

(19)



Евразийское
патентное
ведомство

(11) 038815

(13) B1

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ

(45) Дата публикации и выдачи патента
2021.10.25

(51) Int. Cl. B01D 53/50 (2006.01)

(21) Номер заявки
201591811

(22) Дата подачи заявки
2014.03.14

(54) РЕГЕНЕРАТИВНОЕ ИЗВЛЕЧЕНИЕ ЗАГРЯЗНЯЮЩИХ ВЕЩЕСТВ ИЗ ОТХОДЯЩИХ ГАЗОВ

(31) 61/793,571

(56) US-A1-20090249954
US-A1-20120107209
US-A1-20050034600

(32) 2013.03.15

(33) US

(43) 2016.05.31

(86) PCT/US2014/029103

(87) WO 2014/144618 2014.09.18

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
МЕКС, ИНК. (US)

(72) Изобретатель:
Вера-Кастанеда Эрнесто (US)

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

(57) Загрязняющий газ удаляется из сырьевого газа в двух контурах, абсорбции и десорбции, работающих последовательно. Газ сперва проходит через абсорбер насыщенного газа с образованием насыщенного абсорбционного упариваемого раствора, из которого отгоняется загрязняющий газ в десорбере насыщенного упариваемого раствора. Тощий газ, выходящий из абсорбера насыщенного газа, проходит через абсорбер тощего газа с образованием тощего абсорбционного упариваемого раствора, из которого отгоняется загрязняющий газ в десорбере тощего упариваемого раствора. Регенерированная абсорбирующая среда, выходящая из соответствующих десорберов, рециркулирует к соответствующим абсорберам.

038815 B1

038815 B1

038815

B1

Область техники

Настоящее изобретение относится к способам селективного удаления загрязняющих веществ из отходящих газов. В частности, различные варианты реализации настоящего изобретения относятся к селективному удалению и извлечению диоксида серы из отходящих газов в процессе регенеративной абсорбции/десорбции диоксида серы, достигающем положительной энергетической эффективности. Последовательность операций извлечения по настоящему изобретению применима к удалению и извлечению других кислотных газов, таких как сероводород, диоксид углерода и хлористый водород, а также других загрязняющих газов, таких как аммиак.

Уровень техники

Газообразные отходы, содержащие загрязняющие газы, получаются в результате различного ведения деятельности. Например, диоксид серы образуется в различных химических и металлургических операциях, в том числе при сжигании серы в технологическом производстве серной кислоты, на установках отработанной серной кислоты, при обжиге или плавке сульфидных металлических руд, на установках Клауса и при концентрировании и сгорании серосодержащих топлив (например, дымовые газы из угольных электростанций). Углеродные топлива играют важную роль в образовании электроэнергии, обеспечивая энергию для отопления и топлива для перевозок. Большинство углеродных топлив содержат серу, которая при сгорании превращается в диоксид серы. Испускаемый диоксид серы приводит к широкому диапазону экологических проблем и проблем со здоровьем. Учитывая то, развивающиеся экономики расширяются, их потребности в энергоносителях быстро растут, а поскольку углеродные топлива с низким содержанием серы истощаются, будет использоваться все больше и больше запасов нефти и угля с более высоким уровнем содержания серы, что приведет к увеличению выбросов диоксида серы.

Также растут регламентные принуждения для сокращения выбросов диоксида серы по всему миру. Наиболее широко применяется способ для удаления диоксида серы с помощью технологий абсорбции или адсорбции. Одним широко распространенным подходом является контакт диоксида серы с водным потоком, содержащим недорогое основание. Диоксид серы растворяется в воде, образуя сернистую кислоту (H_2SO_3), которая, в свою очередь, вступает в реакцию с основой с образованием соли. Широко распространенными основами являются гидроксид натрия, карбонат натрия и известь (гидроксид кальция, $\text{Ca}(\text{OH})_2$). Значение pH изначально при около 9 и снижается до около 6 после реакции с диоксидом серы. В один этап системы мокрой очистки обычно удаляется более 95% диоксида серы. Скрубберы влажной очистки и похожая сухая очистка требуют капиталовложений, переменных затрат из-за потребления извести и утилизации твердых веществ плюс потребления энергии и расхода энергоносителей, используемых в работе системы удаления диоксида серы.

Вместо того, чтобы вступать в реакцию с такой основой как известь, диоксид серы в отходящих газах, которые в противном случае могут выбрасываться в атмосферу, может быть извлечен для продажи в качестве очищенного продуктового диоксида серы, применяемого как часть сырьевого газа в контактной установке серной кислоты, и выделяться в виде серной кислоты и/или олеума для удовлетворения растущего глобального спроса на минеральные удобрения промышленности или подаваться в установку Клауса для получения элементарной серы. В дополнение к решению экологических проблем и проблем здоровья, связанных с выбросами диоксида серы, этим подходом извлекают серу, представляющую промышленную ценность, из угля и других серосодержащих углеродных топлив. Тем не менее, в этих газовых потоках часто относительно низкая концентрация диоксида серы и высокая концентрация водяного пара. В случае, когда концентрация диоксида серы в газе, подаваемом в установку по производству серной кислоты, составляет менее чем от около 4 до 5 об.%, могут возникнуть проблемы в отношении как водного баланса, так и энергетического баланса кислотной установки. В частности, материальный баланс обычной установки по производству серной кислоты требует, чтобы молярное соотношение $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_2$ в содержащем диоксид серы потоке газа, подаваемом в установку, было не выше, чем молярное соотношение $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_3$ в продуктовой кислоте. Если концентрация желаемой продуктовой кислоты составляет 98,5% или выше, это соотношение не может быть больше чем около 1,08 в содержащем диоксид серы потоке газа, подаваемом в установку. В образованных отходящих газах из металлургических процессов и топочных газах от сжигания сернистых топлив часто содержание паров воды значительно больше коэффициента 1,1, которое не может быть в достаточной степени уменьшено при охлаждении газа без значительных капитальных и энергетических затрат. Кроме того, если концентрация газообразного диоксида серы в первичном газе ниже от около 4 до 5 об.%, этого может быть недостаточно для автотермальной работы каталитического реактора. То есть теплота превращения диоксида серы в триоксид серы может быть недостаточно большой, чтобы нагреть поступающие газы до рабочей температуры катализатора и, как следствие, должно подаваться тепло от некоторого внешнего источника. Это, в свою очередь, также увеличивает как операционные расходы, так и потребности в капитальных затратах на техническую установку серной кислоты.

Одним из способов повышения концентрации диоксида серы в газообразных отходах является селективная абсорбция диоксида серы в подходящем растворителе, а затем отгонка абсорбированного диоксида серы для получения регенерированного растворителя и газа, насыщенного содержанием диоксида серы. В регенеративных процессах абсорбции/десорбции диоксида серы применяются разнообразные

водные и органические растворители. Например, в качестве регенерируемых абсорбентов диоксида серы применяются водные растворы щелочных металлов (например, раствор сульфита/бисульфита натрия), амины (например, алканол амины, тетрагидроксиэтилалкилендиамины и т.д.), соли аминов и соли различных органических кислот.

Неорганические водные буферные растворы также эффективно поглощают диоксид серы. Fung et al. (2000) приводят данные по растворимости диоксида серы для 1 молярного раствора фосфорной кислоты и карбоната натрия в соотношении Na/PO_4 около 1,57 в виде температурной зависимости. Данные приведены для исходной смеси и смеси, к которой добавлено 1000 м.д. адипиновой кислоты для повышения растворимости диоксида серы. Fung et al. также указывают на то, что при переходе к температуре кипения 95 и 65% диоксида серы удаляется из раствора. Выкладки pH раствора показывают, что значение pH изменяется от 6 до около 3 сразу после того как диоксид серы абсорбируется. По причине того, что в органических растворителях существует слабая реакция диоксида серы с кислородом с образованием триоксида серы. Эта реакция очень ограничена, и при использовании Na_2CO_3 она дополнительно подавляется реакцией данного соединения со свободными радикалами, образующимися при окислении. Полученный триоксид серы приводит к образованию сульфата натрия, который, если его удалить выкристаллизовыванием, извлекают как декагидрат сульфата натрия ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$), также известный как глауберова соль. Эта соль может быть удалена возбуждением отрывного течения и его охлаждением, чтобы повлиять на осаждение глауберовой соли, которая легко кристаллизуется и удаляется с помощью очистителя, фильтрации, центрифугирования или других технологий разделения твердого вещества и жидкости.

Патент США № 4133650 (Gamerdonk et al.) раскрывает регенеративный способ извлечения диоксида серы из отходящих газов с применением регенерируемого водного промывного раствора дикарбоновой кислоты (например, фталевой кислоты, малеиновой кислоты, малоновой кислоты и глутаровой кислоты и их смесей), забуференного до pH от около 2,8 до 9. Извлеченный диоксид серы может применяться в производстве серной кислоты.

Подобным образом, патент США № 2031802 (Tyger) предполагает применение солей в основном нелетучих кислот, имеющих константу диссоциации, лежащую в диапазоне от 1×10^{-2} до 1×10^{-5} , измеренную в разбавленном растворе 40 л на грамм молекулы и при температуре 25°C (например, молочная кислота, гликолевая кислота, лимонная кислота и ортофосфорная кислота) в регенеративном способе извлечения диоксида серы из отходящих газов.

Патент США № 4366134 (Korossy) раскрывает регенеративный способ обессеривания дымовых газов, в котором применяется водный раствор лимонно-кислого калия, забуференный до pH от около 3 до около 9.

Органическими растворителями, применяемыми в процессах абсорбции/десорбции диоксида серы, могут быть: диметилвый анилин, диметилвый эфир тетраэтиленгликоля и дибутиловый бутилфосфонат. Как у большинства растворителей, активность органических растворителей усиливается при повышенных давлениях и пониженных температурах. Обобщая сказанное, газообразный диоксид серы извлекают (а растворитель регенерируют) за счет снижения давления и/или повышения температуры. Эти органические растворители требуют применения металлической конструкции и часто из-за образования серной кислоты требуют регенерации растворителя и, в некоторых случаях, из-за реакции растворителя с триоксидом серы, образованным побочной реакцией диоксида серы с кислородом в процессе абсорбции/десорбции, а также, как правило, они более дорогие, чем неорганические абсорбирующие среды. Следует обратить внимание на то, что большая интенсивность потока дымового газа, выпускаемого из сжигающих уголь энергопроизводящих установок, приводит к очень большим размерам оборудования для извлечения диоксида серы. Органические растворители, для которых требуется металлическая конструкция, как правило, не составляют хорошую конкуренцию с экономической точки зрения скрубберам влажной очистки, в которых зачастую применяется конструкция из фиброармированного пластика (ФАП), покрытые емкости или недорогие сплавы.

Традиционным органическим растворителям мешает также один или более недостатков в отношении характеристик желательных абсорбентов, применяемых в цикле абсорбции/десорбции диоксида серы. Много из растворителей, применяемых в настоящее время, имеют относительно малую способность абсорбировать диоксид серы, особенно при парциальном давлении диоксида серы, как правило, встречающемся в стоках, содержащих диоксид серы в низкой концентрации (например, от около 0,1 до около 5 кПа). Традиционные органические растворители часто поглощают значительные количества паров воды из стоков, содержащих диоксид серы, что приводит к значительному снижению способности растворителя абсорбировать диоксид серы. В результате, интенсивность молярного расхода традиционных растворителей, необходимая для достижения желаемой эффективности абсорбции диоксида серы, возрастает. Кроме того, абсорбция растворителем большого количества водяных паров может привести к повышенной коррозии технологического оборудования, применяемого в процессе абсорбции/десорбции диоксида серы. Более того, некоторые традиционные органические растворители подвержены ускоренному распаду, такому как гидролиз, или другим побочным реакциям или разложению, когда растворитель

подвергается воздействию высоких температур в кислых средах и/или подвержен значительной летучести, что приводит к большим потерям растворителя.

Одновременно рассматриваемая и совместно переуступленная заявка США с серийным номером 13/283671, зарегистрированная 28 октября 2011 г., описывает способ извлечения диоксида серы, в котором используется буферный водный раствор, содержащий определенные слабые неорганические или органические кислоты или их соли, предпочтительно определенные полипротонные карбоновые кислоты или их соли, для селективной абсорбции диоксида серы из отходящих газов. Абсорбированный диоксид серы в дальнейшем отгоняется для регенерации абсорбирующего раствора и образования газа, насыщенного содержанием диоксида серы. Насыщенный содержанием диоксида серы газ может быть использован как часть сырьевого газа в контактной установке серной кислоты или в установке Клауса для получения элементарной серы или может быть использован для производства очищенного диоксида серы. Способ, описанный в заявке США с серийным номером 13/283671, особенно полезен в производстве насыщенного содержанием диоксида серы газа из отходящих газов с относительно малым содержанием диоксида серы. Заявка также описывает способы для одновременного удаления из отходящих газов диоксида серы и оксидов азота (NO_x) и извлечения диоксида серы. В способе используется буферный водный раствор абсорбента, дополнительно содержащий металлохелат для абсорбции диоксида серы и NO_x из газа с последующим восстановлением абсорбированного NO_x до образования азота.

Хотя способ, описанный в заявке США с серийным номером 13/283671, работает с высокой энергетической эффективностью, осталась потребность в дальнейшей экономии при использовании энергии в способах извлечения регенерируемого диоксида серы.

Сущность изобретения

Настоящее изобретение относится к новым способам, отличительным признаком которых является повышение энергетической эффективности в регенерируемых циклах абсорбции/десорбции для извлечения диоксида серы и других загрязняющих веществ из газообразных отходов. В конкретных вариантах реализации изобретения данного способа энергию извлекают из влажного потока загрязняющего газа, полученного в цикле десорбции. В этом и других вариантах реализации изобретения зона абсорбции в некоторых случаях и предпочтительно может быть охлаждена для повышения абсорбционной способности водной среды к абсорбции загрязняющих газов, тем самым снижается объем абсорбирующей водной среды и насыщенного загрязняющими абсорбционного упариваемого раствора, которые должны быть перекачаны, обработаны, нагреты и охлаждены в цикле абсорбции/десорбции.

Значимым применением способов по изобретению является извлечение диоксида серы из различных химических и металлургических отходящих газов, как уже упоминалось выше. Тем не менее, усовершенствования, описанные в контексте данного изобретения, также применимы к извлечению других кислотных газов, таких как, например, H_2S , CO_2 , NO_x или HCl , а также к извлечению других загрязняющих газов, таких как аммиак.

В нескольких словах, исходя из вышеизложенного, настоящее изобретение относится к способу удаления загрязняющих веществ из содержащего загрязняющие вещества первичного газа и извлечения загрязняющих веществ, в котором поток сырьевого газа, содержащий первичный газ, контактирует в абсорбере загрязняющих веществ с абсорбирующей водной средой, содержащей сорбент для загрязняющих веществ, таким образом, загрязняющие вещества из потока сырьевого газа абсорбируются в абсорбирующую среду и образуется отходящий газ, из которого загрязняющие вещества удалены, а также насыщенный загрязняющими веществами абсорбционный упариваемый раствор. Насыщенный загрязняющими веществами абсорбционный упариваемый раствор контактирует с отгонным паром в десорбере абсорбционного упариваемого раствора, чтобы выделить загрязняющие вещества из насыщенного загрязняющими веществами абсорбционного упариваемого раствора и таким образом получить регенерированную абсорбирующую среду загрязняющих веществ и вытекающий поток первичного газа десорбера, содержащий водяной пар и загрязняющие вещества. Регенерированная абсорбирующая среда отводится из выходного патрубка жидкости десорбера абсорбционного упариваемого раствора, а вытекающий поток первичного газа десорбера отводится из выходного патрубка пара десорбера абсорбционного упариваемого раствора. Вода конденсируется из вытекающего потока первичного газа десорбера за счет не прямой передачи тепла от вытекающего потока первичного газа к охлаждающей среде в охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера, в результате чего получают конденсат, несущий загрязняющие вещества. Конденсат, несущий загрязняющие вещества, выходящий из охладителя/конденсатора первичного газа десорбера, контактирует с паром в колонне для отпарки конденсата с образованием отпаренного конденсата и вытекающего потока газа колонны для отпарки конденсата, содержащего водяной пар и загрязняющее вещество. Охлаждающая среда, к которой тепло передается от вытекающего потока первичного газа десорбера в охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера, содержит по меньшей мере часть отпаренного конденсата, таким образом из отпаренного конденсата получается пар. Пар, полученный из отпаренного конденсата в охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера, вводится в десорбер абсорбционного упариваемого раствора в качестве отгонного пара для контакта с насыщенным загрязняющими веществами абсорбционным упариваемым раствором, чтобы десорбировать из него загрязняющее вещество.

В конкретных вариантах реализации настоящего изобретения вытекающий поток первичного газа десорбера, отводящийся из десорбера абсорбционного упариваемого раствора, сжимают, и вода конденсируется из вытекающего потока первичного газа десорбера за счет не прямой передачи тепла от сжатого вытекающего потока первичного газа десорбера к охлаждающей среде, содержащей по меньшей мере часть отпаренного конденсата в охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера, образуя, таким образом, пар из отпаренного конденсата при давлении, превышающем давление внутри десорбера абсорбционного упариваемого раствора на выходе жидкости из него. Пар, образованный из отпаренного конденсата в охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера, затем вводят в десорбер абсорбционного упариваемого раствора в качестве отгонного пара для контакта с насыщенным загрязняющими веществами абсорбционным упариваемым раствором, чтобы десорбировать из него загрязняющее вещество.

В соответствии с другими вариантами реализации настоящего изобретения пар, полученный из отпаренного конденсата в охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера, сжимается до давления, превышающего давление в выходном патрубке жидкости десорбера абсорбционного упариваемого раствора. Сжатый пар затем вводят в десорбер абсорбционного упариваемого раствора в качестве отгонного пара для контакта насыщенным загрязняющими веществами абсорбционным упариваемым раствором, чтобы десорбировать из него загрязняющее вещество.

В этом и других вариантах реализации изобретения зона абсорбции может быть охлаждена для повышения абсорбционной способности водной среды, чтобы абсорбировать загрязняющий газ. В таких вариантах реализации изобретения часть насыщенного загрязняющим газом абсорбционного упариваемого раствора циркулирует между абсорбером и теплообменником, где теплота абсорбции удаляется за счет передачи к охлаждающей текучей среде.

В контексте данного изобретения раскрывается способ удаления загрязняющего газа из первичного газа и извлечения загрязняющего газа. В данном способе сырьевой газ, содержащий первичный газ, контактирует в абсорбере насыщенного газа с водной средой, абсорбирующей насыщенный газ, содержащей сорбент для загрязняющего газа, таким образом абсорбируется загрязняющий газ из сырьевого потока газа в абсорбирующую среду и получается тощий газ, из которого загрязняющий газ был удален, а также насыщенный абсорбционный упариваемый раствор, содержащий сорбированные загрязняющие вещества. Тощий газ, выходящий из десорбера насыщенного газа, контактирует в абсорбере тощего газа с водной абсорбирующей тощий газ средой, содержащей сорбент для загрязняющего газа, таким образом абсорбируется остаточный загрязняющий газ из тощего газа в абсорбирующую среду тощего газа и получается отходящий газ, из которого дополнительный загрязняющий газ был удален, а также тощий абсорбционный упариваемый раствор, содержащий сорбированные загрязняющие вещества. Насыщенный абсорбционный упариваемый раствор нагревается в десорбере насыщенного упариваемого раствора, чтобы десорбировать загрязняющие вещества из насыщенного упариваемого раствора и, таким образом, получить регенерированную абсорбирующую среду насыщенного газа и вытекающий поток газа десорбера насыщенного упариваемого раствора из десорбера насыщенного упариваемого раствора, газ десорбера насыщенного упариваемого раствора содержит водяной пар и загрязняющий газ. Тощий абсорбционный упариваемый раствор нагревается в десорбере тощего упариваемого раствора, чтобы десорбировать загрязняющий газ из тощего упариваемого раствора и, таким образом, получить регенерированную абсорбирующую среду тощего газа и вытекающий поток газа десорбера тощего упариваемого раствора из десорбера тощего упариваемого раствора, указанный тощий газ десорбера содержит водяной пар и загрязняющий газ. Регенерированная абсорбирующая среда насыщенного газа рециркулирует к абсорберу насыщенного газа для удаления загрязняющего газа из следующего потока сырьевого газа, а регенерированная абсорбирующая среда тощего газа рециркулирует к абсорберу тощего газа, чтобы удалить загрязняющий газ из следующего потока тощего газа.

Далее в контексте данного изобретения описан способ удаления диоксида серы из содержащего диоксид серы первичного газа и извлечения диоксида серы, в котором сырьевой поток, содержащий первичный газ, контактирует в абсорбере насыщенного газа с абсорбирующей средой насыщенного газа, содержащей сорбент для диоксида серы, таким образом абсорбируется диоксид серы из потока сырьевого газа в абсорбирующую среду и получается тощий газ, из которого диоксид серы был удален, а также насыщенный абсорбционный упариваемый раствор, содержащий сорбированный диоксид серы. Тощий газ, выходящий из абсорбера насыщенного газа, контактирует с абсорбирующей средой тощего газа, содержащей сорбент для диоксида серы, таким образом абсорбируется остаточный диоксид серы из тощего газа в абсорбирующую среду тощего газа и получается отходящий газ, из которого дополнительный диоксид серы был удален, а также тощий абсорбционный упариваемый раствор, содержащий сорбированный диоксид серы. Насыщенный абсорбционный упариваемый раствор контактирует с отгонным паром в десорбере насыщенного упариваемого раствора, чтобы десорбировать диоксид серы из насыщенного упариваемого раствора и получить, таким образом, регенерированную абсорбирующую среду насыщенного газа и насыщенный газ десорбера из насыщенного упариваемого раствора, насыщенный газ десорбера содержит водяной пар и диоксид серы. Тощий абсорбционный упариваемый раствор контактирует с отгонным паром в десорбере тощего упариваемого раствора, чтобы десорбировать диоксид серы из тощего упариваемого раствора и получить, таким образом, регенерированную абсорбирующую

среду тощего газа и вытекающий поток тощего газа десорбера из десорбера тощего упариваемого раствора, тощий газ десорбера содержит водяной пар и диоксид серы. Регенерированная абсорбирующая среда насыщенного газа рециркулирует к абсорберу насыщенного газа для удаления диоксида серы из следующего потока сырьевого газа, а регенерированная абсорбирующая среда тощего газа рециркулирует к тощему абсорберу для удаления диоксида серы из следующего потока указанного тощего газа.

Дополнительно раскрыт способ удаления загрязняющего газа из содержащего загрязняющие вещества первичного газа и извлечения загрязняющего газа. В данном способе поток сырьевого газа, содержащий первичный газ, контактирует в абсорбере загрязняющего газа с водной абсорбирующей средой, содержащей сорбент для загрязняющего газа, таким образом абсорбируется загрязняющий газ из потока сырьевого газа в абсорбирующую среду и получается отходящий газ, из которого загрязняющий газ был удален, а также насыщенный загрязняющими веществами абсорбционный упариваемый раствор, насыщенный загрязняющими веществами абсорбционный упариваемый раствор контактирует с отгонным паром в десорбере абсорбционного упариваемого раствора, чтобы десорбировать загрязняющие вещества из насыщенного загрязняющими веществами абсорбционного упариваемого раствора и получить, таким образом, регенерированную абсорбирующую среду загрязняющих веществ и вытекающий поток первичного газа десорбера, содержащий водяной пар и загрязняющий газ. Регенерированная абсорбирующая среда отводится из выходного патрубка жидкости десорбера абсорбционного упариваемого раствора, а вытекающий поток первичного газа десорбера - из выходного патрубка пара десорбера абсорбционного упариваемого раствора. Значение pH абсорбирующей среды доводится в абсорбере до значения, отличающегося от pH, которое предоставляет наиболее благоприятное равновесие при абсорбции, но при котором расход пара в десорбере для уменьшения содержания загрязняющего газа в регенерированной абсорбирующей среде до целевого уровня меньше, чем расход пара для уменьшения содержания загрязняющего газа в регенерированной абсорбирующей среде до такого целевого уровня в сравнительной работе, проводимой в условиях, по существу, идентичных условиям проведения способа, за исключением того, что в сравнительной работе pH абсорбирующей среды поддерживается при значении, которое дает наиболее выгодное равновесие при абсорбции.

Другие признаки и преимущества данного изобретения станут очевидными из следующего подробного описания.

Краткое описание графических материалов

Фиг. 1 и 2 иллюстрируют альтернативные принципиальные технологические схемы способов абсорбции/десорбции для селективного удаления и извлечения диоксида серы из содержащего диоксид серы первичного газа, в которых десорбция диоксида серы из абсорбционного упариваемого раствора достигается за счет контакта с острым паром в колонне отгонки, а острый пар образуется за счет не прямой передачи тепла от отогнанного газа десорбера к охлаждающей среде, содержащей поток кипящей воды, в охладителе/конденсаторе газа десорбера.

Фиг. 3 и 4 иллюстрируют кривые графических изображений температурной зависимости растворимости диоксида серы в определенных абсорбционных растворителях.

Фиг. 5 является технологической схемой способа абсорбции/десорбции для селективного удаления и извлечения диоксида серы из содержащего диоксид серы первичного газа, на которой абсорбционный упариваемый раствор циркулирует между абсорбером и одним или более внешними теплообменниками для охлаждения абсорбционного упариваемого раствора и увеличения способности абсорбирующей среды для переноса диоксида серы из газовой фазы.

Фиг. 6 графически иллюстрирует содержание диоксида серы в газовой фазе и процентную долю извлечения диоксида серы из газовой фазы как функциональную зависимость расстояния от низа противоточного абсорбера для различных комбинаций состава газа, состава абсорбирующей среды и расхода потока жидкости.

Фиг. 7 иллюстрирует параметры температуры абсорбционного упариваемого раствора и молярный процент диоксида серы в паровой фазе процесса абсорбции/десорбции для извлечения диоксида серы, где для абсорбера предназначено различное количество замкнутых контуров охлаждения.

Фиг. 8 и 9 иллюстрируют альтернативные принципиальные технологические схемы способа, при этом абсорбция диоксида серы из сырьевого газа разделяется между контуром абсорбции насыщенного газа, содержащим абсорбер насыщенного газа, соединенный с десорбером насыщенного абсорбционного упариваемого раствора, и контуром абсорбции тощего газа, содержащим абсорбер тощего газа, соединенный с десорбером абсорбционного упариваемого раствора тощего газа.

Фиг. 10 иллюстрирует график линейной шкалы остаточного SO_2 в отходящем газе из абсорбера как функциональную зависимость от коэффициента отношения пара, подаваемого в десорбер, к SO_2 , удаленного в абсорбере системы абсорбции, содержащей один контур абсорбера и десорбера.

Фиг. 11 иллюстрирует график подобно тому, что проиллюстрирован на фиг. 10, но с остаточным SO_2 , содержащимся в отходящем газе, изображенным на логарифмической шкале.

Фиг. 12 иллюстрирует график, который находится в определенном соотношении с фиг. 10 и 11, на котором остаточный SO_2 в отходящем газе абсорбера графически нанесен на логарифмическую шкалу как функциональная зависимость содержания остаточного SO_2 в регенерированной абсорбирующей сре-

де, рециркулирующей из десорбера к абсорберу, графически нанесенная на линейную шкалу.

Фиг. 13 является технологической схемой, подобно той, что проиллюстрирована на фиг. 5, но в способе реализовано, что они имеют разные контуры абсорбции и десорбции насыщенного и тощего газа, совместно с тем, как проиллюстрировано на фиг. 8.

Фиг. 14 графически иллюстрирует действие pH в основании малата SO_2 абсорбера на применение пара, необходимого для извлечения SO_2 в процессе, содержащем один контур абсорбера/десорбера при сохранении каждого из нескольких отдельных уровней выбросов в отходящем газе абсорбера, где содержание SO_2 в сырьевом газе 0,24 об.% и десорбированный абсорбционный упариваемый раствор рециркулирует к абсорберу в качестве SO_2 абсорбирующей среды.

Фиг. 15 основана на математической модели, имитирующей модель из одного контура абсорбции и десорбции для извлечения SO_2 , и (i) графически иллюстрирует коэффициент отношения пара к SO_2 в десорбере, необходимый для получения потока отходящего газа, содержащего 1 м.д. SO_2 , из потока сырьевого газа, содержащего 2400 м.д. SO_2 , как функциональную зависимость соотношения щелочь/яблочная кислота в абсорбционном растворителе, содержащем сорбент яблочно-кислый натрий (20 мас.% твердых веществ); и (ii) с тем же режимом работы, находится в определенном соотношении объемная скорость потока растворителя на единицу SO_2 , удаленного с необходимым коэффициентом отношения пар/ SO_2 в десорбере.

Фиг. 16 также относится к математической модели, имитирующей один контур абсорбции и десорбции и графически иллюстрирует коэффициент отношения пара к SO_2 в зависимости от соотношения щелочь/яблочная кислота и pH в основании десорбера для получения отходящего потока, содержащего 1 м.д. SO_2 , из потока сырьевого газа, содержащего 2400 м.д. SO_2 , с помощью абсорбционного растворителя, содержащего сорбент яблочно-кислый натрий с 20 мас.% твердых веществ.

Фиг. 17 графически иллюстрирует содержание SO_2 в отходящем газе (" SO_2 выбросы (м.д.)") и pH в основании десорбера как функциональную зависимость соотношения щелочь/яблочная кислота в математическом моделировании одного цикла абсорбции и десорбции, в котором отходящий газ, содержащий 1 м.д. SO_2 , получают из сырьевого газа, содержащего 2400 м.д. SO_2 , с помощью абсорбционного растворителя, который содержит яблочно-кислый натрий в концентрации сорбента 20 мас.% твердых веществ, коэффициент отношения растворителя 80 фунтов/фунт. SO_2 и пар подают в десорбер при 6 фунтах/фунт. извлеченного SO_2 .

Фиг. 18 содержит графические иллюстрации фиг. 17, но перекрывает графические иллюстрации SO_2 выбросов и pH как функциональная зависимость соотношения щелочи к яблочной кислоте в экспериментальной работе при тех же условиях и для того же режима работы, как в моделируемой операции, данные которой были получены для графических иллюстраций по фиг. 17;

Фиг. 19 графически иллюстрирует такие же связи, как по фиг. 17, для моделируемой работы контура абсорбции и десорбции в тех же условиях и для того же режима работы, который моделируется в графических иллюстрациях по фиг. 17, кроме этого, фиг. 19 иллюстрирует группу родственных кривых для отдельных операций в рядах отдельных коэффициентов отношения пара к SO_2 ;

Фиг. 20 представляет две группы родственных кривых, полученных в способе моделирования для того же режима работы и в тех же условиях, как для фиг. 19, одна группа родственных кривых для SO_2 выбросов в зависимости от соотношения щелочь/яблочная кислота при трех разных отдельных коэффициентах пара к SO_2 , где абсорбционный упариваемый раствор содержит 0% сульфата и другая группа родственных кривых для SO_2 выбросов при тех же трех отдельных коэффициентах отношения пара к SO_2 , но для абсорбционного упариваемого раствора, содержащего 7 мас.% ионов сульфата.

Фиг. 21 иллюстрирует две группы родственных кривых, взятых из таких же шести моделирований, как на фиг. 19, кроме этого SO_2 выбросы нанесены как зависимость от pH в основании десорбера, а не от соотношения щелочь/яблочная кислота.

Фиг. 22 иллюстрирует две группы родственных кривых на графике SO_2 массовой доли в основании десорбера в зависимости от pH в основании десорбера для таких же шести моделирований, к которым относятся кривые по фиг. 20 и 21.

Фиг. 23 иллюстрирует две группы родственных кривых на графике SO_2 массовой доли в основании десорбера в зависимости от соотношения щелочь/яблочная кислота для таких же шести моделирований, к которым относятся кривые по фиг. 20-22.

Фиг. 24 иллюстрирует две группы родственных кривых на графике SO_2 выбросов в зависимости от соотношения щелочь/яблочная кислота в основании десорбера для шести смоделированных способов при тех же условиях как те, к которым относятся фиг. 20-23, кроме этого, содержание твердых веществ в растворителе составило только 10 мас.%, но коэффициент отношения растворителя к SO_2 составил 140 фунтов/фунт SO_2 .

Фиг. 25 иллюстрирует две группы родственных кривых на графике SO_2 выбросов в зависимости от pH в основании десорбера для таких же шести моделирований, как те, к которым относится фиг. 24.

Фиг. 26 иллюстрирует две группы родственных кривых на графике SO_2 массовой доли в основании десорбера против pH в основании десорбера для таких же шести моделирований, к которым относятся фиг. 24 и 25.

Подобным образом, определяются номера позиций соответствующих элементов по всему перечню графических материалов.

Подробное описание предпочтительных вариантов реализации изобретения

В соответствии с настоящим изобретением были разработаны несколько новых технологических схем для извлечения загрязняющего газа из первичного газа с относительно высокой энергетической эффективностью. Способы по настоящему изобретению особо пригодны для извлечения кислотных газов, таких как диоксид серы, оксиды азота, сероводород, диоксид углерода и т.п., но могут также применяться и представлять ценность при извлечении других загрязняющих газов, таких как, например, аммиак. Общий термин "загрязняющее вещество" применяется в контексте данного изобретения потому, что обычно способы по настоящему изобретению используют в очистке отходящих газовых потоков от химических, металлургических или электрогенерирующих объектов, с тем чтобы свести к минимуму выбросы кислотных газов или других компонентов газа, которые иначе могли бы стать загрязняющими веществами в атмосфере. Однако, как признано специалистами в данной области техники, загрязняющие газы, которые удаляют из отходящих газовых потоков, часто имеют экономическую ценность и их извлекают с помощью способов по настоящему изобретению, а затем используют в коммерчески целесообразных видах применения, таких как, например, превращение диоксида серы в триоксид серы и серную кислоту, извлечение элементарной серы из сернистого газа и сероводорода, извлечение соляной кислоты или водного раствора аммиака для использования в химической переработке, восстановление и превращение хлористого водорода до элементарного хлора и водорода и т.д.

Способы по настоящему изобретению могут быть проиллюстрированы для конкретного случая извлечения диоксида серы. В практическом подходе настоящего изобретения множество водных и органических растворителей может быть использовано в качестве абсорбирующей среды диоксида серы. Например, абсорбирующая среда может содержать водные растворы щелочных металлов (например, раствор сульфита/бисульфита натрия), амины (например, алканол амины, тетрагидроксиэтилалкилендиамины и т.д., соли аминов или соли различных органических кислот). В другом варианте абсорбирующая среда диоксида серы может содержать органический растворитель, в том числе, например, диметиловый анилин, диметиловый эфир тетраэтиленгликоля и дибутиловый бутилфосфонат. Некоторые органические растворители требуют применения металлической конструкции и часто требуют регенерации растворителя из-за образования серной кислоты и, в некоторых случаях, из-за реакции растворителя с триоксидом серы, образованным побочной реакцией диоксида серы с кислородом в процессе абсорбции/десорбции и, как правило, они более дорогие, чем неорганические абсорбирующие среды. Следует обратить внимание на то, что значительная интенсивность потока дымового газа, выпускаемого из сжигающих уголь энергопроизводящих установок, приводит к очень большим размерам оборудования для извлечения диоксида серы. Традиционные органические растворители также могут затруднять способ из-за одного или нескольких недостатков в отношении характеристик, желательных для абсорбирующей среды диоксида серы, в числе которых относительно низкая абсорбционная способность диоксида серы, особенно при парциальном давлении диоксида серы, с которыми сталкиваются в содержащих малые концентрации диоксида серы вытекающих потоках; понижение абсорбционной способности диоксида серы в результате поглощения значительных количеств водяного пара из содержащего диоксид серы вытекающего потока, которая также может привести к повышенной коррозии технологического оборудования; подверженность повышенному распаду, такому как гидролиз, или другим побочным реакциям или разложению, когда растворитель подвергается воздействию высоких температур в кислых средах; и/или подверженность значительной летучести, что приводит к большим потерям растворителя.

В свете этих и других факторов, которые необходимо учитывать, в соответствии с предпочтительным вариантом осуществления настоящего изобретения, как реализовано в извлечении диоксида серы, среда абсорбции диоксида серы содержит буферный водный раствор соли относительно слабой полипротонной карбоновой кислоты (например, натрия малат), как описано в предварительной заявке на патент США с серийным номером 13/283671, озаглавленной "REGENERATIVE RECOVERY OF SULFUR DIOXIDE FROM EFFLUENT GASES" и внесенной в реестр 28 октября 2011 г., полное содержание которой включено в настоящий документ посредством ссылки. В следующем ниже описании сделаны ссылки на предпочтительную абсорбирующую среду, содержащую соль полипротонной карбоновой кислоты, также как и на абсорбирующую среду, содержащую диметиловый эфир тетраэтиленгликоля (тетраглим). Однако следует понимать, что различные отличительные признаки способов, описанных в контексте настоящего изобретения, могут быть легко адаптированы к системам, в которых применяются другие абсорбирующие среды. Как отмечалось выше, следует также понимать, что усовершенствования, описанные в контексте настоящего изобретения, аналогично применимы к системам для удаления и извлечения других кислотных газов и загрязняющих веществ с помощью соответствующих обычных абсорбирующих сред загрязняющего вещества, известных в данной области техники. Например, способы, описанные в контексте настоящего изобретения, могут применяться в регенеративной абсорбции и десорбции различных загрязняющих веществ из потоков отходящего газа, в том числе сероводорода, диоксида углерода и хлороводорода, оксидов азота, а также других загрязняющих газов, таких как аммиак.

Как проиллюстрировано на фиг. 1, в некоторых случаях отвечающий стандарту способа поток сы-

рьевого газа 10, в состав которого входит содержащий диоксид серы сырьевой газ, вводится в абсорбер диоксида серы 11, имеющий одну или более расчетных ступеней, где он контактирует с водной абсорбирующей средой, содержащей сорбент диоксида серы при абсорбции диоксида серы. Абсорбер диоксида серы 11 представляет собой, в частности, вертикальную колонну или конструкцию башенного типа 12, содержащую зону контакта газ/жидкость 13, в состав которой входят устройства, способствующие массопереносу между газовой и жидкой фазами, которые могут содержать слой произвольно выбранных насадок, таких как опоры или кольца, структурированные насадки или другие контактирующие устройства. Предпочтительно, чтобы максимизировать передачу диоксида серы, технологический поток сырьевого газа контактирует в противотоке с водным раствором абсорбента. Как проиллюстрировано на фиг. 1, технологический поток сырьевого газа 10 вводится через газовпускной патрубок 14 внизу колонны 12 и поступает в низ зоны контакта газ/жидкость 13, в то время как поток 15, содержащий регенерированную водную абсорбирующую среду, рециркулирующий от десорбера диоксида серы 30, вводится через впускной патрубок жидкости 16 через верх колонны и распределяется над и входит в верх зоны контакта газ/жидкость. Поток абсорбционного упариваемого раствора, насыщенный диоксидом серы 17, выходящий из низа зоны контакта газ/жидкость 13, отводится из выходного патрубка жидкости 18 внизу колонны 12, а поток отходящего газа 19, практически не содержащий диоксида серы, выходящий из верха зоны 13, отводится из газовыпускного патрубка 20 через верх колонны. Также традиционно колонна с произвольно выбранными насадками может применяться в качестве абсорбера 11, специалистам в данной области техники будет понятно, что другие конфигурации могут соответственно применяться. Например, колонна 12 может содержать структурированные насадки или представляет собой тарельчатую колонну, в любой из которых технологические потоки предпочтительно протекают противотоком. Несмотря на то, что течение противотоком в абсорбере между технологическим потоком сырьевого газа 10 и водной абсорбирующей средой является предпочтительным, абсорбер может работать и в прямотоке. Тем не менее, такая конструкция, как правило, отрицательно воздействует на абсорбционную способность и эффективность и, как правило, менее предпочтительна.

В случае, если кислотная соль абсорбента или другие соединения, которые химически связываются с диоксидом серы, присутствует в качестве основного сорбента в водной абсорбционной среде, концентрация сорбента в абсорбционной среде и интенсивность потока абсорбционной среды должны быть такими, чтобы при температуре, преобладающей на выходе жидкости из абсорбера, преобладающая поглощательная способность оставалась в абсорбционном упариваемом растворе. Предпочтительно остаточная способность составляет по меньшей мере 10%, предпочтительно по меньшей мере 20% от общей абсорбционной способности, поступающей в абсорбер. С этой целью концентрация сорбента и интенсивность потока абсорбционной среды, подаваемой в абсорбер, должны быть достаточными, чтобы обеспечить стехиометрический избыток в скорости сорбента, протекающего через абсорбер, по отношению к скорости, с которой диоксид серы может быть извлечен из технологического потока сырьевого газа, предпочтительно в избытке по отношению к общему содержанию диоксида серы в сырьевом потоке, таким образом, чтобы компенсировать несколько факторов, таких как содержание диоксида серы, остающегося в абсорбционной среде после ее регенерации, концентрация диоксида серы в насыщенном диоксидом серы газа десорберном газе, возможное присутствие слегка кислотных компонентов, таких как диоксид углерода, и в основном для компенсации в соответствии с желанием относительно слабого абсорбционного сродства предпочтительных сорбентов, таких как водная многоосновная абсорбционная система карбоновой кислоты/соли. Относительно слабое абсорбционное сродство является предпочтительным, чтобы облегчить последующую десорбцию диоксида серы с помощью мягкого повышения температуры и/или снижения давления. Соответственно концентрация сорбента в водной абсорбционной среде, необходимая для достижения желаемой эффективности удаления, изменяется в зависимости от используемой кислоты, концентрации диоксида серы в газе, подлежащем обработке, а также массообменных характеристик абсорбера, и может быть легко определена специалистом в данной области техники. Как правило, отношение стехиометрических эквивалентов диоксида серы, абсорбированного на моль полипротонной соли карбоновой кислоты в абсорбционном растворе, находится в диапазоне от около 0,1 до около 1. В случае с водной абсорбционной средой, содержащей натриевую соль яблочной кислоты в качестве абсорбционного растворителя, используемого в обработке газа, содержащего около 2600 м.д.ед.об. диоксида серы, концентрация малата в абсорбционном растворе может быть соответственно в диапазоне от около 1 до около 7 мол.%.

Коэффициент массового расхода (соотношение жидкость:газ)(L/G) потока водного абсорбционного раствора 15 и технологического потока сырьевого газа 10, вводимых в абсорбер диоксида серы 11, необходим для достижения существенного переноса диоксида серы из первичного газа в абсорбирующую среду и может быть определен с помощью обычной практики проектирования. В частности, L/G может быть выбран на основании содержания загрязняющих веществ в газовом потоке, поступающем в абсорбер, концентрации сорбента в водной абсорбционной среде, и единице абсорбционной способности сорбента при температуре жидкости/газа, преобладающей в абсорбере. Как правило, L/G выбирается таким, чтобы поток сорбента в абсорбер по меньшей мере на от 10 до 20% преобладал над потоком загрязняющего газа в абсорбер. Оптимальная степень превышения зависит от скорости массопереноса и теплоспе-

редачи в зоне контакта газ/жидкость.

Предпочтительно абсорбер диоксида серы спроектирован и работает таким образом, что содержание диоксида серы в потоке отходящего газа 19, выходящем из абсорбера, менее чем около 500 м.д.ед.об., более предпочтительно менее чем около 200 м.д.ед.об. (например, всего лишь 10-20 м.д.ед.об.). Это следовое количество диоксида серы наряду с диоксидом углерода, кислородом, азотом и другими инертными газами, содержащимися в потоке сырьевого газа технологического способа, выводится из системы как часть потока отходящего газа, выпускаемая из верха абсорбера. Отходящий газ находится в значительном равновесии с абсорбционным раствором и в зависимости от содержания водяного пара в технологическом потоке сырьевого газа, подаваемом в абсорбер, и условий в абсорбере, может быть чистое приобретенное количество или потери воды в абсорбере. При необходимости для вытеснения газов в вытяжную трубу применяется воздуходувное устройство 21. Чтобы достичь надлежащих стандартов по выбросам, поток отходящих газов 19 может быть пропущен через туманоотделитель или аналогичное устройство для извлечения захваченной жидкости перед сбросом через вытяжную трубу. В дополнение или в качестве альтернативы, в некоторых случаях поток отходящего газа 19 может быть нагрет за счет непрямого теплообмена в теплообменнике 22 с входящим потоком технологического сырьевого газа или с помощью других теплоносителей или в теплообменнике 64, как описано ниже, так что не будет тенденции к опусканию какого-либо шлейфа загрязняющих веществ после его выпуска через вытяжную трубу.

Как проиллюстрировано на фиг. 1, где сорбент содержит полипротонную карбоновую кислоту, источник подпитки металлического основания 23, такой как гидроксид натрия, гидроксид калия, карбонат натрия и т.д., объединяется с потоком 15, содержащим регенерированную водную абсорбирующую среду в резервуаре растворителя 24, перед тем, как будет введен через верх абсорбционной колонны 12. Металлическая основа вступает в реакцию с полипротонной карбоновой кислотой с образованием абсорбирующей соли металла. В соответствии с описанием в одновременно рассматриваемой заявке на патент США с серийным номером 13/283671 достаточное количество металлического основания вводится, чтобы нейтрализовать по меньшей мере часть кислотных групп, такое, что кислота нейтрализуется с точностью около 20%, более предпочтительно в пределах около 10% от точки эквивалентности диссоциации кислоты, имеющей значение КД от около 3 до около 10 при 25°C, предпочтительно от около 4 до около 7 при 25°C. Специалист в данной области техники может использовать известные методы контроля pH и приборы для добавления основания в регенерированную абсорбционную среду до контакта с содержащим диоксид серы газом в абсорбере, чтобы поддерживать желаемую степень нейтрализации по отношению к точке эквивалентности значения КД. Кроме того, должно быть добавлено достаточно количество основания, чтобы поддерживать концентрацию ионов металла. Например, как описано ниже, некоторые из ионов металла теряются с удалением сульфатной соли при работе кристаллизатора. Два моля основания (например, гидроксида натрия) добавляют на моль удаленного сульфата натрия. Концентрация ионов металла может в соответствии с требованиями контролироваться и регулироваться путем отбора проб и проведения анализа металла в заводской лаборатории.

Насыщенный диоксидом серы абсорбционный упариваемый раствор 17, выходящий из абсорбера 11, нагревается до средней температуры (как описано ниже), и подогретый абсорбционный упариваемый раствор вводится в десорбер диоксида серы 30, в котором диоксид серы диссоциирует из сорбента и десорбируется из абсорбционного упариваемого раствора. Десорбер 30 представляет собой, в частности, вертикальную колонну или конструкцию башенного типа 31, содержащую зону контакта газ/жидкость 32, в состав которой входят устройства, способствующие массопереносу между газовой и жидкой фазами. Так же как и абсорбер 11, десорбер 30 может быть выполнен в виде насадочной колонны, содержащей слой произвольно выбранных насадок, структурированные насадки, тарелки или любые другие устройства контакта газа с жидкостью. Нижняя секция (отгонки) зоны контакта пар/жидкость 32 внутри колонны 31 может подпитываться острым паром, полученным в соответствии с настоящим изобретением (как описано ниже), и применяется для удаления диоксида серы из абсорбционного упариваемого раствора. Вытекающий поток первичного насыщенного диоксидом серы газа десорбера 33, содержащий существенно насыщенный водяным паром диоксид серы, образуется в верхнем погоне десорбера 30 над зоной контакта пар жидкость 32 и отводится из выходного патрубка пара 34 в верху колонны 31; а регенерированная абсорбирующая среда 15, выходящая из зоны контакта пар/жидкость отводится из выходного патрубка жидкости 35 внизу колонны и рециркулирует обратно к абсорберу 11, завершая цикл. Несмотря на то, что течение противотоком в абсорбере между насыщенным диоксидом серы абсорбционным упариваемым раствором и отгонным паром, как проиллюстрировано на фиг. 1, является предпочтительным, абсорбер может работать и в прямотоке. Тем не менее, такая конструкция, как правило, отрицательно воздействует на эффективность отгонки и, как правило, менее предпочтительна.

Средняя температура абсорбирующей среды диоксида серы в абсорбере 11, как правило, поддерживается в диапазоне от около 10 до около 70°C. В соответствии с настоящим изобретением средняя температура диоксида серы абсорбционного упариваемого раствора в абсорбере предпочтительно поддерживается от около 20 до около 60°C. Хотя в целом абсорбция диоксида серы усиливается при более низких средних температурах абсорбции, абсорбционный упариваемый раствор необходимо нагреть от темпера-

туры абсорбции до температуры достаточно высокой и/или при пониженном давлении, чтобы высвободить диоксид серы, и обеспечение этой удельной теплоты приводит к более высоким энергозатратам. Во время регенерации также желательно уменьшить количество испаряющейся воды, чтобы снизить потребляемую энергию и избежать низких концентраций воды в абсорбционной среде, что может вызвать выпадение в осадок сорбента диоксида серы (например, слабой многоосновной карбоновой кислоты или солей). Общая эффективность абсорбции/десорбции диоксида серы улучшается, когда абсорбция относительно сильно зависит от температуры и в более узком диапазоне температур между стадиями цикла абсорбции и десорбции.

Средняя температура абсорбционного упариваемого раствора диоксида серы в десорбере 30 в основном поддерживается в диапазоне от около 60°C до точки кипения раствора сорбента при рабочем давлении десорбера.

Абсорбция и десорбция диоксида серы могут возрасти за счет увеличения или уменьшения рабочих давлений абсорбера 11 и десорбера 30 соответственно. Подходящее рабочее давление в абсорбере 11 от около 70 до около 200 кПа абсолютное. Более высокое давление, до 700 кПа или выше, может применяться при необходимости. Повышенное давление в абсорбере увеличивает долю диоксида серы, который абсорбционная среда может абсорбировать, но абсорбцию предпочтительно проводить при относительно низком давлении, уменьшая, таким образом, расходы на оборудование. Аналогичным образом, подходящее рабочее давление в десорбере 30 составляет от около 40 до около 200 кПа, но могут применяться более высокие или более низкие рабочие давления.

Регулирование температуры в абсорбере 11 и десорбере 30 может быть достигнуто за счет регулирования температуры и объема различных технологических потоков, подаваемых в эти операции. Предпочтительно температура в десорбере 30 поддерживается в желаемом диапазоне за счет регулирования температуры насыщенного диоксидом серы абсорбционного упариваемого раствора 17 и пара, вводимого в низ десорбера в секцию отпарки зоны контакта пар/жидкость 32. Снова обратимся к фиг. 1, где насыщенный диоксидом серы абсорбционный упариваемый раствор 17, выходящий из абсорбера 11 при температуре от около 10 до около 70°C, более предпочтительно от около 20 до около 60°C, проходит через теплообменник 40, где он подогревается до средней температуры за счет не прямой передачи тепла от регенерированной абсорбирующей среды 15, рециркулирующей от десорбера 30 к абсорберу диоксида серы. Передача тепла от регенерированной абсорбирующей среды к абсорбционному упариваемому раствору в промежуточном теплообменнике увеличивает абсорбционную способность регенерированной абсорбирующей среды и нагревает абсорбционный упариваемый раствор, что помогает активизировать отгонку диоксида серы из него. Если для достижения заданной температуры в десорбере требуется дальнейшее нагревание, насыщенный диоксидом серы упариваемый раствор 17 может быть пропущен через подогреватель растворителя 41, где он подогревается (например, за счет непрямого переноса тепла от продуктового потока с извлеченным диоксидом серы, выходящего из процесса) и/или дополнительно нагревается за счет непрямого теплообмена с паром или с горячим потоком конденсата 70. В конкретных предпочтительных вариантах реализации изобретения насыщенный диоксидом серы абсорбционный упариваемый раствор нагревается за счет передачи тепла от технологического потока сырьевого газа и/или регенерированной абсорбирующей среды диоксида серы без добавления постороннего тепла. В таком варианте реализации изобретения температура технологического потока сырьевого газа предпочтительно не снижается до уровня ниже около 50°C и разница температур между насыщенным диоксидом серы абсорбционным упариваемым раствором, вводимым в десорбер, и регенерированной абсорбирующей средой менее чем около 40°C.

Регенерированная водная абсорбционная среда 15, выходящая из низа десорбера 30 при температуре от около 60 до около 140°C, охлаждается в промежуточном теплообменнике 40 за счет передачи тепла к насыщенному диоксидом серы абсорбционному упариваемому раствору 17, выходящему из абсорбера диоксида серы 11. Аналогичным образом, если дальнейшее охлаждение требуется для того, чтобы поддерживать желаемую температуру в абсорбере, регенерированная абсорбирующая среда, покидающая промежуточный теплообменник 40, может проходить через охладитель растворителя 42 и охлаждаться дальше за счет непрямого теплообмена с водой охлаждающей колонны. Использование тепла промежуточного теплообменника 40 снижает энергозатраты системы, так что применение подогревателя растворителя и/или охладителя растворителя может не потребоваться.

В предпочтительных вариантах реализации настоящего изобретения уровни загрязняющих примесей сульфатной соли в водном абсорбционном растворе, содержащем соль многоосновной карбоновой кислоты, поддерживаются на приемлемом уровне за счет, в некоторых случаях, перенаправления, по меньшей мере, очищенной фракции 90 регенерированной абсорбционной среды 15, выходящей из десорбера 30 для обработки, чтобы удалить сульфат. Относительный объем очищенной фракции изменяется в зависимости от концентрации сорбента в регенерированной абсорбционной среде и восприимчивости диоксида серы к окислению в процессе абсорбции и десорбции. Как правило, в технологической операции с применением малата в качестве сорбента очищенная фракция может составлять менее чем около 10,1% потока регенерированной абсорбирующей среды.

Обработка очищенной фракции включает выпаривание воды из очищенной фракции 90 в испари-

тельном кристаллизаторе 92 с получением концентрированного раствора, перенасыщенного сульфатной солью. Кристаллы сульфатной соли затем осаждаются из концентрированного водного абсорбционного раствора в кристаллизаторе с образованием выкристаллизованной суспензии 94, содержащей осажденные кристаллы сульфатной соли и маточный упариваемый раствор. Кристаллы сульфата натрия отделяют от суспензии в обычном разделительном устройстве твердых частиц от жидкости 96, таком как вакуумный фильтр или центрифуга, и фракция маточного упариваемого раствора 98 рециркулирует к резервуару растворителя 24, где она смешивается с главным потоком регенерированной абсорбирующей среды, для возвращения в абсорбер 11. Концентрация водного раствора абсорбента может быть соответствующим образом достигнута за счет нагрева и/или снижения давления или увеличения потока пара в ребойлер для мгновенного испарения воды. Как правило, водный раствор абсорбента нагревают до температуры по меньшей мере около 40°C, более предпочтительно по меньшей мере около 60°C и предпочтительно до точки кипения раствора абсорбента при рабочем давлении в десорбере во время концентрирования, чтобы ингибировать образование и осаждение декагидрата сульфата натрия или глауберовой соли ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$). Глауберова соль склонна к образованию гелеобразного или липкого осадка, который нелегко отделить от маточного упариваемого раствора центрифугированием или фильтрацией.

Кристаллизатор может работать при атмосферном давлении или при пониженном давлении. В качестве альтернативы отделению кристаллов соли сульфата натрия центрифугированием или фильтрацией кристаллизатор может быть сконструирован для непрерывной декантации маточного упариваемого раствора от выкристаллизованной суспензии. Кроме того, сульфатные кристаллы соли можно промыть водой, а полученная промывная вода, содержащая абсорбент-соль многоосновной карбоновой кислоты, также направляется в резервуар растворителя для возвращения в абсорбер. Поток пара верхнего погона из кристаллизатора может быть сконденсирован и возвращен в абсорбер. В альтернативном варианте поток верхнего погона из кристаллизатора может быть направлен в десорбер как источник отгонного пара.

Хотя обработка, описанная выше, является эффективной для поддержания приемлемых уровней сульфата в циркулирующем абсорбционном растворе, в соответствии с некоторыми вариантами реализации настоящего изобретения в состав абсорбционного раствора может входить ингибитор окисления, уменьшающий окисление бисульфита и сульфита до загрязняющих веществ - бисульфата и сульфата соответственно. Есть несколько различных типов ингибиторов окисления, которые могут быть полезны в практическом подходе настоящего изобретения, в том числе поглотители растворенного кислорода и ловушки для свободных радикалов, такие как п-фенилендиамин и гидрохинон; ингибиторы NO_x -катализированного окисления, такие как аскорбиновая кислота; и хелатирующие агенты, такие как этилендиаминтетрауксусная кислота (ЭДТК), которые изолируют и подавляют катализируемое металлом окисление. Такие ингибиторы окисления могут применяться отдельно или в различных комбинациях и могут добавляться по мере необходимости в регенерированный водный абсорбционный раствор, вводимый в абсорбер. В зависимости от вида применяемого(ых) ингибитора(ов) концентрация раствора абсорбента, как правило, варьируется от нескольких м.д. до от около 1 до около 10 мас.%. Как правило, добавляют в избытке (например, по меньшей мере около 1000 м.д.), поскольку ингибиторы постепенно будут расходоваться при окислении. Аскорбиновая кислота и гидрохинон особенно эффективны для ингибирования окисления в абсорбционном растворе натрия малата. Можно предположить, что ЭДТК эффективна в качестве ингибитора окисления, когда в растворе абсорбента присутствуют металлы.

Повышенная кислотность в абсорбционном растворе влияет на увеличение эффективности десорбции диоксида серы. Таким образом, остаток малой концентрации растворенного диоксида серы или поддержание некоторого количества сульфата в абсорбционном растворе приводит к более высокой эффективности десорбера. Например, малая концентрация сульфата натрия и/или сернистой кислоты в десорбере делает регенерацию абсорбционного раствора менее энергоемкой. Однако присутствие SO_2 в регенерированной абсорбирующей среде негативно влияет на равновесие в абсорбере. Соответственно, если кислотность регулируется, позволяя накапливать компоненты циркулирующей абсорбционной среды/абсорбционного упариваемого раствора, предпочтительно, чтобы это выполнялось, позволяя накопление сульфат-ионов, чем накопление какого-либо заметного уровня устойчивого состояния SO_2 . В соответствии с различными вариантами реализации настоящего изобретения концентрация сульфатной соли поддерживается при температуре от около 0,5 до около 11 мас.%, предпочтительно от около 3 до около 11 мас.% в абсорбционном растворе, а малая доля диоксида серы остается в регенерированном водном абсорбционном растворе, делая, таким образом, раствор несколько более кислым и, следовательно, делая десорбцию диоксида серы менее энергоемкой.

Образование отгонного пара из отпаренного конденсата.

Чтобы обеспечить источник энергии для образования отгонного пара, вытекающий поток первичного газа десорбера 33 из десорбера абсорбционного упариваемого раствора 30 сжимается в устройстве для повышения давления вытекающего потока первичного газа десорбера. Подходящими аппаратами могут быть механические компрессоры и тепловые компрессоры (т.е. пароструйные компрессоры). Как проиллюстрировано на фиг. 1, вытекающий поток первичного газа десорбера предпочтительно сжимается при прохождении через пароструйный компрессор 36. В случае, когда диоксид серы извлекают из

остаточного газа серноокислотной контактной установки, пар, образованный при извлечении теплоты абсорбции триоксида серы, может обеспечить движущий пар для эжектора.

Хотя известны системы абсорбции/десорбции для извлечения диоксида серы, в которых влажный газ десорбера диоксида серы сжимается, и скрытая теплота конденсации водяных паров передается от сжатого газа к насыщенному диоксидом серы абсорбционному упариваемому раствору, в таких системах конденсат выходит из системы, насыщенной диоксидом серы. Если диоксид серы, исходящий из конденсата, не захватывается в отдельной системе, эта схема создает неприемлемые выбросы, которые приравнивают к потере ценностной значимости диоксида серы.

В способе, описанном в заявке на патент США с серийным номером 13/283671, диоксид серы извлекается из конденсата в колонне отгонки конденсата, но это ведет к дополнительным затратам энергии.

В соответствии с предпочтительным технологическим способом по настоящему изобретению энергия, требуемая для отпаривания конденсата, в значительной степени извлекается при использовании отпаренного конденсата в качестве источника отгонного пара для десорбера абсорбционного упариваемого раствора. Дополнительное поступление энергии требуется для испарения конденсата при давлении, достаточном для того, чтобы он протекал в основании десорбера. В технологическом способе по настоящему изобретению скрытая теплота в компоненте водяного пара газа десорбера предусмотрена как источник энергии. Умеренное сжатие газа десорбера, выходящего из десорбера абсорбционного упариваемого раствора, создает небольшую разность температур, достаточную для передачи тепла от сжатого газа десорбера в отпаренный конденсат, тем самым испаряя отпаренный конденсат при давлении, достаточном для вытеснения полученного в результате пара в десорбер.

Сжатие влажного вытекающего из десорбера потока газа, содержащего диоксид серы, преимущественно увеличивает давление потока с приращением от около 30 до около 65 кПа. Более высокие давления приращения могут быть легко достигнуты с помощью механического компрессора. Отделение диоксида серы увеличивается, если десорбер 30 работает при более низком давлении (например, при разрежении), чтобы увеличить относительную летучесть диоксида серы по отношению к воде, повысить десорбцию и уменьшить количество расчетных ступеней, необходимых для данного обратного потока. Кроме того, пониженные давления приводят к более низким температурам в системе, позволяющей использование пара с пониженным давлением для нагревания насыщенного диоксидом серы абсорбционного упариваемого раствора. Тем не менее, извлечение энергии оптимизировано при умеренно высоких рабочих давлениях, что также снижает необходимый диаметр колонны 31 и связанные с этим капитальные затраты. В качестве примера находящийся в эксплуатации десорбер под небольшим разрежением (например, -35 кПа) и незначительное увеличение давления насыщенного диоксидом серы газа десорбера, выходящего из десорбера (например, до около 20 кПа избыточного давления), соответствуют одному экономическому подходу. Тем не менее, также может быть привлекательным подход, в котором десорбер работает при атмосферном давлении или выше. Экономическая оптимизация может определить конкретные условия эксплуатации. Для уравнивания этих факторов, которые необходимо учитывать, давление вытекающего потока первичного газа десорбера, выходящего из десорбера абсорбционного упариваемого раствора, наиболее предпочтительно поддерживать от около 40 до около 170 кПа абсолютного давления.

Сжатый поток содержащего диоксид серы газа десорбера направляется к охладителю/конденсатору первичного газа десорбера 50. Значительная часть водяного пара конденсируется из вытекающего потока первичного газа десорбера в охладителе/конденсаторе 50 за счет непрямого переноса тепла к охлаждающей среде. В соответствии с настоящим изобретением отпаренный конденсат в потоке 51, протекающий в охладитель/конденсатор 50 из колонны для отпарки конденсата или водной колонны 60 (операция, которая описана в контексте данного изобретения ниже), служит в качестве охлаждающей среды, и скрытая теплота конденсации передается к отпаренному конденсату, таким образом образуя пар, который используется в качестве десорбционной среды в десорбере абсорбционного упариваемого раствора 30. Как проиллюстрировано на фиг. 1, поток отпаренного конденсата 51, выходящий из колонны 60, направляется в парожидкостный сепаратор 52 и циркулирует по линии 54 между сепаратором и охладителем/конденсатором 50, где передача тепла от первичного газа десорбера образует пар для десорбера. Отпаренный конденсат и пар разделяются в сепараторе 52, пар направляется в десорбер 30, по меньшей мере часть конденсата циркулирует к охладителю/конденсатору первичного газа десорбера 50 по линии 54, а другая часть может, в некоторых случаях, быть возвращена и объединена с регенерированным раствором абсорбента диоксида серы 15 по линии 55 и возвращена в абсорбер 11 и/или часть 56 может быть удалена из системы. В альтернативном варианте, ветвь конденсата охладителя/конденсатора газа десорбера 50 может быть разработана так, чтобы позволить отъединение пара от воды внутри самого теплообменника, что позволяет потоку пара без вовлеченной воды течь непосредственно из охладителя/конденсатора в абсорбер без необходимости отделения в парожидкостном сепараторе.

Пар, образованный в охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера 50, вводится в десорбер 30 по линии 57, где он контактирует с абсорбционным упариваемым раствором в зоне контакта пар/жидкость 32, обеспечивая тепло для абсорбционного упариваемого раствора и функционирует в качестве десорбирующего газа для удаления диоксида серы из жидкой фазы. Нагревание жидкой фазы в

десорбере абсорбционной жидкости уменьшает равновесную концентрацию диоксида серы в нем и повышает движущую силу для передачи диоксида серы в паровую фазу. При передаче тепла в жидкую фазу пар, полученный из отпаренного конденсата в охладителе/конденсаторе 50, конденсируется частично в десорбере, таким образом, функционируя, по существу, как конденсируемый газ десорбера. В некоторых случаях теплота отгонки, подводимая от пара, образованного из отпаренного конденсата в охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера, может быть дополнена теплотой, подаваемой от постороннего источника, в ребойлере 37, через который циркулирует жидкая фаза из десорбера абсорбционного упариваемого раствора. Вспомогательный ребойлер обеспечивает полную гибкость в управлении водным балансом процесса. Как правило, чтобы пропустить через ребойлер абсорбционный упариваемый раствор, его отводят из отстойника десорбера и возвращают в нижнюю часть зоны контакта пар/жидкость 32 выше отстойника.

В охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера 50 большая часть доли водяного пара вытекающего потока первичного газа десорбера 33 конденсируется и, таким образом, больше всего скрытой теплоты удаляется за счет передачи к отпаренному конденсату, возвращающемуся из колонны для отпарки конденсата 60. Водный конденсат, полученный конденсацией паров воды из вытекающего потока первичного газа десорбера, содержит растворенный диоксид серы. Этот конденсат удаляется из охладителя/конденсатора 50 и подается по линии 58 в колонну для отпарки конденсата или водную колонну 60 и нагревается (например, паром или в ребойлере), чтобы десорбировать диоксид серы и образовать газ колонны для отпарки конденсата, содержащий водяной пар и диоксид серы, десорбированный из водного конденсата. Как проиллюстрировано на фиг. 1, газ колонны для отпарки конденсата соединяется с отдувочным газом, содержащим диоксид серы 59 из охладителя/конденсатора первичного газа десорбера 50. Объединенный последний газ колонны для отпарки конденсата (влажный поток извлеченного SO_2) 61, выходящий из верха колонны для отпарки конденсата 60, охлаждается до температуры, как правило, ниже около 70°C в низкотемпературном конденсаторе 62 (например, охлаждающей водой при 50°C), чтобы сконденсировать водяной пар и получить продуктовый поток 63, содержащий извлеченный диоксид серы. Как проиллюстрировано на фиг. 1, избыточный дополнительный конденсат может быть вытеснен из газа колонны для отпарки конденсата или объединенного последнего газа колонны для отпарки конденсата (влажный поток извлеченного SO_2) 61, выходящего из верха колонны для отпарки конденсата 60, сначала при прохождении газа через теплообменник 64, в котором газ колонны для отпарки конденсата охлаждается за счет передачи тепла к части отходящего газа 19, выходящего из абсорбера 11. После охлаждения продуктовый поток извлеченного диоксида серы 63 удаляется из процесса извлечения диоксида серы и направляется в место назначения, где он может быть использован, например в сушильную колонну или каталитический этап контактной серноокислотной установки для превращения в триоксид серы, в установку процесса Клауса для получения элементарной серы, в производственный процесс сульфата щелочного металла или бисульфита, в процесс производства бумаги или в компрессорную или холодильную установку для сжижения до жидкого диоксида серы.

Поток отпаренного конденсата 51, обедненный диоксидом серы, выходит из нижней части колонны для отпарки конденсата 60 и направляется в охладитель/конденсатор первичного газа десорбера 50, при этом конденсация водяного пара из сжатого вытекающего потока первичного газа десорбера 33 передает тепло конденсату десорбера, тем самым образуя пар для использования в качестве комбинированного теплоносителя, и газ десорбера (например, в качестве конденсирующейся испарительной среды) в десорбере абсорбционного упариваемого раствора 30. В некоторых случаях часть может быть удалена из системы.

Степень сжатия вытекающего потока первичного газа десорбера 33 из десорбера абсорбционного упариваемого раствора 30 в обязательном порядке достаточная для доведения сжатого пара до температуры, достаточно высокой, чтобы пар, имеющий давление выше, чем давление в нижней секции (газа десорбера) зоны контакта пар/жидкость 32 в колонне 31 мог бы образовываться за счет нагревания отпаренного конденсата в охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера 50. Но степень сжатия предпочтительно контролируется до минимума, необходимого для пара, образованного из отпаренного конденсата, чтобы течь в десорбер. В частности, предпочтительно, чтобы температура пара, образованного из отпаренного конденсата при не более чем около 30°C выше, чем температура жидкой фазы в десорбере абсорбционного упариваемого раствора, в выходном патрубке жидкости из него 35, или в частности, не более чем около 20°C или не более чем около 5 до около 10°C выше, чем температура жидкой фазы, выходящей из низа зоны контакта пар/жидкость 32 в десорбере. В некоторых особенно предпочтительных вариантах реализации изобретения температура пара, получаемого за счет нагревания отпаренного конденсата в охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера 50, не более чем такая же или может быть даже ниже, чем температура жидкой фазы в десорбере абсорбционного упариваемого раствора, в выходном патрубке жидкости из него, или внизу зоны контакта пар/жидкость. В более общем, предпочтительно, чтобы температура пара, образованного в охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера 50, отличалась от температуры регенерированной абсорбирующей среды в десорбере, в выходном патрубке жидкости из него, или от температуры жидкой фазы, выходящей из нижней (отгоночной) секции зоны контакта пар/жидкость в десорбере абсорбционного упариваемого раствора, на не более чем около

$\pm 10^{\circ}\text{C}$. Для того чтобы пар протекал в десорбер абсорбционного упариваемого раствора, давление пара, образованного в охладителе/конденсаторе 50 в обязательном порядке выше, чем общее давление в десорбере, и поэтому выше, чем равновесное давление пара жидкой фазы в отгонной секции зоны контакта пар/жидкость, даже при выходе жидкой фазы газа из десорберной секции, где парциальное давление диоксида серы приближается к нулю как пределу.

Получающаяся в результате паровой фазы движущая сила давления воды, таким образом, приводит к конденсации паров воды, которая возникает в десорбере независимо от разности температур между паровой фазой и жидкой фазой, что приводит к конденсации и нагреванию жидкой фазы в газодесорберной секции зоны контакта пар/жидкость, даже если температура пара, вводимого в зону, не выше чем или даже немного ниже температуры жидкой фазы. Из-за угнетающего влияния растворенного вещества, т.е. сорбента, такого как соль многоосновной карбоновой кислоты, в жидкой фазе давление паров жидкой фазы может быть несколько ниже, чем давление пара при той же температуре, или даже где температура жидкой фазы несколько выше, чем температура пара.

Для удовлетворения этих предпочтительных условий среднелогарифмический температурный дифференциал (Δt) в охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера не менее чем около 1,5, около 2, около 3, около 4 или около 5°C и не более чем около 10, около 8, около 6 или около 5°C . Например, среднелогарифмический температурный дифференциал (Δt) в охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера составляет от около 1,5 до около 10°C , или от около 2 до около 9°C , или от около 2,5 до около 8°C .

В зависимости от общего энергетического и водного баланса способа, объем отпаренного конденсата из колонны для отпарки конденсата 60 может превышать потребности в паре для десорбера абсорбционного упариваемого раствора 30. Поэтому отпаренный конденсат может быть с пользой разделен на (i) поток конденсата, направленный к охладителю/конденсатору первичного газа десорбера 50 в качестве охлаждающей жидкости для конденсации воды из газа десорбера, таким образом превращая отпаренный конденсат по меньшей мере частично в пар для введения в десорбер абсорбционного упариваемого раствора; и (ii) поток сточной воды для удаления воды из технологического способа.

Часть отпаренного конденсата из колонны для отпарки конденсата 60 в качестве сточных вод может также, в некоторых случаях, использоваться для предварительной обработки первичного газа, содержащего диоксид серы, или потока сырьевого газа 10. Как проиллюстрировано на фиг. 1, отпаренный конденсат из парового барабана 52 проходит по линии 70 и вводится в сатуратор 71 выше по течению от десорбера диоксида серы 11 относительно течения сырьевого газа. Сатуратор может представлять собой одностадийный контактор (как правило, состоящий из насадочной колонны или колонны башенного типа, содержащей произвольно выбранные или структурированные насадки, или оросительной колонны), в котором отпаренный конденсат контактирует с потоком газа, таким образом, увеличивая влажность сырьевого газа, поступающего в абсорбер диоксида серы. Поток воды, выходящий из сатуратора, может удаляться из процесса. Сатуратор также охлаждает газ, содержащий диоксид серы, за счет испарительного охлаждения и удаляет кислотные газы (например, серной кислоты, соляной кислоты, триоксида серы) до поступления в абсорбер. Сатуратор преимущественно обеспечивает увлажнение потока сырьевого газа с использованием воды более низкого качества, которая обеспечивает дополнительную экономию по сравнению с увлажнением газа в абсорбере, где применяемая вода должна быть деионизированной или дистиллированной, чтобы избежать накопления примесей. Хотя поток воды, выходящий из сатуратора, насыщенный диоксидом серы, объем этого потока небольшой. Кроме того, если, например, диоксид серы извлекают из остаточного газа установки серной кислоты, выходящий из сатуратора поток воды, нагруженный диоксидом серы, может быть использован в качестве разбавляющей воды в SO_2 абсорбере. В промежуточной установке вода преимущественно используется для разбавления в промежуточном абсорбере, но в худшем случае минимальный захваченный суммарный поток диоксида серы возвращается через блок извлечения диоксида серы и не теряется в процессе.

В способе по фиг. 1 вытекающий поток первичного газа десорбера сжимают для того, чтобы обеспечить температурный дифференциал, в результате чего скрытая теплота, высвобожденная конденсацией водяного пара из первичного газа десорбера, передается к отпаренному конденсату для образования пара, который вводится для влияния на отпаривание абсорбционного упариваемого раствора в десорбере абсорбционного упариваемого раствора. В соответствии с настоящим изобретением прочие альтернативные варианты обеспечиваются для создания этого температурного дифференциала и проведения операции отпаривания.

Фиг. 2 иллюстрирует альтернативный вариант способа по фиг. 1, в котором пар, образованный из отпаренного конденсата, сжимается в компрессоре 39 во время протекания между паровыпускным отверстием охладителя/конденсатора 50 и десорбером абсорбционного упариваемого раствора 30. На чертеже проиллюстрировано сжатие пара в механическом компрессоре, но пар также может быть введен в горловину пароструйного компрессора для достижения требуемого сжатия. Диаметр десорбера 30 имеет такой размер, а насадка или другая структура, способствующая массопереносу в зоне контакта пар/жидкость 32 десорбера 30 сконструирована так, чтобы избежать чрезмерного падения давления при

прохождении газа/паровой фазы вверх через зону. Выпускное отверстие первичного газа десорбера 34 и трубопровод передачи вытекающего потока первичного газа десорбера 33 к охладителю/конденсатору 50 также имеют такой размер, чтобы избежать чрезмерного падения давления. Сохраняя давление на стороне охладителя/конденсатора первичного газа десорбера 50, которое выше, чем давление на стороне этого теплообменника отпаренного конденсата, устанавливается температурный дифференциал, с помощью которого тепло передается отпаренному конденсату, учитывая, что водяной пар из вытекающего потока первичного газа десорбера конденсируется и в ветви конденсата для использования в десорбере 30 вырабатывается пар. Пар, образованный в охладителе/конденсаторе 50, подводится к всасывающей стороне компрессора 39, который сжимает пар для подачи в десорбер по линии 57.

Чтобы извлечь скрытую теплоту конденсации водяного пара из газа десорбера, компрессор 39 увеличивает давление пара до такого уровня, что, когда первичный газ десорбера достигает охладителя/конденсатора 50, давление в ветви газа десорбера охладителя/конденсатора выше, чем давление пара, образованного из отпаренного конденсата в ветви отпаренного конденсата охладителя/конденсатора. В частности, степень сжатия является достаточной, так что давление насыщения воды, при котором водяной пар конденсируется в ветви первичного газа десорбера охладителя/конденсатора, выше, чем давление, при котором пар образуется в ветви отпаренного конденсата охладителя/конденсатора.

Дифференциал температуры и давления, достигнутый в способе по фиг. 2, предпочтительно, по существу, такой же, как тот, что преобладает в охладителе/конденсаторе 50 в варианте реализации изобретения по фиг. 1, при этом вытекающий поток первичного газа десорбера сжимается во время протекания из газовыпускного патрубка десорбера в газовпускной патрубок охладителя/конденсатора. Абсолютное давление, преобладающее в зоне контакта пар/жидкость, предпочтительно также находится в одном и том же диапазоне для каждого из вариантов реализации изобретения, соответственно проиллюстрированных на фиг. 1 и 2. В обоих случаях желательно поддерживать давление в десорбере несколько выше атмосферного, например от около 15 до около 18 фунт/кв. дюйм абс. (от около 100 до около 125 кПа абсолютного). Однако, поскольку только пар сжимается в способе по фиг. 2, оптимальное давление в зоне отгонки абсорбционного упариваемого раствора в способе по фиг. 2 может быть несколько ниже, чем оптимальное давление в способе по фиг. 1, в котором компонент диоксида серы первичного газа десорбера должен также быть сжат, наряду с тем, что парциальное давление водяного пара доводят до уровня, при котором водяной пар будет конденсироваться при температуре выше, чем температура кипения воды в ветви отпаренного конденсата охладителя/конденсатора 50.

Остальная часть способа по фиг. 2 работает практически таким же образом, как описано выше в соответствии с фиг. 1.

Хотя способы по фиг. 1 и 2 обеспечивают сравнимое энергосбережение, преимуществом способа по фиг. 2 является существенное отсутствие диоксида серы из потока, подлежащего сжатию. Это означает, что подлежащая сжатию жидкость, как правило, менее агрессивная, чем жидкость, сжимаемая в способе по фиг. 1, что, таким образом, обеспечивает экономию как в обслуживании, так и в выборе конструкционных материалов для компрессора или эжектора.

Расчет на насыщенный пар, образующийся из отпаренного конденсата в охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера как на единственный источник энергии для отгонки диоксида серы из абсорбционного упариваемого раствора может привести к чистому приросту воды в регенерированной абсорбционной среде, циркулирующей обратно в абсорбер, и в конечном счете в контуре среды сорбента между абсорбером и десорбером. На самом деле любая операция отгонки, которая опирается исключительно на острый пар, обязательно имеет этот эффект за счет приращения пара, который должен быть добавлен, чтобы обеспечить теплоту парообразования диоксида серы и приращение, полученное в результате от потери тепла в окружающую среду. Таким образом, управление водным балансом в этом контуре требуется в какой-то мере для удаления водной фракции, которая в противном случае может быть получена в этой схеме работы. Для данной цели доступны различные варианты. Например, энергия, подаваемая от постороннего источника в ребойлер 37, может незначительно увеличить температуру первичного газа десорбера так, что он будет нести несколько более высокую нагрузку паров воды, а охладитель/конденсатор первичного газа десорбера может работать при незначительно более высоком Δt и незначительно более высокой температуре отдувочного газа для удаления значительного приращения водяного пара, чтобы поддерживать водный баланс. Это может потребовать немного большее сжатие первичного газа десорбера в варианте реализации изобретения, проиллюстрированном на фиг. 1, или незначительно большее сжатие отгоночного пара в варианте реализации изобретения по фиг. 2. В альтернативном варианте некоторое количество или весь регенерированный абсорбционный упариваемый раствор может обойти промежуточный теплообменник 40 и/или доохладитель 42, позволяя, таким образом, абсорберу работать при немного более высокой температуре, что постепенно увеличивает содержание водяного пара в отходящем газе для поддержания баланса.

В типовой работе способа по фиг. 1 около 2% приобретенного количества объема воды испытано во время каждого оборота по контуру абсорбера/десорбера. В варианте реализации изобретения, в котором дымовой газ, содержащий диоксид серы на уровнях, отражающих содержание серы в угле, доставляется в абсорбер при 27°C, баланс может быть достигнут за счет прохождения регенерированной абсорбирую-

щей среды в обход вокруг промежуточного теплообменника 40 и доохладителя 42 и подпиткой абсорбирующей средой абсорбера при 40°C. Отходящий газ, покидающий абсорбер при 35°C, несет достаточно водяного пара, чтобы сбалансировать приобретенное количество, возникающее из приращения пара, необходимого для выпаривания диоксида серы из абсорбционного упариваемого раствора в десорбере абсорбционного упариваемого раствора.

Извлечение диоксида серы из потоков насыщенного газа.

Технологический способ по изобретению, подходящий для извлечения диоксида серы из остаточного газа контактной серно-кислотной установки. Тем не менее, он применим и к другим технологическим операциям, которые требуют извлечения диоксида серы, в том числе операции, в которых образуются относительно богатые диоксидом серы потоки газа. Поскольку реакции абсорбции диоксида серы из сырьевого газа, как правило, экзотермичны, значительная теплота реакции образуется в абсорбере, где используется способ для извлечения диоксида серы из насыщенных газов, содержащих, например, от 2 до 4 об.% диоксида серы или выше, включая потоки газа, в которых содержание диоксида серы может быть вплоть до 10, 15, 20, 25, 30, 40 об.% или даже выше. Например, концентрация диоксида серы может быть меньшей мере около 4 об.%, или по меньшей мере около 5 об.%, или по меньшей мере около 10 об.%, или по меньшей мере около 15 об.%, или по меньшей мере около 20 об.%, или по меньшей мере около 30 об.%.

Технологический способ по настоящему изобретению вполне легко адаптируется к извлечению диоксида серы из таких насыщенных содержащих диоксид серы потоков газа. Однако в случае, когда содержание диоксида серы в потоке газа высокое, достаточное количество теплоты, образуемой в экзотермической реакции абсорбции, может резко повысить температуру абсорбционного упариваемого раствора, в некоторых случаях до уровней, которые могут создать серьезную угрозу эффективности абсорбции и/или абсорбционной способности циркулирующей абсорбирующей среды. Например, в системе абсорбции, применяющей тетраглим в качестве сорбента, где концентрация диоксида серы во входящем сырьевом газе достигает 2,9 об.%, температура абсорбционного упариваемого раствора может увеличиться от, как правило, предпочтительной температуры в 17°C до температуры в 30°C, в иных случаях соответствовать L/G коэффициентам в абсорбере. В случае, когда концентрация диоксида серы во входящем газе составляет 43 мол.%, температура, как правило, может увеличиваться с 17 до 49°C. Для тетраглимной системы абсорбции такое повышение температуры может создать серьезную угрозу способности абсорбирующей среды к абсорбции диоксида серы.

Фиг. 3 и 4 иллюстрируют неблагоприятное влияние температуры на равновесие абсорбционной способности двух известных растворителей, абсорбирующих диоксид серы. Как проиллюстрировано на фиг. 3, при применении чистого тетраглима (100S) в 4 мол.% SO₂ (100S) в газе, сорбционная способность водной абсорбирующей среды понижается от около 13 до около 8 мас.%, учитывая, что температура повышается даже в узком диапазоне от 20 до 30°C. При 40°C абсорбционная способность падает до около 5 мас.% и при 50°C она падает до около 4 мас.%. Как проиллюстрировано на фиг. 4, в случае, когда подпиточный газ содержит 30 мол.% SO₂, абсорбционная способность понижается от около 25 мас.% при 20°C до около 21 мас.% при 30°C, падает до около 17 мас.% при 40°C и до менее чем около 14 мас.% при 50°C. Как также проиллюстрировано на фиг. 3 и 4, сопоставимые понижения абсорбционной способности понесены при применении другого тетраглима сорбента, т.е. 95S_5 W (95% тетраглима). Таким образом, для насыщенных газов, содержащих более чем 2 об.% диоксида серы, требуется увеличение протекания водной абсорбирующей среды, как правило, чтобы уменьшить степень повышения температуры в жидкой фазе, проходящей через абсорбер, что приводит к относительно более низким концентрациям диоксида серы в насыщенном диоксидом серы абсорбционном упариваемом растворе.

Увеличение потока абсорбирующей среды и абсорбционного упариваемого раствора чрезмерно нагружает десорбер абсорбционного упариваемого раствора по двум важнейшим путям. Это увеличивает потребность в энергии для нагревания абсорбционного упариваемого раствора до соответствующей температуры для отгонки диоксида серы из него, тем самым уменьшая эффективность использования энергии в способе. Но это также накладывает повышенный массовый расход по всей испарительной колонне, что увеличивает диаметр всей колонны, необходимый для размещения потока жидкости без затопления зоны контакта пар/жидкость. В такой же мере увеличенный диаметр абсорбционной колонны диктует более высокая интенсивность потока жидкой фазы.

В соответствии с еще одним предпочтительным признаком способа абсорбции диоксида серы охлаждение обеспечивается в основании абсорбера с целью снижения повышения температуры в абсорбирующей среде при ее прохождении через абсорбционную (т.е. контакт газ/жидкость) зону, и, таким образом, позволяет как абсорберу, так и десорберу работать при относительно низких L/G коэффициентах. Управление повышением температуры в абсорбирующей среде, особенно в нижней части зоны абсорбции, сохраняет равновесный потенциал абсорбирующей среды, и, таким образом, сохраняет движущую силу массопереноса диоксида серы из газовой фазы в жидкую фазу в зоне абсорбции также как и движущую силу для реакции диоксида серы с сорбентом в жидкой фазе. Относительно более низкие температуры жидкой фазы также способствуют превращению в продукт присоединения диоксида серы в жидкой фазе, где взаимодействие между диоксидом серы и сорбентом является экзотермической равновес-

ной реакцией. Предпочтительно абсорбционный упариваемый раствор, отводящийся из зоны контакта газ/жидкость в абсорбер, циркулирует через внешний теплообменник и возвращается в зону абсорбции. Более предпочтительно циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор удаляется из зоны контакта газ/жидкость в область, расположенную ниже области, к которой охлажденный циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор возвращается в зону, таким образом, определяя секцию в зоне абсорбции ниже области, к которой охлажденный абсорбционный упариваемый раствор возвращается, в пределах которой предпочтительно происходит основная часть абсорбции диоксида серы и образуется основная часть тепла абсорбции.

Например, как проиллюстрировано на фиг. 5, часть горячего насыщенного диоксидом серы абсорбционного упариваемого раствора 17 отводится из жидкостного выпуска 18 или отводится из области 13.1 возле низа вертикальной зоны контакта газ/жидкость 13 в абсорбере 11 и циркулирует через внешний теплообменник 80, где теплота абсорбции удаляется за счет передачи к охлаждающей жидкости. Охлажденный абсорбционный упариваемый раствор возвращается в абсорбер, в область 13.2 зоны контакта газ/жидкость, которая расположена с промежутком над областью, из которой горячий абсорбционный упариваемый раствор отводится, но расположена под верхом зоны контакта газ/жидкость. Более предпочтительно область 13.2, к которой охлажденный циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор возвращается, находится в нижней части зоны контакта газ/жидкость.

Циркуляция абсорбционного упариваемого раствора между абсорбером диоксида серы и внешним теплообменником вызывает увеличение массового расхода и неизбежное обратное смешивание абсорбционного упариваемого раствора в секции циркуляции зоны абсорбции, спускающееся между областями 13.1 и 13.2, и это может незначительно компенсировать прирост массообмена для удаления диоксида серы в этой секции зоны. Поэтому предпочтительно область возврата 13.2 отстоит на высоте по меньшей мере от одной единицы переноса под верхом зоны контакта газ/жидкость, тем самым определяя ректификационную секцию зоны абсорбции, содержащую по меньшей мере одну единицу переноса под верхом зоны. Предпочтительно секция ректификации содержит по меньшей мере две единицы переноса. Также предпочтительно, что область возврата 13.2 отстоит по высоте по меньшей мере от одной единицы переноса, более предпочтительно по меньшей мере двух единиц переноса выше области отвода 13.1. Чтобы обеспечить достаточную способность массопереноса в обеих секциях циркуляции абсорбционной зоны между областью возврата 13.2 и областью отвода 13.1 и секции ректификации между областью возврата 13.2 и верхом зоны абсорбции, зона абсорбции в целом предпочтительно содержит по меньшей мере три, более предпочтительно по меньшей мере четыре единицы переноса. Поскольку оба потока, газа и жидкости, находятся в значительном поршневом течении внутри секции ректификации, в этой секции обеспечивается максимальная движущая сила для массообмена, что позволяет понизить концентрацию диоксида серы в отходящем газе до уровня, удовлетворяющего нормы выбросов. Правильный выбор места для циркуляции жидкости области возврата 13.2 основывается на выборе области, в которой уровень диоксида серы в газе, протекающем вверх оттуда, не достаточно высок для образования теплоты абсорбции/реакции в секции ректификации, чтобы оказать существенное негативное влияние на абсорбционную способность водной абсорбирующей среды или на движущую силу массопереноса в секции ректификации.

Предпочтительно в случае, когда сорбентом является тетраглим, в области 13.2, к которой охлажденный циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор возвращается в зону контакта газ/жидкость, поддерживается температура не более чем около 40°C, более предпочтительно не более чем около 30°C, наиболее часто от около 15 до около 25°C. В системе тетраглима температура области 13.1, из которой горячий циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор удаляется из зоны контакта газ/ жидкость, предпочтительно поддерживается при температуре не более чем около 45°C, более предпочтительно не более чем 35°C, наиболее часто от около 15 до около 30°C. Специалистам в данной области техники будет понятно, что отличающиеся, в некоторых случаях существенно отличающиеся диапазоны температур являются оптимальными для других сорбентов. Например, в случае, когда сорбентом является малат натрия, в области 13.2, к которой охлажденный циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор возвращается в зону контакта газ/жидкость, поддерживается температура не более чем около 45°C, более предпочтительно не более чем около 45°C, наиболее часто от около 20 до около 40°C. В таком случае температура области 13.1, из которой горячий циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор удаляется из зоны контакта газ/жидкость, предпочтительно поддерживается при температуре не более чем около 50°C, более предпочтительно не более чем 40°C, наиболее часто от около 25 до около 35°C. В каждом случае скорость циркуляции между областями 13.1 и 13.2 диктуется этими температурными ограничениями и образованием единицы энергии способа абсорбции.

В целях удобства текущая вперед фракция горячего насыщенного диоксидом серы абсорбционного упариваемого раствора 17 отводится из циркулирующего потока абсорбционного упариваемого раствора выше по потоку от внешнего теплообменника 80 и направляется в десорбер абсорбционного упариваемого раствора 30.

Расположение области возврата циркулирующего абсорбционного упариваемого раствора 13.2 может быть выбрано на основании параметров абсорбции для зоны абсорбции диоксида серы. Стандартные

параметры при использовании различных абсорбирующих сред проиллюстрированы на фиг. 6.

В случае, когда абсорбция происходит мгновенно и в существенном количестве при контакте сырьевого газа с абсорбционной средой в зоне контакта газ/жидкость, одного охлаждающего контура абсорбционного упариваемого раствора обычно достаточно для сохранения эффективности абсорбции и контроля уровня объемного расхода абсорбционного упариваемого раствора, соответствующего эффективному энергопотреблению в десорбере абсорбционного упариваемого раствора. Однако в случае, когда сродство сорбента к диоксиду серы является более ограниченным, учитывая, что это также желательно для целей эффективной работы десорбера абсорбционного упариваемого раствора, градиент концентрации диоксида серы через зону абсорбции, то есть скорость, с которой концентрация диоксида серы в потоке газа (и потоке жидкости) уменьшается с расстоянием вверх газопускного патрубка в зону абсорбции, может быть всего лишь незначительным. При таких обстоятельствах более высокая эффективность в работе абсорбера и десорбера может быть реализована с помощью двух или более замкнутых контуров охлаждения, разнесенных по вертикали вдоль пути потока газа внутри зоны абсорбции. Например, как проиллюстрировано на фиг. 5, показаны два таких замкнутых контура охлаждения. Во втором замкнутом контуре охлаждения вторая часть горячего насыщенного диоксидом серы абсорбционного упариваемого раствора, опускающегося в зону контакта газ/жидкость 13 абсорбера 11, отводится из области 13.3 выше области 13.2, к которой охлажденный циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор возвращается в зону контакта газ/жидкость, в первый замкнутый охлаждающий контур и циркулирует через внешний теплообменник 81, где теплота абсорбции удаляется за счет передачи к охлаждающей жидкости. Охлажденный абсорбционный упариваемый раствор возвращается в абсорбер в области 13.4 зоны контакта газ/жидкость, которая отстоит на расстоянии выше области 13.3, из которой горячий абсорбционный упариваемый раствор отводится, но отстоит на расстоянии ниже верха зоны контакта газ/жидкость.

Фиг. 7 иллюстрирует работу системы абсорбера/десорбера, в которой диоксид серы имеет только умеренное сродство к сорбенту, так что градиент диоксида серы относительно бессодержательный. Фиг. 7 иллюстрирует графически температуру абсорбционного упариваемого раствора и концентрацию диоксида серы в потоке газа внутри зоны абсорбции, в каждом случае в виде функциональной зависимости от расположения в зоне абсорбции, выражающей как расстояние в передаче единиц от верха, т.е. выходе газа из зоны, с различными кривыми соответственно для систем, не содержащих охлаждающие замкнутые контуры, содержащих один охлаждающий замкнутый контур, два охлаждающих замкнутых контура и три охлаждающих замкнутых контура. Данные о влиянии одного, двух или трех охлаждающих замкнутых контуров также изложены ниже в табл. 1.

Таблица 1
Влияние охлаждающих замкнутых контуров на потребность в паре

Количество охлаждающих замкнутых контуров на абсорбер	0	1	2	3
Температура низа абсорбера (°C)	30	20	20	20
Выбросы (SO ₂ м.д.)	929	948	970	985
Поток растворителя (ММ ЛБ/ч)	2,1	1,6	1,3	1,3
Режим работы ребойлера (ММ ВТЕ/ч)	70,5	59,4	53,3	52,7
Пар: SO ₂ Коэффициент	1,1	0,93	0,83	0,82
Сокращение пара	0%	15,70%	24,40%	25,20%

Данные, графически проиллюстрированные на фиг. 7 и приведенные в табл. 1, взяты из системы абсорбции диоксида серы, в которой абсорбер содержит 15 ступеней (по существу, соответствующих единицам переноса). В каждом случае там, где циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор охлаждается, существует по меньшей мере один замкнутый контур, в котором областью отвода является ступень 15, а областью возврата является ступень 13, т.е. область возврата отстоит на расстоянии по высоте преимущественно от двух единиц переноса из низа зоны абсорбции и отстоит на расстоянии по высоте от 12 единиц из верха данной зоны. В случае, когда добавлен второй замкнутый контур, областью отвода является ступень 10, а областью возврата является ступень 8, и где применяется третий замкнутый контур, областью отвода является ступень 5, а областью возврата является ступень 3.

Эти графические построения и табличные данные наглядно иллюстрируют значение одного или более замкнутых охлаждающих контуров, способствующих общему энергосбережению процесса. Как показано в табл. 1, один охлаждающий замкнутый контур уменьшает использование пара в десорбере абсорбционного упариваемого раствора на около 15% по сравнению с работой без охлаждения. Работа с двумя охлаждающими замкнутыми контурами снижает расход пара на 24% по сравнению с работой без

охлаждения; и работа с тремя охлаждающими замкнутыми контурами снижает расход пара на 25% по сравнению с работой без охлаждения. Без охлаждения температура достигает максимума в 31°C. Максимальная температура падает до 27, 22,5 и 19°C соответственно с введением одного, двух, трех контуров охлаждения.

По сравнению с системой, работа которой отражается на фиг. 7 и в табл. 1, в способе абсорбции диоксида серы, в котором в качестве сорбента используют многоосновную кислоту, такую как малат натрия, будет оправданным, как правило, только один охлаждающий замкнутый контур.

Остальная часть способа, как проиллюстрировано на фиг. 5, работает практически таким же образом, как описано выше в соответствии с фиг. 1 или 2. Однако следует понимать, что управление ростом температуры абсорбирующей среды внутри абсорбера 11 в соответствии с настоящим изобретением может осуществляться независимо от обеспечения источника энергии для образования отгонного пара за счет сжатия вытекающего потока первичного газа десорбера или пара, образованного из отпаренного конденсата (т.е. способ может зависеть полностью от ребойлера 37 как источника энергии для испарительной колонны абсорбционного упариваемого раствора 30).

Последовательная абсорбция насыщенного и тощего газа и контуры десорбции.

Фиг. 8 иллюстрирует систему, в которой реализована существенная экономия энергии при достижении значительно более низких выбросов за счет разделения режима абсорбции загрязняющего газа между двумя отдельными контурами абсорбции и десорбции, работающими последовательно. Как описано в соответствии с фиг. 8, способ применяется для извлечения диоксида серы. Тем не менее, этот способ применяется для извлечения других газов, подлежащих абсорбции в водной системе с получением абсорбционного упариваемого раствора, в котором есть принципиальная разница в летучести между абсорбированным газом и растворителем, как правило, водой. В таких абсорбционных системах, как описано в совместно рассматриваемой заявке с серийным номером 13/283671, реакция абсорбции, как правило, ненулевого порядка. Как проиллюстрировано на фиг. 10 и 11, при любом данном соотношении L/G и сорбента SO₂ в абсорбере, остаточная концентрация SO₂ в абсорбере отходящего газа изменяется со скоростью пара, подающегося в десорбер, при этом SO₂ извлекают из абсорбционного упариваемого раствора. Как проиллюстрировано на фиг. 12, это потому, что остаточная концентрация SO₂ в регенерированной абсорбирующей среде, вернувшейся в абсорбер, увеличивается по мере того, как скорость пара в десорбере снижается, тем самым уменьшая движущую силу при абсорбции SO₂. Разделение режима абсорбции между двумя абсорберами, которые последовательны относительно потока газа, позволяет удалять основную часть диоксида серы из исходного газа при умеренных соотношениях L/G и сорбента к SO₂ в первом абсорбере насыщенного газа, производящем тощий газ, имеющий значительно уменьшенное содержание диоксида серы, но, как правило, не уменьшенное до уровня, соответствующего стандартам выбросов и/или отвечающего целевым выходам серы. Остаток диоксида серы, пониженный до приемлемой остаточной запланированной целевой концентрации, может быть затем удален из тощего газа в абсорбере тощего газа, расположенном ниже по потоку от абсорбера насыщенного газа по направлению потока газа, опять же при относительно умеренном L/G, несмотря на относительно высокое соотношение сорбента к SO₂.

На фиг. 8 проиллюстрировано, что каждый абсорбер тесно связан с десорбером для удаления диоксида серы из абсорбционного упариваемого раствора, выходящего из абсорбера. Во время проведения технологического способа поток сырьевого газа 110, содержащий первичный газ, контактирует в абсорбере насыщенного газа 101 с водной абсорбирующей средой насыщенного газа 103. Основная масса диоксида серы в сырьевом газе удаляется из потока газа, образуя тощий газ 113, содержащий остаточный диоксид серы, и насыщенный абсорбционный упариваемый раствор 105, содержащий сорбированный диоксид серы. Абсорбционный упариваемый раствор насыщенного газа передается в десорбер насыщенного абсорбционного упариваемого раствора 107, где диоксид серы отгоняется из насыщенного абсорбционного упариваемого раствора, предпочтительно при контакте абсорбционного упариваемого раствора с паром в десорбере. Предпочтительно абсорбер насыщенного газа 101 содержит колонну, имеющую вертикальную зону контакта газ/жидкость 101.1, которая содержит насадки, тарелки, другие устройства, способствующие массопереносу между газовой фазой и жидкой фазой. Сырьевой газ поступает в низ, а тощий газ выходит из верха зоны контакта газ/жидкость и отводится через газовыпускной патрубок абсорбера, наряду с тем, что водная абсорбирующая среда насыщенного газа поступает в верх зоны, а насыщенный абсорбционный упариваемый раствор выходит из низа, т.е. абсорбирующая среда и поток газовой фазы проходят в противотоке через эту зону. Насыщенный абсорбционный упариваемый раствор 105, выходящий из низа зоны абсорбции насыщенного газа, отводится через выходной патрубок жидкости абсорбера и передается в десорбер насыщенного абсорбционного упариваемого раствора 107.

При переходе в десорбер насыщенного упариваемого раствора 107, абсорбционный упариваемый раствор насыщенного газа 105 предпочтительно подогревается за счет энергии, удаленной из любого из различных других технологических потоков, тем самым сохраняя теплоту, введенную в процесс при других технологических операциях, из которых такие потоки исходят. Основным примером является то, что абсорбционный упариваемый раствор может проходить через промежуточный теплообменник 147, в котором тепло, переданное из регенерированной абсорбирующей среды насыщенного газа 103, возвраща-

ется из десорбера насыщенного упариваемого раствора в абсорбер насыщенного газа 101. До поступления в промежуточный теплообменник 147 абсорбционный упариваемый раствор, в некоторых случаях, может пройти через другой теплообменник 149, где он нагревается за счет передачи тепла от другого удобного источника, как указано ниже.

Десорбер насыщенного упариваемого раствора 107 предпочтительно также содержит колонну, имеющую испарительную зону, представляющую собой вертикальную зону контакта пар/жидкость 107.1, в состав которой входят насадки, тарелки или другие устройства, способствующие массопереносу между газовой фазой и жидкой фазой. Десорбер предпочтительно также работает с противотоком насыщенного абсорбционного упариваемого раствора, подаваемого в верх зоны, и пара, подаваемого в низ. В некоторых случаях вместо пара или в дополнение к пару жидкая фаза может циркулировать из или вблизи низа зоны через ребойлер (не показан), который сообщает тепло жидкой фазе для отгонки диоксида серы из нее. Регенерированная абсорбирующая среда насыщенного газа 103, выходящая из низа зоны контакта пар/жидкость, отводится через выходной патрубок жидкости десорбера насыщенного упариваемого раствора 107 и возвращается в абсорбер насыщенного газа 101 для удаления диоксида серы из следующего потока сырьевого газа. Предпочтительно регенерированная абсорбирующая среда насыщенного газа охлаждается при возвращении за счет передачи тепла к абсорбционному упариваемому раствору насыщенного газа 105 в теплообменнике 147. Если сульфат накапливается в системе контура абсорбирующей среды насыщенного газа, он может быть удален при охлаждении отрывочного течения регенерированной абсорбирующей среды насыщенного газа в теплообменнике 111 до температуры, достаточной для кристаллизации сульфата натрия, который затем может быть удален с помощью средств фильтровального центрифугирования 151.

Тощий газ 113, содержащий SO_2 , который не был удален в абсорбере насыщенного газа, выходящий из верха зоны абсорбции насыщенного газа 101.1, отводится через газовыпускной патрубок абсорбера насыщенного газа 101 и направляется в газопускной патрубок абсорбера тощего газа 115. Абсорбер тощего газа предпочтительно также содержит колонну, имеющую вертикальную зону абсорбции, представляющую собой зону контакта газ/жидкость 115.1, в состав которой входят устройства, способствующие массопереносу, такие как насадочные тарелки. Тощий газ поступает в низ зоны контакта газ/жидкость, в то время как абсорбирующая среда тощего газа поступает в верх зоны, газовая и жидкая фазы предпочтительно протекают противотоком через зону. Остаточный диоксид серы в тощем газе удаляется в абсорбере тощего газа и передается в абсорбирующую среду, образующую абсорбционный упариваемый раствор тощего газа 117, который выходит из низа зоны абсорбции тощего газа 115.1 и отводится из абсорбера тощего газа 115 через его выходной патрубок жидкости. Поток чистого газа, удовлетворяющий целевым требованиям стандарта для обеспечения приемлемого уровня выбросов от процесса и/или выхода серы, выходит из верха абсорбционной зоны тощего газа и выводится из абсорбера тощего газа через его газопускной патрубок. Этот описанный выше газ может проходить через туманоотделитель и слегка нагреваться, чтобы подавить образование шлейфа загрязняющих веществ.

Тощий абсорбционный упариваемый раствор 117 направляется в десорбер тощего упариваемого раствора 119. Десорбер тощего упариваемого раствора предпочтительно также содержит колонну, имеющую вертикальную зону контакта пар/жидкость 119.1, в состав которой входят насадки, тарелки или другие устройства, способствующие массопереносу между газовой фазой и жидкой фазой. Десорбер предпочтительно также работает с противотоком тощего абсорбционного упариваемого раствора, который подается в верх зоны и пара, который подается вниз. В некоторых случаях вместо пара или в дополнение к пару жидкая фаза может циркулировать из или вблизи низа зоны через ребойлер 109, который сообщает тепло жидкой фазе для отгонки диоксида серы из нее. Регенерированная абсорбирующая среда тощего газа 121, выходящая из низа зоны контакта пар/жидкость, отводится через выходной патрубок жидкости десорбера и возвращается в абсорбер тощего газа. При прохождении обратно в абсорбер тощего газа 115 регенерированная абсорбирующая среда тощего газа может, в некоторых случаях, охлаждаться, например, в теплообменнике 153 за счет передачи тепла к воде абсорбера или другой подходящей охлаждающей жидкости. Например, как проиллюстрировано на фиг. 8, теплообменник 153 может быть промежуточным теплообменником, в котором тепло, передаваемое от регенерированной абсорбирующей среды тощего газа, используется для подогревания тощего абсорбционного упариваемого раствора при его прохождении в десорбер тощего упариваемого раствора.

Если и учитывают, что сульфат натрия накапливается в регенерированной абсорбирующей среде тощего газа, очищенный поток может быть отведен к системе кристаллизации и фильтрации, где сульфат натрия удаляется. Общий контур кристаллизатора/фильтра может обслуживать как насыщенный, так и тощий контуры абсорбера/десорбера. В таком случае очищенную долю регенерированной абсорбирующей среды тощего газа предпочтительно смешивают с очищенной долей регенерированной абсорбирующей среды насыщенного газа, которая доставляется в кристаллизатор. Хотя общий кристаллизатор может обслуживать оба контура, отдельные резервуары для растворителей поддерживают сохранность в течение процесса соответствующей регенерированной абсорбционной среды доведением ее pH и компонентного состава сорбента.

В предпочтительном способе, проиллюстрированном на фиг. 8, газ десорбера из обоих десорберов в

целях удобства может быть объединен, чтобы обеспечить технологический газ десорбера 123, который предпочтительно сжимается в эжекторе пара или компрессоре (не показан), а затем охлаждается для конденсации водяного пара в охладительном конденсаторе 125. Конденсат из охладителя/конденсатора направляется в колонну для отпарки конденсата 127, где он контактирует с паром для отгонки остаточного SO_2 . Отдувочный газ из охладителя/конденсатора 125 объединяется с газом колонны для отпарки конденсата из колонны для отпарки конденсата 127, чтобы получился конечный объединенный газ десорбера (поток влажного извлеченного SO_2) 133, который, как правило, охлаждается дальше, например, в теплообменниках 135 и 137, и удаляется из процесса. Также водный конденсат, образующийся за счет охлаждения потока влажного извлеченного SO_2 в теплообменниках 135 и 137, возвращается в колонну для отпарки конденсата 127. Охлаждающей средой в охладителе/конденсаторе извлеченного SO_2 135 может быть, например, отходящий газ из абсорбера тощего газа 115 и охлаждающей средой в охладителе/конденсаторе извлеченного SO_2 137 может быть богатый абсорбционный упариваемый раствор насыщенного газа, выходящий из абсорбера насыщенного газа 101, в таком случае теплообменник 137 и теплообменник 149 могут быть одним и тем же. Нагревание отходящего газа помогает предотвратить образование шлейфа загрязняющих веществ в вытяжной трубе, вместе с тем подогрев абсорбционного упариваемого раствора сохраняет энергию в десорбере насыщенного упариваемого раствора. Охлаждение и конденсация воды из потока извлеченного SO_2 помогает довести этот поток до подходящего состояния для последующих операций, например это может уменьшить нагрузку на сушильную колонну, через которую извлеченный SO_2 может быть пропущен, прежде чем будет введен в реактор контактной серно-кислотной установки.

В предпочтительном варианте реализации способа, проиллюстрированном на фиг. 8, вытекающий из десорбера тощего упариваемого раствора поток газа десорбера, который содержит диоксид серы, существенно насыщенный парами воды при температуре тощего абсорбционного упариваемого раствора в верхней секции десорбера тощего упариваемого раствора, используется в качестве источника отгоночного пара для десорбера насыщенного упариваемого раствора. Эта модель потока может быть особенно выгодной, когда поток газа, поступающего в абсорбер насыщенного газа, имеет относительно высокое содержание SO_2 или другого загрязняющего газа, например более чем около 40 об.%, преимущественно более чем около 30 об.%, чаще всего в диапазоне от около 0,2 до около 10 об.%. Где входящий поток газа имеет относительно низкое содержание SO_2 , например менее чем около 5 мас.%, в диапазоне от около 0,1 до около 2 об.%, возможно, потребуется обеспечить отдельный источник тепла для десорбера насыщенного упариваемого раствора, либо косвенно к ребойлеру для десорбера насыщенного упариваемого раствора или непосредственно с помощью острого пара, впрыскиваемого непосредственно в газодесорберную колонну.

В другом предпочтительном варианте реализации изобретения острый пар 129а из другого источника предпочтительно с более низким содержанием SO_2 , чем в тощем технологическом газе десорбера 131, и более предпочтительно практически без SO_2 вводится в низ зоны контакта газ/жидкость 107.1 внутри десорбера насыщенного упариваемого раствора 107. В этом варианте реализации изобретения тощий газ десорбера 131, выходящий из десорбера тощего упариваемого раствора 119, предпочтительно отводится в сторону вокруг выпускного патрубка жидкости внизу зоны контакта газ/жидкость десорбера насыщенного упариваемого раствора 107.1 и вводится в зону 107.1 в точке, отстоящей на существенном расстоянии выше выхода жидкой фазы (регенерированной абсорбирующей среды), чтобы создать возможность для отгонки SO_2 из жидкой фазы с паром 129а, который поступает практически без SO_2 . В этом варианте реализации изобретения трубопроводу 131а для доставки тощего газа десорбера в десорбер 107 следует подробно задать размер, чтобы свести к минимуму падение давления между выходом газовой фазы десорбера 119 и точкой входа тощего газа десорбера в контактную зону десорбера насыщенного упариваемого раствора 107.1.

В другом дополнительном варианте реализации изобретения тощий газ десорбера 131 может полностью обойти десорбер насыщенного упариваемого раствора 107 по трубопроводу 131b, таким образом, отгоночный пар для насыщенного абсорбционного упариваемого раствора практически не содержит SO_2 , кроме того, что передается от насыщенного абсорбционного упариваемого раствора в отгоночную зону насыщенного упариваемого раствора 107.1. Насыщенный газ десорбера 122 затем может быть объединен с тощим газом десорбера 131 для образования потока технологического газа десорбера 123. Таким образом, в этом варианте реализации изобретения оба десорбера работают исключительно параллельно, а не последовательно, но отходящие газы все еще объединяют для образования потока технологического газа десорбера 123. Для обеспечения гибкости как десорберу 107, так и десорберу 119 заданы такие размеры, чтобы нести полную нагрузку отгонки для того, чтобы поддерживать операции, если одна или другая испарительная колонна должна быть выведена из эксплуатации. Эта возможность может быть особенно важна для больших объектов капитального строительства, которые должны надежно работать при больших объемах производства с минимальными перерывами в технологическом процессе или простоями, например, в производстве серной кислоты, или в блоках обессеривания нефтеперерабатывающего производства. В таком режиме работы, когда одна из испарительных колонн должна быть убрана из эксплуатации, работа процесса преобразуется в один контур абсорбции и десорбции, в котором, например, реге-

нерированная абсорбирующая среда может рециркулировать к верху абсорбера 115, жидкая фаза, выходящая из абсорбера 115, может быть доставлена к впускному патрубку жидкости на верх абсорбера 101, а абсорбционный упариваемый раствор, выходящий из абсорбера 101, может быть доставлен к одному работающему десорберу.

В еще одном варианте реализации изобретения (не показан) предусмотрена третья испарительная колонна с такими заданными размерами, что любые два из десорберов могут работать одновременно в соответствии с технологической схемой по фиг. 8, с другим в резерве эксплуатации или, если желательно, работать параллельно с десорбером 107 или 119, чтобы обеспечить дополнительную способность для отгонки либо насыщенного, либо тощего абсорбционного упариваемого раствора во время операций с высокой пропускной способностью насыщенного/тощего растворов.

В дополнительном предпочтительном варианте реализации изобретения конденсация водяного пара из технологического газа десорбера используется для образования отгонного пара для одного или обоих десорберов насыщенного упариваемого раствора и тощего упариваемого раствора. Технологический газ десорбера может представлять собой выходящий поток насыщенного газа десорбера из десорбера насыщенного упариваемого раствора 107, тощий газ десорбера из десорбера тощего упариваемого раствора 119 или, как отмечалось выше, комбинацию обоих потоков. В особенно предпочтительном варианте реализации изобретения, проиллюстрированном на фиг. 8, технологический газ десорбера, по существу, состоит из насыщенного газа десорбера 123, поступающего из десорбера насыщенного упариваемого раствора 107, который содержит отогнанный SO_2 из насыщенного упариваемого раствора и из тощего упариваемого раствора. В альтернативном варианте, технологический газ десорбера 123 может образовываться объединением газа десорбера насыщенного упариваемого раствора 122, покидающего десорбер насыщенного упариваемого раствора 107, с газом десорбера тощего упариваемого раствора 131b, отведенным вокруг десорбера насыщенного упариваемого раствора 107 и смешанным с насыщенным газом десорбера 122 ниже по течению от десорбера 107 по отношению к потоку газовой фазы. Технологический газ десорбера охлаждается в охладителе технологического газа десорбера 125, чтобы из него сконденсировалась вода и чтобы обеспечить конденсат, который направляется в колонну для отпарки конденсата 127, работающую, по существу, таким же образом, как и колонна для отпарки конденсата по фиг. 1 и 2. Также предпочтительно, что, по меньшей мере, доля отпаренного конденсата, выходящего из колонны для отпарки конденсата 127, направляется обратно в охладитель технологического газа десорбера 125 в качестве охлаждающей жидкости для конденсации воды из газа десорбера. Еще более предпочтительно, что охладитель технологического газа десорбера работает с образованием пара из отпаренного конденсата, и что по меньшей мере часть пара 129, образованного таким образом, направляется в качестве источника отгонного пара в один или оба десорбера абсорбционного упариваемого раствора 107 по трубопроводу 129a и 119 по трубопроводу 129. В особенно предпочтительном варианте реализации изобретения, проиллюстрированном сплошными линиями потока на фиг. 8, пар 129, образованный за счет теплообмена между технологическим газом десорбера и отпаренным конденсатом в охладителе/конденсаторе технологического газа десорбера 125, направлен, прежде всего, в газопускной патрубок десорбера тощего упариваемого раствора 119, а источник пара 131 для десорбера насыщенного упариваемого раствора, прежде всего, поступает из вытекающего потока газа десорбера тощего упариваемого раствора, как дополнительно проиллюстрировано на фиг. 8. Таким образом, реализуется дополнительное энергосбережение. Хотя движущая сила десорбции в десорбере насыщенной системы 107 не может быть существенно поставлена под угрозу небольшим возрастанием содержания SO_2 в газовой фазе, представленным отогнанным SO_2 в десорбере тощего упариваемого раствора 119, какого-либо неблагоприятного влияния можно избежать за счет направления части пара, образованного в охладителе/конденсаторе 125, непосредственно в десорбер насыщенного упариваемого раствора по линии 129a и вводя тощий газ десорбера в десорбер насыщенного упариваемого раствора в точке, отстоящей на расстоянии выше выхода жидкой фазы из зоны десорбера насыщенного упариваемого раствора 107.1.

Как, кроме того, проиллюстрировано на фиг. 8, также предпочтительно, что технологический газ десорбера 123, выходящий из десорбера насыщенного упариваемого раствора, сжимается, например, в пароструйном эжекторе 155 до давления, достаточного для образования пара из отпаренного конденсата в охладителе/конденсаторе технологического газа десорбера 125. Рабочее состояние десорбера насыщенного упариваемого раствора, сжатия пара, и охладителя-конденсатора технологического газа десорбера/котла отпаренного конденсата практически такие же, как описано выше для фиг. 1.

Как проиллюстрировано на фиг. 8, поток отпаренного конденсата 139, выходящий из колонны для отпарки конденсата 127, направляется в парожидкостный сепаратор 141 и циркулирует по линии 143 между сепаратором и охладителем/конденсатором 125, где передачей тепла от технологического газа десорбера образуется пар 129 для десорбера тощего упариваемого раствора 119. Отпаренный конденсат и пар разделяются в сепараторе 141, пар 129 предпочтительно направляется в десорбер 119, и по меньшей мере часть отпаренного конденсата циркулирует к охладителю/конденсатору тощего упариваемого раствора газа десорбера 125 по линии 143 для превращения в отгонный пар. Другие части отпаренного конденсата, выходящего из парожидкостного сепаратора 141, могут, в некоторых случаях, быть возвращены и объединены с регенерированной абсорбирующей средой тощего газа 121 или абсорбирующей

средой насыщенного газа 103 (по трубопроводу, который не показан) для возвращения в абсорбер тощего газа 115, абсорбер насыщенного газа 101 или в оба, а остаточное количество отпаренного конденсата 145 может быть выпущено из системы.

В альтернативном варианте ветвь отпаренного конденсата охладителя/конденсатора газа десорбера 125 может быть разработана так, чтобы позволить отъединение пара от воды внутри самого теплообменника, что позволяет потоку пара без вовлеченной воды течь непосредственно из охладителя/конденсатора в абсорбер без необходимости отделения в парожидкостном сепараторе. В таком случае отпаренный конденсат, выходящий из котла отпаренного конденсата 125, может быть распределен таким же образом, что и отпаренный конденсат, выходящий из парожидкостного сепаратора, как описано выше со ссылкой на сепаратор 141.

Пар, образованный в охладителе/конденсаторе первичного газа десорбера 125, вводится в десорбер 119 по линии 129, где он контактирует с тощим абсорбционным упариваемым раствором в зоне контакта пар/жидкость 119.1, одновременно поставляя тепло в тощий абсорбционный упариваемый раствор и функционируя как отгоночный газ для удаления диоксида серы из жидкой фазы. Нагревание жидкой фазы в десорбере тощей абсорбционной жидкости уменьшает равновесную концентрацию диоксида серы в жидкой фазе и повышает движущую силу для передачи диоксида серы в паровую фазу. При передаче тепла в жидкую фазу пар, полученный из отпаренного конденсата в охладителе/конденсаторе 125, конденсируется частично в десорбере тощего упариваемого раствора, таким образом, функционируя, по существу, как конденсируемый газ десорбера. В некоторых случаях теплота отгонки, подводимая от пара, образованного из отпаренного конденсата в охладителе/конденсаторе технологического газа десорбера, может быть дополнена теплотой, подаваемой от постороннего источника, в ребойлере 109, через который циркулирует жидкая фаза из десорбера абсорбционного упариваемого раствора. Вспомогательный ребойлер обеспечивает полную гибкость в управлении водным балансом способа. Как правило, чтобы пропустить через ребойлер абсорбционный упариваемый раствор, его отводят из отстойника десорбера и возвращают в нижнюю часть зоны контакта пар/жидкость десорбера тощего упариваемого раствора 119.1 выше отстойника.

Работа системы, которая представляет собой, в частности, отдельные контуры абсорбции и десорбции насыщенного газа и тощего газа, предоставляет возможность для значительной экономии энергии за счет извлечения выгоды из принципиальной разницы в летучести между SO_2 и H_2O . Из этого следует, что абсорберу насыщенного газа не требуется достигать количественного удаления диоксида серы, это означает, что относительно умеренный объем водной абсорбирующей среды насыщенного газа и относительно низкие эквивалентные соотношения сорбента к SO_2 являются эффективными для удаления основной массы диоксида серы, достаточно ввести лишь умеренную нагрузку на абсорбционную способность абсорбера тощего газа. Например, в случае SO_2 абсорбции абсорбентом многоосновной соли карбоновой кислоты, таким как малат, стехиометрическое отношение скорости, при которой сорбент вводится в абсорбер насыщенного газа к скорости, при которой SO_2 вводится в абсорбер, предпочтительно не более чем около 0,6, более предпочтительно в диапазоне от около 0,3 до около 0,5. Массовый коэффициент L/G в абсорбере насыщенного газа, как правило, в диапазоне от около 0,1 до около 50, наиболее часто от 0,1 до 40, предпочтительно от 0,1 до 30. Нижний предел этих диапазонов, как правило, предпочтительнее в случае, когда входная концентрация SO_2 от относительно низкой до умеренной, например, ≤ 5 об.%, наряду с тем, что верхний предел диапазона был бы предпочтительным при высокой концентрации SO_2 , например 30-40% или выше. Вместе с относительно низким соотношением L/G максимальная движущая сила, которая преобладает в абсорбере насыщенного газа, может, как правило, производить абсорбционный упариваемый раствор насыщенного газа с содержанием, по меньшей мере, около 0,5 мас.% SO_2 , наиболее часто в диапазоне от около 0,8 до около 15 мас.% SO_2 . Схожие технологические параметры применяются для SO_2 сорбентов, кроме малата, и для сорбции других кислотных газов, таких как CO_2 , NO_x , H_2S или HCl , равно как и для других абсорбируемых газов, таких как NH_3 .

Поскольку абсорбционный упариваемый раствор насыщенного газа относительно концентрированный, SO_2 безо всяких сложностей извлекается в десорбере насыщенного упариваемого раствора всего лишь с умеренным потреблением пара. По нескольким причинам только относительно низкий коэффициент отношения потока пара к потоку абсорбционной жидкости требуется в десорбере насыщенного упариваемого раствора. Относительно высокая концентрация диоксида серы в насыщенном абсорбционном упариваемом растворе увеличивает равновесное парциальное давление диоксида серы в паровой фазе десорбера насыщенного упариваемого раствора и, таким образом, способствует массопереносу в паровую фазу. В то же время, поскольку тощий газ, выходящий из абсорбера насыщенного упариваемого раствора, может быть очищенным в абсорбере тощего упариваемого раствора, может быть допустима относительно высокая остаточная концентрация диоксида серы в регенерированной абсорбирующей среде насыщенного газа. Принимая во внимание принципиальную разницу в летучести между водой и диоксидом серы, только относительно малое соотношение пара к насыщенному абсорбционному упариваемому раствору необходимо, чтобы достичь почти количественного удаления SO_2 , пониженного до уровня, который не имеет существенного влияния на необходимую SO_2 абсорбционную способность десорбированного растворителя, возвращенного в абсорбер насыщенного газа SO_2 . Так, например, мас-

совое соотношение пара к SO_2 , вводимого в десорбер насыщенного упариваемого раствора, может быть управляемым при значении не более чем около 8, наиболее часто в диапазоне от около 0,2 до около 8, чаще всего в диапазоне от около 0,3 до около 6, предпочтительно в диапазоне от около 0,3 до около 4. Это соответствует практически тем же соотношениям пара к SO_2 , поступающего в абсорбер насыщенного упариваемого раствора. В десорбере насыщенного упариваемого раствора концентрация остаточного SO_2 в регенерированной абсорбирующей среде, как правило, снижается до уровня не ниже чем около 0,02 мас.%, или в диапазоне от около 0,02 до около 1,5 мас.%, или в диапазоне от около 0,02 до около 0,5 мас.%, или в диапазоне от около 0,03 до около 0,3 мас.%, при этом содержание SO_2 в первичном газе менее чем 4%. При более высоком содержании SO_2 в сырьевом газе, содержание SO_2 в регенерированной абсорбирующей среде может попасть, по существу, в более высокий диапазон, например, по меньшей мере около 0,3 мас.%, или в диапазон от около 0,2 до около 8 мас.%, или в диапазон от около 0,4 до около 7 мас.%, или в диапазон от около 0,5 до около 6% мас.%, или в диапазон от около 0,8 до около 15 мас.%.

Даже при относительно простых условиях, поддерживаемых в абсорбере насыщенного газа, большая часть, например, по меньшей мере 85%, или наиболее часто 90, 95 или даже 99% суммарных газов, удаленных с помощью объединенных операций абсорберов насыщенного газа и тощего газа, может быть удалена в одном лишь абсорбере насыщенного газа, и практически такая же часть общего содержания входящего загрязняющего газа может также быть удалена в абсорбере насыщенного газа. Например, в случае SO_2 абсорбции в растворе сорбента малаттетраглима тощий газ, выходящий из абсорбера насыщенного газа, как правило, содержит не более чем около 0,5 об.%, наиболее часто не более чем около 0,4 об.%, предпочтительно в диапазоне от около 0,01 до около 0,3 об.%, более предпочтительно не более чем около 2,000 и наиболее предпочтительно в диапазоне от около 100 до около 1500 м.д. SO_2 по объему. Следует понимать, что для слишком большого снижения уровня SO_2 в абсорбере насыщенного газа может потребоваться уменьшение содержания SO_2 в регенерированной абсорбирующей среде насыщенного газа до очень низкого уровня, что не является необходимым для общей эффективности способа, но которое требует более оптимального расхода пара в десорбере насыщенного упариваемого раствора.

Содержание SO_2 в насыщенном газе десорбера, выходящем из десорбера насыщенного упариваемого раствора предпочтительно по меньшей мере 15 об.%, более предпочтительно по меньшей мере около 20 об.%, еще более предпочтительно по меньшей мере около 25 об.%. Насыщенный газ десорбера может, как правило, содержать в диапазоне от 10 до около 60 об.%, или в диапазоне от 20 до 50 об.%, или предпочтительно в диапазоне от около 25 до около 40 об.% SO_2 . В виде дополнительного примера содержание SO_2 в насыщенном газе десорбера может находиться в определенном соотношении с содержанием SO_2 в сырьевом газе абсорбера насыщенного газа и содержанием SO_2 в регенерированной абсорбирующей среде. Таким образом, где содержание диоксида серы в сырьевом газе в диапазоне от около 1000 до около 4000 м.д. и содержание диоксида серы в регенерированной абсорбирующей среде насыщенного газа в диапазоне от около 0,5 до около 2 мас.%, содержание диоксида серы в вытекающем потоке насыщенного газа десорбера из десорбера насыщенного упариваемого раствора находится в диапазоне от около 25 до около 45 об.%, что соответствует значительно более низкой нагрузке паров воды, чем нагруженность паров воды в газе десорбера, образованном в одном контуре абсорбера/десорбера. Возьмем еще пример, где содержание SO_2 в сырьевом газе намного выше, т.е. около 40 об.%, и содержание SO_2 в регенерированной абсорбирующей среде насыщенного газа находится в диапазоне от около 1,5 до около 8,0 мас.%, содержание диоксида серы в выходящем потоке насыщенного газа десорбера из десорбера насыщенного упариваемого раствора находится в диапазоне от около 40 до около 60 об.%. Такие относительно высокие уровни остаточного диоксида серы в регенерированной абсорбирующей среде насыщенного газа не сказываются отрицательно на способности регенерированной абсорбирующей среды к удалению большой доли SO_2 , поступающей в способ с первичным газом и сырьевым газом.

Более высокое соотношение сорбента к SO_2 может потребоваться в абсорбере тощего газа, чем в абсорбере насыщенного газа, чтобы удовлетворить определяющие параметры выбросов или достигнуть целевого выхода серы, но массовый коэффициент L/G в абсорбере тощего газа обычно не выше, чем это могло бы быть в одном абсорбере, как описано в заявке с серийным номером 13/283671, например, не более чем около 0,8, в диапазоне от около 0,02 до около 0,6, в диапазоне от около 0,4 до около 0,4, 0,05 и около 0,3, более предпочтительно в диапазоне от около 0,08 до около 0,25, или в диапазоне от около 0,1 до около 0,2. Но в случае, когда сырьевой газ имеет высокое содержание SO_2 , например 30-40% или выше, массовое соотношение $4G$ в абсорбере тощего газа может быть вплоть до 2,5 или выше. Относительно высокое соотношение эквивалентов сорбента к SO_2 также, как правило, требуется в абсорбере тощего газа, например, в диапазоне от около 1 до около 6, наиболее часто в диапазоне от около 2 до около 4, но так как основная часть SO_2 уже была удалена в абсорбере насыщенного газа, ни L/G , ни чистый поток сорбента к абсорберу тощего газа не должны быть немного выше и могут быть в целом значительно ниже, чем те, которые требуются для абсорбера в способе, основанном на одном контуре абсорбера/десорбера. Таким образом, стехиометрическое соотношение скорости введения сорбента в абсорбер тощего газа по отношению к скорости, с которой диоксид серы вводится в абсорбер насыщенного газа, в основном не более чем около 0,8, предпочтительно в диапазоне от около 0,02 до около 0,6, более пред-

почтительно в диапазоне от около 0,04 до около 0,4. Даже при таких малых течениях сорбента содержание диоксида серы в тощем абсорбционном упариваемом растворе, выходящем из абсорбера, как правило, не более чем около 10 мас.%, или не более чем около 9 мас.%, или не более чем около 8 мас.%, или не более чем около 7 мас.%, или не более чем около 6 мас.%, или не более чем около 5 мас.%, или не более чем около 4,5 мас.%, или не более чем около 4 мас.%, как правило, в диапазоне от около 0,1 до около 8 мас.%, или в диапазоне от около 0,1 до около 5 мас.%.

Важно уменьшать содержание диоксида серы в регенерированной абсорбирующей среде тощего газа до низкого уровня для того, чтобы обеспечить достаточный массоперенос и движущие силы равновесной реакции при абсорбции в абсорбере тощего газа так, чтобы были достигнуты определяющие параметры выбросов и/или целевой выход серы, и, следовательно, требуется большое соотношение пара к жидкой фазе, чтобы полностью убрать остаточный SO_2 из тощего абсорбционного упариваемого раствора. Предпочтительно содержание остаточного диоксида серы в регенерированной абсорбирующей среде тощего газа находится в диапазоне от около 100 ч./млрд до около 0,5 мас.%, или в диапазоне от около 500 ч./млрд до около 0,2 мас.%, или в диапазоне от около 700 ч./млрд до около 500 м.д. В частности, более предпочтительно, что содержание SO_2 в регенерированной абсорбирующей среде тощего газа менее чем около 500 м.д., или менее чем около 100 м.д., более предпочтительно менее чем около 50 м.д., еще более предпочтительно менее чем около 10 м.д. по весу, как правило, от 0,1 до 25 или от 0,1 до 10 м.д. по весу.

В технологическом способе по фиг. 8, в котором десорбер тощего упариваемого раствора SO_2 служит для подачи пара в десорбер насыщенного упариваемого раствора, значение коэффициента отношения пара к тощему абсорбционному упариваемому раствору, подаваемому в десорбер тощего упариваемого раствора, в диапазоне от около 0,05 до около 0,8, наиболее часто в диапазоне от около 0,1 до около 0,5. Меньшие коэффициенты отношения пара к тощему упариваемому раствору могут быть достаточными, когда для десорбера насыщенного упариваемого раствора обеспечен независимый источник пара. Это еще дает высокий коэффициент отношения пара к SO_2 в десорбере тощего упариваемого раствора, но поскольку нагрузка диоксида серы на десорбер тощего упариваемого раствора очень низкая, нагрузка пара в десорбере тощего абсорбционного упариваемого раствора остается низкой как функция потока диоксида серы в системе с первичным газом и сырьевым газом.

В основном содержание SO_2 в тощем газе десорбера в диапазоне от около 0,1 до около 10 об.% или в диапазоне от около 0,2 до около 6 об.%.

Выходящие потоки пара (газ десорбера) из десорбера насыщенного абсорбционного упариваемого раствора и десорбера тощего абсорбционного упариваемого раствора успешно объединяются либо до, либо после конденсации, чтобы образовать один поток конденсата для передачи в колонну отпарки конденсата. Тем не менее, эти два потока могут быть отдельно поданы в колонну для отпарки конденсата или даже подаваться в отдельные десорберы, при желании.

Хотя для полного удаления остаточного SO_2 из тощего абсорбционного упариваемого раствора требуется относительно высокий коэффициент отношения пара к SO_2 , небольшой объем SO_2 , подлежащий удалению из тощего упариваемого раствора, требует только лишь умеренного течения отгонного пара по отношению к течению тощего абсорбционного упариваемого раствора и, как было отмечено выше, низкого соотношения к нагруженности диоксидом серы во входящем в абсорбер насыщенного газа сырьевом газе. Кроме того, объем потока тощего абсорбционного упариваемого раствора также относительно низкий, принимая во внимание относительно минимальную абсорбционную нагрузку, остающуюся после того как SO_2 был почти количественно удален в абсорбере насыщенного газа. Из-за высоких остаточных уровней SO_2 , которые могут допускаться в регенерированной абсорбирующей среде насыщенного газа, выходящей из десорбера насыщенного упариваемого раствора, вместе с относительно низкой объемной скоростью потока абсорбирующей среды тощего газа, общее потребление пара для объединенной работы двух десорберов значительно ниже, чем потребности в паре для десорбера абсорбционного упариваемого раствора в способе, использующем только один контур абсорбера/десорбера при тех же выбросах.

Таким образом, общий поток конденсата умеренный и соответственно умеренная нагрузка на десорбер(ы) конденсата. Полученное в результате низкое потребление пара в колонне для отпарки конденсата вместе с уменьшением чистого потребления пара в последовательных насыщенном и тощем контурах абсорбции и десорбции приводят в результате к получению конечного объединенного газа десорбера (влажный поток извлеченного SO_2), имеющего относительно высокое содержание SO_2 . Из-за более высокого соотношения SO_2 к воде в технологическом газе десорбера по сравнению с газом десорбера из способа с только одним контуром абсорбера/десорбера равновесное содержание SO_2 в конденсате может быть незначительно выше, чем содержание SO_2 в конденсате из способа с одним контуром. Высокий выход серы может по-прежнему быть обеспечен за счет отгонки конденсата из охладителя/конденсатора технологического газа десорбера при незначительно более высоком коэффициенте отношения пара к воде в водной колонне (колонне для отпарки конденсата), но даже если этот коэффициент относительно высокий, любое постепенное увеличение объемной скорости потока пара в колонну для отпарки конденсата является намного меньшим, чем постепенное уменьшение потока пара, реализуемое за счет избега-

ния необходимости достичь количественного удаления SO_2 из упариваемого раствора растворителя, протекающего через десорбер насыщенного абсорбционного упариваемого раствора. За счет извлечения выгоды из принципиальной разницы в летучести между водой и SO_2 общее потребление пара в способе, в том числе отгонного пара для десорбера насыщенного упариваемого раствора, отгонного пара для десорбера тощего упариваемого раствора, отгонного пара для колонны для отпарки конденсата и пара в струйный эжектор для сжатия технологического газа десорбера по отношению к содержанию диоксида серы в сырьевом газе в основном не более чем 15 фунтов/фунт SO_2 или предпочтительно в диапазоне от около 5 до около 10 фунтов/фунт SO_2SO_2 на уровне от 1000 до 2000 м.д. в сырьевом газе в абсорбере насыщенного газа, не более чем 8 фунтов/фунт SO_2 или предпочтительно в диапазоне от около 1,5 до около 5 фунтов/фунт SO_2SO_2 на уровне от 2000 м.д. до 2 об.% в газе, не более чем 4 фунта/фунт SO_2 или предпочтительно в диапазоне от около 0,8 до около 3 фунтов/фунт SO_2SO_2 на уровне от 2 до 4 об.% в газе и не более чем 3 фунта/фунт SO_2 или предпочтительно в диапазоне от около 0,5 до около 2,5 фунтов/фунт SO_2SO_2 на уровне более чем 4 об.%. Дополнительный пар может потребоваться на кристаллизатор для удаления сульфата из регенерированной абсорбирующей среды, но это приращение должно быть практически одинаковым для насыщенной/тощей системы и для обычной одной системы абсорбции/десорбции. При этих коэффициентах потребления пара последовательная насыщенная/тощая система может привести к снижению содержания SO_2 в отходящем газе абсорбера тощего газа до ≤ 20 м.д. или даже ≥ 10 м.д. Сжатие технологического газа десорбера может дать возможность даже дальнейшему сокращению этих уровней выбросов.

Энергосберегающие принципы, описанные выше, могут быть обобщены и представлены как следующие. Из-за относительно низкой объемной скорости потока пара, требуемого для десорбера насыщенного упариваемого раствора, выходящий поток пара десорбера насыщенного упариваемого раствора имеет более высокое содержание SO_2 , чем выходящий поток пара одной системы абсорбера/десорбера, которая должна работать, чтобы достичь устойчивого состояния низкого содержания SO_2 в регенерированной абсорбирующей среде. Из-за относительно малой доли SO_2 , оставшегося для удаления в десорбере тощего упариваемого раствора, и умеренного объема потока тощего газа абсорбционного упариваемого раствора расходы энергии и потока пара в десорбере тощего упариваемого раствора также низкие. Таким образом, содержание SO_2 в объединенных газовых выходящих потоках из двух десорберов абсорбционного упариваемого раствора (которые используются на фиг. 8 как технологический газ десорбера) также выше, чем в выходящем потоке пара одной системы десорбера, как содержание SO_2 в выходящем потоке газа десорбера насыщенного упариваемого раствора, даже где выходящий поток газа из десорбера тощего упариваемого раствора весь направляется к входному патрубку пара десорбера насыщенного упариваемого раствора и тощий газ десорбера используется как источник отгонного пара для десорбера насыщенного упариваемого раствора, как в предпочтительном варианте реализации изобретения, проиллюстрированном на фиг. 8. По этой схеме извлекается дополнительный прирост SO_2 , который удаляется из потока газа в абсорбере тощего газа 115, и достигается еще большее энергосбережение с помощью парового компонента выходного потока газа/пара десорбера тощего упариваемого раствора в качестве отгонного газа для десорбера насыщенного упариваемого раствора. Дополнительный прирост SO_2 , который удалили из потока тощего газа в абсорбере тощей системы, удаляется из тощего упариваемого раствора в десорбере тощего газа и проходит через десорбер насыщенной системы для окончательного извлечения, например, в качестве отдувочного газа из охладителя/конденсатора 125.

Из-за полученной в результате экономии расхода пара при десорбции потоков насыщенного и тощего абсорбционных упариваемых растворов, полученный при охлаждении объединенных выходящих потоков пара конденсат соответственно имеет высокое содержание SO_2 . Как уже отмечалось, может потребоваться несколько более высокое соотношение потока пара к потоку конденсата колонны для отпарки конденсата 129, чем для способа с одним контуром абсорбера/десорбера, проиллюстрированного на фиг. 1. Однако из-за относительно низкого уровня объема конденсата в способе по фиг. 8 и принципиальной разницы в летучести между SO_2 и водой, SO_2 все-таки легко удаляется из конденсата в потоке пара, который имеет низкий уровень относительно потока сырьевого газа и содержащемуся в нем SO_2 . Термическое сжатие отогнанного пара дополнительно приводит к энергосбережению. Как проиллюстрировано на фиг. 8, технологический газ десорбера сжимается в пароструйном компрессоре 155, предпочтительно увеличивающем давление технологического газа десорбера на в диапазоне от около 12 до около 18 фунт/кв. дюйм выше давления на вершине десорбера насыщенного упариваемого раствора, которое составляет предпочтительно в диапазоне от около 16 до около 20 фунт/кв. дюйм абс.

Фиг. 10-12 иллюстрируют возможность обеспечения 85-90% извлечения SO_2 в системе десорбера насыщенного газа при умеренном расходе пара в 5-10 фунтов пара на фунт SO_2 , при том, что в системе тощего десорбера количественное извлечение SO_2 достигается при существенно более высоком соотношении пара к SO_2 , но при намного более низкой абсолютной скорости расхода пара. Фиг. 10-12 иллюстрируют работу способа, в котором SO_2 удаляется из сырьевого газа, содержащего 0,24 об.% SO_2 в одном контуре абсорбера/десорбера. Фиг. 10 является линейной диаграммой остаточного SO_2 в отходящем газе абсорбера в виде функциональной зависимости отношения поданного в десорбер пара к поступающему в

абсорбер SO_2 , при том, что фиг. 11 иллюстрирует графически остаточный SO_2 на логарифмической шкале в зависимости от отношения пара к SO_2 на линейной шкале. Фиг. 12 иллюстрирует графически остаточный SO_2 в отходящем газе в виде функциональной зависимости содержания SO_2 в абсорбирующей среде, переменная находится в обратно пропорциональном соотношении к отношению пар/ SO_2 на абсциссе по фиг. 10 и 11. Оба параметра на фиг. 10 находятся на линейной шкале. Эти три графика иллюстрируют, что (i) большая доля SO_2 может быть удалена при низком расходе пара в способе, состоящем из одного контура абсорбера/десорбера, но при этом по-прежнему остается неприемлемо высокая концентрация SO_2 в отходящем газе; (ii) очень высокое расходование пара на единицу входящего SO_2 необходим в одной системе контура абсорбера/десорбера, чтобы понизить содержание SO_2 в отходящем газе до приемлемого уровня в соответствии с типовыми стандартами выбросов; и (iii) эти явления отражают ненулевой порядок природы реакции абсорбции и операции десорбции.

Для сравнения, основная эффективность в потреблении пара и энергии достигается в способе по фиг. 8, в котором абсорбционная нагрузка разделена между контуром абсорбера/десорбера насыщенного газа, работающим при низком отношении пара, доставляемого в десорбер насыщенного упариваемого раствора, к SO_2 , поступающему в абсорбер насыщенного газа в подпиточном газе, и контуром абсорбера/десорбера тощего газа, работающим при высоком отношении пара, доставляемого в десорбер тощего упариваемого раствора, к SO_2 , содержащемуся в тощем газе, поступающем из выхода абсорбера насыщенного газа ко входу абсорбера тощего газа. Фиг. 10 и 11 подтверждают и графически иллюстрируют, что из-за высокой, пусть и относительно необработанной, доли входящего диоксида серы, удаляемого в абсорбере насыщенного газа, относительно высокому содержанию SO_2 позволено оставаться в регенерированной абсорбирующей среде насыщенного газа, вернувшейся в абсорбер насыщенного газа, таким образом, позволяя десорберу насыщенного упариваемого раствора работать при относительно низком соотношении пара к поступающему SO_2 , предоставляя чистое сохранение пара в этом контуре. Из-за того, что только очень незначительная часть входящего SO_2 остается для удаления в десорбере тощего упариваемого раствора, даже при очень скромной эффективности работы абсорбера насыщенного газа, нагрузка удаления SO_2 на десорбер тощего упариваемого раствора очень низкого уровня. При том, что требуется высокое соотношение пара к SO_2 , содержащемуся в тощем газе и тощем абсорбционном упариваемом растворе, чтобы обеспечить регенерированную абсорбирующую среду тощего газа возможностью достигать нормы выбросов и/или целевого выхода серы за счет удаления остаточного SO_2 в абсорбере тощего газа, абсолютная скорость необходимого потока пара в десорбер тощего упариваемого раствора низкого уровня, из-за очень низкой нагрузки SO_2 , сообщенной на тощий контур абсорбера/десорбера. Это приводит к низкому уровню массового расхода абсорбирующей среды тощего газа в абсорбере тощего газа, соответствующим образом всего-навсего к низкой скорости пара для десорбера тощего упариваемого раствора и низкому соотношению общего расхода пара к SO_2 , содержащемуся во входящем сырьевом газе, поступающем в абсорбер насыщенного газа.

Так, например, чтобы уменьшить содержание SO_2 до 100-200 м.д. в тощем газе 113 в способе, проиллюстрированном на фиг. 8, необходимый коэффициент отношения пара, поступающего в десорбер насыщенного упариваемого раствора к SO_2 , поступающему в абсорбер насыщенного газа, находится в диапазоне от около 4 до около 15, предпочтительно в диапазоне от около 5 до около 10 фунтов пара/фунт SO_2 при уровне SO_2 от 1000 до 2000 м.д. в сырьевом газе абсорбера насыщенного газа, в диапазоне от около 2 до около 8 фунтов пара/фунт SO_2 при уровне SO_2 от 2000 м.д. до 2 об.% в сырьевом газе, в диапазоне от около 1 до около 4 фунтов пара/фунт SO_2 при уровне SO_2 от 2 до 4 об.% в сырьевом газе и около 1 до около 3 фунтов пара/фунт SO_2 при уровне SO_2 более чем 4 об.% в сырьевом газе. Для того, чтобы уменьшить содержание SO_2 в тощем газе 113 с 200 м.д. до достижения типовых норм выбросов в 50 м.д. в отходящем газе 18 из тощего газа абсорбера, соотношение пара, поступающего в десорбер тощего упариваемого раствора, к SO_2 , поступающему в абсорбер тощего газа намного выше, чем соответствующее соотношение в контуре абсорбера десорбера насыщенного газа. Например, в десорбере тощего упариваемого раствора потребление пара составляет, как правило, по меньшей мере около 15 фунтов на фунт SO_2 в тощем газе, например, в диапазоне от около 15 до около 100, наиболее часто в диапазоне от около 10 до около 80 фунтов пара/фунт SO_2 тощего газа при уровне SO_2 200 м.д. в тощем газе абсорбера тощего газа или в диапазоне от около 20 до около 120 фунтов пара/фунт SO_2 при уровне SO_2 100 м.д. в тощем газе. Однако из-за очень низкого уровня содержания SO_2 в тощем газе необходимая объемная скорость потока абсорбирующей среды в абсорбере тощего газа относительно низкая, и чистое потребление пара в десорбере тощего упариваемого раствора все еще очень умеренный как в абсолютном выражении, так и в функции от SO_2 , содержащегося в сырьевом газе, поступающем в абсорбер насыщенного газа, т.е. в диапазоне от около 0,2 до около 5, наиболее часто в диапазоне от около 0,2 до около 3 фунтов на фунт SO_2 в сырьевом газе.

Кроме того, особенно в случае, когда газ десорбера тощего упариваемого раствора 131 направляется в десорбер насыщенного упариваемого раствора для работы в качестве отгонного пара для насыщенного абсорбционного упариваемого раствора, и газ десорбера, выходящий из десорбера насыщенного упариваемого раствора, работает как технологический газ десорбера, что обеспечивает энергию для образования отгонного пара в охладителе технологического газа десорбера 125, чистое потребление

всего пара не более чем потребление пара в одном десорбере насыщенного газа, т.е. в диапазоне от около 4 до около 14 фунтов/на фунт SO_2 при уровне SO_2 от 1000 до 2000 м.д. в сырьевом газе абсорбера насыщенного газа, в диапазоне от около 2 до около 8 фунтов/фунт SO_2 при уровне SO_2 от 2000 м.д. до 2 об.% в сырьевом газе, в диапазоне от около 1 до около 4 фунтов/фунт SO_2 при уровне SO_2 от 2 до 4 об.% в сырьевом газе и в диапазоне от около 1 до около 3 фунтов/фунт SO_2 при уровне SO_2 более чем 4 об.% в сырьевом газе.

В целом SO_2 или другой загрязняющий газ, содержащийся в потоке газа, уменьшается от одного до трех порядков в абсорбере насыщенного газа и еще от одного до трех порядков в абсорбере тощего газа, что приводит в результате к общему снижению от трех до шести порядков в насыщенной/тощей системе абсорбции. Расход пара изменяется всего лишь незначительно по отношению к степени уменьшения содержания загрязняющего газа в потоке газа. При низких уровнях концентрации SO_2 в сырьевом газе, например, от 1000 до 2000 м.д., потребление пара для уменьшения содержания SO_2 на от 3 до 5 порядков составляет в диапазоне интервала от 5 до около 15 или в диапазоне от около 7 до около 12 фунтов/фунт удаленного SO_2 ; при несколько более высокой концентрации в сырьевом газе, т.е. от 2000 м.д. до 2 об.%, потребление пара для того же пропорционального уменьшения содержания SO_2 изменяется в диапазоне от около 3 до около 10 или в диапазоне от около 3 до около 8 фунтов/фунт удаленного SO_2 ; при концентрации от 2 до 4 об.% SO_2 в сырьевом газе, то же пропорциональное уменьшение требует в диапазоне от около 2 до около 4 или в диапазоне от около 2,5 до около 4 фунтов пара/фунт удаленного SO_2 ; при от 4 до 20 об.% SO_2 в сырьевом газе потребление пара падает до диапазона в диапазоне от около 1 до около 3,5 или в диапазоне от около 2 до около 3,5 фунтов/фунт удаленного SO_2 ; при от 20 до 40 об.% SO_2 в сырьевом газе потребность в паре находится в диапазоне от около 1 до около 3 или в диапазоне от около 0,8 до около 2,5 фунтов/фунт удаленного SO_2 ; и при ≥ 40 об.% SO_2 в сырьевом газе, потребление пара составляет только от 0,8 до 2,5 или в диапазоне от около 0,5 до около 2,5 фунтов/фунт удаленного SO_2 . В каждом конкретном случае в потоке извлеченного SO_2 содержание SO_2 находится в диапазоне от 2 до $20\times$ или более относительно концентрации SO_2 в сырьевом газе. Для типовых SO_2 -несущих сточных потоков, таких как остаточный газ из серно-кислотной контактной установки двойной абсорбции, насыщенный/тощий способ с применением малата в качестве сорбента может экономично произвести отходящий газ тощего абсорбера с остаточным содержанием $\text{SO}_2 < 5$ м.д.ед.об. или даже < 1 м.д.ед.об.

Как указано выше, чистое (общее) потребление пара состоит из суммы всего пара, поданного в способ от посторонних источников, включая (i) отгоночный пар десорбера насыщенного упариваемого раствора; (ii) отгоночный пар десорбера тощего упариваемого раствора; (iii) отгоночный пар для конденсата, полученного при охлаждении технологического газа десорбера; и (iv) пар для струйного эжектора, сжимающего технологический газ десорбера между выходом абсорбционного упариваемого раствора из десорбера(ов) и охладителем/конденсатором технологического газа десорбера, который функционирует как котел для образования отгоночного пара абсорбционного упариваемого раствора, и/или для струйного эжектора для сжатия пара, образованного из отпаренного конденсата в охладителе/конденсаторе технологического газа десорбера, применяемого в качестве отгоночного пара в одном или более десорберах абсорбционного упариваемого раствора.

На фиг. 9 проиллюстрирован способ, работающий на основании точно такого же принципа, в соответствии с теми же параметрами, основанный на той же технологической схеме и применяющий то же оборудование, как изображенный и описанный по фиг. 8, за исключением того, что вместо сжатия технологического газа десорбера, как проиллюстрировано на фиг. 8, способ по фиг. 9 взамен сжимает пар, образованный в охладителе/конденсаторе технологического газа десорбера 125 таким же точно сопоставимым с способом по фиг. 2 образом, как описано выше. В соответствии с обеими фиг. 2 и 9 специалисту в данной области техники будет понятно, что при том, что сжатие пара является альтернативой сжатию газа десорбера, оба сжатия не являются взаимоисключающими. Таким образом, настоящее изобретение предусматривает гибридную систему, объединяющую сжатие газа десорбера по фиг. 1 и 8 со сжатием пара по фиг. 2 и 9.

Последовательные насыщенный/тощий контуры абсорбции/десорбции обеспечивают наибольшую пользу, когда этап абсорбции представляет собой химическую реакцию, в частности, где реакция абсорбции не нулевого порядка, что приводит в результате к нелинейным линиям работы (содержание SO_2 в жидкости и газе профилируется вдоль путей потока жидкости через абсорбер) с особенно резким наклоном в области абсорбера возле газовпускного патрубка, как косвенно проиллюстрировано, например, на фиг. 10 и 11. Последовательный способ может также применяться в сорбционных способах, которые не приводят к химической реакции, но в большинстве из них операционная линия абсорбера более линейная и экономия в потреблении пара не так велика.

На основании приведенного в данном описании изобретения специалистам в данной области техники будет понятно, что абсорбция и извлечение загрязняющего газа могут проводиться в способе, содержащем более двух последовательных контуров абсорбции/десорбции. Во многих, если не в большинстве случаев, дополнительная экономия пара, достигаемая таким образом, может не оправдать дополнительные необходимые потребности в капитальных затратах. Однако в случае, когда концентрация загряз-

няющего вещества в первичном газе особенно высока и отклонение от нулевого порядка в реакции абсорбции особенно велико, применение трех или даже более последовательных контуров абсорбции/десорбции может быть оправданным. Маршрутизация потока пара/газа десорбера в последовательности от тощего до все более насыщенного упариваемого раствора может обеспечить дополнительное преимущество, хотя из-за потери тепла может с практической точки зрения потребоваться дополнительный пар.

Другие технологические схемы способа могут быть реализованы в соответствии с принципами, на которых основан насыщенный/тощий способ по изобретению.

В реализации концепции насыщенной/тощей абсорбции описанный выше способ работает при относительно низком уровне L/G и, как правило, также при относительно низком коэффициенте отношения сорбента к входящему в абсорбер насыщенного газа загрязняющему газу, что приводит к относительно высоким концентрациям загрязняющих веществ в насыщенном абсорбционном упариваемом растворе. Высокая концентрация загрязняющего вещества в жидкой фазе обеспечивает существенную движущую силу для десорбции в десорбере насыщенного упариваемого раствора и, таким образом, приводит к значительному извлечению загрязняющего газа при относительно низком коэффициенте отношения отгонного пара к загрязняющему газу, поступающему в абсорбер.

Если сорбция представляет собой, в частности, кислотную/щелочную реакцию, другой переменной, которая влияет на равновесное распределение загрязняющего вещества между жидкой фазой и паровой фазой в десорбере насыщенного упариваемого раствора, является pH насыщенного абсорбционного упариваемого раствора. Применительно к сорбции кислотных газов следует понимать, что "кислотная/щелочная" реакции предусматривают реакцию между кислотным газом и сорбентом, который не обязательно может быть щелочным, но степень кислотности которого, в основном, выше, чем степень кислотности кислоты, ангидридом которой является загрязняющий газ, или в реакции между нуклеофильным газом и сорбентом, который не обязательно может быть кислотным, но степень кислотности которого ниже, чем у щелочного раствора, ангидридом которого является загрязняющее нуклеофильное вещество. Доведение pH в том числе относится к такой реакции.

Например, при сорбции SO_2 с применением такого сорбента, как яблочная кислота или соль яблочной кислоты (малат), pH насыщенного абсорбционного упариваемого раствора влияет на равновесное распределение SO_2 между жидкой фазой и паровой фазой в десорбере насыщенного упариваемого раствора. При уменьшении pH равновесие изменяется, чтобы распределять относительно высокую долю SO_2 в газовой фазе при данной концентрации SO_2 и сорбент в жидкой фазе. Таким образом, при любом данном входящем составе газа, L/G и соотношении сорбента к SO_2 в абсорбере требуется расход пара для удаления и извлечения данной доли SO_2 в десорбере насыщенного упариваемого раствора, напрямую зависящий от pH насыщенного абсорбционного упариваемого раствора, выходящего из абсорбера и поступающего в десорбер, так же как и расход пара, необходимый для достижения обратно пропорционального соотношения концентрации SO_2 в потоке тощего газа, выходящем из абсорбера насыщенного газа.

Этот результат проиллюстрирован на фиг. 14. Кривая, определенная круглыми точками данных, иллюстрирует взаимосвязь между pH абсорбционного упариваемого раствора, выходящего из абсорбера, и паром, потребляемым в десорбере для удаления достаточного количества SO_2 из регенерированного абсорбционного упариваемого раствора так, чтобы в тощем газе, выходящем из абсорбера насыщенного газа, содержание SO_2 составляло 450 м.д. по объему. Кривая, определенная треугольными точками данных графически изображена как функциональная зависимость pH от необходимого коэффициента отношения пар/ SO_2 для уменьшения содержания SO_2 в потоке тощего газа до 200 м.д., кривая, определенная ромбовидными точками данных, графически иллюстрирует соотношение пар/ SO_2 против pH, необходимого для уменьшения содержания SO_2 в потоке тощего газа до 100 м.д., и кривая, определенная звездобразными точками данных, графически иллюстрирует соотношение пар/ SO_2 против pH, необходимого для уменьшения содержания SO_2 в потоке тощего газа до 17 м.д. На основании взаимосвязей, проиллюстрированных графическими данными на фиг. 14, значение pH абсорбирующей среды может быть оптимизировано либо в системе абсорбции, в которой насыщенный и тощий контуры абсорбции и десорбции работают последовательно, либо в стандартной системе абсорбции, содержащей один абсорбер и десорбер.

В способе, состоящем только из одного контура абсорбции и десорбции, благоприятное действие пониженного pH в насыщенном абсорбционном упариваемом растворе на эффективность десорбера имеет свою цену, так как оно обычно находится в определенном соотношении с пониженным pH регенерированной абсорбирующей среды, поступающей в абсорбер, по меньшей мере в отсутствие мер для независимого управления pH за счет введения кислоты в абсорбер и компенсирующего приращения основности в регенерированной абсорбирующей среде, вернувшейся в абсорбер. Пониженный pH регенерированной абсорбирующей среды незначительно снижает эффективность абсорбции в абсорбере насыщенного газа. Сохранение эффективности абсорбции за счет независимого регулирования pH в верхних и нижних секциях абсорбера возможно и находится в рамках изобретения в качестве дополнительного режима работы, но также имеет свою цену, так как потребляются кислотные и щелочные материалы, при-

меняемые для доведения pH.

Графические изображения, проиллюстрированные на фиг. 14, не отражают независимое доведение pH, но вместо этого сосредотачивают в себе благоприятное влияние пониженного pH на эффективность десорбции и меньшее отрицательное влияние на эффективность абсорбции. Таким образом, в соответствии с настоящим изобретением было обнаружено, что в оптимальных диапазонах, таких как проиллюстрированы на фиг. 14, pH может быть разрешено доводить до уровня, при котором благотворное влияние на расход пара в десорбере насыщенного упариваемого раствора перевешивает негативное влияние меньшей эффективности абсорбции в абсорбере насыщенного газа, и преимущество достигается за счет приведения pH в выстроенный ряд при предпочтительном значении без добавления кислоты в абсорбер или компенсируя приращение основности в регенерированной абсорбирующей среде. Например, для целевого выброса абсорбера в 200 м.д. необходимый расход пара на единицу массы SO_2 может быть уменьшен от $>10:1$ до примерного количества в $7:1$ за счет доведения устойчивого состояния pH абсорбирующей среды в нижнем крае абсорбера от значения в 4,5 до значения в 4,0. Еще большая экономия может быть теоретически достигнута при допуске устойчивого состояния pH, доведенного до значения в диапазоне 3,6 до 3,8. Схождение кривых в одной точке показывает, что в одном контуре абсорбции и десорбции может быть необходимо, по существу, нагнетать поток растворителя, чтобы обеспечить достаточное удаление SO_2 в абсорбере, наряду с тем, что принимать преимущество указанной взаимосвязи за счет снижения pH до уровня, при котором требуемое соотношение пар/ SO_2 значительно опускается ниже около 7 для конкретной системы, на которой основывается фиг. 14. Однако в насыщенной/тощей системе абсорбер тощего газа может стабильно работать при постоянном L/G и содержании сорбента в абсорбционной среде даже при входящем содержании загрязняющего газа, случайно изменяющегося в пределах диапазона, определенного другими значениями, указанными на фиг. 14.

Таким образом, в то время как оптимизация pH может принести пользу в расходе пара в способе, содержащем один контур абсорбера/десорбера, существенное дополнительное преимущество взаимосвязей, проиллюстрированных на фиг. 14, может быть получено в способе, имеющем насыщенный и тощий последовательные контуры абсорбера/десорбера как проиллюстрировано, например, на фиг. 8. В этой системе одного контура абсорбции/десорбции, которую иллюстрирует фиг. 14, pH нижнего конца абсорбера может устанавливаться или доводиться до значения в примерном количестве от 4,0 до 4,2, а пар для отпарного аппарата при соотношении к входящему SO_2 в диапазоне, который изменяется в зависимости от содержания SO_2 в сырьевом газе и целевом уровне выбросов, но, как правило, может быть в диапазоне от 2 до 10 фунтов/фунт SO_2 . В этом режиме работы точный уровень остаточного SO_2 в потоке тощего газа может быть несколько летучим, но летучесть в относительно низком диапазоне, при котором абсорбер тощего газа может и дальше уменьшать содержание SO_2 до исключительно низких уровней, которые удовлетворяют самые строгие установленные экологические стандарты и нормы.

Особенная взаимосвязь между pH и выбросами загрязняющего газа, проиллюстрированная на фиг. 14, относится только к сорбции SO_2 с применением сорбента, представляющего собой, в частности, яблочную кислоту или соль малата. Тем не менее, подобные закономерности можно применить к другим сорбционным системам, которые включают реакцию кислота/основание, такие как, например, извлечение H_2S с применением аминного сорбента или извлечение аммиака с применением кислотного сорбента. В случае аммиака расход пара может быть уменьшен за счет незначительного повышения, а не снижения pH абсорбирующей среды.

Как уже отмечалось, понятие доведения pH может применяться для оптимизации работы абсорбционной системы, включающей реакцию кислотной/щелочной сорбции в одном контуре абсорбера и десорбера. В одном контуре или в контуре абсорбции десорбции насыщенного газа насыщенной/тощей системы, pH абсорбирующей среды в абсорбере доводится до значения, отличающегося от pH, которое обеспечивает наиболее благоприятное равновесие при абсорбции, но при котором расход пара в десорбере для уменьшения содержания загрязняющего газа в регенерированной абсорбирующей среде до целевого уровня ниже, чем расход пара для уменьшения содержания загрязняющего газа в регенерированной абсорбирующей среде до такого же уровня в сравнительной работе, в которой pH абсорбирующей среды поддерживается при таком значении, которое обеспечивает наиболее благоприятное равновесие при абсорбции. В результате, содержание загрязняющего газа в выходящем из абсорбера газе может не быть значительно выше, а для некоторых систем кислота/основание не выше, чем содержание загрязняющих веществ в выходящем газе сравнительной системы.

Предпочтительно поток газа протекает противотоком к потоку абсорбирующей среды газа абсорбера газа, и pH абсорбирующей среды в основании абсорбера доводится до значения, отличающегося от pH, которое обеспечивает наиболее благоприятное равновесие при абсорбции. В более общем смысле pH доводится до требуемого значения в области абсорбера, из которой отводится абсорбционный упариваемый раствор. Процедура оптимизации может установить pH такой области, в которой преимущество снижения потребления пара превышает любое ухудшение в результате предельной потери эффективности абсорбции. В некоторых системах, и особенно в насыщенной/тощей системах, где потери в эффективности абсорбции абсорбера насыщенного газа могут быть легко компенсированы при проектировании и/или эксплуатации абсорбера тощего газа, преимущество от сокращения расхода пара непропорцио-

нально ухудшению, если таковое имеется, эффективности абсорбции.

В случае, когда загрязняющий газ содержит кислотный газ, такой как SO_2 или H_2S , абсорбирующая среда в абсорбере и особенно в основании противоточного абсорбера предпочтительно доводится до более низкого значения, чем pH, которое обеспечивает наиболее благоприятное равновесие при абсорбции. В случае, когда загрязняющий газ содержит щелочной газ, такой как аммиак, абсорбирующая среда в абсорбере предпочтительно доводится до более высокого значения, чем pH, которое обеспечивает наиболее благоприятное равновесие при абсорбции.

Типовыми сорбентами для кислотных газов могут быть яблочная кислота и соли малата при абсорбции SO_2 и амины при абсорбции H_2S . В случае, когда SO_2 извлекают с применением сорбента, содержащего яблочную кислоту или соль малата, значение pH абсорбирующей среды в абсорбере поддерживается рядом с выходом абсорбционного упариваемого раствора, например, в диапазоне от 3,4 до 4,2, или в диапазоне от 3,4 до 4,0, или в диапазоне от 3,5 до 3,9, или в диапазоне от 3,6 до 3,8, или в диапазоне от 3,7 до 3,85, или в диапазоне от 4,0 до 4,2. В насыщенной/тощей системе значение pH абсорбирующей среды соли малата в абсорбере насыщенного газа наиболее предпочтительно поддерживается в диапазоне от 3,4 до 4,2. Во время запуска начальное значение pH предпочтительно устанавливается от 3,2 до 3,6 относительно к добавкам яблочной кислоты и щелочного материала, такого как NaOH или KOH.

В вопросе управления способом может быть предпочтительно управлять переменной, такой как pH регенерированной абсорбирующей среды, выходящей из десорбера абсорбционного упариваемого раствора, которая, в некоторых случаях, доводится добавлением щелочи и малата в этот поток перед его возвращением в абсорбер. Хотя это pH может отличаться от pH абсорбционного упариваемого раствора на выходе из абсорбера, предпочтительные диапазоны значения pH, подытоженные непосредственно в данном описании выше, с таким же успехом применяются к регенерированной абсорбирующей среде насыщенного газа.

В случае, когда pH абсорбирующей среды поддерживается в предпочтительных перечисленных выше диапазонах, расход пара в десорбере для достижения удовлетворительного уровня SO_2 в регенерированной абсорбирующей среде может быть не более чем 7,5 фунтов, или в диапазоне от 4,8 до 7,5 фунтов, или в диапазоне от 5,0 до 7,0 фунтов на фунт SO_2 , удаленного из жидкой фазы в десорбере способа, включающего один контур абсорбера/десорбера. Как проиллюстрировано на фиг. 14, удовлетворительный уровень SO_2 в регенерированной абсорбирующей среде может быть таким, чтобы получить поток газа, выходящий из абсорбера, с содержанием SO_2 менее чем 450 м.д., или менее чем 200 м.д., или менее чем 100 м.д., или даже менее чем 17 м.д. Как правило, уровень SO_2 в 450 м.д. в газе, выходящем из абсорбера, был бы приемлемым в работе новых конструкций насыщенных/тощих абсорбционных систем по изобретению, как проиллюстрировано, например, на фиг. 8. Тем не менее, в зависимости от объема газа, регламентного режима и других обстоятельств, уровни SO_2 в 200 или 100 м.д. могут быть приемлемыми как выбросы конечного отходящего газа, и уровень SO_2 не более чем 17 м.д. был бы приемлемым в большинстве обстоятельств.

В случае, когда pH абсорбирующей среды в абсорбере насыщенного газа насыщенной/тощей системы доводится, чтобы снизить расход пара, pH, более близкое к оптимальному равновесию газа/жидкости, предпочтительно устанавливается и поддерживается в абсорбере тощего газа, где расход пара относительно низкий в любом случае, потому что очень низкое содержание кислотного газа в тощем абсорбционном упариваемом растворе не создает высокой потребности в паре независимо от pH. Так, например, в системе извлечения SO_2 , применяющей малат в качестве сорбента, pH абсорбирующей среды в абсорбере тощего газа может эффективно поддерживаться на от 0,1 до 0,5 единиц выше, чем pH в насыщенном абсорбере. Для целей управления способом этот такой же диапазон разности относится к разнице между регенерированной абсорбирующей средой тощего газа и регенерированной абсорбирующей средой насыщенного газа и также к разнице pH между тощим абсорбционным упариваемым раствором и насыщенным абсорбционным упариваемым раствором. В системе малата pH в тощем абсорбере предпочтительно находится в диапазоне от 3,8 до 4,4.

В случае, когда pH в абсорбере доводится в сторону, противоположную оптимальной для минимизации расхода пара в десорбере, ухудшение эффективности абсорбции может также компенсироваться за счет добавления единиц переноса в абсорбер, т.е. за счет добавления тарелок или высоты насадки.

Наряду с тем, что доведение pH абсорбирующей среды может потребовать приращения при добавлении кислоты или основания в систему, это ни к чему в данном случае. В системах, где pH стремится к отклонению в направлении, противоположном от преобладающего при оптимальном равновесии газ/жидкость, например, в результате образования сульфатов в контуре удаления SO_2 , может потребоваться добавление кислоты или щелочи, чтобы предотвратить слишком большое отклонение pH в том направлении. Например, щелочь, такая как NaOH, постоянно добавляется во время работы в абсорбционную среду малата для SO_2 . В таких операциях доведение до pH, которое не оптимальное при абсорбции, но дает конечные преимущества в расходе пара, могут быть осуществлены простым воздержанием от присоединения кислоты или основания или добавления кислоты или основания в субстехиометрическом уровне, пока требуемый уровень pH не будет достигнут, после чего добавление может быть возобновлено со стехиометрической скоростью, чтобы сохранить устойчивое состояние pH на

требуемом уровне.

Преимущества от поддержания pH в водной фазе десорбера на относительно низком уровне дополнительно проиллюстрированы на фиг. 15-26, которые наглядно указывают возможности для повышения эффективности удаления загрязняющих веществ, обеспечивая тем самым низкие выбросы загрязняющих газов с минимальным потреблением отгонного пара.

В насыщенной/тощей системе оптимальное управление значением pH абсорбирующей среды обеспечивает заданный уровень выбросов, т.е. концентрация загрязняющего газа в отходящем газе из абсорбера тощего газа должна быть достигнута с минимальным расходом отгонного пара и/или минимальными выбросами остаточного загрязняющего газа в тощем отходящем газе абсорбера при заданной скорости подачи пара в десорберы. В случае, когда загрязняющий газ содержит диоксид серы и абсорбирующая среда представляет собой водные ионные растворы малата, было обнаружено, что производительность, приближенная к оптимальной, может быть достигнута, когда абсорбирующая среда насыщенного газа содержит в диапазоне от около 5 до около 30 мас.% ионов малата, соотношение гидроксида щелочного металла к яблочной кислоте составляет диапазон, указанный выше, а коэффициент отношения активного компонента потока сорбента, поступающего в абсорбер насыщенного газа, к SO₂, поступающему в абсорбер, находится в диапазоне от около 1 до около 20, или в диапазоне от около 2 до около 15, или в диапазоне от около 2,5 до около 12. Это преобразовывается в L/G внизу абсорбера насыщенного газа и изменяется в зависимости от содержания SO₂ во входящем газе, как отображено в табл. А ниже.

Содержание ионов малата в абсорбирующей среде тощего газа более предпочтительно в диапазоне в диапазоне от около 5 до около 35 вес.%. В случае, когда содержание ионов малата попадает в данный диапазон, было обнаружено, что производительность, приближенная к оптимальной, может быть достигнута, когда коэффициент отношения гидроксида щелочного металла к яблочной кислоте управляется как функция содержания малата и сульфата в регенерированной абсорбирующей среде, и коэффициент отношения мольного потока сорбента, поступающего в абсорбер тощего газа, к SO₂, поступающему в абсорбер, находится в диапазоне от около 1 до около 15 или в диапазоне от около 2,5 до около 12. Это преобразовывается в L/G в низу абсорбера тощего газа и изменяется в зависимости от содержания SO₂ во входящем газе, что также отображено в табл. Z ниже. Как правило, оптимальная разница между pH в основании (выход жидкой фазы) десорбера тощего упариваемого раствора и pH в основании десорбера насыщенного упариваемого раствора находится в диапазоне от около 0,2 до около 0,4.

Таблица А

Вход [SO ₂], % об.	Местоположение	насыщенный газ L/G x 0,2 / [малат] ^(a)	тощий газ L/G x 0,2 / [малат] ^(a)
30-50%	низ кол.	10-20	1,5-3,5
	верх кол.	25-50	1,5-3,5
15-30%	низ кол.	5-15	0,8-2,0
	верх кол.	8-16	0,8-2,0
5-15%	низ кол.	3-8	0,5-1,5
	верх кол.	3-10	0,5-1,5
2-5%	низ кол.	0,8-2,0	0,3-1,0
	верх кол.	0,8-2,0	0,3-1,0
0,2-2%	низ кол.	0,2-1,0	0,15-0,4
	верх кол.	0,2-1,0	0,15-0,4
0,01-0,2%	низ кол.	0,05-0,2	0,1-0,3
	верх кол.	0,05-0,1	0,1-0,3

Значения L/G, внесенные в таблицу для способа, в котором абсорбирующая среда содержала 20 мас.% Na малата; согласно закономерности, выраженной в этом заголовке столбца L/G, могут пропорционально доводиться для изменений в содержании малата.

Как показано в графических материалах, фиг. 15 иллюстрирует производство одного контура абсорбции и десорбции для сырьевого газа, содержащего 2400 м.д. по объему SO₂, применяющий водную абсорбирующую среду, содержащую 20 мас.% твердых веществ, т.е. 20 мас.% Na малата. Следует понимать, что так как коэффициент отношения щелочи к яблочной кислоте в основном больше единицы, 20% твердых веществ на самом деле состоят из смеси ионов Na⁺, анионов малата и свободных гидроксильных ионов. Учитывая, что щелочной/яблочно-кислый коэффициент стремится к 1,0, также присутствует доля ионов бималата. Но композиция состоит из приблизительно 20 мас.% малата натрия. Две закономерности проиллюстрированы графически на фиг. 15. Кривая, основанная на ромбовидных точках данных, графически иллюстрирует расход пара на фунт SO₂ в потоке входящего газа, необходимый для достижения заданной концентрации загрязняющего газа в отходящем газе абсорбера тощего газа, в данном случае 1 м.д. по объему. Кривая, основанная на квадратных точках данных, графически иллюстрирует отношение пара к SO₂ как функциональную зависимость отношения объемной скорости потока растворителя к SO₂ в подпитке, т.е.

L/G

[содержание SO₂ в сырьевом газе]

Первая из этих кривых показывает, что потребление пара остается, по существу, постоянным на минимальном уровне, в данном случае 5 фунтов пара на фунт SO₂ во входящем газе, в относительно широком диапазоне соотношений щелочи к яблочной кислоте, т.е. от 1,0 до 1,4. Целесообразная удовлетворительная производительность достигается даже при соотношении до около 1,45. Соответственно, как проиллюстрировано на фиг. 16, которая отображает производительность при тех же самых условиях, как на фиг. 15, благоприятная эффективность пара сохраняется в умеренном диапазоне pH регенерированной абсорбирующей среды, такой как измеренная внизу (выход жидкости) десорбера насыщенного упариваемого раствора, т.е. от pH 3,5 до приблизительно pH 4,0.

Вторая кривая, графически проиллюстрированная на фиг. 15, отображает действие соотношения сорбент/ SO₂, контролируемое за счет L/G, при постоянном содержании сорбента 20 мас.% в абсорбирующей среде. При содержании (L/G)/[SO₂ в сырьевом газе] в диапазоне от 130 вплоть до 50, т.е. при L/G равном приблизительно от 0,3 до 0,12, приравнивая к молярному соотношению сорбента к SO₂ в диапазоне от около 11 до около 3, потребление пара, достаточное для достижения уровня в 1 м.д. в отходящем газе, выходящем из абсорбера тощего газа, остается практически постоянным в 5 фунтов/фунт SO₂. Поскольку L/G падает ниже 0,12, т.е. параметр содержания (L/G)/[SO₂ в сырьевом газе] падает ниже 50, резко возрастает потребление пара из-за недостаточной движущей силы массообмена в абсорбере.

Фиг. 17 графически изображает pH регенерированной абсорбирующей среды, выходящей из десорбера, и SO₂ выбросы из абсорбера в зависимости от коэффициента отношения щелочь/яблочная кислота в абсорбирующей среде, в каждом случае на основании математической модели способа. Проекция основывается на 20% твердых веществ в водной абсорбирующей среде, содержании газа в абсорбере (L/G)/[SO₂]=80 фунтов/фунт и установленном коэффициенте отношения пар/SO₂ 6 фунтов/фунт. Можно видеть, что оптимальное отличие (минимум) в потреблении пара ожидается при коэффициенте отношения щелочи к яблочной кислоте в диапазоне от 1,20 до 1,25, что эквивалентно pH немного ниже чем 3,8. При более низком pH эффективность абсорбера ухудшается. Но фиг. 17 дополнительно иллюстрирует, что качество отходящего газа снижается при значительном возрастании выше 1,25 коэффициента отношения щелочи к яблочной кислоте. Хотя с более высоким pH абсорбирующая среда имеет более высокое сродство к загрязняющему кислотному газу (SO₂), возможность десорбера для удаления SO₂ из водной фазы начинает резко сокращаться по мере увеличения pH выше значения 3,8, указанного в точке минимальной концентрации SO₂ в потоке выхлопного газа. Было обнаружено, что возможности способа для достижения исключительно низкого уровня выбросов весьма чувствительны к содержанию SO₂ в регенерированной абсорбирующей среде, которая возвращается в абсорбер насыщенного газа.

Фиг. 18 перекрывает участок данных из реальной работы при L/G=80 фунтов/фунт и коэффициенте отношения пар/SO₂ 6 фунтов/фунт над кривыми по фиг. 17. Как и в кривой, полученной при моделировании, фактические данные отражают минимальные выбросы SO₂ при щелочном/яблочно-кислом коэффициенте в диапазоне от 1,2 до 1,3. Минимум на основании фактических данных не столь резкий или благоприятный как минимум, отображенный при моделировании, но по-прежнему имеющий решающее значение. Оптимальный щелочной/яблочно-кислый коэффициент кажется чуть более выше, чем оптимальный коэффициент, основанный на модели, но разница незначительная. Более того, оптимальный щелочной/яблочно-кислый коэффициент, указанный для достижения минимального выброса SO₂ на основании фактических данных, также находится в области, где минимальный расход пара отмечен данными, графически проиллюстрированными на фиг. 15.

Фиг. 19 также подобна фиг. 17, за исключением того, что на фиг. 19 содержится группа родственных кривых для моделирования работы при трех отдельных соотношениях пара к SO₂, т.е. 4 фунта пара/фунт SO₂, 5 фунтов пара/фунт SO₂ и 6 фунтов пара/фунт SO₂. Можно отметить, что конфигурации кривых на фиг. 19 сопоставимы с кривой по фиг. 17, за исключением того, что минимальные выбросы SO₂ увеличиваются, как ожидалось, поскольку соотношение пара/SO₂ падает с 6 фунтов/фунт до 5 фунтов/фунт и 4 фунтов/фунт. Отметим также, что минимум найден при неуклонно более низких соотношениях щелочи к яблочной кислоте, учитывая, что коэффициент отношения пара к SO₂ уменьшается. Однако во всех случаях минимальные выбросы SO₂ попадают в область, в которой требуется минимальное потребление пара для достижения заданного уровня выбросов SO₂, как проиллюстрировано на фиг. 15.

Фиг. 20 иллюстрирует графически кривые, сопоставимые с теми, что проиллюстрированы на фиг. 17-19. Кривые по фиг. 20 все основаны на математической модели способа, предусматривающей концентрацию 2400 м.д.ед.об. SO₂ в сырьевом газе, 20% мономалата натрия в абсорбирующей среде насыщенного газа и соотношение растворитель/входящий SO₂ 80 фунтов/фунт в абсорбере. Кривые созданы для работы при 4 фунтах пара/фунт SO₂, 5 фунтах пара/фунт SO₂ и 6 фунтах пара/фунт SO₂ соответственно. Одна группа родственных кривых построена для нескольких отдельных соотношений пара к SO₂, где растворитель содержит малат сорбент и не содержит сульфатных ионов, а другая группа родственных кривых построена для того же ряда соотношений пара к SO₂, где растворитель содержит как малат сорбент, так и 7 мас.% сульфатных ионов. Отчетливо различаются оптимальные решения для 0% в сравнении с 7% сульфатов в случаях, обусловленных влиянием значительно более низкого содержания воды в

растворителе, содержащем сульфат, а также влиянием равновесия диссоциации серной кислоты на равновесие яблочной кислоты и результирующее содержание свободных малат ионов по сравнению с бималат ионами и недиссоциированной яблочной кислотой. Более низкий коэффициент щелочи к кислоте требуется для более низкого значения pH (в случае сульфата), которое обеспечивает наиболее низкие выбросы диоксида серы.

Фиг. 21 подобна фиг. 20, за исключением того, что каждое из семейства кривых графически иллюстрирует выбросы SO_2 в зависимости от pH, а не от щелочного/яблочно-кислого соотношения в основании десорбера насыщенного упариваемого раствора. Кривые, полученные с помощью математической модели и проиллюстрированные на фиг. 21, основаны на тех же отдельных рядах условий, из которых данные, графически проиллюстрированные на фиг. 20, были получены. Опять же, интенсивность расхода пара 6 фунтов/фунт SO_2 , 5 фунтов/фунт SO_2 и 4 фунтов/фунт SO_2 с одним набором кривых, образованных с помощью модели, основанной на 0% сульфата, и другим набором кривых, образованных на основе 7 мас.% сульфата. Еще раз и по тем же причинам, закономерность SO_2 выбросов в зависимости от pH для 7% сульфата сдвигается от закономерности для 0% сульфата.

Фиг. 22 иллюстрирует группу родственных кривых на основании тех же моделирований, для которых представлены данные на фиг. 17-21, за исключением того, что в этом случае содержание SO_2 в регенерированной абсорбирующей среде в основании десорбера насыщенного упариваемого раствора находится в определенном соотношении с pH в основании десорбера. Несмотря на то, что содержание SO_2 в регенерированной абсорбирующей среде не является критическим для контура абсорбера/десорбера насыщенного газа в насыщенной/тощей системе, в которой диоксид серы, пробившийся сквозь абсорбер насыщенного газа, попадает в абсорбер тощего газа, содержание SO_2 в регенерированной абсорбирующей среде может быть критическим параметром в одном контуре абсорбера десорбера, где отходящий газ, покидающий абсорбер, имеет содержание загрязняющего газа, которое может быть не ниже концентрации, которая находится в равновесии с регенерированной абсорбирующей средой, поступающей в абсорбер.

Фиг. 22 иллюстрирует, что значительное улучшение в удалении SO_2 ожидается тогда, когда уровень сульфата может подняться до стационарного уровня 7 мас.%.

Фиг. 23 основана на тех же моделированиях, как и фиг. 17-22, но в данном случае содержание SO_2 в регенерированной абсорбирующей среде графически проиллюстрировано в зависимости от щелочного/яблочно-кислого коэффициента. Квадратные точки на фиг. 23 представляют эмпирические данные, взятые для тех же условий, как при моделировании для 0% сульфата и отношения пара к SO_2 6 фунтов/фунт SO_2 . В данном случае, будет видно, что действительное влияние снижения щелочного/яблочно-кислого коэффициента было менее драматичным, чем ожидалось при моделировании, но видны значительные преимущества при понижении коэффициента с 1,5 до 1,25. Похоже, что уровень стабилизации SO_2 ниже коэффициента 1,25 из-за потери аналитической чувствительности.

Фиг. 24 иллюстрирует две группы родственных кривых, подобных тем, что изображены на фиг. 20, в двух из которых выбросы SO_2 изображены графически в зависимости от коэффициента отношения щелочи к яблочной кислоте. Моделируемые операции, на которых основана фиг. 24, отличаются от тех, что проиллюстрированы на фиг. 20 в том, что содержание Na малата установлено 10 мас.%, а не 20 мас.%, а соотношение растворитель/ SO_2 140 фунтов/фунт вместо 80 фунтов/фунт. Опять же, кривые для работы с 7 мас.% содержанием сульфата в абсорбирующей среде смещены от соответствующих кривых для работы без сульфата в абсорбирующей среде. Разница во взаимосвязи возникает из-за влияния сульфата на вытеснение воды и изменения степени протонирования анионов малата. Следует отметить, что в случае как для 7% сульфата, так и 0% сульфата, оптимальные щелочной/яблочно-кислый коэффициенты значительно ниже, чем те, что ожидалось в расчетах при моделировании, графически проиллюстрированные на фиг. 20. Предельные минимумы очень незначительно более благоприятны в случае для 20% твердых веществ/80 фунтов на фунт, чем в случае 10% твердых веществ/140 фунтов/фунт, но разница может не быть значительной до тех пор, пока рассматривается критерий выбросов SO_2 . Условия по фиг. 24 также задают несколько более высокую потребность в паре из-за потребления тепла в достаточном количестве. Смещение кривых объясняется теми же факторами, установленными в соответствии с фиг. 20.

Фиг. 25 графически иллюстрирует последовательность кривых для выбросов SO_2 в зависимости от pH в основании десорбера для моделируемых расчетов по фиг. 24. Сравнение с фиг. 21 указывает существенно более низкое оптимальное решение pH для условий 10% малата/140 фунтов растворителя на фунт SO_2 . Опять же, смещение кривых 7 мас.% сульфата от 0% сульфата происходит по тем же причинам, которые истолкованы выше.

Фиг. 26 иллюстрирует кривые, сопоставимые с кривыми по фиг. 22, за исключением того, что фиг. 26 относится к тем же математическим моделям, на которых основаны фиг. 24 и 25.

На основании сравнения данных, графически проиллюстрированных на фиг. 24-26, с теми, что графически проиллюстрированы на фиг. 17-23, может быть предпочтительно контролировать значение соотношения сульфата к малату в абсорбирующей среде в диапазоне от около 0,9 до около 1,4, а содержание малата в абсорбирующей среде в диапазоне концентраций в диапазоне от около 10 до около 20 вес.%.

В соответствии с еще одной предпочтительной особенностью способа абсорбции диоксида серы

охлаждение обеспечивается в основании абсорбера насыщенного газа для снижения температурного роста в абсорбирующей среде насыщенного газа при ее прохождении через зону абсорбции (т.е. зону контакта газ/жидкость) и, таким образом, сохранения способности как абсорбера насыщенного газа, так и десорбера насыщенного абсорбционного упариваемого раствора работать при относительно низких соотношениях L/G. Управление температурным ростом в абсорбирующей среде, особенно в нижней части зоны абсорбции насыщенного газа, сохраняет равновесный потенциал абсорбирующей среды и, таким образом, сохраняет движущую силу массопереноса диоксида серы из газовой фазы в жидкую фазу в зоне абсорбции так же, как и движущую силу для реакции диоксида серы с сорбентом в жидкой фазе. Относительно более низкие температуры жидкой фазы также способствуют превращению в продукт присоединения диоксида серы в жидкой фазе, где взаимодействие между диоксидом серы и сорбентом является экзотермической равновесной реакцией. Предпочтительно абсорбционный упариваемый раствор, отводящийся из зоны контакта газ/жидкость в абсорбер насыщенного газа, циркулирует через внешний теплообменник и возвращается в зону абсорбции. Более предпочтительно циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор удаляется из зоны контакта газ/жидкость в область, расположенную ниже области, к которой охлажденный циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор возвращается в зону, таким образом, определяя секцию в зоне абсорбции ниже области, к которой охлажденный абсорбционный упариваемый раствор возвращается, в пределах которой предпочтительно происходит основная часть абсорбции диоксида серы и образуется основная часть тепла абсорбции.

Например, как проиллюстрировано на фиг. 13, часть горячего насыщенного диоксидом серы абсорбционного упариваемого раствора 405 отводится из жидкостного выпуска 418 или отводится из области 401.2 возле низа вертикальной зоны контакта газ/жидкость 401.1 в абсорбере 401 и циркулирует через внешний теплообменник 480, где теплота абсорбции удаляется за счет передачи к охлаждающей жидкости. Охлажденный абсорбционный упариваемый раствор возвращается в абсорбер, в область 401.3 зоны контакта газ/жидкость, которая расположена с промежутком над областью, из которой горячий абсорбционный упариваемый раствор отводится, но расположена под верхом зоны контакта газ/жидкость. Более предпочтительно область 401.3, к которой охлажденный циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор возвращается, находится в нижней части зоны контакта газ жидкость.

Циркуляция абсорбционного упариваемого раствора между абсорбером насыщенного газа и внешним теплообменником вызывает увеличение массового расхода и неизбежное обратное смешивание абсорбционного упариваемого раствора в секции циркуляции зоны абсорбции, спускающееся между областями 401.2 и 401.3, и это может незначительно компенсировать прирост массообмена для удаления диоксида серы в этой секции зоны. Поэтому предпочтительно область возврата 401.3 отстоит на высоте от по меньшей мере одной единицы переноса под верхом зоны контакта газ/жидкость, тем самым определяя ректификационную секцию зоны абсорбции, содержащую по меньшей мере одну единицу переноса под верхом зоны. Предпочтительно секция ректификации содержит по меньшей мере две единицы переноса. Также предпочтительно, что область возврата 401.3 отстоит по высоте по меньшей мере от одной единицы переноса, более предпочтительно по меньшей мере двух единиц переноса выше области отвода 401.2. Чтобы обеспечить достаточную способность массопереноса в обеих секциях циркуляции абсорбционной зоны между областью возврата 401.3 и областью отвода 401.2 и секции ректификации между областью возврата 401.3 и верхом зоны абсорбции, зона абсорбции насыщенного газа в целом предпочтительно содержит по меньшей мере три, более предпочтительно по меньшей мере четыре единицы переноса. Поскольку оба потока, газа и жидкости, находятся в значительном поршневом течении внутри секции ректификации, в этой секции обеспечивается максимальная движущая сила для массообмена, что позволяет понизить концентрацию диоксида серы в отходящем газе до уровня, достаточно низкого, при котором дальнейшая абсорбция SO_2 из тощего газа в абсорбере тощего газа 415.1 может достигнуть нормы выбросов и/или целевого выхода серы. Правильный выбор места для циркуляции жидкости области возврата 401.3 основывается на выборе области, в которой уровень диоксида серы в газе, протекающем вверх оттуда, не достаточно высок для образования теплоты абсорбции/реакции в секции ректификации, чтобы оказать существенное негативное влияние на абсорбционную способность водной абсорбирующей среды или на движущую силу массопереноса в секции ректификации.

Как и абсорбер в способе по фиг. 5, абсорбер насыщенного газа 401 по фиг. 13 может быть снабжен множеством замкнутых контуров охлаждения, что необходимо для достижения надлежащего контроля за температурой абсорбционного упариваемого раствора в абсорбере. Фиг. 13 иллюстрирует присутствие двух замкнутых контуров охлаждения, но более осуществимых в зависимости от скоростей массопереноса, теплоты абсорбции, динамик сорбента, теплоты реакции сорбент/загрязняющее вещество и т.д.

Остальная часть способа по фиг. 13 практически такая же, как проиллюстрированная и описанная по отношению к фиг. 9, но серия знаков для ссылки по фиг. 13 начинается на 400, а не 100.

Предпочтительно в случае, когда сорбентом является тетраглим, в области 401.3, к которой охлажденный циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор возвращается в зону контакта газ/жидкость, поддерживается температура не более чем около 40°C , более предпочтительно не более чем около 30°C , наиболее часто от около 15 до около 25°C . В системе тетраглима температура области 401.2, из которой горячий циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор удаляется из зоны кон-

такта насыщенный газ/жидкость, предпочтительно поддерживается при температуре не более чем около 45°C, более предпочтительно не более чем 35°C, наиболее часто от около 15 до около 30°C. Специалистам в данной области техники будет понятно, что отличающиеся, в некоторых случаях существенно отличающиеся, диапазоны температур являются оптимальными для других сорбентов. Например, в случае, когда сорбентом является малат натрия, в области 401.3, к которой охлажденный циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор возвращается в зону контакта газ/жидкость, поддерживается температура не более чем около 45°C, более предпочтительно не более чем около 45°C, наиболее часто от около 20 до около 40°C. В таком случае температура области 401.2, из которой горячий циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор удаляется из зоны контакта газ/жидкость, предпочтительно поддерживается при температуре не более чем около 50°C, более предпочтительно не более чем 40°C, наиболее часто от около 25 до около 35°C. В каждом случае скорость циркуляции между областями 401.2 и 401.3 диктуется этими температурными ограничениями и образованием единицы энергии способа абсорбции.

В целях удобства текущая вперед фракция горячего насыщенного диоксидом серы абсорбционного упариваемого раствора 405 отводится из циркулирующего потока абсорбционного упариваемого раствора выше по потоку от внешнего теплообменника 480 и направляется в десорбер насыщенного абсорбционного упариваемого раствора 407.

Расположение области возврата циркулирующего абсорбционного упариваемого раствора 401.3 может быть выбрано на основании параметров абсорбции для зоны абсорбции диоксида серы. Стандартные параметры при использовании различных абсорбирующих сред проиллюстрированы на фиг. 6.

В случае, когда абсорбция происходит мгновенно и в существенном количестве при контакте сырьевого газа с абсорбционной средой в зоне контакта газ/жидкость, одного охлаждающего контура абсорбционного упариваемого раствора обычно достаточно для сохранения эффективности абсорбции и контроля уровня объемного расхода абсорбционного упариваемого раствора, соответствующего эффективному энергопотреблению в десорбере абсорбционного упариваемого раствора. Однако в случае, когда сродство сорбента к диоксиду серы является более ограниченным, учитывая, что это также желательно для целей эффективной работы десорбера абсорбционного упариваемого раствора, градиент концентрации диоксида серы через зону абсорбции, то есть скорость, с которой концентрация диоксида серы в потоке газа (и потоке жидкости) уменьшается с расстоянием поверх газопускного патрубка в зону абсорбции, может быть всего лишь незначительным. При таких обстоятельствах более высокая эффективность в работе абсорбера насыщенного газа и десорбера насыщенного абсорбционного упариваемого раствора может быть реализована с помощью двух или более замкнутых контуров охлаждения, разнесенных по вертикали вдоль пути потока газа внутри зоны абсорбции. Например, как проиллюстрировано на фиг. 13, показаны два таких замкнутых контура охлаждения. Во втором замкнутом контуре охлаждения вторая часть горячего насыщенного диоксидом серы абсорбционного упариваемого раствора, опускающегося в зону контакта газ/жидкость 401.1 абсорбера 401, отводится из области 401.4 выше области 401.3, к которой охлажденный циркулирующий абсорбционный упариваемый раствор возвращается в зону контакта газ/жидкость в первый замкнутый охлаждающий контур и циркулирует через внешний теплообменник 481, где теплота абсорбции удаляется за счет передачи к охлаждающей жидкости. Охлажденный абсорбционный упариваемый раствор возвращается в абсорбер в области 401.5 зоны контакта газ/жидкость, которая отстоит на расстоянии выше области 401.4, из которой горячий абсорбционный упариваемый раствор отводится, но отстоит на расстоянии ниже верха зоны контакта газ/жидкость.

Специалистам в данной области техники будет понятно, что охлаждающая система насыщенного абсорбера, проиллюстрированная на фиг. 13, как это реализовано в способе без нее, проиллюстрированном на фиг. 8, где технологический газ десорбера предпочтительно сжимается перед введением в охладитель/конденсатор, может также легко быть реализована в способе иным способом, чем тот, что проиллюстрирован на фиг. 9, где пар, образованный в охладителе/конденсаторе, предпочтительно сжимается перед тем, как будет направлен в десорбер абсорбционного упариваемого раствора. Параметры работы такие же, как на фиг. 13, до тех пор, пока касаются охлаждения насыщенного упариваемого раствора абсорбера, и такие же, как на фиг. 9, до тех пор, пока касаются сжатия пара и введения пара в десорбер.

Здесь необходимо отметить, что в данном изобретении или предпочтительном(ых) варианте(ах) изобретения считается, что единственные формы слов включают ссылки на множественные, если только в контексте прямо не указывается иное. Кроме того, предполагается, что термины "включающий", "содержащий" и "имеющий" и их варианты не ограничивают объем изобретения, поэтому перечисление позиций в списке не исключает других элементов, которые также могут быть полезны в материалах, составах и способах, раскрытых в данном описании.

В свете вышеизложенного видно, что достигнуты разные объекты изобретения, а также достигнуты и другие полезные результаты.

Поскольку любые изменения, касающиеся воплощения изобретения, раскрытого в данном документе, могут быть сделаны без отступления от сущности и объема настоящего изобретения, предполагается, что весь материал, содержащийся в приведенном выше описании, должен толковаться как иллюстративный и не ограничивающий объем данного изобретения.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ удаления загрязняющего газа, содержащего диоксид серы, из исходного газа и извлечения загрязняющего газа, в котором общая потребность процесса в паре составляет не более 15 фунтов/фунт SO_2 в сырьевом газе при уровне SO_2 от 1000 до 2000 м.д. в сырьевом газе абсорбера насыщенного газа, не более чем 8 фунтов/фунт SO_2 при уровне SO_2 от 2000 м.д. до 2 об.% в газе, не более чем 4 фунта/фунт SO_2 при уровне SO_2 от 2 до 4 об.% в газе и не более чем 3 фунта/фунт SO_2 при уровне SO_2 более чем 4 об.%, включающий

контактирование потока сырьевого газа, содержащего исходный газ, в абсорбере насыщенного газа с водной абсорбционной средой насыщенного газа, содержащей сорбент для загрязняющего газа, для абсорбирования загрязняющего газа из сырьевого потока газа в абсорбирующую среду и получения тощего газа, из которого загрязняющий газ был удален, а также насыщенного абсорбционного упариваемого раствора, содержащего сорбированные загрязняющие вещества;

контактирование тощего газа, выходящего из указанного абсорбера насыщенного газа в абсорбере тощего газа, с водной абсорбирующей средой тощего газа, содержащей сорбент для загрязняющего газа, для абсорбирования остаточного загрязняющего газа из тощего газа в абсорбирующую среду тощего газа и получение отходящего газа, из которого дополнительный загрязняющий газ был удален, а также тощего абсорбционного упариваемого раствора, содержащего сорбированные загрязняющие вещества;

нагревание указанного насыщенного абсорбционного упариваемого раствора в десорбере насыщенного упариваемого раствора путем контакта насыщенного абсорбционного упариваемого раствора с отгонным паром десорбера, чтобы десорбировать указанные загрязняющие вещества из указанного насыщенного упариваемого раствора и получить, таким образом, регенерированную абсорбирующую среду насыщенного газа и выходящий поток газа десорбера насыщенного упариваемого раствора из указанного десорбера насыщенного упариваемого раствора, при этом указанный выходящий поток газа десорбера насыщенного упариваемого раствора содержит водяной пар и загрязняющий газ;

нагревание указанного тощего абсорбционного упариваемого раствора в десорбере тощего упариваемого раствора путем контакта тощего упариваемого раствора с отгонным паром десорбера, чтобы десорбировать загрязняющий газ из указанного тощего упариваемого раствора и, таким образом, получить регенерированную абсорбирующую среду тощего газа и выходящий поток газа десорбера тощего упариваемого раствора из указанного десорбера тощего упариваемого раствора, при этом указанный выходящий поток газа десорбера тощего упариваемого раствора содержит водяной пар и указанный загрязняющий газ; и

рециркуляцию указанной регенерированной абсорбирующей среды насыщенного газа к указанному абсорберу насыщенного газа для удаления загрязняющего газа из следующего потока указанного сырьевого газа и рециркуляцию указанной регенерированной абсорбирующей среды тощего газа к указанному абсорберу тощего газа для удаления загрязняющего газа из следующего потока тощего газа,

поддержание массового коэффициента отношения пара к насыщенному упариваемому раствору, вводимого в указанный десорбер насыщенного упариваемого раствора, в диапазоне от 0,01 до 0,15, где сорбент загрязняющего газа содержит полипротонную карбоновую кислоту или ее соль.

2. Способ по п.1, отличающийся тем, что загрязняющий газ, удаляемый из указанного сырьевого газа в указанном абсорбере насыщенного газа, представляет по меньшей мере 85 суммы загрязняющего газа, удаляемого в абсорберах насыщенного и тощего газа.

3. Способ по п.2, отличающийся тем, что загрязняющий газ, удаляемый из указанного сырьевого газа в указанном абсорбере насыщенного газа, представляет по меньшей мере 85% суммы загрязняющего газа, содержащегося в указанном сырьевом газе.

4. Способ по любому из пп.1-3, отличающийся тем, что содержание загрязняющего газа в тощем газе, выходящем из абсорбера насыщенного газа, составляет не более чем 0,5 об.%.

5. Способ по любому из пп.1-4, отличающийся тем, что относительные скорости потока указанной абсорбирующей среды насыщенного газа и указанного сырьевого газа такие, что стехиометрическое отношение скорости, при которой сорбент вводится в абсорбер насыщенного газа, к скорости, при которой загрязняющий газ вводится в абсорбер насыщенного газа, составляет не более чем 0,6.

6. Способ по п.5, отличающийся тем, что стехиометрическое отношение скорости введения сорбента в абсорбер насыщенного газа к скорости, при которой загрязняющий газ вводится в абсорбер насыщенного газа, находится в диапазоне от 0,3 до 0,5.

7. Способ по любому из пп.1-6, отличающийся тем, что массовый коэффициент (соотношение жидкость:газ) (L/G) в указанном абсорбере насыщенного газа находится в диапазоне от 0,1 до 50.

8. Способ по любому из пп.1-7, отличающийся тем, что загрязняющий газ дополнительно содержит газ, выбранный из группы, в которую входят: SO_2 , CO_2 , NO_x , H_2S , HCl и аммиак.

9. Способ по любому из пп.1-7, отличающийся тем, что содержание диоксида серы в указанной регенерированной абсорбирующей среде насыщенного газа, выходящей из указанного десорбера насыщенного упариваемого раствора, находится в диапазоне от 0,8 до 15 мас.%.

10. Способ по любому из пп.1-9, отличающийся тем, что массовый коэффициент отношения пара,

вводимого в указанный десорбер насыщенного упариваемого раствора, к диоксиду серы, содержащемуся в потоке сырьевого газа, содержащего исходный газ, подаваемого в указанный абсорбер насыщенного газа, находится в диапазоне от 0,2 до 8.

11. Способ по любому из пп.1-10, отличающийся тем, что содержание диоксида серы в выходящем потоке газа десорбера насыщенного упариваемого раствора из десорбера насыщенного упариваемого раствора составляет по меньшей мере 15 об.%.
 12. Способ по любому из пп.1-10, отличающийся тем, что содержание диоксида серы в выходящем потоке газа десорбера насыщенного упариваемого раствора из десорбера насыщенного упариваемого раствора находится в диапазоне от 10 до 60%.

13. Способ по любому из пп.1-12, отличающийся тем, что содержание остаточного диоксида серы в регенерированной абсорбирующей среде насыщенного газа составляет по меньшей мере 0,3 мас.%.
 14. Способ по любому из пп.1-13, отличающийся тем, что содержание диоксида серы в сырьевом газе находится в диапазоне от 1000 до 4000 м.д., содержание диоксида серы в выходящем потоке газа десорбера насыщенного упариваемого раствора из указанного десорбера насыщенного упариваемого раствора находится в диапазоне от 25 до 40 об.%, и остаточное содержание диоксида серы в регенерированной абсорбирующей среде насыщенного газа находится в диапазоне от 0,5 до 2 мас.%.
 15. Способ по любому из пп.1-13, отличающийся тем, что сырьевой газ содержит в диапазоне от 4 до 40 об.% диоксида серы, содержание диоксида серы в выходящем потоке газа десорбера насыщенного упариваемого раствора из указанного десорбера насыщенного упариваемого раствора находится в диапазоне от 40 до 60 об.% и содержание диоксида серы в указанной регенерированной абсорбирующей среде насыщенного газа находится в диапазоне от 1,5 до 8 мас.%.
 16. Способ по любому из пп.1-9, отличающийся тем, что коэффициент отношения пара, поступающего в десорбер насыщенного упариваемого раствора, к SO₂, содержащемуся в потоке сырьевого газа, содержащего исходный газ, подаваемого в абсорбер насыщенного газа, находится в диапазоне от 4 до 15 фунтов/фунт SO₂ при уровне SO₂ от 1000 до 2000 м.д. в сырьевом газе, в диапазоне от 1,5 до 8 фунтов/фунт SO₂ при уровне SO₂ от 2000 м.д. до 2 об.%, в диапазоне от 1 до 4 фунтов /фунт SO₂ при уровне SO₂ от 2 до 4 об.% в сырьевом газе и в диапазоне от 1 до 3 фунтов/фунт SO₂ при уровне SO₂ более чем 4 об.% в сырьевом газе.
 17. Способ по пп.1-16, отличающийся тем, что содержание диоксида серы в указанной регенерированной абсорбирующей среде тощего газа составляет не более чем 1 мас.%, или не более чем 0,8 мас.%, или не более чем 0,6 мас.%, или не более чем 0,5 мас.%, или не более чем 0,4 мас.%, или не более чем 0,3 мас.%, или не более чем 0,2 мас.%.
 18. Способ по любому из пп.1-17, отличающийся тем, что коэффициент стехиометрического отношения скорости, при которой сорбент вводится в абсорбер тощего газа, к скорости, при которой диоксид серы вводится в абсорбер тощего газа, находится в диапазоне от 1 до 6.
 19. Способ по п.18, отличающийся тем, что коэффициент стехиометрического отношения скорости введения сорбента в абсорбер тощего газа к скорости, при которой диоксид серы вводится в абсорбер насыщенного газа, составляет не более чем 0,8.
 20. Способ по любому из пп.1-19, отличающийся тем, что массовый коэффициент L/G в указанном абсорбере тощего газа составляет не более чем 0,8.
 21. Способ по любому из пп.1-20, отличающийся тем, что коэффициент отношения пара, вводимого в указанный десорбер тощего упариваемого раствора, к диоксиду серы, вводимому в указанный абсорбер тощего газа, находится в диапазоне от 8 до 20 фунтов пара на фунт SO₂.
 22. Способ по любому из пп.1-21, отличающийся тем, что содержание диоксида серы в выходящем потоке газа десорбера тощего упариваемого раствора из десорбера тощего упариваемого раствора находится в диапазоне от 0,1 до 1,0 об.%.
 23. Способ по любому из пп.1-22, отличающийся тем, что выходящий поток газа десорбера тощего упариваемого раствора из десорбера тощего абсорбционного упариваемого раствора направляют в десорбер насыщенного упариваемого раствора в качестве источника отгонного пара.
 24. Способ по любому из пп.1-23, дополнительно включающий
 конденсацию воды из технологического газа десорбера, включающего указанный выходящий поток газа десорбера насыщенного упариваемого раствора, выходящий поток газа десорбера тощего упариваемого раствора или их комбинацию, за счет не прямой передачи тепла от технологического газа десорбера к охлаждающей среде в охладителе/конденсаторе технологического газа десорбера, в результате чего получают конденсат, несущий загрязняющие вещества;
 контактирование несущего загрязняющее вещество конденсата, выходящего из указанного охладителя/конденсатора технологического газа десорбера, с паром в колонне для отпарки конденсата для получения отпаренного конденсата и выходящего потока газа колонны для отпарки конденсата, содержащего водяной пар и загрязняющее вещество;
 при этом охлаждающая среда, которой передают тепло от выходящего потока исходного газа десорбера в указанном охладителе/конденсаторе технологического газа десорбера, содержит по меньшей мере часть отпаренного конденсата, тем самым образуя пар из отпаренного конденсата; и

введение пара, образованного в указанном охладителе/конденсаторе технологического газа десорбера, в указанный десорбер насыщенного упариваемого раствора, в указанный поток тощего упариваемого раствора или как в указанный десорбер насыщенного упариваемого раствора, так и в указанный десорбер тощего упариваемого раствора в качестве отгонного пара для контактирования с несущим загрязняющее вещество абсорбционным упариваемым раствором, чтобы десорбировать из него загрязняющее вещество.

25. Способ по п.24, отличающийся тем, что пар образовывается из указанного отпаренного конденсата при давлении, превышающем давление на выходе абсорбирующей среды из десорбера абсорбционного упариваемого раствора, в который вводят пар.

26. Способ по пп.24 или 25, дополнительно включающий циркуляцию жидкой фазы из указанного десорбера тощего упариваемого раствора через ребойлер, в котором она нагревается паром от внешнего источника.

27. Способ по любому из пп.1-26, отличающийся тем, что технологический газ десорбера, выбранный из группы, состоящей из выходящего потока газа десорбера насыщенного упариваемого выходящего потока газа, десорбера тощего упариваемого раствора и их комбинации, сжимают до давления, превышающего давление, преобладающее в выходном патрубке жидкости десорбера тощего упариваемого раствора;

воду конденсируют из указанного технологического газа десорбера в охладителе/конденсаторе технологического газа десорбера;

несущий загрязняющее вещество конденсат, выходящий из указанного охладителя технологического газа десорбера, контактирует с паром в охладителе/конденсаторе технологического газа десорбера с образованием отпаренного конденсата и выходящего потока газа в охладителе/конденсаторе технологического газа десорбера, содержащего указанный загрязняющий газ;

тепло передается от указанного технологического газа десорбера к указанному отпаренному конденсату в указанном охладителе/конденсаторе технологического газа десорбера, тем самым образуя пар из указанного отпаренного конденсата;

пар, образованный нагреванием указанного отпаренного конденсата в указанном охладителе/конденсаторе технологического газа десорбера, направляется в указанный десорбер насыщенного упариваемого раствора и/или указанный десорбер тощего упариваемого раствора для контактирования с абсорбционным упариваемым раствором и отгонки загрязняющего газа из него.

28. Способ по п.27, отличающийся тем, что сжатие указанного технологического газа десорбера повышает его давление на показатель в диапазоне от 5 до 25 фунтов/кв. дюйм.

29. Способ по пп.27 или 28, отличающийся тем, что технологический газ десорбера сжимается при прохождении через пароструйный эжектор и сжатый технологический газ десорбера вводится в указанный охладитель/конденсатор технологического газа десорбера.

30. Способ по любому из пп.24-29, отличающийся тем, что среднелогарифмический температурный дифференциал (Δt_m) в указанном охладителе/конденсаторе технологического газа десорбера составляет не более чем 10°C .

31. Способ по любому из пп.24-30, отличающийся тем, что указанный выходящий газовый поток колонны для отпарки конденсата проходит через концевой конденсатор загрязняющего газа для конденсации водяного пара, содержащегося в нем.

32. Способ по любому из пп.24-31, отличающийся тем, что водный поток, выходящий из указанной колонны для отпарки конденсата, разделяется для образования (i) потока конденсата, направленного в указанный охладитель технологического газа десорбера в качестве охлаждающей жидкости для конденсации воды из указанного технологического газа десорбера, чтобы превратиться, по меньшей мере, частично в пар для введения в десорбер абсорбционного упариваемого раствора, и (ii) потока сточной воды для удаления воды из технологического процесса.

33. Способ по п.32, отличающийся тем, что сточный поток контактирует с указанным сырьевым газом в сатураторе выше по течению от указанного десорбера насыщенного газа относительно потока сырьевого газа, таким образом, увеличивая влажность первичного газа, поступающего в абсорбер насыщенного газа.

34. Способ по п.33, отличающийся тем, что выходящий из сатуратора поток воды удаляют из технологического процесса.

35. Способ по любому из пп.24-34, отличающийся тем, что содержание загрязняющего газа в указанном технологическом газе десорбера составляет по меньшей мере 15 об. %.

36. Способ по любому из пп.24-33, отличающийся тем, что содержание загрязняющего газа в указанном технологическом газе десорбера находится в диапазоне от 10 до 60 об. %.

37. Способ по любому из пп.1-36, отличающийся тем, что указанная регенерированная абсорбирующая среда насыщенного газа проходит через подогреватель насыщенного упариваемого раствора в ходе рециркуляции от указанного десорбера насыщенного абсорбционного упариваемого раствора к указанному абсорберу насыщенного газа, указанный насыщенный абсорбционный упариваемый раствор проходит через указанный подогреватель в ходе передачи от указанного абсорбера насыщенного газа к

указанному десорберу насыщенного упариваемого раствора и тепло передается от указанной регенерированной абсорбирующей среды насыщенного газа к указанному насыщенному абсорбирующему упариваемому раствору внутри указанного подогревателя.

38. Способ по пп.24-37, отличающийся тем, что указанный отходящий газ, выходящий из указанного абсорбера тощего газа, проходит через доохладитель загрязняющего газа, при этом тепло передается от конечного выходящего потока газа десорбера к указанному отходящему газу, а указанный конечный выходящий поток газа десорбера включает поток, объединяющий указанный выходящий поток колонны для отпарки конденсата и отдувочный газ из указанного охладителя/конденсатора технологического газа десорбера.

39. Способ по п.38, отличающийся тем, что указанный доохладитель загрязняющего газа установлен выше по потоку от указанного конечного конденсатора относительно выходящего потока указанного конечного выходящего потока газа десорбера.

40. Способ по любому из пп.1-39, отличающийся тем, что чистая общая потребность в паре для отгонки SO_2 из насыщенного упариваемого абсорбирующего раствора, тощего упариваемого абсорбирующего раствора и конденсата технологического газа десорбера и для сжатия технологического газа десорбера и/или образования пара из конденсата десорбера находится в диапазоне от 5 до 15 фунтов/на фунт SO_2 при уровне SO_2 от 1000 до 2000 м.д. в сырьевом газе, в диапазоне от 3 до 10 фунтов/фунт SO_2 при уровне SO_2 от 2000 м.д. до 2 об.% в сырьевом газе, в диапазоне от 2 до 3 фунтов/фунт SO_2 при уровне SO_2 от 2 до 4 об.% в сырьевом газе и в диапазоне от 0,5 до 2,5 фунтов/фунт SO_2 при уровне SO_2 более чем 4 об.% в сырьевом газе.

41. Способ по любому из пп.1-41, отличающийся тем, что содержание диоксида серы в тощем абсорбционном упариваемом растворе составляет не более чем 10 мас. %.

42. Способ по любому из пп.1-41, отличающийся тем, что коэффициент отношения чистого пара десорбера тощего упариваемого раствора к SO_2 , поступающему в абсорбер насыщенного газа, находится в диапазоне от 0,2 до 5 фунтов/фунт.

43. Способ по любому из пп.1-42, отличающийся тем, что сорбция указанного загрязняющего газа включает реакцию кислота/основание между загрязняющим газом и сорбентом, при этом pH абсорбирующей водной среды насыщенного газа в абсорбере насыщенного газа доводится до значения, отличающегося от pH, которое предоставляет наиболее благоприятное равновесие при абсорбции, но при котором расход пара в десорбере насыщенного упариваемого раствора для уменьшения содержания загрязняющего газа в регенерированной абсорбирующей среде насыщенного газа до целевого уровня меньше, чем расход пара для уменьшения содержания загрязняющего газа в регенерированной абсорбирующей среде насыщенного газа до такого целевого уровня в сравнительной работе, проводимой в условиях, по существу, идентичных условиям, при которых указанный способ проводят, за исключением того, что в указанной сравнительной работе pH абсорбирующей водной среды насыщенного газа поддерживается при значении, которое дает наиболее выгодное равновесие при абсорбции.

44. Способ по п.43, отличающийся тем, что значение, до которого доводится pH, поддерживается в абсорбирующей водной среде насыщенного газа в области абсорбера, из которой выходит указанная абсорбирующая среда насыщенного газа.

45. Способ по п.43 или 44, отличающийся тем, что загрязняющий газ удаляют из тощего газа в абсорбере тощего газа с получением отходящего газа, в котором содержание загрязняющего газа соответствует заданному пределу выбросов.

46. Способ по любому из пп.43-45, отличающийся тем, что указанное загрязняющее вещество содержит кислотный газ, и pH абсорбирующей водной среды насыщенного газа в абсорбере насыщенного газа доводится до более низкого значения, чем pH, которое дает наиболее выгодное равновесие при абсорбции.

47. Способ по любому из пп.43-46, отличающийся тем, что поток газа протекает в противотоке к потоку абсорбирующей водной среды насыщенного газа в абсорбере насыщенного газа, и pH абсорбирующей водной среды насыщенного газа в основании абсорбера насыщенного газа доводится до значения, отличающегося от pH, которое дает наиболее выгодное равновесие при абсорбции.

48. Способ по п.47, отличающийся тем, что сорбент содержит соль малата, а значение pH абсорбционного упариваемого раствора насыщенного газа, выходящего из абсорбера насыщенного газа, или значение pH регенерированной абсорбирующей среды насыщенного газа, выходящего из десорбера насыщенного упариваемого раствора, поддерживается в диапазоне от 3,4 до 4,2.

49. Способ по п.48, отличающийся тем, что pH регенерированной абсорбирующей среды тощего газа находится в диапазоне от 0,5 до 1,0 pH единиц выше, чем pH регенерированной абсорбирующей среды насыщенного газа, или pH тощего абсорбционного упариваемого раствора находится в диапазоне от 0,5 до 1,0 pH единиц выше, чем pH насыщенного абсорбционного упариваемого раствора.

50. Способ по любому из пп.48 и 49, отличающийся тем, что расход пара в десорбере насыщенного упариваемого раствора составляет не более чем 7,5 фунтов на фунт SO_2 , удаленного из жидкой фазы в десорбере насыщенного упариваемого раствора.

51. Способ по любому из пп.1-50, отличающийся тем, что указанный загрязняющий газ дополни-

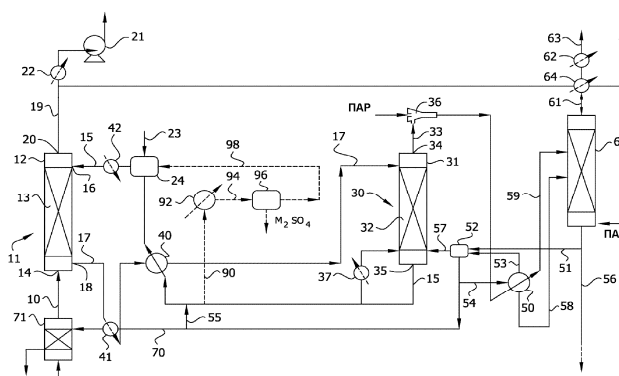
тельно содержит H_2S , а сорбент содержит амин.

52. Способ по любому из пп.1-51, отличающийся тем, что pH абсорбирующей водной среды насыщенного газа доводится добавлением кислоты или основания в регенерированную абсорбирующую среду насыщенного газа, возвращающуюся в абсорбер насыщенного газа.

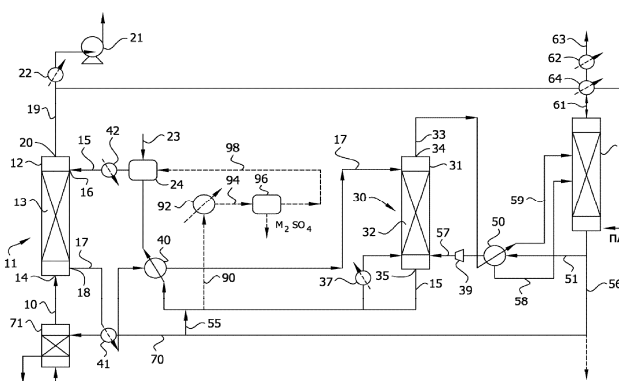
53. Способ по п.52, отличающийся тем, что доведение pH абсорбирующей водной среды насыщенного газа в абсорбере насыщенного газа включает уменьшение скорости добавления кислоты или основания в регенерированную абсорбирующую среду насыщенного газа при регулировании ее pH.

54. Способ по любому из пп.43-53, отличающийся тем, что содержание загрязняющего газа в выходящем из абсорбера газе не является значимо выше, чем содержание загрязняющего газа в выходящем из абсорбера газе в указанной сравнительной технологической операции.

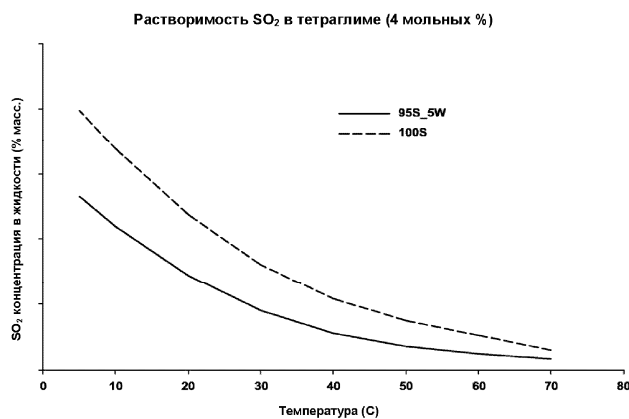
55. Способ по п.54, отличающийся тем, что содержание загрязняющего газа в выходящем из абсорбера газе не выше, чем содержание загрязняющего газа в выходящем из абсорбера газе в указанной сравнительной технологической операции.



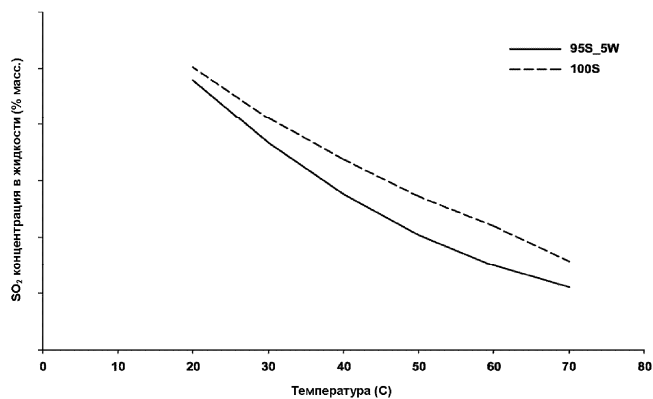
Фиг. 1



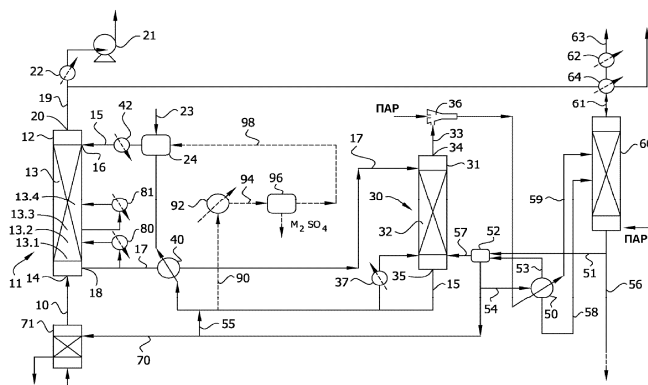
Фиг. 2



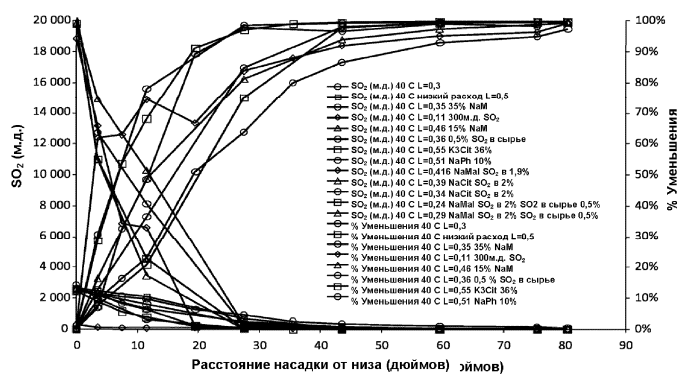
Фиг. 3

Растворимость SO_2 в тетраглиме (30 мольных %)

Фиг. 4

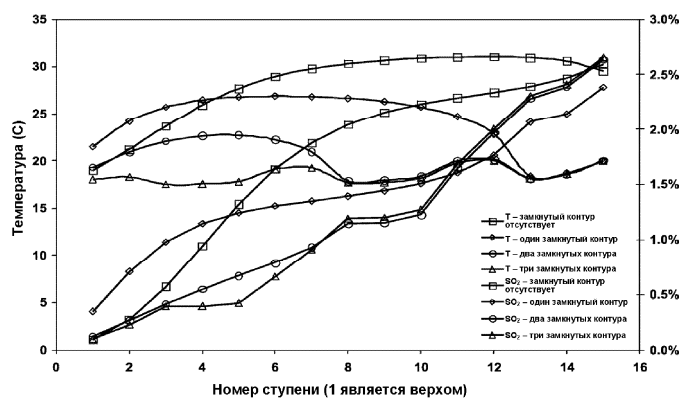


Фиг. 5

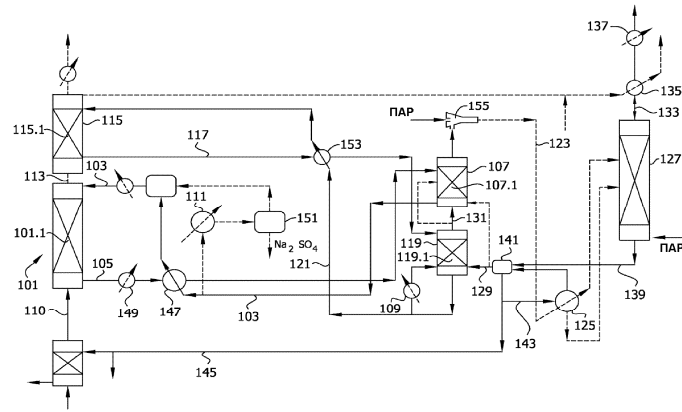
 SO_2 и удаление как функциональная зависимость от высоты колонны

Фиг. 6

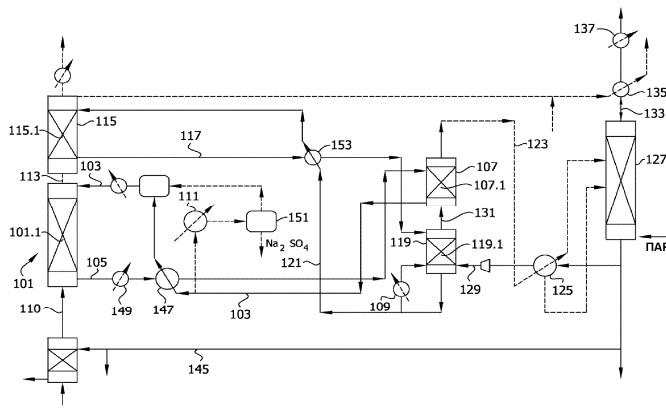
Влияние охлаждения на расход пара



Фиг. 7

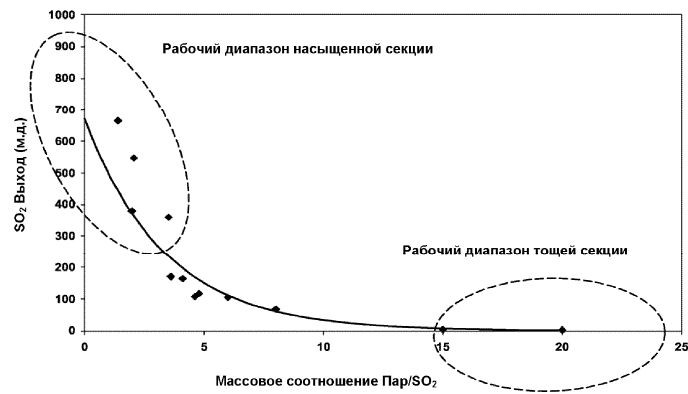


Фиг. 8



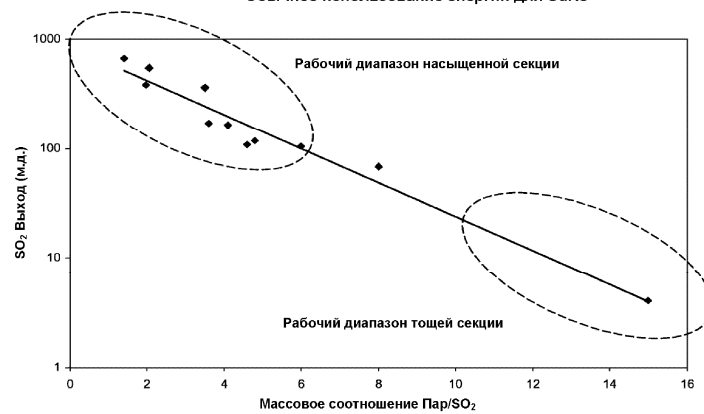
Фиг. 9

Обычное использование энергии для SuRe (10/35 тарелок, 35С)



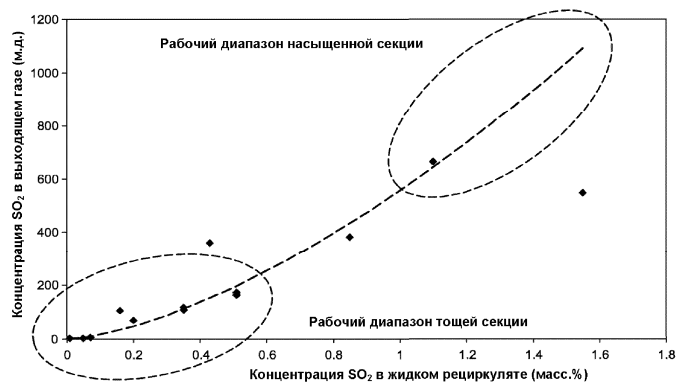
Фиг. 10

Обычное использование энергии для SuRe

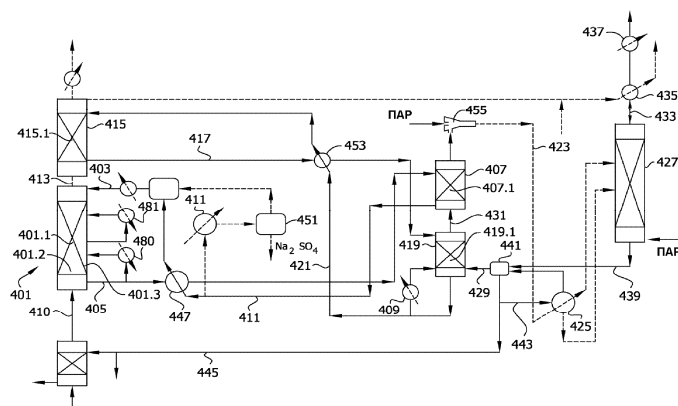


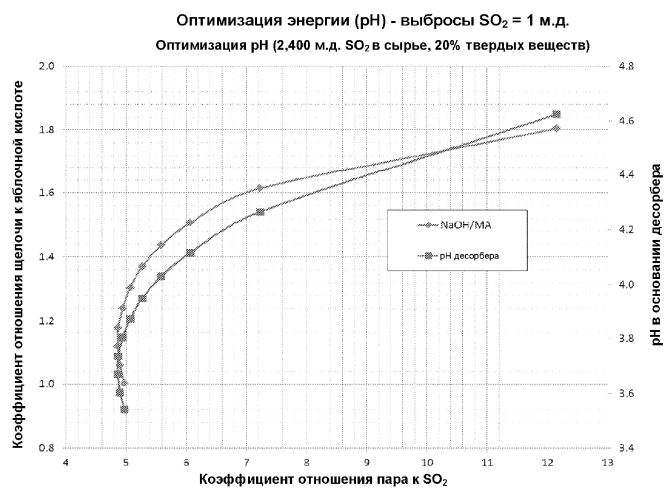
Фиг. 11

Выбросы как функция концентрации рецикулата

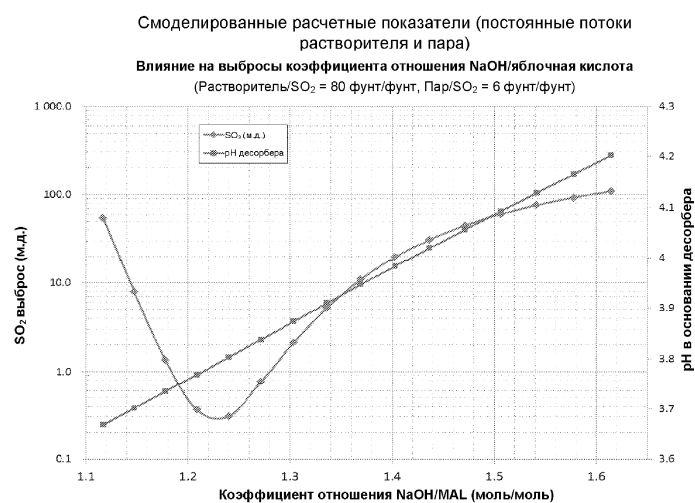


Фиг. 12

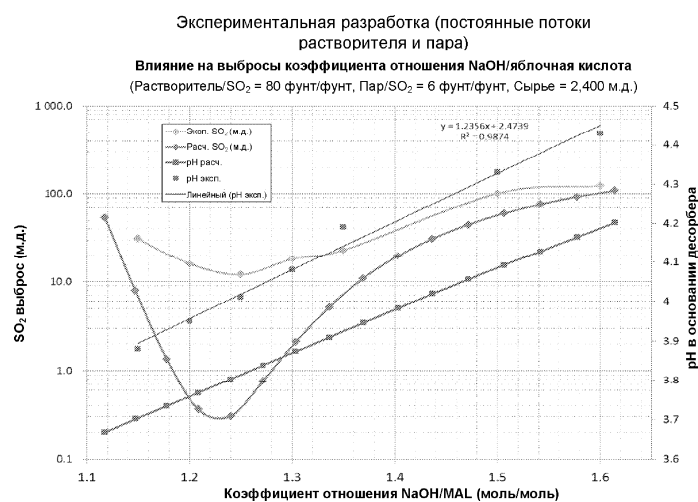




Фиг. 16

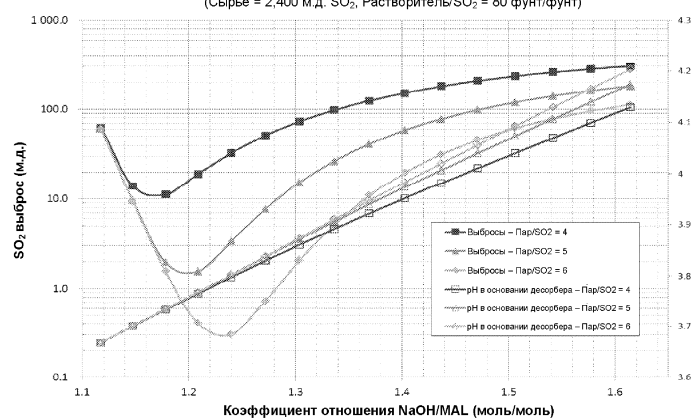


Фиг. 17



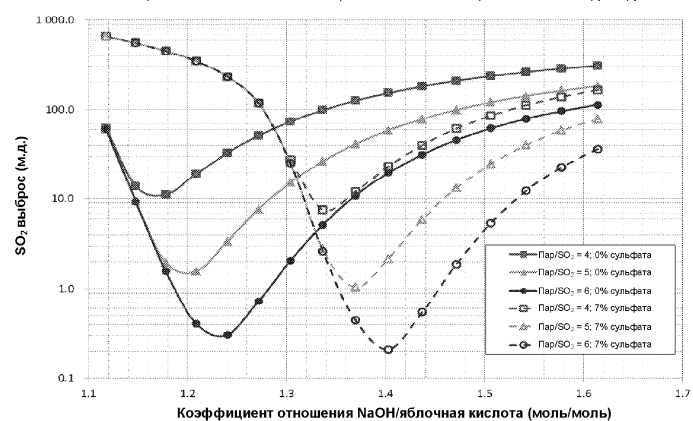
Фиг. 18

Влияние использования пара на выбросы
Влияние коэффициента отношения NaOH/яблочная кислота
(Сырье = 2,400 м.д. SO₂, Растворитель/SO₂ = 80 фунт/фунт)



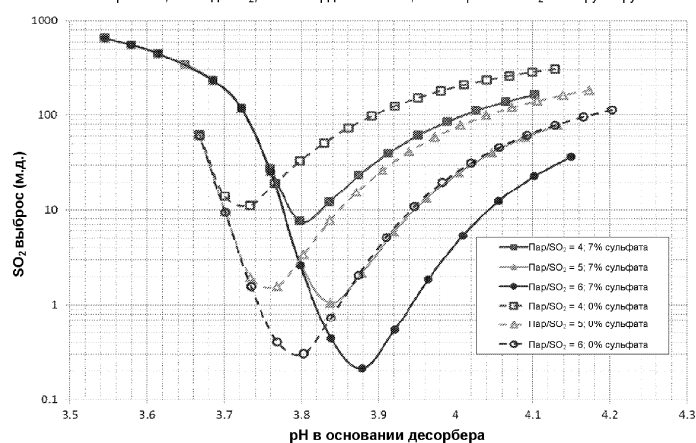
Фиг. 19

Влияние pH и сульфата на выбросы
Влияние на выбросы молярного соотношения NaOH/яблочная кислота
Сырье = 2,400 м.д. SO₂, 20% Твердые малаты, Растворитель/SO₂ = 80 фунт/фунт

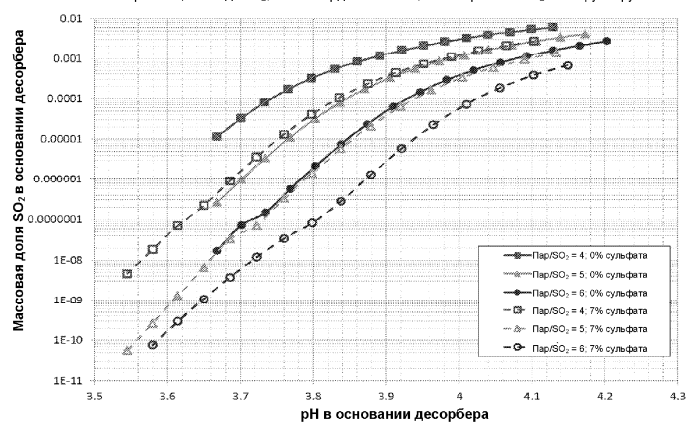


Фиг. 20

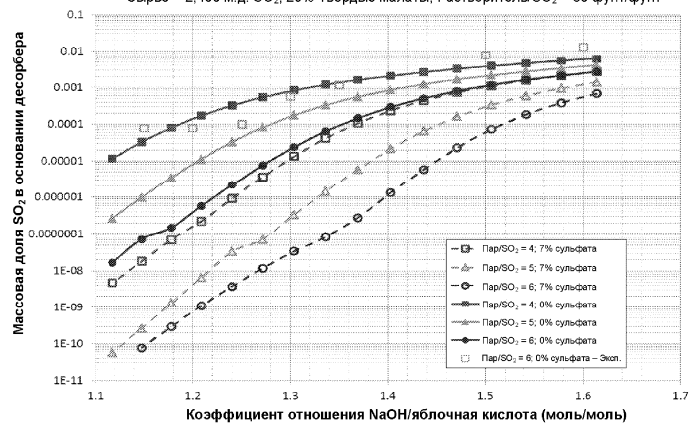
Влияние pH и сульфата на выбросы
Влияние pH на выбросы
Сырье = 2,400 м.д. SO₂, 20% Твердые малаты, Растворитель/SO₂ = 80 фунт/фунт



Фиг. 21

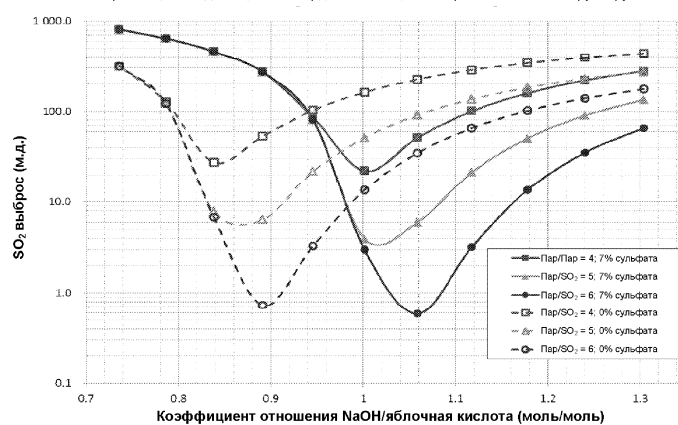
Концентрация SO_2 в рециркулирующем растворителеНаблюдаемая концентрация SO_2 в основании десорбераСырье = 2,400 м.д. SO_2 , 20% Твердые малаты, Растворитель/ SO_2 = 80 фунт/фунт

Фиг. 22

Концентрация SO_2 в рециркулирующем растворителеНаблюдаемая концентрация SO_2 в основании десорбераСырье = 2,400 м.д. SO_2 , 20% Твердые малаты, Растворитель/ SO_2 = 80 фунт/фунт

Фиг. 23

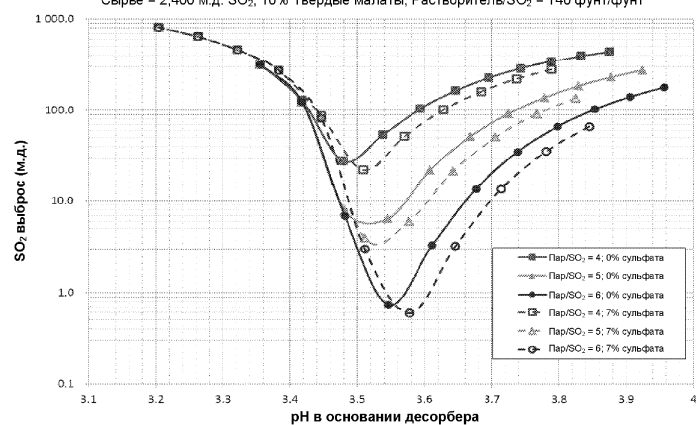
Влияние pH и сульфата на выбросы

Влияние молярного соотношения $\text{NaOH}/\text{яблочная кислота}$ на выбросыСырье = 2,400 м.д. SO_2 , 10% Твердые малаты, Растворитель/ SO_2 = 140 фунт/фунт

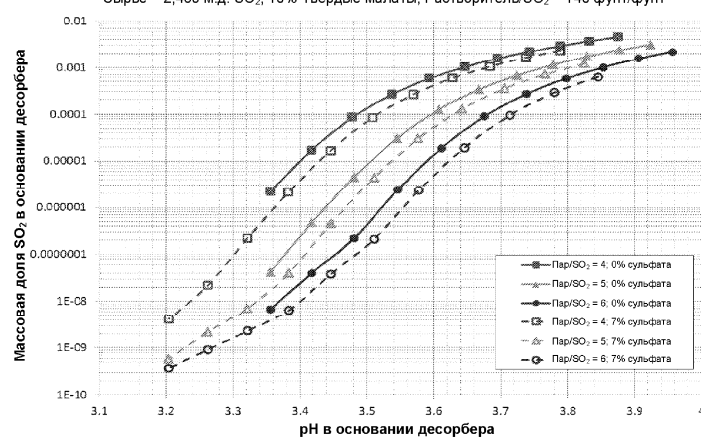
Фиг. 24

Влияние pH и сульфата на выбросы

Влияние pH на выбросы

Сырье = 2,400 м.д. SO₂, 10% Твердые малаты, Растворитель/SO₂ = 140 фунт/фунт

Фиг. 25

Концентрация SO₂ в рециркулирующем растворителеНаблюдаемая концентрация SO₂ в основании десорбераСырье = 2,400 м.д. SO₂, 10% Твердые малаты, Растворитель/SO₂ = 140 фунт/фунт

Фиг. 26



Евразийская патентная организация, ЕАПВ

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