые не выходят за рамки изложенной в настоящем документе идеи изобретения. Например, хотя слои молекулярных сит на фиг. 1 показаны как стационарное оборудование, следует отметить, что предусматриваются схемы процессов и способы, в которых подаваемый и отводимый со слоя молекулярных сит потоки могут переключаться в полностью автоматическом режиме при помощи устройств управления, клапанов и каналов в соответствии с требованиями. Так, возможно удаление H_2S из потока обработанного газа в непрерывном режиме, когда один слой гидравлически соединен с абсорбером и принимает поток обработанного газа, тогда как другой слой гидравлически соединен с выходным отверстием дополнительного слоя молекулярных сит. Следовательно, особенно предпочтительными схемами процесса являются те, в которых по меньшей мере один из слоев молекулярных сит стадии адсорбции (например, заменяющий, параллельно или последовательно, 63 или 64) может быть гидравлически соединен по меньшей мере с одной позицией (например, заменяя, параллельно или последовательно, 65, 66 или 67) стадии регенерации. Следовательно, предпочтительно, чтобы были в наличии резервные слои молекулярных сит, подсоединенные так, чтобы обеспечить непрерывный поток обработанного газа и/или продукта - обогащенного H_2S потока CO_2 (не показано), во время замены насыщенного H_2S слоя молекулярных сит на регенерированный слой молекулярных сит. В качестве альтернативы переключение потока между различными резервуарами может быть осуществлено вручную. Также предусматриваются схемы процесса, в которых один или несколько резервуаров могут подвергаться физической замене с целью замещения регенерированных и/или насыщенных резервуаров.

Что касается применимых сырьевых газов, следует учесть, что давление таких газов может существенно изменяться, и что природа газа, по меньшей мере частично, определяет величину давления. Однако, является особенно предпочтительным, чтобы давление сырьевого газа составляло по меньшей мере 400 psig (2,7 МПа), более типично по меньшей мере 1000 psig (6,9 МПа), наиболее типично по меньшей мере 1200 psig (8,3 МПа). Точно так же множество вариантов состава сырьевого газа считаются пригодными для использования в сочетании с изложенными в настоящем документе идеями. Однако, является особенно предпочтительным, чтобы сырьевой газ содержал по меньшей мере 10 мол.%, наиболее предпочтительно 30 мол.% и более CO_2 , и по меньшей мере 100 об. ч./млн, наиболее предпочтительно по меньшей мере 1000 об. ч./млн H_2S , тогда как обработанный газ после секции с физическим растворителем, типично, содержит 2% CO_2 и 10 об. ч./млн H_2S . После пропускания обработанного газа через поглощающие H_2S слои, он предпочтительно содержит H_2S в концентрации, меньше или равной 5 об. ч./млн, более предпочтительно меньше или равной 3 об. ч./млн, наиболее предпочтительно меньше или равной 1 об. ч./млн.

Также следует признать, что природа растворителя может существенно изменяться, и что все физические растворители и их смеси считаются пригодными для использования в рассматриваемом контексте. В данной области известно множество физических растворителей, к примерам предпочтительных физических растворителей относятся FLUOR SOLVENT™ (пропиленкарбонат), NMP (N-метилпирролидон), SELEXOL™ (диметиловый эфир полиэтиленгликоля) и TBP (трибутилфосфат) и/или различные диалкиловые эфиры полиэтиленгликоля. В качестве альтернативы могут быть использованы другие растворители, в том числе улучшенный третичный амин (например, пиперазин) или другой растворитель или смесь растворителей, с такими же, как у физического растворителя, характеристиками.

Отпарка насыщенного растворителя может быть осуществлена при помощи различных устройств, вообще предусматривается, что для этого можно использовать все устройства снижения давления. Однако, что касается величины уменьшения давления, обычно предпочтительно, чтобы сначала давление насыщенного растворителя (после совершения работы и/или охлаждения) было снижено до величины, достаточной для выделения газа мгновенного испарения с содержанием метана примерно от 20 до 70%. Этот газ наиболее предпочтительно рециркулируют в абсорбер, чтобы свести к минимуму потери метана - до менее чем 5%, наиболее предпочтительно менее 1%. После такого снижения давления давление растворителя предпочтительно уменьшают до атмосферного или до давления ниже атмосферного, наиболее типично по меньшей мере за две стадии. Получаемый таким образом после стадий (вакуумной) отпарки поток CO₂ обычно содержит углеводороды C₄+ в концентрации менее 5 мол.%, более типично менее 2,5 мол.%, что делает такой продукт обогащенный H₂S поток CO₂ - пригодным для использования при добыче нефти вторичным методом. Если нужно, из продукта обогащенного H₂S потока CO₂ удаляют воду, используя конденсацию и/или известные устройства обезвоживания.

Следует отметить, что в предусматриваемых схемах процессов и способах гидравлическая турбина выступает в роли энергосберегающего устройства, т.к. она обеспечивает охлаждение и выделение кислого газа вследствие расширения, при этом совершая работу на валу, являющуюся полезной работой (например, для приведения в действие циркуляционного насоса для растворителя или выработки электроэнергии). Также следует признать, что возможно использование многоступенчатых сепараторов для дополнительного повышения эффективности, они могут представлять собой многоуровневый сепаратор, позволяющий свести к минимуму площадь основания и стоимость оборудования, и получить еще более эффективную схему.

Следовательно, предусматривается, что соответствующие объекту изобретения схемы процессов позволят существенно уменьшить общее потребление энергии и капитальные затраты на удаление кислых газов по сравнению с обычными способами удаления кислых газов, включая способы с использованием аминового или других физических растворителей или мембран. Кроме того, предусматриваемые схемы процессов и способы обычно не нуждаются во внешнем источнике тепла, и тепло, если нужно, может быть подведено от сырьевого газа или как теплота сжатия либо от устройства охлаждения и/или устройства сжатия сырьевого газа, в результате чего дополнительно уменьшается потребление энергии и негативное воздействие на окружающую среду. Кроме того, при добыче нефти вторичным методом часто сталкиваются с увеличением концентрации кислого газа в сырьевом газе обычно от 10 до 60%. Предусматриваемые схемы процессов и способы могут справиться с этими изменениями, по существу, при том же объеме циркуляции растворителя.

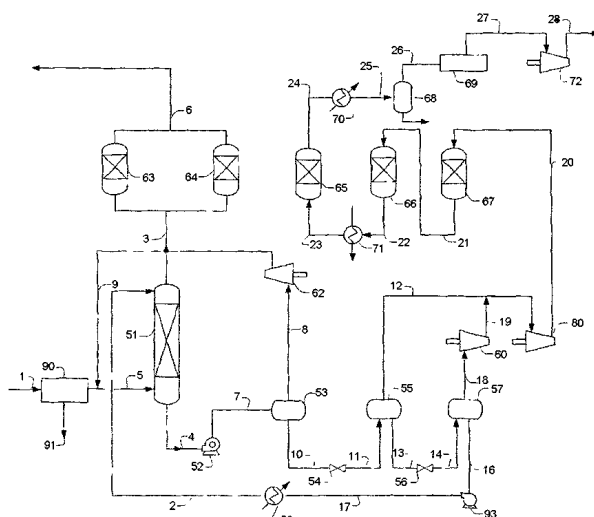
Другим преимуществом предусматриваемых способов и схем процесса является их простота в отношении уменьшенной потребности во вспомогательных внеплощадочных системах и системах инженерного обеспечения, например, для обработки отработанных твердых отходов обычных поглощающих серу слоев, и, тем самым, значительно меньшее отрицательное воздействие на окружающую среду. Дополнительные аспекты, способы и схемы процессов, пригодные для использования в данном контексте, описаны в находящемся в общей собственности авторов патенте США № 7192468, в находящейся одновременно на рассмотрении патентного ведомства заявке на патент США, опубликованной как заявка на патент США № 2005/0172807, и международной заявке на патент тех же авторов с регистрационным номером PCT/US 10/49058, при этом все эти документы включаются в настоящий документ путем ссылки.

Таким образом, раскрыты конкретные схемы и способы удаления кислого газа. Однако специалистам в данной области очевидно, что помимо описанных, возможно еще множество модификаций, не выходящих за рамки идеи настоящего изобретения. Следовательно, объект изобретения ограничивается только сутью прилагаемой формулы изобретения. Кроме того, при интерпретации и описания, и формулы изобретения, все термины следует понимать в наиболее широком смысле, согласующемся с контекстом. В частности, термины "включает" и "включающий" нужно интерпретировать как относящиеся к элементам, компонентам или стадиям неисключительным образом и указывающие на то, что упомянутые элементы, компоненты или стадии могут иметь место или использоваться или быть объединенными с другими элементами, компонентами или стадиями, которые специально не указаны. Кроме того, если определение или использование термина в ссылочных материалах, включаемых в настоящий документ путем ссылки, является несовместимым или противоречащим определению этого термина, приведенно-

му в настоящем документе, применяется определение этого термина, приведенное в настоящем документе, а определение этого термина, приведенное в ссылочном документе, не применяется.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ обработки содержащего CO_2 и H_2S сырьевого газа, включающий стадии, на которых удаляют CO_2 из сырьевого газа в абсорбере с использованием отпаренного регенерированного физического растворителя с получением обработанного газа и насыщенного растворителя; удаляют H_2S из обработанного газа при помощи слоя молекулярных сит с получением, тем самым, насыщенного H_2S слоя молекулярных сит; отпаривают насыщенный растворитель с получением отпаренного регенерированного растворителя и обогащенного CO_2 потока, содержащего углеводороды C_4+ в концентрации менее 5 мол.%; и регенерируют насыщенный H_2S слой молекулярных сит с использованием обогащенного CO_2 потока и получают, тем самым, продукт - обогащенный H_2S поток CO_2 .
2. Способ по п.1, в котором H_2S удаляют из обогащенного CO_2 потока до стадии регенерации насыщенного H_2S слоя молекулярных сит, используя дополнительный слой молекулярных сит.
3. Способ по п.1, дополнительно включающий стадию, где удаляют воду из продукта - обогащенного H_2S потока CO_2 .
4. Способ по п.3, дополнительно включающий стадию, на которой сжимают и обратно нагнетают продукт - обогащенный H_2S поток CO_2 .
5. Способ по п.1, дополнительно включающий стадию, на которой нагревают обогащенный CO_2 поток для осуществления стадии регенерации насыщенного H_2S слоя молекулярных сит.
6. Способ по п.1, в котором стадия отпарки насыщенного растворителя включает стадию вакуумной отпарки.
7. Способ по п.1, в котором стадию отпарки насыщенного растворителя осуществляют посредством нескольких ступеней отпарки, при этом по меньшей мере на одной из множества ступеней отпарки образуется обогащенный углеводородами пар.
8. Способ по п.7, дополнительно включающий стадию, на которой сжимают обогащенный углеводородами пар и соединяют сжатый обогащенными углеводородами пар с сырьевым газом.
9. Способ по п.1, в котором, по существу, весь обогащенный CO_2 поток получают из насыщенного растворителя без нагревания насыщенного растворителя.
10. Способ по п.1, в котором сырьевой газ обезвоживают и охлаждают с целью конденсации и удаления из сырьевого газа углеводородов C_5+ .
11. Способ регенерации насыщенного H_2S слоя молекулярных сит, включающий стадии, на которых приводят слой молекулярных сит в контакт с обработанным сырьевым газом, из которого удалили CO_2 , с получением, таким образом, насыщенного H_2S слоя молекулярных сит и приводят насыщенный H_2S слой молекулярных сит в контакт с CO_2 в обогащенном CO_2 потоке, содержащем углеводороды C_4+ в концентрации менее 5 мол.%, чтобы, таким образом, регенерировать слой молекулярных сит и получить продукт - обогащенный H_2S поток CO_2 .
12. Способ по п.11, в котором H_2S удаляют из CO_2 при помощи дополнительного слоя молекулярных сит до стадии приведения насыщенного H_2S слоя молекулярных сит в контакт с CO_2 .
13. Способ по п.11, дополнительно включающий стадию, где конденсируют и удаляют воду из продукта - обогащенного H_2S потока CO_2 .
14. Способ по п.11, дополнительно включающий стадию, на которой обратно нагнетают продукт - обогащенный H_2S поток CO_2 .



Фиг. 1

