

Настоящее изобретение относится к способу обработки отходящих газов и, в особенности, к удалению диоксида серы из кислородсодержащих газов.

В известных в настоящее время способах удаления диоксида серы из кислородсодержащих газов используют обычно щелочную (например, Amerex, Belco, Croll-Reynolds, Envirochera, Turbosonic) или бесщелочную (например, Cansolv, ClausMaster, CrystaTech) обработку. Хотя капиталовложения в щелочной способ обычно малы, затраты на эксплуатацию и отведение отходов могут быть чрезмерно высокими. С другой стороны, все, или почти все, известные в настоящее время бесщелочные способы являются более капиталоемкими и часто не проверенными в промышленном масштабе.

Например, в соответствии с некоторыми известными конструкциями диоксид серы удаляют с использованием щелочного способа, по которому газообразные соединения серы переводят в растворимые сульфиты и сульфаты. Типичные примеры таких конструкций изложены в патентах США № 3719742 (Terrana и др.) и 3790660 (Earl и др.). Однако в большинстве таких конструкций имеется относительно высокая потребность в паре для отпарки и десорбции, и они, таким образом, являются экономически менее привлекательными. Другие известные щелочные способы описаны, например, в патенте США № 3920794 (La Mantia и др.). В этом патенте очищающие растворы NaOH и Na₂CO₃ удаляют SO₂ из газовых потоков. После адсорбции или мокрой очистки газа осуществляют стадию окисления для превращения сульфитов в сульфаты путем добавления каталитически-активных металлов (например, Fe, Cu, Co, Mn и/или Ni). Хотя такой способ окисления относительно прост и эффективен, необходимо введение солей, а также может потребоваться дополнительная стадия окисления, особенно в том случае, если количество сульфитов в очищающем растворе, адсорбировавшем SO₂, относительно велико.

Для того чтобы преодолеть, по крайней мере, некоторые проблемы, связанные с использованием щелочных растворов, для абсорбции SO₂ из отработавшего газа можно использовать различные алканол амины (например, водные растворы триэаноламина), как описано, например, в патенте США № 3904735 (Atwood и др.). Однако остается несколько трудностей. Среди прочего, многие алканол амины имеют относительно низкую селективность по отношению к SO₂ и склонны абсорбировать значительные количества CO₂. Более того, по крайней мере, для некоторых алканол аминов наблюдаются относительно высокие потери на испарение, и в присутствии кислорода алканол амины часто способствуют окислению SO₂ в SO₃.

В других известных бесщелочных способах, таких, которые описаны в патенте США № 4634582 (Sliger и др.), SO₂ удаляют из потока отработавшего газа путем абсорбции буферным раствором тиосульфата и полиитионата с последующей регенерацией поглощающего раствора с помощью сероводорода, в результате чего получается сера. Сероводород, возвращенный после стадии регенерации, вводят затем на стадию абсорбции для того, чтобы восстановить концентрацию бисульфита в поглощающем растворе. Хотя такое обессеривание в принципе представляется относительно простым, техническое обслуживание буферного раствора часто ограничивает производительность таких систем, по крайней мере, в некоторых случаях.

В качестве альтернативы, как описано в международной патентной заявке WO 03/045544, для обеспечения достаточного количества газа-восстановителя для отходящего газа отработавший газ, содержащий диоксид серы, вводят в генератор газа-восстановителя, который функционирует с использованием природного газа, воздуха и водорода. Типичные рабочие условия выбирают так, чтобы, по существу, полностью удалить из отработавшего газа кислород, причем рабочие температуры будут, в целом, в интервале примерно от 1000 до 1500°F. Полученный таким образом гидрированный питающий газ включает сероводород, который удаляют с использованием контактора. В большинстве случаев такие конструкции значительно улучшают степень удаления серы. Однако обычно необходимы высокие рабочие температуры и вспомогательный топливный газ, что приводит к увеличению затрат и усложнению эксплуатации.

Таким образом, хотя известны многочисленные конструкции и способы уменьшения концентрации серы в кислородсодержащих отходящих потоках, все, или почти все из них, обладают одним или более недостатком. Следовательно, все еще существует необходимость в создании улучшенного способа и установки для уменьшения серосодержания в таких потоках.

Настоящее изобретение относится к установкам и способам удаления серы из кислых кислородсодержащих газов, где кислород удаляют на первой каталитической реакционной стадии с использованием сероводорода, предпочтительно получаемого из потока газа рециркуляции. С использованием того же каталитического слоя сероводород может также реагировать с диоксидом серы с образованием элементарной серы. Элементарную серу, образовавшуюся в каталитическом слое, удаляют, и оставшиеся сернистые соединения реагируют на второй и третьей реакционных стадиях с образованием сероводорода (газа рециркуляции) и дополнительного количества серы соответственно.

В одном наиболее предпочтительном аспекте установка включает первый каталитический реактор, в который поступает сероводородный поток рециркуляции и кислый кислородсодержащий газ, включающий диоксид серы. Предпочтительно первый каталитический реактор выполнен так, чтобы поглощать кислород с использованием сероводородного потока рециркуляции (предпочтительно с применением оксида алюминия, оксида титана, ванадиево-сурьмяного катализатора и/или любого катализатора

окисления). Тем самым, получают обедненный кислородом или даже обескислороженный поток, который обогащен сероводородом/диоксидом серы. Второй каталитический реактор соединен с первым каталитическим реактором так, что их жидкости сообщаются, и выполнен с возможностью получения элементарной серы из первой части потока, обедненного кислородом и обогащенного сероводородом/диоксидом серы. Третий каталитический реактор соединен с первым каталитическим реактором и, необязательно, со вторым каталитическим реактором так, что их жидкости сообщаются, и выполнен с возможностью получения сероводородного потока рециркуляции из второй части потока, обедненного кислородом и обогащенного сероводородом/диоксидом серы.

В предпочтительных аспектах изобретения конденсатор серы расположен по ходу потока ниже первого и/или второго каталитического реактора. Предполагаемые установки могут также включать генератор газа-восстановителя, который соединен с третьим каталитическим реактором и который подает водород и газ-восстановитель в третий каталитический реактор и/или вторую часть потока, обедненного кислородом и обогащенного сероводородом/диоксидом серы. Если необходимо концентрирование сероводородного потока рециркуляции, то установка также может включать абсорбер и регенератор, соединенные с третьим каталитическим реактором, где растворитель (наиболее предпочтительно - аминный растворитель) в абсорбере поглощает сероводород из потока, выходящего из третьего каталитического реактора, и где в регенераторе регенерируется растворитель. Тем самым, получают концентрированный сероводородный поток рециркуляции.

В зависимости от конкретной конфигурации инертный газ может быть выпущен из абсорбера или конденсатора серы, в котором происходит удаление серы из потока, выходящего из второго каталитического реактора. Более того, необходимо понимать, что второй реактор может быть выполнен с возможностью функционирования как реактор Клауса или реактор прямого восстановления, в котором триоксид серы, диоксид серы, сероводород и другие серосодержащие соединения каталитически восстанавливаются до элементарной серы.

В другом наиболее предпочтительном аспекте способ обработки кислого газа включает одну стадию, в которой кислый кислородсодержащий газ, включающий диоксид серы, каталитически превращают в обедненный кислородом газ с использованием сероводорода газа рециркуляции. На другой стадии первая часть обедненного кислородом газа каталитически превращается в элементарную серу, в то время как на еще одной стадии вторую часть обедненного кислородом газа каталитически превращают в газ рециркуляции.

В наиболее предпочтительных способах стадия превращения первой части обедненного кислородом газа может включать реакцию Клауса или прямое каталитическое восстановление, в которых триоксид серы, диоксид серы, сероводород и другие серосодержащие соединения каталитически восстанавливаются до элементарной серы. Кроме того, подразумевается, что после стадии каталитического превращения второй части обедненного кислородом газа инертный газ удаляют, чтобы тем самым получить газ рециркуляции.

Различные цели, особенности, аспекты и преимущества настоящего изобретения станут более очевидны из сопутствующих чертежей и следующего детального описания предпочтительных вариантов осуществления настоящего изобретения.

Сущность изобретения поясняется на чертежах, где:

на фиг. 1 изображена типовая конфигурация установки для обессеривания, в которой второй каталитический реактор функционирует как реактор Клауса;

на фиг. 2 изображена типовая конфигурация установки для обессеривания, в которой второй каталитический реактор функционирует как реактор Клауса, где инертный газ удаляют с помощью абсорбера и где газ рециркуляции концентрируют с помощью абсорбера/регенератора;

на фиг. 3 изображена типовая конфигурация установки для обессеривания, в которой второй каталитический реактор функционирует как реактор прямого каталитического восстановления.

Было обнаружено, что диоксид серы можно эффективно удалить из кислых кислородсодержащих газов в соответствии с конфигурацией установки, в которой кислород сначала каталитически удаляют (т.е. расходуют в катализируемой реакции) с использованием сероводорода. В этой конфигурации из одной части обедненного кислородом кислого газа образуется сера, а из другой части обедненного кислородом кислого газа образуется сероводород (который предпочтительно использовать как поток рециркуляции в реакции удаления кислорода).

С другой стороны, элементарная сера образуется из диоксида серы кислого газа в катализируемой реакции Клауса с использованием сероводородного потока рециркуляции, что одновременно сопровождается удалением кислорода. Полученную таким образом элементарную серу удаляют в конденсаторе серы, а первую часть оставшегося диоксида серы каталитически восстанавливают до сероводорода (например, с использованием водорода или монооксида углерода) для получения сероводородного потока рециркуляции. Вторую часть оставшегося диоксида серы каталитически превращают в сероводород, который может давать дополнительное количество серы, реагируя по реакции Клауса или по реакции прямого восстановления.

Следовательно, в общих чертах установка включает первый каталитический реактор, который получает сероводородный поток рециркуляции и кислый кислородсодержащий газ, включающий диоксид серы, причем первый каталитический реактор выполнен с возможностью каталитического поглощения кислорода с использованием сероводородного потока рециркуляции с тем, чтобы таким образом получить поток, обедненный кислородом и обогащенный сероводородом и диоксидом серы. Второй каталитический реактор соединен с первым каталитическим реактором так, что их жидкости сообщаются, и выполнен с возможностью производства элементарной серы из первой части потока, обедненного кислородом и обогащенного сероводородом/диоксидом серы. В то же время третий каталитический реактор соединен с первым и, необязательно, со вторым каталитическими реакторами так, что их жидкости сообщаются, и выполнен с возможностью производства сероводородного потока рециркуляции из второй части потока, обедненного кислородом и обогащенного сероводородом/диоксидом серы. Термин "обедненный кислородом" в том значении, в каком он использован здесь, означает, что содержание кислорода составляет менее 2 об.%, типичнее менее 1 об.% и более типично менее 0,01 об.%.

В одном предпочтительном аспекте настоящего изобретения, как для примера показано в установке 100 на фиг. 1, второй каталитический реактор функционирует как реактор Клауса. Первая фракция обедненного кислородом газа, выходящая из первого каталитического реактора, покидает установку как дренажный поток из расположенного ниже по ходу конденсатора серы, в который поступает выходящий из реактора Клауса поток. В то же время вторую фракцию обедненного кислородом газа, выходящего из первого каталитического реактора, возвращают в первый реактор после того, как она пройдет третий реактор.

Здесь газы 101, содержащие SO_2 и кислород при 400-600°F (или предварительно нагретые до этой температуры) поступают в поглотитель кислорода/серный конвертор 110. Газ, содержащий H_2S , рециркулируют в конвертор 110 из расположенного ниже по ходу барабанного сепаратора 142 через насос 170 и предварительный нагреватель 166, в котором газ, содержащий H_2S , подогревается примерно до 400-600°F перед тем, как поступить в поглотитель кислорода/серный конвертор 110. В поглотителе кислорода/серном конверторе 110 кислород каталитически реагирует с H_2S с образованием H_2O и SO_2 . Необходимо отметить, что некоторое количество SO_2 будет каталитически реагировать с H_2S с образованием элементарной серы в соответствии с реакцией Клауса. Интервал рабочей температуры в конверторе 110 составляет предпочтительно от 350 до 800°F. Более того, необходимо учесть, что количество H_2S в газе рециркуляции, выходящем из сепаратора 142, можно отрегулировать так, чтобы полностью удалить весь кислород и в то же время содействовать более полному протеканию реакции H_2S с SO_2 (в пределах ограничений, налагаемых катализатором, на рабочую температуру).

Что касается катализаторов в первом каталитическом реакторе, то, в целом, предполагается, что все материалы, которые каталитически расходуют кислород в реакции с сероводородом, считаются пригодными для использования по настоящему изобретению. Более того, предпочтительные катализаторы также будут катализировать, по крайней мере, в некоторой степени, реакцию Клауса, в которой H_2S и SO_2 дают среди прочих продуктов элементарную серу. Следовательно, наиболее предпочтительные катализаторы включают различные катализаторы на основе оксида алюминия, оксида титана, ванадиево-сурьмяные катализаторы и любые катализаторы прямого окисления.

Полученный таким образом газ, обедненный кислородом, охлаждают в конденсаторе 140 серы для извлечения элементарной серы 141, которая образовалась в конвертор 110. Первую часть потока, выходящего из конденсатора серы, направляют вниз по ходу в реактор Клауса 120 и смешивают с порцией содержащего сероводород потока рециркуляции, выходящего из барабана 142 (предпочтительно, чтобы смешение осуществлялось перед поступлением в реактор гидрирования 120). Тогда как вторую часть перед введением в реактор 130 смешивают с газом, содержащим нагретый водород и монооксид углерода, который поступает либо из генератора газа-восстановителя 160 (используя природный газ 102 и воздух/кислородсодержащий поток 104), либо из альтернативного источника водорода 106. Холодильник между генератором газа-восстановителя 160 и реактором 130 может действовать как охладитель потока, выходящего из генератора 160, или как предварительный нагреватель для водородного потока 106, поступающего из альтернативного источника, для получения соединенного газового потока, имеющего температуру в интервале от 400 до 600°F, что облегчает протекание каталитической реакции в реакторе гидрирования 130. Поток газа, содержащего водород и/или монооксид углерода, введенный в реактор гидрирования 130, должен облегчить реакции прямого гидрирования SO_2 , парообразной серы и других серосодержащих составляющих. Рабочая температура в реакторе гидрирования 130 типично находится в интервале от 400 до 850°F.

Количество газа рециркуляции, выходящего из барабанного сепаратора 142, предпочтительно контролируют, чтобы придать температуру газовому потоку, выходящему из реактора 130, 600-850°F для обеспечения в присутствии водорода или монооксида углерода гидрирования SO_2 , парообразной серы и других серосодержащих составляющих до H_2S . В данной отрасли существует множество известных катализаторов гидрирования серосодержащих соединений, и предполагается, что все известные катализаторы применимы для использования по настоящему изобретению. Например, подходящие катализаторы включают системы на основе железа/гамма окиси алюминия и кобальтмолибденовые катализаторы. По-

ток, выходящий из реактора гидрирования 130, затем охлаждают в холодильнике 162 отходящего газа, обычно посредством генерации пара, а водный конденсат 143 удаляют с помощью барабанного сепаратора 142. Конечно, нужно понимать, что холодильник 162 и барабан 142 могут быть соединены, если это необходимо, в прямой контактный компрессор.

Часть охлажденного газового потока, покидающего холодильник 162, преимущественно включающего H_2S , смешивают с не содержащим кислород газом, выходящим из конденсатора серы 140, и объединенный поток снова подогревают до 400-440°F в нагревателе 164 перед тем, как ввести в реактор Клауса 120. H_2S реагирует с SO_2 по реакции Клауса в реакторе 120 с образованием элементарной серы 145, которую затем удаляют в конденсаторе серы 144. Необходимо отметить, что охлажденный газовый поток 150 из конденсатора 144 можно направить на следующую стадию Клауса, протекающую в сжигателе, и/или в дымовую трубу в зависимости от того, какое суммарное количество серы желают получить. Остаток потока, выходящего из верхней части сепаратора 142, рециклируют с помощью компрессора рециркуляции 170 в расположенные сверху по ходу системы конвертер 110 и реактор гидрирования 130.

В другом предпочтительном аспекте настоящего изобретения, как, например, показано в установке 200 на фиг. 2, второй каталитический реактор функционирует как реактор Клауса, и обессеренный газ отделяют и выпускают через абсорбер и цикл регенерации, в то время как пары из второго каталитического реактора подают в третий каталитический реактор. Сероводородный поток рециркуляции обеспечивается третьим реактором.

Здесь SO_2 , SO_3 и кислородсодержащие газы 201 приблизительно при 400-600°F (или предварительно нагретые до этой температуры) поступают в поглотитель кислорода/серный конвертер 210. Газ, содержащий H_2S , рециркулируют из аминного генератора 248, где концентрированный сероводородный газовый поток нагревают в подогревателе 266 приблизительно до 400-600°F перед тем, как подать его в поглотитель кислорода/серный конвертер 210. Кислород кислого газа каталитически реагирует в поглотителе кислорода/серном конвертере 210 с H_2S , поступающим с потоком рециркуляции, с образованием H_2O и SO_2 . Как и в описанном выше способе, некоторое количество SO_2 будет каталитически реагировать с H_2S по реакции Клауса, давая дополнительное количество элементарной серы 241. Типичная рабочая температура в поглотителе кислорода/серном конвертере 210 составляет от 350 до 800°F. Более того, необходимо понимать, что количество сероводородного газа рециркуляции можно отрегулировать так, чтобы полностью удалить кислород и/или достичь максимально полного протекания реакции с SO_2 (в пределах ограничений, налагаемых катализатором, на рабочую температуру). Подходящие катализаторы для второго каталитического реактора включают все известные катализаторы, которые ускоряют реакцию между сероводородом и диоксидом серы, приводящую к элементарной сере, и наиболее предпочтительные катализаторы включают коммерчески доступные катализаторы Клауса. Например, подходящие катализаторы Клауса включают катализаторы на основе оксида алюминия и/или оксида титана.

Полученный таким образом газ, обедненный кислородом (и более типично, не содержащий кислорода) и покидающий поглотитель кислорода/серный конвертер 210, затем охлаждают в конденсаторе серы 240 для отделения ранее образовавшейся элементарной серы 241. Часть потока, выходящего из конденсатора серы, направляют в находящийся ниже по ходу реактор Клауса 220, в то время как остаток и газовые потоки, рециклируемые из находящегося ниже по ходу конденсатора серы 244 (производящего серу 245) и аминного абсорбера 246, смешиваются перед тем, как поступить в реактор 230. Этот поток предпочтительно смешивать с газом, содержащим нагретый водород и монооксид углерода (например, поступающим из газового генератора 260, работающего с природным газом 202 и воздухо/кислородсодержащим газом 204 или альтернативного источника 206 H_2). Если необходимо, можно использовать холодильник или подогреватель отходящего потока. Объединенный газовый поток обычно имеет температуру в интервале от 400 до 600°F для облегчения каталитической реакции в реакторе гидрирования 230 (газовый поток, содержащий водород и/или монооксид углерода, вводимый в реактор 230, предпочтительно используют для облегчения реакций прямого гидрирования SO_2 , SO_3 паров серы и других сернистых составляющих). Таким образом, интервал рабочих температур в реактора 230 составляет от 400 до 850°F. Количество газов рециркуляции, выходящих из конденсатора серы 244 и аминного абсорбера 246, предпочтительно регулируют так, чтобы придать газовому потоку, выходящему из реактора 230, рабочую температуру приблизительно от 600 до 850°F.

Такие конфигурации с преимуществом обеспечивают каталитическое гидрирование SO_2 , SO_3 паров элементарной серы и других сернистых составляющих в присутствии водорода до H_2S (в зависимости от состава газа и рабочих условий обычно все SO_2 , SO_3 , элементарная сера и другие сернистые составляющие подвергнутся гидрированию до H_2S за одну рабочую стадию). Газовый поток из реактора 230 затем охлаждают в охладителе выходящего газа 262 (например, путем генерации пара), а водный конденсат 243 удаляют с помощью барабанного сепаратора 242. В качестве альтернативы вместо двух стадий, включающих применение охладителя 262 и барабана 242, можно использовать прямой контактный конденсатор. Перед сбросом в атмосферу или в сжигатель/дымовую трубу охлажденный газовый поток поступает в аминный абсорбер 246 для удаления H_2S (и по необходимости рециркулирует в реакторе 230 через компрессор 272) как поток 247.

Амин, обогащенный H_2S , регенерируют в аминном регенераторе 248 перед тем, как направить его на рецикл в аминный абсорбер 246. Часть газового потока, отводимого через верх регенератора, преимущественно содержит H_2S и перед поступлением в газовый подогреватель 264 смешивается с газом, содержащим SO_2 , который поступает из конденсатора серы 240. Необходимо отметить, что по крайней мере один поток из суммарного потока SO_2 и газ, содержащий H_2S , использованы предпочтительно в таком соотношении друг к другу для получения соотношения $\text{H}_2\text{S}/\text{SO}_2$, равного 2:1 для того, чтобы способствовать протеканию реакции Клауса в конверторе Клауса 220.

В других предпочтительных аспектах настоящего изобретения часть газа, отводимого через верх аминного регенератора 248, смешивают с отходящим из конденсатора серы 240 обескислороженным газом, содержащим SO_2 (и здесь количество потока, содержащего SO_2 будет отрегулировано так, чтобы получить отношение $\text{H}_2\text{S}/\text{SO}_2$, равное 2:1, для того, чтобы способствовать протеканию реакции Клауса в конверторе Клауса 220). Поток, объединенный таким образом, затем подогревают приблизительно до $400\text{--}440^\circ\text{F}$ с использованием подогревателя 264 перед введением в реактор Клауса 220, в котором H_2S реагирует с SO_2 по реакции Клауса с образованием элементарной серы. Образовавшуюся элементарную серу 245 удаляют в конденсаторе серы 244, а охлажденный газовый поток из конденсатора 244 направляют на рецикл в гидрогенизатор 230. Остаток потока, выходящего через верх регенератора 248, направляют на рецикл в находящийся выше по ходу конвертер 210 с использованием компрессора рециркуляции 270.

Необходимо, в частности, понимать, что предложенные способы будут особенно полезными для удаления кислорода из газовых потоков, содержащих SO_2 и SO_3 (например, таких как газообразные отходы генератора при обессеривании по способу ConocoPhillips S Zorb, отходы каталитического крекинга, отходы коксования, газообразные отходы электростанций, отходы металлоплавки и др.). Более того, в соответствии с предыдущими конфигурациями и способами, как описано в одновременно рассматриваемой заявке авторов (регистрационный номер PCT/US04/12599), способ обработки газа улучшен за счет замены стадии, включающей использование прямого нагрева, на каталитический способ удаления кислорода. В соответствии с настоящими установками катализатор способствует реакции между кислородом, H_2S и SO_2 , что приводит к получению не содержащего кислорода газа. Несмотря на то, что при использовании таких систем достигаются многочисленные преимущества, в этих системах требуется стадия, включающая использование амина для улавливания H_2S для регенерирования серы. В альтернативной конфигурации, как описано в одновременно рассматриваемой заявке авторов, элементарную серу удаляют из газа, выходящего из поглотителя кислорода/конвертора серы, и подходящую часть этого отходящего газа вводят затем в реактор Клауса, тогда как остаток отходящего газа поступает в находящийся ниже по ходу гидрогенизатор. В настоящих конфигурациях и способах, наоборот, аминный блок вводят для уменьшения количества инертного рециркулирующего газа и посредством этого существенного уменьшения размера оборудования, при том что в то же время возврат серы превышает 99,9%.

В другом предпочтительном аспекте настоящего изобретения, как, например, показано в установке 300 на фиг. 3, второй каталитический реактор функционирует как реактор прямого восстановления, в котором сернистые соединения каталитически восстанавливают до элементарной серы и из которого обессеренный газ либо выпускают, либо направляют для дальнейшего обессеривания.

Здесь газы, содержащие SO_2 , SO_3 и кислородсодержащие газы 301, приблизительно при $400\text{--}600^\circ\text{F}$ (или предварительно нагретые до этой температуры) поступают в поглотитель кислорода/серный конвертор 310. Газ, содержащий H_2S , рециклируют из барабанного сепаратора 342 и предпочтительно сжимают в компрессоре 370, подогревают в подогревателе 366 до температуры приблизительно от 400 до 600°F перед подачей в поглотитель кислорода/серный конвертор 310. Затем кислород, входящий в SO_2 , SO_3 , и кислородсодержащий газ каталитически реагируют с H_2S с образованием H_2O и SO_2 . Еще раз необходимо заметить, что часть SO_2 будет также каталитически реагировать с H_2S по реакции Клауса с образованием элементарной серы 341. Интервал рабочих температур в конвертере 310 обычно составляет $350\text{--}800^\circ\text{F}$. Необходимо далее отметить, что количество сероводородного газа рециркуляции можно отрегулировать так, чтобы обеспечить удаление всех кислородсодержащих соединений и/или обеспечить протекание реакции с максимальным количеством SO_2 при температурах, которые не выходят за рамки ограничений, накладываемых катализатором.

Полученный таким образом газ, обедненный кислородом (а более предпочтительно газ, не содержащий кислорода), охлаждают затем в конденсаторе серы 340 для извлечения элементарной серы 341. Часть потока, выходящего из конденсатора 340, направляют к расположенному ниже по ходу реактору прямого восстановления SO_x 320, тогда как остаток направляют в гидрогенизатор 330. Первый поток соединяют с газом, содержащим нагретый водород и монооксид углерода, поступающим либо из генератора газа-восстановителя 360 (работающего с природным газом 302 и воздухо/кислородсодержащим газом 304), либо из альтернативного источника H_2 306. В зависимости от конкретной конфигурации теплообменника 368 будет в таком случае функционировать как охладитель потока, выходящего из генератора газа-восстановителя 360, или как подогреватель для водородного потока 306, поступающего из альтернативного источника. Объединенный газовый поток типично будет иметь температуру в интервале от 350 до 850°F , что способствует протеканию в реакторе прямого восстановления 320 каталитических реакций

SO_x с водородом, дающих элементарную серу. Необходимо отметить, что на данной единственной стадии прямого восстановления ожидается более чем 90% конверсия SO_x в элементарную серу. В технике существует много известных катализаторов прямого восстановления оксидов серы до других соединений серы, и предполагается, что все они пригодны для использования по настоящему изобретению. Тем не менее, особенно предпочтительные катализаторы включают такие, которые описаны в патентах США № 6214311 и 5384301 - оба включены здесь в качестве ссылок.

Полученную таким образом элементарную серу 345 затем удаляют из конденсатора серы 344, а часть охлажденного газового потока из конденсатора 344 направляют как поток 380 либо в атмосферу, в сжигатель и/либо в трубу на сброс. Оставшийся газовый поток из конденсатора 344 соединяют с газом, содержащим SO_x , выходящим из конденсатора серы 340 и снова нагревают в подогревателе 362. Затем этот объединенный поток смешивают (внутри расположенного выше по ходу реактора 330) с газом, содержащим нагретый водород и монооксид углерода (например, поступающим из генератора газавосстановителя 360 или альтернативного источника H_2 306). И снова, в зависимости от конкретной конфигурации, теплообменник 368 может функционировать как охладитель для потока, выходящего из генератора 360, или как подогреватель для водородного потока 306, поступающего из альтернативного источника. Необходимо понимать, что поток газа, содержащего водород и/или монооксид углерода, который вводят в реактор 330, используют для облегчения реакции прямого гидрирования SO_2 , SO_3 , элементарной серы и других сернистых составляющих до H_2S . Предпочтительно интервал рабочей температуры в реакторе 330 составляет 400-850°F. Более того, необходимо понимать, что количество газа рециркуляции, выходящего из расположенного выше по ходу конденсатора серы 344, можно отрегулировать так, чтобы придать газовому потоку, выходящему из реактора 330, рабочую температуру 600-850°F.

Предполагается, что в реакторе 330 в ходе реакции гидрирования SO_2 , SO_3 , пары элементарной серы и другие сернистые составляющие каталитически гидрируют в присутствии водорода или монооксида углерода до H_2S . В зависимости от состава газа и рабочих условий предпочтительно, чтобы все SO_2 , SO_3 , элементарная сера и другие сернистые составляющие превратились в H_2S за одну стадию. Затем газовый поток из реактора 330 охлаждают в охладителе выходящего газа 364 с получением водного конденсата 343, который затем удаляют из охлажденного потока в барабанном сепараторе 342. В качестве альтернативы вместо двух стадий с использованием охладителя 364 и барабана 342 можно использовать оросительный конденсатор. Полученный таким образом охлажденный газовый поток, содержащий H_2S , направляют затем через компрессор рециркуляции 370 в поглотитель кислорода 310, чтобы облегчить удаление кислорода из питающего газа, содержащего SO_x .

Необходимо понимать, что в установках, в которых второй каталитический реактор функционирует как реактор прямого восстановления, SO_x непосредственно превращается в элементарную серу в результате реакции между SO_x и водородом. В то же время количество газа, проходящего через гидрогенизатор (а вместе с тем и количество необходимого газа рециркуляции), уменьшается, так как весь, или почти весь, обессеренный газ, покидающий второй каталитический реактор, выпускают или же удаляют из обессеривающей установки. Кроме того, следует отметить, что способ прямого восстановления не ограничивает химический баланс, как это имеет место в реакции Клауса. Следовательно, такой способ позволяет достичь больших конверсии и возврата серы за одну стадию (возврат серы в виде элементарной серы типично достигает более 90%), что ведет к значительному уменьшению габаритов оборудования и энергопотребления. Примечательно, что большинство преимуществ в таких установках достигнуто за счет упрощения схемы способа наряду с применением каталитического удаления кислорода при относительно низкой температуре. В этой связи предлагаемые конфигурации и способы рассчитаны также на то, что газы, содержащие SO_x , могут содержать любое количество кислорода и на функционирование без аминной стадии возврата H_2S .

Следовательно, способ обработки кислого газа будет включать одну стадию, в которой кислородсодержащий газ, включающий диоксид серы, каталитически превращают в обедненный кислородом газ с использованием сероводорода из газа рециркуляции. На другой стадии первую часть обедненного кислородом газа каталитически превращают в элементарную серу, в то время как на еще одной стадии вторую порцию обедненного кислородом газа каталитически превращают в газ рециркуляции.

Следует особо отметить, что в рассмотренных установках и способах диоксид серы можно удалить из питающего газа, содержащего даже относительно высокие концентрации кислорода. Более того, рассмотренные установки и способы устраняют также потребность в использовании основанного на применении растворителя способа удаления сероводорода, образовавшегося из диоксида серы. Дополнительные преимущества включают уменьшение размера гидрогенизатора и использование умеренных температур при каталитическом удалении кислорода.

Хотя в целом предполагается, что с помощью установок и способов по настоящему изобретению можно обрабатывать многочисленные газовые потоки, несущие диоксид серы, предпочтительно, чтобы такие способы и установки типично применялись для удаления SO_x из кислородсодержащих газовых потоков и, особенно, из отходящих газов регенератора в способах обессеривания ConocoPhillips S Zorb, дымовых газов каталитического крекинга, коксовых дымовых газов, отходящих газов металлоплавильных печей и/или дымовых газов электростанций. Следовательно, рассмотренные кислые газы охватыва-

ют газы, включающие диоксид серы с концентрацией примерно от 0,5 до примерно 40 об.%, более типично примерно от 1,5 до примерно 15 об.% и типичнее примерно от 5 до примерно 10 об.%. В зависимости от источника кислого кислородсодержащего газа, включающего диоксид серы, концентрация кислорода может быть равна или превышать 1 об.%, более типично равна или превышать 2 об.%, даже более типично равна или превышать 5 об.% и типичнее равна или превышать 10 об.%.

Таким образом, описаны специфические варианты осуществления и области применения усовершенствованных установок и способов обработки отходящих газов. Специалистам должно быть, однако, понятно, что возможно множество модификаций, помимо тех, которые уже описаны, без отклонения от данных здесь принципов изобретения. Следовательно, суть изобретения не может быть ограничена ничем, кроме как прилагаемой формулой изобретения. Более того, при интерпретации как спецификации, так и формулы изобретения, все термины необходимо интерпретировать как можно более широко в соответствии с контекстом. В частности, термины "содержит" и "содержащий" необходимо интерпретировать как относящиеся к элементам, компонентам или стадиям неисключительным образом, указывая, что упомянутые элементы, компоненты или стадии могут присутствовать, или использоваться, или сочетаться с другими элементами, компонентами или стадиями, которые явно не были упомянуты.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Установка для удаления серы, содержащая

первый каталитический реактор, в который поступает сероводородный поток рециркуляции и кислый кислородсодержащий газ, включающий диоксид серы; первый каталитический реактор выполнен с возможностью каталитического поглощения кислорода с использованием сероводородного потока рециркуляции, чтобы, тем самым, получить поток, обедненный кислородом и обогащенный сероводородом/диоксидом серы;

второй каталитический реактор, соединенный по потоку с первым каталитическим реактором и выполненный с возможностью получения элементарной серы из первой части потока, обедненного кислородом и обогащенного сероводородом/диоксидом серы;

третий каталитический реактор, соединенный по потоку с первым каталитическим реактором и выполненный с возможностью получения сероводородного потока рециркуляции из второй части потока, обедненного кислородом и обогащенного сероводородом/диоксидом серы.

2. Установка для удаления серы по п.1, в которой первый каталитический реактор содержит катализатор, выбранный из группы, состоящей из катализатора на основе оксида алюминия, катализатора на основе оксида титана, ванадиево-сурьмяного катализатора и катализатора прямого окисления.

3. Установка для удаления серы по п.1, которая дополнительно содержит конденсатор серы, расположенный ниже по ходу, по крайней мере за одним из первых каталитических реакторов и за вторым каталитическим реактором.

4. Установка для удаления серы по п.1, которая дополнительно содержит генератор газавосстановителя, соединенный по потоку с третьим каталитическим реактором, который снабжает по крайней мере один из третьих каталитических реакторов водородом и второй частью потока, обедненного кислородом и обогащенного сероводородом/диоксидом серы.

5. Установка для удаления серы по п.1, которая дополнительно содержит абсорбер и регенератор, соединенные по потоку с третьим каталитическим реактором, причем абсорбер выполнен таким образом, что растворитель в абсорбере поглощает сероводород из потока, отходящего из третьего каталитического реактора, а регенератор выполнен таким образом, что растворитель регенерируют, чтобы, тем самым, получить сероводородный поток рециркуляции.

6. Установка для удаления серы по п.5, в которой абсорбер выполнен с возможностью выпуска инертного газа.

7. Установка для удаления серы по п.1, которая дополнительно содержит конденсатор серы, выполненный с возможностью удаления серы из потока, отходящего из второго каталитического реактора, причем конденсатор серы выполнен с возможностью выпуска инертного газа.

8. Установка для удаления серы по п.1, в которой второй каталитический реактор выполнен с возможностью функционирования как реактор Клауса.

9. Установка для удаления серы по п.1, в которой второй каталитический реактор выполнен с возможностью функционирования как реактор прямого восстановления.

10. Установка для удаления серы по п.9, которая дополнительно содержит конденсатор серы, выполненный с возможностью удаления серы из потока, отходящего из второго каталитического реактора, а также с возможностью направления газа, отходящего из конденсатора серы, в третий каталитический реактор.

11. Способ удаления серы из кислого газа, при котором

в первом каталитическом реакторе, использующем катализатор при условиях, подходящих для обеднения кислорода в кислом кислородсодержащем газе, осуществляют каталитическое превращение кислого кислородсодержащего газа, включающего диоксид серы, в обедненный кислородом газ в ходе

