

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **036135**

(13) **B1**

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ

(45) Дата публикации и выдачи патента
2020.10.02

(21) Номер заявки
201891372

(22) Дата подачи заявки
2016.12.07

(51) Int. Cl. **B01D 53/14** (2006.01)
B01D 53/86 (2006.01)
C01B 17/04 (2006.01)
C10L 3/10 (2006.01)

(54) СПОСОБ ОБРАБОТКИ СОДЕРЖАЩЕГО УГЛЕВОДОРОДЫ ПОТОКА ТЕКУЧЕЙ СРЕДЫ И УСТРОЙСТВО ДЛЯ ЕГО ОСУЩЕСТВЛЕНИЯ

(31) 15198708.8

(32) 2015.12.09

(33) EP

(43) 2018.11.30

(86) PCT/EP2016/080121

(87) WO 2017/097851 2017.06.15

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
БАСФ СЕ (DE)

(72) Изобретатель:
**Инграм Томас, Форберг Геральд,
Зидер Георг (DE)**

(74) Представитель:
Беляева Е.Н. (BY)

(56) WO-A1-2005075056
US-A1-2006150812
US-A-5820837
US-A1-2008107581
US-A-4498911
WO-A1-2010130787
WO-A1-2010086334

(57) Способ обработки содержащего углеводороды потока текучей среды, содержащего H₂S и CO₂, в котором а) обрабатывают поток текучей среды в первом абсорбере при давлении 10-150 бар первой частью потока регенерированного H₂S-селективного абсорбента, получая при этом обработанный поток текучей среды и H₂S-насыщенный абсорбент; б) нагревают H₂S-насыщенный абсорбент при непрямом теплообмене с потоком регенерированного H₂S-селективного абсорбента; в) понижают давление нагретого H₂S-насыщенного абсорбента в контейнере для выпаривания под низким давлением до 1,2-10 бар, получая при этом первый CO₂-насыщенный отработанный газ и частично регенерированный абсорбент; г) регенерируют частично регенерированный абсорбент в десорбционной колонне, получая при этом H₂S-насыщенный отработанный газ и регенерированный абсорбент; д) подают H₂S-насыщенный отработанный газ в установку Клауса и отработанный газ из установки Клауса подают в установку гидрирования, получая при этом гидрированный хвостовой газ установки Клауса; е) обрабатывают гидрированный хвостовой газ установки Клауса и первый CO₂-насыщенный отработанный газ во втором абсорбере при давлении 1-4 бар второй частью потока регенерированного H₂S-селективного абсорбента, получая при этом второй CO₂-насыщенный отработанный газ и второй H₂S-насыщенный абсорбент; ж) отправляют второй H₂S-насыщенный абсорбент в первый абсорбер. Кроме того, изобретение касается устройства для осуществления указанного способа. Способ отличается низким потреблением энергии.

036135 B1

036135 B1

Настоящее изобретение касается способа обработки содержащего углеводороды потока текучей среды, содержащего H_2S и CO_2 , и устройства для его осуществления.

Удаление кислых газов, например CO_2 , H_2S , SO_2 , CS_2 , HCN , COS или меркаптанов, из потоков текучей среды, такой как природный газ, газ, полученный при переработке нефти, или синтез-газ, имеет значение по разным причинам. Содержание сернистых соединений природного газа необходимо уменьшить с помощью подходящих мероприятий по предварительной обработке непосредственно в источнике природного газа, так как сернистые соединения часто образуют в воде, принесенной природным газом, кислоты, которые оказывают коррозионное действие. Поэтому для транспортировки природного газа в магистральном газопроводе или для дальнейшей переработки в установке для сжижения природного газа (СПГ, англ. LNG = liquefied natural gas) необходимо соблюдать заданное предельное значение серосодержащих примесей. Кроме того, большинство сернистых соединений уже при незначительных концентрациях имеют неприятный запах и являются токсичными.

Кроме того, необходимо удалять диоксид углерода природного газа, так как большая концентрация CO_2 снижает теплоту сгорания газа. Кроме того, CO_2 в соединении с влажностью, которая часто попадает в потоки текучей среды, может приводить к коррозии трубопроводов и оборудования. Если природный газ для транспортировки сжижают в жидкий природный газ (СПГ, англ. LNG = Liquid Natural Gas), то заранее необходимо удалить CO_2 . При температуре сжиженного природного газа (примерно - $162^\circ C$) повторно сублимировался бы CO_2 и повредились бы детали устройства. С другой стороны, слишком незначительная концентрация CO_2 также может быть нежелательной, например, при подаче в сеть природного газа, так как из-за этого теплота сгорания газа может быть слишком высокой.

Для удаления кислот применяют промывание водными растворами неорганических или органических оснований. Во время растворения кислотных газов в абсорбенте с основаниями образуются ионы. Абсорбент может восстанавливаться при снижении давления и/или отгонке легких фракций, причем виды ионов опять реагируют в кислотные газы и/или уходят с помощью пара. После процесса восстановления абсорбент снова можно использовать.

Способ, в котором все кислые газы, в частности CO_2 и H_2S , удаляют в большом количестве, называют "полная абсорбция". В определенных случаях напротив может быть желательно, предпочтительно абсорбировать H_2S перед CO_2 , например, чтобы сохранить H_2S/CO_2 -соотношение, оптимизирующее теплоту сгорания, для присоединенной установки Клауса. В этом случае говорят о "селективном промывании". Неблагоприятное соотношение H_2S/CO_2 может снижать мощность и производительность установки Клауса из-за слишком низкой теплоты сгорания. Для процесса Клауса обычно требуется минимальное содержание $H_2S = 30$ об.%. Для эксплуатации установки Клауса при невысоком соотношении H_2S/CO_2 необходимо использование дорогостоящих вариантов способа. Например, можно выбрать конфигурацию с раздельным потоком, увеличить содержание кислорода в потоке текучей среды или возвращать серу в установку Клауса.

С помощью выбора и применения селективного абсорбента можно достичь действительно хорошей селективности удаления сероводорода по отношению к диоксиду углерода, однако этой селективности недостаточно, если неблагоприятное соотношение сероводород/диоксид углерода во входящем газе приводит к кислотному газу с таким низким содержанием компонентов серы, что кислотный газ больше нельзя перерабатывать в установке Клауса.

Поэтому для переработки такого "разбавленного" кислотного газа в установке Клауса необходимы дополнительные мероприятия. Как правило, высокая концентрация компонентов серы возникает вследствие того, что компоненты серы, содержащиеся в кислотном газе с низкой концентрацией, еще раз удаляют с помощью второй абсорбционной колонны с регенерирующим абсорбирующим раствором, причем благодаря уже улучшенному соотношению сероводорода по отношению к диоксиду углерода в кислотном газе из первого этапа абсорбции получают соответственно более высокие концентрации компонентов серы в кислотном газе второго этапа абсорбции.

WO 2005/075056 A1 описывает способ удаления кислотных газов из содержащего углеводороды потока текучей среды с применением H_2S -селективного абсорбента. Первый насыщенный абсорбент регенерируется в десорбционной колонне. Частичный поток выведенного из десорбционной колонны газового потока обрабатывают свежим абсорбентом, и второй насыщенный H_2S поток абсорбента комбинируют с первым потоком насыщенного H_2S потока абсорбента. Таким образом повышается содержание H_2S выведенного из десорбционной колонны газового потока и можно подавать частичный поток в установку Клауса.

US 5820837 описывает способ удаления кислотных газов из содержащего углеводороды потока текучей среды с применением H_2S -селективного абсорбента. Насыщенный абсорбент частично регенерируют в контейнере для выпаривания под высоким давлением, а затем в контейнере для выпаривания под низким давлением перед подачей в десорбционную колонну. Полученный в контейнере для выпаривания под низким давлением насыщенный CO_2 газ снова обрабатывают в абсорбере свежим абсорбентом, благодаря чему повышается содержание H_2S газового потока, выведенного из десорбционной колонны, и затем его можно отправлять в установку Клауса.

Однако эти методы являются энергозатратными и дорогостоящими.

Задачей данного изобретения было получение вышеназванного способа с оптимизированным расходом энергии, а также получение установки, подходящей для проведения данного способа.

Задачу решают с помощью способа обработки содержащего углеводороды потока текучей среды, содержащего H_2S и CO_2 , в котором:

а) обрабатывают поток текучей среды в первом абсорбере при давлении 10-150 бар первой частью потока регенерированного H_2S -селективного абсорбента, получая при этом обработанный поток текучей среды и H_2S -насыщенный абсорбент;

б) нагревают H_2S -насыщенный абсорбент при непрямом теплообмене с потоком регенерированного H_2S -селективного абсорбента;

в) понижают давление нагретого H_2S -насыщенного абсорбента в контейнере для выпаривания под низким давлением до 1,2-10 бар, получая при этом первый CO_2 -насыщенный отработанный газ и частично регенерированный абсорбент;

г) регенерируют частично регенерированный абсорбент в десорбционной колонне, получая при этом H_2S -насыщенный отработанный газ и регенерированный абсорбент;

е) подают H_2S -насыщенный отработанный газ в установку Клауса, и отработанный газ из установки Клауса подают в установку гидрирования, получая при этом гидрированный хвостовой газ установки Клауса;

ф) обрабатывают гидрированный хвостовой газ установки Клауса и первый CO_2 -насыщенный отработанный во втором абсорбере при давлении 1-4 бар второй частью потока регенерированного H_2S -селективного абсорбента, получая при этом второй CO_2 -насыщенный отработанный газ и второй H_2S -насыщенный абсорбент; и

г) отправляют второй H_2S -насыщенный абсорбент в первый абсорбер.

Кроме того, изобретение касается устройства для осуществления указанного способа, включающее:

а) первый абсорбер для обработки содержащего углеводороды потока текучей среды, связанный по потоку через первый теплообменник с десорбционной колонной,

при этом первый абсорбер выполнен с возможностью осуществления абсорбции H_2S и CO_2 из подаваемого потока текучей среды посредством первой части потока регенерированного H_2S -селективного абсорбента, отведенного из десорбционной колонны, при давлении 10-150 бар с получением обработанного потока текучей среды и H_2S -насыщенного абсорбента; и

первый теплообменник выполнен с возможностью нагрева H_2S -насыщенного абсорбента посредством непрямого теплообмена с регенерированным H_2S -селективным абсорбентом, отведенным из десорбционной колонны;

б) контейнер для выпаривания под низким давлением, который связан по потоку с первым теплообменником и выполнен с возможностью понижения давления нагретого H_2S -насыщенного абсорбента до 1,2-10 бар; с получением первого CO_2 -насыщенного отработанного газа и частично регенерированного абсорбента;

в) десорбционную колонну, связанную по потоку с упомянутым контейнером для выпаривания под низким давлением, для обработки потока частично-восстановленного абсорбента с получением H_2S -насыщенного отработанного газа и регенерированного абсорбента;

г) установку Клауса, выполненную с возможностью обработки H_2S -насыщенного отработанного газа, и установку гидрирования, выполненную с возможностью обработки отработанного газа из установки Клауса с получением гидрированного хвостового газа установки Клауса;

е) второй абсорбер, связанный по потоку с десорбционной колонной, предназначенной для обработки гидрированного хвостового газа установки Клауса и первого CO_2 -насыщенного отработанного газа посредством второй части потока регенерированного H_2S -селективного абсорбента при давлении 1-4 бар с получением второго CO_2 -насыщенного отработанного газа и второго H_2S -насыщенного абсорбента, подаваемого посредством

г) трубопровода в первый абсорбер.

Если не указано иное, то следующие пояснения и предпочтения одинаково относятся как к способу согласно изобретению, так и к устройству согласно изобретению.

На этапе а) используют H_2S -селективный абсорбент для абсорбции из потока текучей среды H_2S и соабсорбции CO_2 . CO_2 отделяют на этапе в) в качестве первого CO_2 -насыщенного отработанного газа из H_2S -насыщенного абсорбента, после нагревания H_2S -насыщенного абсорбента по отношению к регенерированному абсорбенту. Таким образом повышается относительная концентрация H_2S в H_2S -насыщенном абсорбенте, и образовавшийся на этапе г) H_2S -насыщенный отработанный газ имеет состав, с которым он может быть сразу же отправлен в установку Клауса.

Хвостовой газ установки Клауса и первый CO_2 -насыщенный отработанный газ имеют остаточную концентрацию H_2S , с которой их нельзя сразу выпускать в окружающую среду. В способе согласно изобретению обрабатывают гидрированный хвостовой газ установки Клауса и первый CO_2 -насыщенный отработанный газ вместе во втором абсорбере свежим абсорбентом. Так как абсорбция наполнителя после его применения во втором абсорбере не снижается, то второй H_2S -насыщенный абсорбент отправляют в первый абсорбер для полного израсходования емкости абсорбции. Было обнаружено, что в способе

при одном и том же разделении расходуется меньше энергии для регенерации и необходима более низкая скорость циркуляции абсорбента, чем в способе с раздельной обработкой гидрированного хвостового газа установки Клауса.

В то время как удаление кислотных газов в первом абсорбере происходит при повышенном давлении, обогащение кислотного газа во втором абсорбере проходит при пониженном давлении. Так как H_2S -селективность абсорбента при низком давлении (и одинаковой температуре), как правило, больше, то возможны хорошее отделение как H_2S , так и CO_2 из обрабатываемого потока текучей среды в первом абсорбере и высокоселективное отделение H_2S из газа, обрабатываемого во втором абсорбере.

Предпочтительно кумулированная CO_2 - и H_2S -загрузка насыщенного абсорбента после обработки потока текучей среды в первом абсорбере составляет по меньшей мере 0,20 моль/моль, особенно предпочтительно по меньшей мере 0,25 моль/моль, выраженная в виде суммы количества веществ растворенного в абсорбенте CO_2 и H_2S на количества веществ компонентов абсорбента, которые реагируют с CO_2 и H_2S (например, аминные компоненты).

Согласно изобретению применяют H_2S -селективный абсорбент. В качестве H_2S -селективного абсорбента можно применять как химически действующие абсорбенты, такие как, например, селективные амины, так и физические абсорбенты, такие как, например, селексол, пуризол, геносорб или морфисорб. Предпочтительными являются химически действующие абсорбенты.

В качестве химически действующих H_2S -селективных абсорбентов обычно применяют растворы, в частности водные растворы, по меньшей мере с одним амином, выбранным из третичных и стерически затрудненных аминов. Третичные и стерически затрудненные амины показывают кинетическую селективность для H_2S по отношению к CO_2 . Эти амины не реагируют непосредственно с CO_2 ; напротив, CO_2 во время медленной реакции с амином и водой превращается в ионные продукты - в противоположность этому H_2S сразу же реагирует в растворах аминов.

В одном варианте осуществления водный раствор содержит по меньшей мере один смешиваемый с водой органический растворитель. При этом желательно ограничивать содержание воды абсорбента, например, макс. до 40 мас.%, или макс. до 30 мас.%, или макс. до 20 мас.%, или макс. до 10 мас.%, или макс. до 5 мас.%, относительно веса абсорбента.

Органический растворитель предпочтительно выбран из C_4 - C_{10} -спиртов, таких как *n*-бутанол, *n*-пентанол и *n*-гексанол; кетонов, таких как циклогексанон; сложных эфиров, таких как этиловый эфир уксусной кислоты и бутиловый эфир уксусной кислоты; лактонов, таких как γ -бутиролактон, δ -валеролактон и ϵ -капролактон; амидов, таких как третичные амиды карбоновых кислот, например *N,N*-диметилформамид или *N*-формилморфолин и *N*-ацетилморфолин;

лактамов, таких как γ -бутиролактамы, δ -валеролактамы и ϵ -капролактамы и *N*-метил-2-пирролидон (NMP);

сульфонов, таких как сульфолян; сульфоксидов, таких как диметилсульфоксид (DMSO); диолонов, например гликоли, такие как этиленгликоль (EG) и пропиленгликоль; полиалкиленгликолей, таких как диэтиленгликоль (DEG) и триэтиленгликоль (TEG); гликолей ди- или моно(C_{1-4} алкиловых) эфиров, таких как этиленгликольдиметиловый эфир; ди- или моно(C_{1-4} алкилэфир)полиалкиленгликолей, таких как диэтиленгликольдиметиловый эфир, дипропиленгликольмонометиловый эфир и триэтиленгликольдиметиловый эфир;

циклических мочевинов, таких как *N,N*-диметилимидазолидин-2-он и диметилпропиленмочевина (DMPU);

тиоалканолонов, таких как этилендитиоэтанол, тиодиэтиленгликоль (тиодигликоль, TDG) и метилтиоэтанол;

и их смесей.

Особенно предпочтительно органический растворитель выбран из сульфонов, диолонов, ди- или моно(C_{1-4} алкилэфиров-полиалкиленгликолей и полиалкиленгликолей. Весьма предпочтительно органический растворитель выбран из сульфонов. Предпочтительным органическим растворителем является сульфолян.

Под "третичным амином" понимают соединения по меньшей мере с одной третичной аминогруппой. Под третичным амином понимают соединение с атомом азота, который замещен тремя отличными от водорода органическими остатками. Предпочтительно третичный амин содержит только третичные аминогруппы, т.е. помимо по меньшей мере одной третичной аминогруппы он не содержит первичных или вторичных аминогрупп. Третичный амин предпочтительно не имеет кислотных групп, как, в частности, групп фосфоновых, сульфоновых и/или карбоновых кислот.

К подходящим третичным аминам, в частности, относят:

1) третичные алканол амины, такие как бис-(2-гидроксиэтил)метиламин (метилдиэтанолламин, МДЭА), трис-(2-гидроксиэтил)амин (триэтанолламин, ТЭА), трибутанолламин, 2-диэтиламиноэтанол (диэтилэтанолламин, ДЭЭА), 2-диметиламиноэтанол (диметилэтанолламин, ДМЭА), 3-диметиламино-1-

пропанол (N,N-диметилпропаноламин), 3-диэтиламино-1-пропанол, 2-диизопропиламиноэтанол (DIEA), N,N-бис-(2-гидроксипропил)метиламин (метилдиизопропаноламин, MDIPA);

2) третичные аминоэфиры, такие как 3-метоксипропилдиметиламин;

3) третичные полиамины, например бис-третичные диамины, такие как N,N,N',N'-тетраметилэтилендиамин, N,N-диэтил-N',N'-диметилэтилендиамин, N,N,N',N'-тетраэтилэтилендиамин, N,N,N',N'-тетраметил-1,3-пропандиамин (TMPDA), N,N,N',N'-тетраэтил-1,3-пропандиамин (TEPDA), N,N,N',N'-тетраметил-1,6-гександиамин, N,N-диметил-N',N''-диэтилэтилендиамин (DMDEEDA), 1-диметиламино-2-диметиламиноэтоксиэтан (бис-[2-(диметиламино)этиловый]эфир), 1,4-диазабицикло[2.2.2]октан (TEDA), тетраметил-1,6-гександиамин;

и их смеси.

Третичные алканоламины, т.е. амины по меньшей мере с одной, связанной с атомом азота гидроксиалкильной группой, в общем являются предпочтительными. Особенно предпочтительным является метилдиэтанолламин (МДЭА).

Подходящие стерически затрудненные амины включают стерически затрудненные вторичные амины и стерически затрудненные первичные амины. Предпочтительными являются стерически затрудненные вторичные амины.

Под стерическим затруднением во вторичных аминогруппах понимают присутствие по меньшей мере одного вторичного или третичного атома углерода в непосредственном соседстве с атомом азота аминогруппы. Под стерическим затруднением первичных аминогрупп понимают присутствие по меньшей мере одного третичного атома углерода в непосредственном соседстве с атомом азота аминогруппы. Подходящие стерически затрудненные амины также содержат соединения, которые называются в современных технологиях стерически очень затрудненные амины и имеют стерический параметр (константу Тафта) E_S больше чем 1,75.

Под вторичным атомом углерода понимают атом углерода, который кроме связи со стерически затрудненной позицией имеет две связи углерод-углерод. Под третичным атомом углерода понимают атом углерода, который кроме связи со стерически затрудненной позицией имеет три связи углерод-углерод. Под вторичным амином понимают соединение с атомом азота, который замещен двумя отличными от водорода органическими остатками. Под первичным амином понимают соединение с атомом азота, который замещен одним отличным от водорода органическим остатком.

Предпочтительно стерически затрудненный амин содержит изопропиламиногруппу, трет-бутиламиногруппу или 2,2,6,6-тетраметилпиперидинильную группу.

Подходящие стерически затрудненные первичные амины содержат 2-амино-2-метилпропанол (2-АМР), 2-амино-2-этилпропанол, 2-амино-2-пропилпропанол и 2-(2-амино-2-метилпропокси)этанол.

Подходящие стерически затрудненные вторичные амины содержат 2-(трет-бутиламино)этанол, 2-(изопропиламино)-1-этанол, 2-(изопропиламино)-1-пропанол, 2-(2-трет-бутиламиноэтокси)этанол (ТВАЕЕ), 2-(2-изопропиламиноэтокси)этанол (РАЕЕ), 2-(2-трет-бутиламиноэтокси)этоксиэтанол, 2-(2-изопропиламиноэтокси)этоксиэтанол, 2-бутиламино-2-метилпропанол, 4-гидрокси-2,2,6,6-тетраметилпиперидин, 4-(3'-гидроксипропокси)-2,2,6,6-тетраметилпиперидин, 4-(4'-гидроксипропокси)-2,2,6,6-тетраметилпиперидин, (2-(2-(2-трет-бутиламиноэтокси)этокси)этил)метиловый эфир (МЗЕТВ), бис-(2-(трет-бутиламино)этиловый) эфир, бис-(2-(изопропиламино)этиловый) эфир, 2-(2-(2-трет-бутиламиноэтокси)этокси)этил-трет-бутиламин, 2-(2-(2-изопропиламиноэтокси)этокси)этилизопропиламин, 2-(2-(2-(2-трет-бутиламиноэтокси)этокси)этокси)этил-трет-бутиламин, 2-(2-(2-(2-изопропиламиноэтокси)этокси)этокси)этил-изопропиламин, 4-(ди-(2-гидроксиэтил)амино)-2,2,6,6-тетраметилпиперидин и их смеси.

Более предпочтительным является стерически затрудненный вторичный амин, выбранный из 2-(2-изопропиламиноэтокси)этанола (РАЕЕ), 2-(2-трет-бутиламиноэтокси)этанола (ТВАЕЕ), 2-(2-(2-трет-бутиламиноэтокси)этокси)этил-трет-бутиламина, 2-(2-(2-изопропиламиноэтокси)этокси)этил-изопропиламина, 2-(2-(2-(2-трет-бутиламиноэтокси)этокси)этокси)этил-трет-бутиламина, 2-(2-(2-(2-изопропиламиноэтокси)этокси)этокси)этилизопропиламина и (2-(2-(2-трет-бутиламиноэтокси)этокси)-этил)метилового эфира (МЗЕТВ). Наиболее предпочтительным является стерически затрудненный вторичный амин 2-(2-трет-бутиламиноэтокси)этанол (ТВАЕЕ).

В одном варианте осуществления абсорбент содержит водный раствор стерически затрудненного амина, предпочтительно стерически затрудненного вторичного амина и третичного амина. Предпочтительно абсорбент содержит водный раствор ТВАЕЕ и МДЕА. С помощью изменения молярного отношения стерически затрудненного амина к третичному амину можно оказывать влияние на экзотермический тепловой эффект реакции абсорбента с кислотными газами, а также на H_2S -селективность абсорбента.

Стерически затрудненные амины, такие как, например, ТВАЕЕ, имеют очень сильную зависимость H_2S -селективности от давления. Так с помощью совместного использования стерически затрудненного амина, как ТВАЕЕ, в абсорбенте можно достичь высокой степени отделения CO_2 при одновременно высокой степени отделения H_2S в первом абсорбере и высокой селективности H_2S во втором абсорбере. Применение стерически затрудненных аминов, таких как ТВАЕЕ, при низком парциальном давлении CO_2 и H_2S также способствует высокой степени отделения H_2S .

В целом, общая концентрация стерически затрудненного амина и третичного амина в абсорбенте составляет 10-60 мас.%, предпочтительно 20-50 мас.%, особенно предпочтительно 30-50 мас.%.

Молярное отношение стерически затрудненного амина к третичному амину предпочтительно больше 0,05 и составляет, например, 0,1-0,9. С помощью вариаций молярного отношения стерически затрудненного амина к третичному амину можно согласовывать H_2S -селективность с соответствующими требованиями.

Предпочтительно абсорбент может содержать стерически незатрудненный первичный или вторичный амин. Соединения этого вида действуют как сильные промоторы CO_2 -абсорбции. Из-за этого может теряться H_2S -селективность абсорбента. Под стерически незатрудненными первичными или вторичными аминами понимают соединения, имеющие первичные или вторичные аминоклипы, с которыми связаны только атомы водорода или первичные атомы углерода.

В одном варианте осуществления водный абсорбент содержит кислоту. Предпочтительно кислота имеет значение pK_s меньше 6, особенно предпочтительно меньше 5. У кислот с несколькими ступенями диссоциации и, следовательно, несколькими значениями pK_s это требование выполняют в том случае, если одно из значений pK_s лежит в указанных пределах. Кислота подходящим способом выбрана из протонных кислот (кислот Бренстеда).

Количество кислоты в одном варианте осуществления составляет 0,1-5,0 мас.%, предпочтительно 0,2-4,0 мас.%, особенно предпочтительно 0,3-3,0 мас.% и наиболее предпочтительно 0,4-2,0 мас.% относительно массы абсорбента.

Кислота выбрана из органических и неорганических кислот. Подходящие органические кислоты включают, например, фосфоновые, сульфоновые, карбоновые кислоты и аминокислоты. В определенных формах выполнения кислота является многоосновной кислотой.

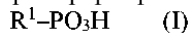
Подходящими кислотами, например, являются

минеральные кислоты, такие как соляная, серная, амидосерная, фосфорная кислота, парциальные сложные эфиры фосфорной кислоты, например моно- и диалкил- и -арилфосфаты, такие как тридецилфосфат, дибутилфосфат, дифенилфосфат и бис-(2-этилгексил)фосфат, борная кислота;

карбоновые кислоты, например насыщенные алифатические монокарбоновые кислоты, такие как муравьиная, уксусная, пропионовая, масляная, изомасляная, валериановая, изовалериановая, триметилуксусная, капроновая, н-гептановая, каприловая, 2-этилгексановая, пеларгоновая, капроновая, неодекановая, ундекановая, лауриновая, тридекановая, миристиновая, пентадекановая, пальмитиновая, "маргариновая", стеариновая, изостеариновая, арахидовая, бегеновая кислоты; насыщенные алифатические поликарбоновые кислоты, такие как щавелевая, малоновая, янтарная, глутановая, адипиновая, пимелиновая, пробковая, азелаиновая, себацциновая кислоты, додекановая дикарбоновая; циклоалифатические моно- и поликарбоновые кислоты, такие как циклогексанкарбоновая, гексагидрофталевая, тетрагидрофталевая кислота, смоляные, нафтеносые кислоты; алифатические гидроксикарбоновые кислоты, такие как гликолевая, молочная, миндальная, гидроксимасляная, винная, яблочная, лимонная кислоты; галогенированные алифатические карбоновые кислоты, такие как трихлоруксусная или 2-хлорпропионовая кислота; ароматические моно- и поликарбоновые кислоты, такие как бензойная, салициловая, галлоевые кислоты, толиловыи кислоты изомеров положения, метоксибензойные, хлорбензойные, нитробензойные кислоты, фталевая, терефталевая, изофталевая кислоты; технические смеси карбоновых кислот, как, например, версатиковые кислоты;

сульфокислоты, такие как метилсульфокислота, бутилсульфокислота, 3-гидроксипропилсульфокислота, сульфоуксусная кислота, бензолсульфокислота, р-толуолсульфокислота, р-ксилолсульфокислота, 4-додецилбензолсульфокислота, 1-нафталинсульфокислота, динонилнафталинсульфокислота и динонилнафталин-дисульфокислота, трифторметил- или нафталин-н-бутилсульфокислота, камфорная сульфокислота, 2-(4-(2-гидроксиэтил)-1-пиперазинил)этансульфокислота (НЕРЕС);

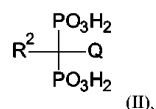
органические фосфоновые кислоты, например фосфоновые кислоты формулы (I)



где R^1 означает C_{1-18} алкил, который при необходимости замещен до четырех заместителей, которые независимо выбраны из карбоксии, карбоксамидо, гидроксии и амино.

К ним относятся алкилфосфоновые кислоты, такие как метилфосфоновая, пропилфосфоновая, 2-метил-пропилфосфоновая, *t*-бутилфосфоновая, н-бутилфосфоновая, 2,3-диметилбутилфосфоновая, октилфосфоновая кислота; гидроксисалкилфосфоновые кислоты, такие как гидроксиметилфосфоновая, 1-гидроксиэтилфосфоновая, 2-гидроксиэтилфосфоновая; арилфосфоновые кислоты, такие как фенилфосфоновая, толилфосфоновая, ксилфосфоновая, аминоклилфосфоновые кислоты, такие как аминоклилфосфоновая, 1-аминоэтилфосфоновая, 1-диметиламиноэтилфосфоновая, 2-аминоэтилфосфоновая, 2-(*N*-мертиламино)этилфосфоновая, 3-аминопропилфосфоновая, 2-аминопропилфосфоновая, 1-аминопропилфосфоновая, 1-аминопропил-2-хлорпропилфосфоновая, 2-аминобутилфосфоновая, 3-аминобутилфосфоновая, 1-аминобутилфосфоновая, 4-аминобутилфосфоновая, 2-аминопентилфосфоновая, 5-аминопентилфосфоновая, 2-аминогексилфосфоновая, 5-аминогексилфосфоновая, 2-аминооктилфосфоновая, 1-аминооктилфосфоновая, 1-аминобутилфосфоновая кислоты; амидоалкилфосфоновые кислоты, такие как 3-гидроксиметиламино-3-оксопропилфосфоновая кислота; и фосфоникарбоновые кислоты, такие как

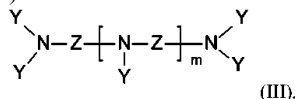
2-гидроксифосфоноксусная кислота и 2-фосфонобутан-1,2,4-трикарбоновая кислота;
фосфоновые кислоты формулы (II)



где R^2 означает H или C_{1-6} алкил;

Q означает H, OH или NY_2 и

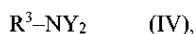
Y означает H или $\text{CH}_2\text{PO}_3\text{H}_2$, как 1-гидроксиэтан-1,1-дифосфоновая кислота;
фосфоновые кислоты формулы (III)



где Z означает C_{2-6} алкилен, циклоалкандиил, фенилен или C_{2-6} алкилен, который разрывается циклоалкандиилом или фениленом;

Y означает $\text{CH}_2\text{PO}_3\text{H}_2$ и

m означает 0-4, как этилендиамин-тетра(метиленфосфоновую кислоту), диэтилентриамин-пента(метиленфосфоновую кислоту) и бис-(гексаметилен)триамин-пента(метиленфосфоновую кислоту);
фосфоновые кислоты формулы (IV)



где R^3 означает C_{1-6} алкил, C_{2-6} гидроксиалкил или

Y означает $\text{CH}_2\text{PO}_3\text{H}_2$, как нитрило-трис-(метиленфосфоновую кислоту) и 2-гидроксиэтилимино-бис-(метиленфосфоновую кислоту);

аминокарбоновые кислоты с третичными аминогруппами или аминогруппами, которые имеют по меньшей мере один вторичный или третичный атом углерода в непосредственной близости с аминогруппой;

α -аминокислоты с третичными аминогруппами или аминогруппами, которые имеют по меньшей мере один вторичный или третичный атом углерода в непосредственной близости с аминогруппой, как N,N-диметилглицин (диметиламиноуксусная кислота), N,N-диэтилглицин, аланин (2-аминопропионовая кислота), N-метилаланин (2-(метиламино)пропионовая кислота), N,N-диметилаланин, N-этилаланин, 2-метилаланин (2-аминоизомасляная кислота), лейцин (2-амино-4-метил-пентан-1-овая кислота), N-метиллейцин, N,N-диметиллейцин, изолейцин (1-амино-2-метилпентановая кислота), N-метилизолейцин, N,N-диметилизолейцин, валин (2-аминоизовалериановая кислота), α -метилвалин (2-амино-2-метилизовалериановая кислота), N-метилвалин (2-метиламиноизовалериановая кислота), N,N-диметилвалин, пролин (пирролидин-2-карбоновая кислота), N-метилпролин, N-метилсерин, N,N-диметилсерин, 2-(метиламино)-изомасляная кислота, пиперидин-2-карбоновая кислота, N-метилпиперидин-2-карбоновая кислота;

β -аминокислоты с третичными аминогруппами или аминогруппами, которые имеют по меньшей мере один вторичный или третичный атом углерода в непосредственной близости с аминогруппой, как 3-диметиламинопропионовая кислота, N-метиламинодипропионовая кислота, N-метил-пиперидин-3-карбоновая кислота;

γ -аминокислоты с третичными аминогруппами или аминогруппами, которые имеют по меньшей мере один вторичный или третичный атом углерода в непосредственной близости с аминогруппой, как 4-диметиламиномасляная кислота;

аминокарбоновые кислоты с третичными аминогруппами или аминогруппами, которые имеют по меньшей мере один вторичный или третичный атом углерода в непосредственной близости с аминогруппой, как N-метилпиперидин-4-карбоновая кислота.

Среди неорганических кислот предпочтительными являются фосфорная и серная кислоты, особенно предпочтительными являются фосфорные кислоты.

Среди карбоновых кислот предпочтительными являются муравьиная, уксусная, бензойная, янтарная и адипиновые кислоты.

Среди сульфокислот предпочтительными являются метансульфокислота, p-толуолсульфокислота и 2-(4-(2-гидроксиэтил)-1-пиперазинил)этансульфокислота (HEPES).

Среди фосфоновых кислот предпочтительными являются 2-гидроксифосфоноксусная кислота, 2-фосфонобутан-1,2,4-трикарбоновая кислота, 1-гидроксиэтан-1,1-дифосфоновая кислота, этилендиамин-тетра(метиленфосфоновою кислоту), диэтилентриамин-пента(метиленфосфоновою кислоту), бис-(гексаметилен)триамин-пента(метиленфосфоновою кислоту) (HDTMP) или нитрило-трис-(метиленфосфоновою кислоту), где особенно предпочтительной является 1-гидроксиэтан-1,1-дифосфоновою кислоту.

Среди аминокарбоновых кислот с третичными аминогруппами или аминогруппами, которые имеют по меньшей мере один вторичный или третичный атом углерода в непосредственной близости с аминогруппой, предпочтительными являются N,N-диметилглицин и N-метилаланин.

Особенно предпочтительной кислотой является неорганическая кислота.

Абсорбент также может содержать добавки, как ингибиторы коррозии, энзимы и т.д. В общем количество таких добавок может составлять 0,01-3 мас.% абсорбента.

Способ согласно изобретению подходит для обработки потоков текучих сред любых видов. Потоками текучих сред являются, с одной стороны, газы, такие как природный газ, синтез-газ, коксовый газ, газ, возникший во время газификации угля, круговой газ и свалочный газ, и, с другой стороны, в основном не смешиваемые с абсорбентом жидкости, как LPG (сжиженный углеводородный газ, англ. Liquefied Petroleum Gas) или NGL (сжиженный природный газ, англ. Natural Gas Liquids). Способ согласно изобретению, в частности, подходит для обработки углеводородсодержащих потоков текучей среды. Присутствующие углеводороды являются, например, алифатическими углеводородами, как C₁-C₄-углеводороды, такие как метан, ненасыщенные углеводороды, такие как этилен или пропилен, или ароматические углеводороды, такие как бензол, толуол или ксилол.

В предпочтительном варианте осуществления поток текучей среды означает содержащий углеводороды поток текучей среды, в частности поток природного газа. Особенно предпочтительно поток текучей среды содержит более 1,0 об.% углеводородов, особенно предпочтительно более 5,0 об.% углеводородов, наиболее предпочтительно более 15 об.% углеводородов.

Парциальное давление сероводорода в потоке текучей среды обычно составляет по меньшей мере 2,5 мбар. В предпочтительном варианте осуществления в потоке текучей среды присутствует парциальное давление сероводорода по меньшей мере 0,1 бар, особенно предпочтительно по меньшей мере 1 бар и парциальное давление диоксида углерода по меньшей мере 0,2 бар, особенно предпочтительно по меньшей мере 1 бар. Названное парциальное давление относится к потоку текучей среды во время первого контакта с абсорбентом на этапе абсорбции.

В способе согласно изобретению обрабатываемый поток текучей среды в первом абсорбере соединяют с H₂S-селективным абсорбентом, благодаря чему абсорбируется H₂S и соабсорбируется CO₂. Получают обработанный поток текучей среды и H₂S-насыщенный абсорбент. Давление в первом абсорбере составляет 10-150 бар, предпочтительно 30-120 бар, наиболее предпочтительно 50-90 бар. Общее давление потока текучей среды в основном соответствовало давлению в первом абсорбере.

Обработка потока текучей среды, содержащего H₂S и CO₂, в первом абсорбере обычно не означает неполную абсорбцию, т.е. обработанный поток содержит незначительную концентрацию CO₂ по сравнению с концентрацией в обрабатываемом потоке текучей среды. Обработанный поток текучей среды обычно содержит по меньшей мере еще 1,0 об.% CO₂, предпочтительно по меньшей мере 1,5 об.% CO₂, особенно предпочтительно по меньшей мере 2,0 об.% CO₂.

В качестве первого абсорбера используют промывающее устройство, обычно применяемое для способа абсорбционной очистки газов. Подходящими промывающими устройствами являются, например, насадочные тела, насадочные и тарельчатые колонны, мембранные контакторы, радиально-поточные скрубберы, струйные промыватели, скрубберы Вентури и ротационные скрубберы, предпочтительными являются насадочные колонны, колонны с насадочными телами и тарельчатые колонны, особенно предпочтительными являются тарельчатые колонны и колонны с насадочными телами. При этом обработку потока текучей среды абсорбентом проводят предпочтительно в колонне в противотоке. При этом поток текучей среды, в общем, подводят в нижнюю часть и абсорбент подводят в верхнюю часть колонны. В тарельчатую колонну встроены сетчатое дно, колпачковая или клапанная тарелка, через которые обычно проходит жидкость. Колонны с насадочными телами могут быть наполнены различными формованными изделиями. Тепло- и массообмен улучшают с помощью увеличения поверхности с помощью размера формованных изделий 25-80 мм. Известными примерами являются кольцо Рашига (полый цилиндр), кольцо Паля, кольцо Hiflow, седло Инталокс и т.п. Насадочные тела можно размещать как определенном порядке, так и беспорядочно (в виде засыпки) в колонне. В качестве материалов принимают во внимание стекло, керамику, металл и синтетические материалы. Структурированные упаковки являются усовершенствованными упорядоченными насадочными телами. Они имеют структуру правильной формы. Благодаря этому с помощью упаковок можно уменьшить падение давления в газовом потоке. Существуют различные выполнения упаковок, например, тканевая или жестяная тара. В качестве материалов можно применять металл, пластик, стекло и керамику.

Температура абсорбента в абсорберах в общем составляет примерно 30-100°C, при использовании колонны, например, 30-70°C сверху колонны и 50-100°C внизу колонны.

H₂S-насыщенный абсорбент нагревают при непрямом теплообмене с помощью первого теплообменника регенерированным H₂S-селективным абсорбентом из десорбционной колонны, чтобы улучшить отделение CO₂ и свести к минимуму потребление энергии в десорбционной колонне. В нагретом H₂S-насыщенном абсорбенте в контейнере для выпаривания под низким давлением понижают давление до 1,2-10 бар; причем получают первый CO₂-насыщенный отработавший газ и частично регенерированный абсорбент.

Как правило, в поступающем из первого теплообменника, регенерированном H₂S-селективном абсорбенте устанавливают подходящую температуру абсорбции с помощью охладителя. Например, регенерированный H₂S-селективный абсорбент охлаждают до температуры 30-60°C.

В контейнере для выпаривания под низким давлением понижают давление загруженного абсорбента от высокого, которое присутствует, например, в первом абсорбере или в контейнере для выпаривания под высоким давлением, который находится между абсорбером и контейнером для выпаривания под низким давлением, до низкого давления 1,2-10 бар, например 1,2-3 бар. В этих условиях можно высвободить и извлекать значительную часть присутствующего в загруженном абсорбенте диоксида углерода в виде газа. Понижение давления можно осуществлять, например, с помощью дроссельного клапана и/или турбодетандера.

Предпочтительно давление в контейнере для выпаривания под низким давлением выше, чем давление, при котором работает второй абсорбер, например, на 0,1-0,5 бар выше. Таким образом, не требуется компрессор или нагнетатель, чтобы отправлять первый CO_2 -насыщенный отработанный газ во второй абсорбер.

Контейнер для выпаривания под низким давлением можно использовать в виде горизонтального или вертикального контейнера. В качестве встроенных элементов для способа понижения давления можно использовать подходящие системы снабжения водой. К ним относят, например, Flash-Box, Flashing-Feed-Gallery (если речь идет о вертикальных контейнерах) системы или системы снабжения типа Schoerptoeter. Для улучшения отделения газа и жидкости в контейнере можно использовать дополнительные встроенные элементы, такие как насадки, структурированные прокладки, плетеные элементы или листы с отверстиями.

В предпочтительном варианте осуществления после выхода из первого абсорбера и перед понижением давления в контейнере для выпаривания под низким давлением в H_2S -насыщенном абсорбенте уменьшают давление в контейнере для выпаривания под высоким давлением до 5-20 бар, предпочтительно до 5-15 бар. Температура, присутствующая в контейнере для выпаривания под высоким давлением, предпочтительно в основном равна температуре насыщенного абсорбента. В этих условиях в основном высвобождают все присутствующие в насыщенном абсорбенте соабсорбированные углеводороды и другие газы, такие как оксиды азота в виде газа, затем их можно выводить из способа или возвращать назад в первый абсорбер.

Контейнер для выпаривания под высоким давлением можно использовать в виде горизонтального или вертикального контейнера. В качестве встроенных элементов для способа понижения давления можно использовать подходящие системы снабжения водой. К ним относят, например, Flash-Box, Flashing-Feed-Gallery (если речь идет о вертикальных контейнерах) системы или системы снабжения типа Schoerptoeter. Для улучшения отделения газа и жидкости в контейнере можно использовать дополнительные встроенные элементы, такие как насадки, структурированные прокладки, плетеные элементы или листы с отверстиями.

В предпочтительном варианте осуществления осуществляют нагревают извлеченный из контейнера для выпаривания под пониженным давлением, частично регенерированный абсорбент перед его регенерацией в десорбционной колонне, при непрямом теплообмене с помощью второго теплообменника с регенерированным H_2S -селективным абсорбентом. Получают частично охлажденный регенерированный абсорбент, температуры которого достаточно для нагревания H_2S -насыщенного абсорбента с помощью непрямого теплообмена. Благодаря изменению переданного в первом и втором теплообменнике относительного количества тепла может изменяться количество CO_2 , отделенного в контейнере для выпаривания под пониженным давлением, без дополнительного расхода энергии в десорбционной колонне.

Частично регенерированный абсорбент регенерируется в десорбционной колонне. Из частично регенерированного абсорбента высвобождают H_2S , оставшийся CO_2 и при необходимости другие кислотные компоненты газа в виде H_2S -насыщенного отработанного газа, причем получают регенерированный абсорбент. Как правило, регенерация содержит по меньшей мере одно из мероприятий по нагреванию, уменьшению давления и отгонки инертной текучей средой.

Частично регенерированный абсорбент предпочтительно регенерируют с помощью сероводородной загрузки, которая соответствует равновесию загрузки для содержания сероводорода предпочтительно меньше 90%, особенно предпочтительно меньше 50% содержания сероводорода обработанного потока текучей среды. Под равновесием загрузки понимают содержание сероводорода в абсорбенте, которое при условиях давления и температуры в вершине абсорбера находится в равновесии с указанным содержанием сероводорода в обработанном газовом потоке, который покидает абсорбер.

Предпочтительно накопленная CO_2 - и H_2S -загрузка регенерированного абсорбента составляет менее 0,10 моль/моль, особенно предпочтительно менее 0,05 моль/моль. Загрузка выражается в виде количества веществ растворенного в абсорбенте $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{S}$ на количество веществ компонентов абсорбента, которые реагируют с CO_2 и H_2S (например, аминные компоненты).

Регенерация частично регенерированного абсорбента предпочтительно включает нагревание частично регенерированного абсорбента, насыщенного кислотными компонентами газа. При этом абсорбированные кислотные газы перегоняют с помощью нагревания пара, полученного из абсорбента. Если в качестве абсорбента используют водный раствор амина, то стриппинг-газ в большинстве случаев означает водяной пар, который получают при частичном выпаривании раствора в нижней части десорбционной колонны или который образуется в соединенном с десорбционной колонной испарителе. Пар можно

полностью или частично замещать инертной текучей средой, такой как азот. Абсолютное давление в десорбционной колонне обычно составляет 0,1-3,5 бар, предпочтительно 1,0-2,5 бар. Температура обычно составляет 50-170°C, предпочтительно 80-130°C, причем температура естественно зависит от давления.

Десорбционная колонна может означать колонну с наполнителем, насадочную или тарельчатую колонну. Десорбционная колонна в зумпфе имеет подогреватель, например ребойлер, натриевый циркуляционный выпарной аппарат, выпарной аппарат с принудительной циркуляцией с циркуляционным насосом или редуцирующий выпарной аппарат с принудительной циркуляцией. В верхней части десорбционная колонна имеет выпускное отверстие для высвобождаемых кислых газов. Принесенные пары абсорбента могут выборочно конденсироваться в конденсаторе и возвращаться в колонну.

Образующийся во время регенерации H_2S -насыщенный отработанный газ подают в установку Клауса. В установке Клауса можно превращать содержащийся в газовом потоке сероводород, при подаче воздуха, в элементарную серу и надолго извлекать из среды. Часть сероводорода сгорает в печи установки Клауса с воздухом, превращаясь в диоксид серы. Другая часть сероводорода вступает в реакцию с SO_2 с конпропорционированием в элементарную серу. Оставшийся сероводород каталитически превращается с остатками SO_2 при низкой температуре в другую элементарную серу. В хвостовом газе установки Клауса после последней каталитической фазы, кроме N_2 , водяного пара и CO_2 , все еще присутствуют следы таких сернистых соединений, как SO_2 , COS , CS_2 а также H_2S , которые необходимо удалить, чтобы свести к минимуму загазованность и вредное воздействие на окружающую среду. С помощью присоединенной гидрирующей установки можно гидрировать содержащиеся в хвостовом газе установки Клауса серу или кислородсодержащие сернистые соединения и/или сероуглерод в сероводород. Получают гидрированный хвостовой газ установки Клауса.

Гидрированный хвостовой газ установки Клауса предпочтительно имеет содержание H_2S 0,5-5 об.%, особенно предпочтительно 0,8-4,8 об.%. Более высокое содержание H_2S гидрированного хвостового газа установки Клауса вызывает экономически невыгодную более высокую скорость циркуляции абсорбента. Гидрированный хвостовой газ установки Клауса охлаждают до необходимой температуры, прежде чем его отправлять во второй абсорбер. Для этого обычно применяют охладитель или конденсатор. Обычно гидрированный хвостовой газ установки Клауса быстро охлаждают с помощью быстрого охлаждения водой. Охлаждают примерно до 30-60°C. Быстрое охлаждение технологического газа с помощью воды, как правило, проходит с помощью оборотной воды с циркуляцией охлаждающей жидкости по замкнутому контуру. Возникающую во время этого процесса избыточную воду выводят через регулирование уровня из циркуляции охлаждающей жидкости по замкнутому контуру.

Первый CO_2 -насыщенный отработанный газ также предпочтительно охлаждают до температуры 30-60°C, прежде чем его отправить во второй абсорбер. Для этого обычно применяют охладитель или конденсатор. Целесообразно первый CO_2 -насыщенный отработанный газ, как, например, также гидрированный хвостовой газ установки Клауса, подвергать быстрому охлаждению водой. Предпочтительно для быстрого охлаждения водой гидрированного хвостового газа установки Клауса и первого CO_2 -насыщенного отработанного газа используют одинаковую аппаратуру.

Охлажденные, объединенные обработавшие газы обрабатывают во втором абсорбере при давлении 1-4 бар вторым частичным потоком регенерированного H_2S -селективного абсорбента, причем получают второй CO_2 -насыщенный отработавший газ и второй H_2S -насыщенный абсорбент. В качестве второго абсорбера применяют устройство для промывки, обычно применяемое в таких способах абсорбционной очистки газов, при условиях, названных относительно условий и форм выполнения, касающихся первого абсорбера, причем второй абсорбер обычно меньше первого абсорбера.

Второй CO_2 -насыщенный отработанный газ можно выводить из способа и подавать, например, для такой обработки отработанного газа, как сгорание. Так как второй насыщенный H_2S абсорбент, как правило, насыщен не полностью и поэтому еще может еще принимать CO_2 и/или H_2S , то второй насыщенный H_2S абсорбент направляют для использования остаточной емкости в первый абсорбер.

Место подачи для второго H_2S -насыщенного абсорбента в первый абсорбер предпочтительно находится ниже места подачи первого частичного потока регенерированного H_2S -селективного абсорбента. Таким образом в абсорбере возникает две зоны абсорбции, причем под местом подачи для второго H_2S -насыщенного абсорбента удаляют основное количество CO_2 и/или H_2S из потока текучей среды и над местом подачи проводят дополнительную обработку потока текучей среды с помощью частичного потока регенерированного H_2S -селективного абсорбента. Таким образом оптимально используют объемы загрузки регенерированного H_2S -насыщенного абсорбента и второго H_2S -насыщенного абсорбента и оптимизируется возникающий в абсорбере температурный профиль.

Изобретение более подробно разъясняется с помощью добавленных чертежей и нижеописанных примеров. На фиг. 1-4 для элементов с одинаковыми функциями используют основные одинаковые обозначения. На изображениях для понимания наполовину не представлены такие неважные детали устройства, как насосы. Как правило, специалист предусматривает наличие встроенных элементов насоса в трубопроводах 3.01, 3.02 и 3.15 или 4.01, 4.02 и 4.18.

Фиг. 1 является схематичным представлением устройства, подходящего для обработки потока текучей среды, содержащей H_2S и CO_2 .

Фиг. 2 является схематичным представлением устройства, подходящего для последующей обработки потока текучей среды, содержащей H_2S и CO_2 .

Фиг. 3 показывает схематичное представление устройства, подходящего для проведения способа согласно изобретению.

Фиг. 4 показывает схематичное представление устройства, подходящего для дальнейшего проведения способа согласно изобретению.

Согласно фиг. 1 через подающую линию Z прошедший нужную предварительную обработку газ, содержащий сероводород и диоксид углерода, в абсорбере A1 приводят в контакт с добавленным в верхнюю зону через трубопровод для абсорбента 1.01 регенерированным абсорбентом и приводят в контакт с добавленным в среднюю зону через трубопровод для абсорбента 1.28 частично насыщенным абсорбентом в противотоке. Абсорбент удаляет сероводород и диоксид углерода с помощью абсорбции из газа; при этом через выпускной газопровод 1.02 получают очищенный газ, обедненный сероводородом и диоксидом углерода.

Через трубопровод для абсорбента 1.03 насыщенный CO_2 и H_2S абсорбент отправляют в контейнер для выпаривания под низким давлением HPF и снижают давление (например, примерно от 70 до 5-20 бар), причем температура в основном равна температуре насыщенного абсорбента. Обычно разница температур меньше $10^\circ C$, предпочтительно меньше $5^\circ C$. В этих условиях высвобождают в основном присутствующие в насыщенном абсорбенте углеводороды в виде газа и могут отделять через трубопровод 1.04.

Через трубопровод для абсорбента 1.05, теплообменник 1.06, в котором нагревают абсорбент, насыщенный CO_2 и H_2S , теплом, подведенным из трубопровода для абсорбента 1.07, регенерированного абсорбента, и трубопровод для абсорбента 1.08 подводят насыщенный CO_2 и H_2S абсорбент в десорбционную колонну D и регенерируют.

Из нижней части десорбционной колонны D частичный поток подведенного из трубопровода для абсорбента 1.07, регенерированного абсорбента отправляют через трубопровод для абсорбента 1.09 в ребойлер 1.10, где его нагревают и, по меньшей мере, частично в виде пара отправляют через трубопровод для абсорбента 1.11 в десорбционную колонну D.

Другой частичный поток подведенного из трубопровода 1.07, регенерированного абсорбента отправляют дальше через теплообменник 1.06, в котором регенерированный абсорбент нагревает CO_2 - и H_2S -насыщенный абсорбент и при этом охлаждается сам, затем его отправляют через трубопровод для абсорбента 1.12, охладитель 1.13 и трубопровод для абсорбента 1.14 и разделяют на частичные потоки 1.01 и 1.15.

Частичный поток 1.01 подают в абсорбер A1. Частичный поток 1.15 снова разделяют на частичные потоки 1.16 и 1.17.

Выделенный в десорбционной колонне D газ, содержащий CO_2 и H_2S , покидает десорбционную колонну D через выпускной газопровод 1.18. Его отправляют через охладитель 1.19 в конденсатор с интегрированным разделением фаз 1.20, где его отделяют от принесенного пара абсорбента. Затем жидкость, состоящую в основном из воды, проводят через трубопровод для абсорбента 1.21 в верхнюю часть десорбционной колонны D и выводят насыщенный CO_2 - и H_2S газ через газопровод 1.22. Газовый поток 1.22 снова разделяют на частичные потоки 1.23 и 1.24.

Частичный поток 1.23 отправили в абсорбер A2 и там соединили с регенерированным абсорбентом, который поступил через трубопровод для абсорбента 1.16, в противотоке. Абсорбент удаляет сероводород с помощью абсорбции из газа; при этом через выпускной газопровод 1.25 получают в основном чистый диоксид углерода. Через трубопровод для абсорбента 1.26 H_2S -насыщенный абсорбент отправляют через трубопровод для абсорбента 1.05 и затем через теплообменник 1.06 и трубопровод для абсорбента 1.08 направляют в десорбционную колонну D и регенерируют.

CO_2 - и H_2S -насыщенный газовый поток 1.24 подают в установку Клауса CL, отработанный газ которой в основном содержит N_2 , CO_2 , SO_2 , COS , CS_2 , H_2S , H_2O и серу. Отработанный газ гидрируют в установке гидрирования HY. Гидрированный хвостовой газ установки Клауса, который в основном содержит H_2 , N_2 , CO_2 , H_2O и H_2S , отправляют через охладитель квенча Q и охлаждают. Жидкостью квенча в охладителе Q в основном является вода.

Охлажденный гидрированный хвостовой газ установки Клауса через трубопровод 1.27 для абсорбента подводят в абсорбер хвостового газа TGA, где он вступает в контакт с подведенным через трубопровод 1.17 для абсорбента, регенерированным абсорбентом в противотоке. Через трубопровод 1.28 для абсорбента частично насыщенный H_2S абсорбент из абсорбера хвостового газа TGA подводят в среднюю часть абсорбера A1. Через газопровод 1.29 H_2S -обедненный газ извлекают из абсорбера хвостового газа TGA и выводят из способа.

Согласно фиг. 2 через подающую линию Z прошедший нужную предварительную обработку газ, содержащий сероводород и диоксид углерода, в абсорбере A1 приводят в контакт с добавленным в верхнюю зону через трубопровод 2.01 для абсорбента регенерированным абсорбентом и приводят в контакт с добавленным в среднюю зону через трубопровод 2.28 для абсорбента частично насыщенным абсорбентом в противотоке. Абсорбент удаляет сероводород и диоксид углерода с помощью абсорбции из газа;

при этом через выпускной газопровод 2.02 получают очищенный газ, обедненный сероводородом и диоксидом углерода.

Через трубопровод 2.03 для абсорбента насыщенный CO_2 и H_2S абсорбент отправляют в контейнер для выпаривания под высоким давлением HPF и снижают давление (например, примерно от 70 до 5-20 бар), причем температура в основном равна температуре насыщенного абсорбента. Обычно разница температур меньше 10°C , например меньше 5°C . В этих условиях высвобождают в основном все присутствующие в насыщенном абсорбенте углеводороды в виде газа и могут отделять через трубопровод 2.04.

Через трубопровод 2.05 для абсорбента, теплообменник 2.06, в котором нагревают абсорбент, насыщенный CO_2 и H_2S , теплом, подведенным из трубопровода 2.07 для абсорбента, регенерированного абсорбента, и через трубопровод 2.08 для абсорбента насыщенный CO_2 и H_2S абсорбент отправляют в контейнер для выпаривания под низким давлением LPF и понижают давление (например, до давления 1,2-10 бар, например 1,2-3 бар). В этих условиях освобождают значительные части содержащегося в насыщенном абсорбенте диоксида углерода в виде газа и его можно отправить дальше через газопровод 2.09, причем получают частично регенерированный абсорбент.

Газ CO_2 отправляют через охладитель 2.10 в конденсатор 2.11 с интегрированным разделением фаз, где его отделяют от принесенного пара абсорбента. Затем жидкость, состоящую в основном из воды, через трубопровод 2.12 для абсорбента отправляют в верхнюю часть контейнера для выпаривания под низким давлением LPF. Газ CO_2 содержит значительное количество H_2S , который можно отделять до выведения CO_2 . Для этого газ через газопровод 2.13 подводят в абсорбер A2, где он вступает в контакт с подведенным через трубопровод 2.14 для абсорбента, регенерированным абсорбентом в противотоке. Абсорбент удаляет сероводород с помощью абсорбции из газа; при этом получают в основном чистый диоксид углерода, который отправляют и выводят из газопровода 2.15 из устройства.

Выведенный из нижней части контейнера для выпаривания под пониженным давлением LPF через трубопровод для абсорбента 2.16, частично регенерированный абсорбент и выведенный из нижней части абсорбера A2 через трубопровод 2.17 для абсорбента H_2S -насыщенный абсорбент вводят через трубопровод 2.18 для абсорбента в верхнюю часть десорбционной колонны D, где он регенерируется.

Из нижней части десорбционной колонны D частичный поток подведенного из трубопровода 2.07 для абсорбента, регенерированного абсорбента отправляют через трубопровод 2.09 для абсорбента в ребойлер 2.20, где его нагревают и, по меньшей мере, частично в виде пара отправляют через трубопровод 2.21 для абсорбента в десорбционную колонну D.

Другой частичный поток подведенного из трубопровода 2.07, регенерированного абсорбента отправляют дальше через теплообменник 2.06, в котором регенерированный абсорбент нагревает CO_2 - и H_2S -насыщенный абсорбент и при этом охлаждается сам, затем его отправляют через трубопровод 2.22 для абсорбента, охладитель 2.23 и трубопровод 2.24 для абсорбента и разделяют на потоки 2.01 и 2.25 частиц. Частичный поток 2.01 подают в абсорбер A1. Частичный поток 2.25 снова разделяют на частичные потоки 2.14 и 2.26.

Выделенный в десорбционной колонне D газ, содержащий CO_2 и H_2S , покидает десорбционную колонну D через выпускной газопровод 2.27. Его отправляют через охладитель 2.29 в конденсатор с интегрированным разделением фаз 2.30, где его отделяют от принесенного пара абсорбента. Затем жидкость, состоящую в основном из воды, проводят через трубопровод для абсорбента 2.31 в верхнюю часть десорбционной колонны D, и выводят насыщенный CO_2 - и H_2S газ через газопровод 2.32.

CO_2 - и H_2S -насыщенный газовый поток 2.32 подают в установку Клауса CL, отработанный газ которой в основном содержит N_2 , CO_2 , SO_2 , COS , CS_2 , H_2S , H_2O и серу. Отработанный газ гидрируют в установке гидрирования HY. Гидрированный хвостовой газ установки Клауса, который в основном содержит H_2 , N_2 , CO_2 , H_2O и H_2S , отправляют через охладитель квенча Q и охлаждают. Жидкостью квенча в охладителе Q в основном является вода.

Охлажденный гидрированный хвостовой газ установки Клауса через газопровод 2.33 подводят в абсорбер хвостового газа TGA, где он вступает в контакт с подведенным через трубопровод 2.26 для абсорбента, регенерированным абсорбентом в противотоке. Через трубопровод 2.28 для абсорбента частично насыщенный H_2S абсорбент из абсорбера хвостового газа TGA подводят в среднюю часть абсорбера A1. Через газопровод 2.34 H_2S -обедненный газ извлекают из абсорбера хвостового газа TGA и выводят из способа.

Согласно фиг. 3 через подающую линию Z прошедший нужную предварительную обработку газ, содержащий сероводород и диоксид углерода, в абсорбере A1 приводят в контакт с добавленным в верхнюю зону через трубопровод 3.01 для абсорбента регенерированным абсорбентом и приводят в контакт с добавленным в среднюю зону через трубопровод 3.02 для абсорбента частично насыщенным абсорбентом в противотоке. Абсорбент удаляет сероводород и диоксид углерода с помощью абсорбции из газа; при этом через выпускной газопровод 3.03 получают очищенный газ, обедненный сероводородом и диоксидом углерода.

Через трубопровод 3.04 для абсорбента насыщенный CO_2 и H_2S абсорбент отправляют в контейнер для выпаривания под высоким давлением HPF и снижают давление (например, примерно от 70 до 5-20 бар), причем температура в основном равна температуре насыщенного абсорбента. Обычно разница

температур меньше 10°C, предпочтительно меньше 5°C. В этих условиях высвобождают в основном присутствующие в насыщенном абсорбенте углеводороды в виде газа и могут отделять через трубопровод 3.05.

Через трубопровод 3.06 для абсорбента, теплообменник 3.07, в котором нагревают абсорбент, насыщенный CO₂ и H₂S, теплом, подведенным из трубопровода 3.08 для абсорбента, регенерированного абсорбента, и через трубопровод 3.09 для абсорбента насыщенный CO₂ и H₂S абсорбент отправляют в контейнер для выпаривания под низким давлением LPF и понижают давление до 1,2-10 бар, предпочтительно, 1,2-3 бар. В этих условиях освобождают значительные части содержащегося в насыщенном абсорбенте диоксида углерода в виде газа, и его можно отправить дальше через газопровод 3.10 в виде первого CO₂-насыщенного отработанного газа, причем получают частично регенерированный абсорбент.

Выведенный из нижней части контейнера для выпаривания под низким давлением LPF через трубопровод 3.11 для абсорбента, частично регенерированный абсорбент отправляют в верхнюю часть десорбционной колонны D и регенерируют. Из нижней части десорбционной колонны D частичный поток подведенного из трубопровода 3.08 для абсорбента, регенерированного абсорбента отправляют через трубопровод 3.12 для абсорбента в ребойлер 3.13, где его нагревают и, по меньшей мере, частично в виде пара отправляют через трубопровод 3.14 для абсорбента в десорбционную колонну D.

Вместо показанного ребойлера также можно применять другие типы теплообменников для получения впрыскиваемого пара, такие как естественный циркуляционный выпарной аппарат, выпарной аппарат с принудительной циркуляцией или редуционный выпарной аппарат с принудительной циркуляцией. В этих типах выпарных аппаратов многофазовый поток из регенерированного абсорбента и впрыскиваемый пар отправляют назад в зумпф десорбционной колонны, где происходит разделение фаз между паром и абсорбентом.

Другой частичный поток подведенного из трубопровода 3.08, регенерированного абсорбента отправляют дальше через теплообменник 3.07, в котором регенерированный абсорбент нагревает CO₂- и H₂S-насыщенный абсорбент и при этом охлаждается сам, затем его отправляют через трубопровод 3.15 для абсорбента, охладитель 3.16 и трубопровод 3.17 для абсорбента и разделяют на потоки 3.01 и 3.18 частиц. Частичный поток 3.01 подают в верхнюю часть абсорбера A1. Частичный поток 3.18 вводят в верхнюю часть абсорбера хвостового газа TGA.

Выделенный в десорбционной колонне D, H₂S-насыщенный отработанный газ, покидает десорбционную колонну D через выпускной газопровод 3.19. Его отправляют через охладитель 3.20 в конденсатор 3.21 с интегрированным разделением фаз, где его отделяют от принесенного пара абсорбента. В этом и в других устройствах, подходящих для проведения способа согласно изобретению, конденсация и разделение фаз также могут присутствовать отдельно друг от друга. Затем жидкость, состоящую в основном из воды, проводят через трубопровод 3.22 для абсорбента в верхнюю часть десорбционной колонны D и выводят H₂S-насыщенный газ через газопровод 3.23.

H₂S-насыщенный отработанный газ подают через газопровод 3.23 в установку Клауса CL, отработанный газ которой в основном содержит N₂, CO₂, SO₂, COS, CS₂, H₂S, H₂O и серу. Отработанный газ подвергают гидрированию в гидрирующей установке HY, причем получают гидрированный хвостовой газ установки Клауса. Гидрированный хвостовой газ установки Клауса, который в основном содержит H₂, N₂, CO₂, H₂O и H₂S, так же, как и первый CO₂-насыщенный отработанный газ газопровода 3.10, отправляют через охладитель квенча Q и охлаждают. Жидкостью квенча в охладителе Q в основном является вода.

Гидрированный хвостовой газ установки Клауса и первый CO₂-насыщенный отработанный газ объединяют и через газопровод 3.24 вводят в абсорбер хвостового газа TGA, где газ приводят в контакт с добавленным через трубопровод 3.18 для абсорбента, регенерированным абсорбентом в противотоке. Через трубопровод 3.02 для абсорбента второй насыщенный H₂S абсорбент из абсорбера хвостового газа TGA подводят в среднюю часть абсорбера A1. Таким образом можно использовать оставшуюся емкость абсорбции второго H₂S-насыщенного абсорбента из абсорбера хвостового газа TGA. Через газопровод 3.25 второй CO₂-насыщенный отработанный газ извлекают из абсорбера хвостового газа TGA и выводят из способа.

Согласно фиг. 4 через подающую линию Z прошедший нужную предварительную обработку газ, содержащий сероводород и диоксид углерода, в абсорбере A1 приводят в контакт с добавленным в верхнюю зону через трубопровод 4.01 для абсорбента регенерированным абсорбентом и приводят в контакт с добавленным в среднюю зону через трубопровод 4.02 для абсорбента частично насыщенным абсорбентом в противотоке. Абсорбент удаляет сероводород и диоксид углерода с помощью абсорбции из газа; при этом через выпускной газопровод 4.03 получают поток текучей среды, обедненный сероводородом и диоксидом углерода.

Через трубопровод 4.04 для абсорбента насыщенный CO₂ и H₂S абсорбент отправляют в контейнер для выпаривания под высоким давлением HPF и снижают давление (например, примерно от 70 до 5-20 бар), причем температура в основном равна температуре насыщенного абсорбента. Обычно разница температур меньше 10°C, предпочтительно меньше 5°C. В этих условиях высвобождают в основном все присутствующие в насыщенном абсорбенте углеводороды в виде газа и могут отделять через трубопро-

вод 4.05.

Через трубопровод 4.06 для абсорбента, теплообменник 4.07, в котором нагревают абсорбент, насыщенный CO_2 и H_2S , теплом регенерированного абсорбента, подведенного из трубопровода 4.08 для абсорбента, теплообменника 4.09 и трубопровода 4.10 для абсорбента, и через трубопровод 4.11 для абсорбента насыщенный CO_2 и H_2S абсорбент отправляют в контейнер для выпаривания под низким давлением LPF и понижают давление до 1,2-10 бар, предпочтительно 1,2-3 бар. В этих условиях освобождают значительные части содержащегося в насыщенном абсорбенте диоксида углерода в виде газа, и его можно отправить дальше через газопровод 4.12 в виде первого CO_2 -насыщенного отработанного газа, причем получают частично регенерированный абсорбент.

Отправленный из нижней части контейнера для выпаривания под низким давлением LPF через трубопровод 4.13 для абсорбента частично регенерированный абсорбент через теплообменник 4.09, в котором частично регенерированный абсорбент нагревают теплом проходящего через трубопровод 4.08 для абсорбента, регенерированного абсорбента, и через трубопровод 4.14 для абсорбента вводят в верхнюю часть десорбционной колонны D и регенерируют. Из нижней части десорбционной колонны D частичный поток подведенного из трубопровода 4.08 для абсорбента, регенерированного абсорбента отправляют через трубопровод 4.15 для абсорбента в ребойлер 4.16, где его нагревают и, по меньшей мере, частично в виде пара отправляют через трубопровод 4.17 для абсорбента в десорбционную колонну D.

Вместо показанного ребойлера также можно применять другие типы теплообменников для получения впрыскиваемого пара, такие как естественный циркуляционный выпарной аппарат, выпарной аппарат с принудительной циркуляцией, или редукционный выпарной аппарат с принудительной циркуляцией. В этих типах выпарных аппаратов многофазовый поток из регенерированного абсорбента и впрыскиваемый пар отправляют назад в зумпф десорбционной колонны, где происходит разделение фаз между паром и абсорбентом.

Другой частичный поток подведенного из трубопровода 4.08, регенерированного абсорбента отправляют дальше через теплообменник 4.09, в котором регенерированный абсорбент нагревает частично регенерированный абсорбент и при этом охлаждается сам, через трубопровод 4.10 для абсорбента, в котором регенерированный абсорбент нагревает CO_2 - и H_2S -насыщенный абсорбент и сам при этом охлаждается, затем его отправляют через трубопровод 4.18 для абсорбента, охладитель 4.19 и трубопровод 4.20 для абсорбента и разделяют на потоки 4.01 и 4.21 частиц. Частичный поток 4.01 подают в верхнюю часть абсорбера A1. Частичный поток 4.21 вводят в верхнюю часть абсорбера хвостового газа TGA.

Выделенный в десорбционной колонне D H_2S -насыщенный отработанный газ покидает десорбционную колонну D через выпускной газопровод 4.22. Его отправляют через охладитель 4.23 в конденсатор 4.24 с интегрированным разделением фаз, где его отделяют от принесенного пара абсорбента. В этом и в других устройствах, подходящих для проведения способа согласно изобретению, конденсация и разделение фаз также могут присутствовать отдельно друг от друга. Затем жидкость, состоящую в основном из воды, проводят через трубопровод 4.25 для абсорбента в верхнюю часть десорбционной колонны D и выводят H_2S -насыщенный газ через газопровод 4.26.

H_2S -насыщенный отработанный газ подают через газопровод 4.26 в установку Клауса CL, отработанный газ которой в основном содержит N_2 , CO_2 , SO_2 , COS , CS_2 , H_2S , H_2O и серу. Отработанный газ подвергают гидрированию в гидрирующей установке HY, причем получают гидрированный хвостовой газ установки Клауса. Гидрированный хвостовой газ установки Клауса, который в основном содержит H_2 , N_2 , CO_2 , H_2O и H_2S , так же, как и первый CO_2 -насыщенный отработанный газ газопровода 4.12, отправляют через охладитель квенча Q и охлаждают. Жидкостью квенча в охладителе Q в основном является вода.

Гидрированный хвостовой газ установки Клауса и первый CO_2 -насыщенный отработанный газ объединяют и через газопровод 4.27 вводят в абсорбер хвостового газа TGA, где газ приводят в контакт с добавленным через трубопровод 4.21 для абсорбента, регенерированным абсорбентом в противотоке. Через трубопровод 4.02 для абсорбента второй насыщенный H_2S абсорбент из абсорбера хвостового газа TGA подводят в среднюю часть абсорбера A1. Таким образом можно использовать оставшуюся емкость абсорбции второго H_2S -насыщенного абсорбента из абсорбера хвостового газа TGA. Через газопровод 4.28 второй CO_2 -насыщенный отработанный газ извлекают из абсорбера хвостового газа TGA и выводят из способа.

Примеры

Для проведения примеров использовали имитационную модель. Для описания фазового равновесия применяли модель Питцера (K.S. Pitzer, Activity Coefficients in Electrolyte Solutions 2-е изд., CRC Press, 1991, глава 3, Ion Interaction Approach: Theory). Параметры модели согласовывают с измерениями растворимости газа диоксида углерода, сероводорода и углеводородов в водных растворах MDEA. Кинетику реакции CO_2 с MDEA определили во время испытаний в двойной ячейке перемешивания и перенесли в имитационную модель.

Для всех примеров использовали водный абсорбент, содержащий 45 мас.% MDEA и 0,5 мас.% фосфорной кислоты. Состав обрабатываемого потока текучей среды определили следующим образом: 10,06 об.% CO_2 , 2,01 об.% H_2S , 82,90 об.% метана и 5,03 об.% этана ($323,786 \text{ Н}\cdot\text{м}^3/\text{ч}$, $40,0^\circ\text{C}$, 61,0 бар).

Этот состав относится к потоку текучей среды, не учитывая содержание воды (1.876 Нм³/ч), т.е. к "сухому потоку текучей среды". Задача разделения состояла в том, чтобы снизить H₂S-содержание меньше 5 об. ч./млн и CO₂-содержание меньше 2,3 об.%. Кроме того, содержание H₂S обработанных газов, которые выводят из абсорберов, соединенных с первым абсорбером, соответственно должно было составлять менее 100 об. ч./млн..

В абсорбере А1 в качестве встроенных элементов использовали насадки (ИМТР40). Высота загрузки в абсорбере А1 составила 16 м, расчет диаметра колонны составил 80% от границы засыпки к основанию.

В абсорбере А2 в качестве встроенных элементов использовали насадки (ИМТР40). Высота загрузки в абсорбере А2 составила 6 м, расчет диаметра колонны составил 80% от границы засыпки к основанию.

В абсорбере TGA в качестве встроенных элементов использовали насадки (ИМТР40). Высота загрузки в абсорбере TGA составила 6 м, расчет диаметра колонны составил 80% от границы засыпки к основанию.

В десорбционной колонне D в качестве встроенных элементов использовали кольца Палля (размер: 50 мм). Высота загрузки десорбционной колонны составила 10 м, расчет диаметра колонны составил 65% от границы засыпки к основанию.

Пример 1 (сравнительный пример).

С помощью имитационной модели исследовали способ обработки содержащего H₂S и CO₂ потока текучей среды с применением вышеописанного абсорбента. Пилотная установка соответствовала фиг. 1. В следующей таблице представлены составы различных сухих потоков текучей среды.

№	V [Nm ³ /h]	T [°C]	p [бар]	CO ₂ [об. %]	H ₂ S [об. %]	CH ₄ [об. %]	C ₂ H ₆ [об. %]	N ₂ [об. %]	H ₂ S [об. %]
Z	323 786	40,0	61,0	10,06	2,01	82,90	5,03	0,00	0,00
1:02	290 474	45,9	60,9	2,21	0,0*	92,20	5,59	0,00	0,00
1:04	804	69,0	8,0	24,36	2,70	68,87	4,07	0,00	0,00
1:18	42 128	98,1	2,1	69,84	30,02	0,14	0,01	0,00	0,00
1:23	19 440	45,0	2,0	69,86	30,00	0,14	0,01	0,00	0,00
1:24	22 630	45,0	2,0	69,86	30,00	0,14	0,01	0,00	0,00
1:25	11 379	45,7	1,8	99,74	0,01	0,23	0,02	0,00	0,00
1:27	29 313	40,0	1,4	54,04	0,93	0,00	0,00	42,98	45,24
1:29	27 844	45,6	1,3	52,58	0,01	0,00	0,00	45,24	2,16

*3 об. ч./млн.

Пример 2 (сравнительный пример).

С помощью имитационной модели исследовали способ обработки содержащего H₂S и CO₂ потока текучей среды с применением вышеописанного абсорбента. Пилотная установка соответствовала фиг. 2. В следующей таблице представлены составы различных сухих потоков текучей среды.

№	V [Nm ³ /h]	T [°C]	p [бар]	CO ₂ [об. %]	H ₂ S [об. %]	CH ₄ [об. %]	C ₂ H ₆ [об. %]	N ₂ [об. %]	H ₂ S [об. %]
Z	323 786	40,0	61,0	10,06	2,01	82,90	5,03	0,00	0,00
2:02	290 482	45,8	60,9	2,21	0,00*	92,20	5,59	0,00	0,00
2:04	795	69,0	8,0	24,47	2,74	68,74	4,06	0,00	0,00
2:09	19 967	97,2	2,5	87,91	11,79	0,28	0,02	0,00	0,00
2:13	19 947	40,0	2,4	87,92	11,78	0,28	0,02	0,00	0,00
2:15	15 177	46,1	2,3	98,80	0,01	0,37	0,03	0,00	0,00
2:27	18 472	93,7	2,1	63,27	36,73	0,00	0,00	0,00	0,00
2:32	18 453	45,0	2,0	63,28	36,72	0,00	0,00	0,00	0,00
2:33	24 766	40,0	1,4	47,14	1,09	0,00	0,00	49,71	2,05
2:34	23 663	45,6	1,3	45,82	0,01	0,00	0,00	52,02	2,15

*2 об. ч./млн.

Пример 3.

С помощью имитационной модели исследовали способ обработки содержащего H₂S и CO₂ потока текучей среды с применением вышеописанного абсорбента. Пилотная установка соответствовала фиг. 3. В следующей таблице представлены составы различных сухих потоков текучей среды.

№	V [Nm ³ /h]	T [°C]	p [бар]	CO ₂ [об. %]	H ₂ S [об. %]	CH ₄ [об. %]	C ₂ H ₆ [об. %]	N ₂ [об. %]	H ₂ S [об. %]
Z	323 786	40,0	61,0	10,06	2,01	82,90	5,03	0,00	0,00
3:03	290 452	46,3	60,9	2,21	0,00*	92,20	5,59	0,00	0,00
3:05	870	69,7	8,0	26,07	4,05	66,03	3,85	0,00	0,00
3:10	22 233	95,6	2,5	83,73	15,99	0,26	0,02	0,00	0,00
3:19	16 880	96,6	2,1	59,79	40,21	0,00	0,00	0,00	0,00
3:23	16 857	45,0	2,0	59,82	40,18	0,00	0,00	0,00	0,00
3:24	45 361	40,0	1,4	63,25	8,43	0,13	0,01	27,14	1,05
3:25	38 772	45,4	1,3	66,86	0,01	0,15	0,01	31,74	1,22

*4 об. ч./млн.

Пример 4.

С помощью имитационной модели исследовали способ обработки содержащего H₂S и CO₂ потока текучей среды с применением вышеописанного абсорбента. Пилотная установка соответствовала фиг. 4. В следующей таблице представлены составы различных сухих потоков текучей среды.

№	V [Nm ³ /h]	T [°C]	p [бар]	CO ₂ [об. %]	H ₂ S [об. %]	CH ₄ [об. %]	C ₂ H ₆ [об. %]	N ₂ [об. %]	H ₂ S [об. %]
Z	323 786	40,0	61,0	10,06	2,01	82,90	5,03	0,00	0,00
4:03	290 452	46,2	60,9	2,21	0,00*	92,20	5,59	0,00	0,00
4:05	849	69,3	8,0	25,24	3,29	67,50	3,96	0,00	0,00
4:12	14 484	86,1	2,5	87,65	11,91	0,41	0,03	0,00	0,00
4:22	22 625	97,0	2,1	69,98	30,02	0,00	0,00	0,00	0,00
4:26	22 596	45,0	2,0	70,00	30,00	0,00	0,00	0,00	0,00
4:27	43 480	40,0	1,4	65,56	4,59	0,14	0,01	28,33	1,37
4:28	38 915	45,5	1,3	66,65	0,01	0,15	0,01	31,65	1,53

*3 об. ч./млн.

Для примеров определили относительную энергию регенерации на основании работы ребойлера десорбционной колонны и общую скорость циркуляции промывочной жидкости. Под общей скоростью циркуляции промывочной жидкости соответственно понимают массовый поток из потоков 1.12, 2.22, 3.15 или 4.15.

Пример	относительная энергия регенерации**	относительная скорость циркуляции абсорбент**	общая скорость циркуляции
1*	100%	100%	
2*	101%	92,3%	
3	87,5%	85,6%	
4	83,2%	83,4%	

*Сравнительный пример **относительно примера 1.

Очевидно, что примеры 3 и 4 способа показывают энергию регенерации ниже и общую скорость циркуляции абсорбента меньше, чем примеры 1 и 2 способа.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ обработки содержащего углеводороды потока текучей среды, содержащего H_2S и CO_2 , в котором:

а) обрабатывают поток текучей среды в первом абсорбере при давлении 10-150 бар первой частью потока регенерированного H_2S -селективного абсорбента, получая при этом обработанный поток текучей среды и H_2S -насыщенный абсорбент;

б) нагревают H_2S -насыщенный абсорбент при непрямом теплообмене с потоком регенерированного H_2S -селективного абсорбента;

в) понижают давление нагретого H_2S -насыщенного абсорбента в контейнере для выпаривания под низким давлением до 1,2-0 бар, получая при этом первый CO_2 -насыщенный отработанный газ и частично регенерированный абсорбент;

г) регенерируют частично регенерированный абсорбент в десорбционной колонне, получая при этом H_2S -насыщенный отработанный газ и регенерированный абсорбент;

д) подают H_2S -насыщенный отработанный газ в установку Клауса и отработанный газ из установки Клауса подают в установку гидрирования, получая при этом гидрированный хвостовой газ установки Клауса;

е) обрабатывают гидрированный хвостовой газ установки Клауса и первый CO_2 -насыщенный отработанный газ во втором абсорбере при давлении 1-4 бар второй частью потока регенерированного H_2S -селективного абсорбента, получая при этом второй CO_2 -насыщенный отработанный газ и второй H_2S -насыщенный абсорбент; и

ж) отправляют второй H_2S -насыщенный абсорбент в первый абсорбер.

2. Способ по п.1, в котором после выхода из первого абсорбера и перед понижением давления в контейнере для выпаривания под низким давлением уменьшают давление H_2S -насыщенного абсорбента в контейнере для выпаривания под высоким давлением до 5-20 бар.

3. Способ по одному из пп.1 или 2, в котором нагревают частично регенерированный абсорбент при непрямом теплообмене с регенерированным H_2S -селективным абсорбентом, получают частично охлажденный регенерированный абсорбент и частично охлажденный регенерированный абсорбент применяют для нагревания H_2S -насыщенного абсорбента посредством непрямого теплообмена.

4. Способ по одному из предыдущих пунктов, в котором охлаждают первый CO_2 -насыщенный отработанный газ и гидрированный хвостовой газ установки Клауса перед обработкой во втором абсорбере отдельно или вместе.

5. Способ по одному из предыдущих пунктов, в котором второй H_2S -насыщенный абсорбент отправляют в первый абсорбер под местом подачи первой части потока регенерированного H_2S -селективного абсорбента.

6. Способ по одному из предыдущих пунктов, в котором H_2S -селективный абсорбент содержит водный раствор по меньшей мере одного амина, выбранного из третичных и стерически затрудненных аминов.

7. Способ по п.6, в котором H_2S -селективный абсорбент содержит водный раствор метилдиэтанолamina.

8. Способ по одному из пп.6 или 7, причем абсорбент содержит одну кислоту.

9. Способ по одному из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что в потоке текучей среды присутствует парциальное давление H_2S по меньшей мере 0,1 бар и парциальное давление CO_2 по меньшей мере 0,2 бар.

10. Способ по одному из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что гидрированный хвостовой газ Клауса содержит 0,5-5 об.% H_2S .

11. Устройство для осуществления способа по одному из предыдущих пунктов, содержащее:

а) первый абсорбер для обработки содержащего углеводороды потока текучей среды, связанный по потоку через первый теплообменник с десорбционной колонной,

при этом первый абсорбер выполнен с возможностью осуществления абсорбции H_2S и CO_2 из подаваемого потока текучей среды посредством первой части потока регенерированного H_2S -селективного абсорбента, отведенного из десорбционной колонны, при давлении 10-150 бар с получением обработанного потока текучей среды и H_2S -насыщенного абсорбента;

и первый теплообменник выполнен с возможностью нагрева H_2S -насыщенного абсорбента посредством непрямого теплообмена с регенерированным H_2S -селективным абсорбентом, отведенным из десорбционной колонны;

б) контейнер для выпаривания под низким давлением, который связан по потоку с первым теплообменником и выполнен с возможностью понижения давления нагретого H_2S -насыщенного абсорбента до 1,2-10 бар с получением первого CO_2 -насыщенного отработанного газа и частично регенерированного абсорбента;

в) десорбционную колонну, связанную по потоку с упомянутым контейнером для выпаривания под низким давлением, для обработки потока частично регенерированного абсорбента с получением

H_2S -насыщенного отработанного газа и регенерированного абсорбента;

d) установку Клауса, выполненную с возможностью обработки H_2S -насыщенного отработанного газа, и установку гидрирования, выполненную с возможностью обработки отработанного газа из установки Клауса с получением гидрированного хвостового газа установки Клауса;

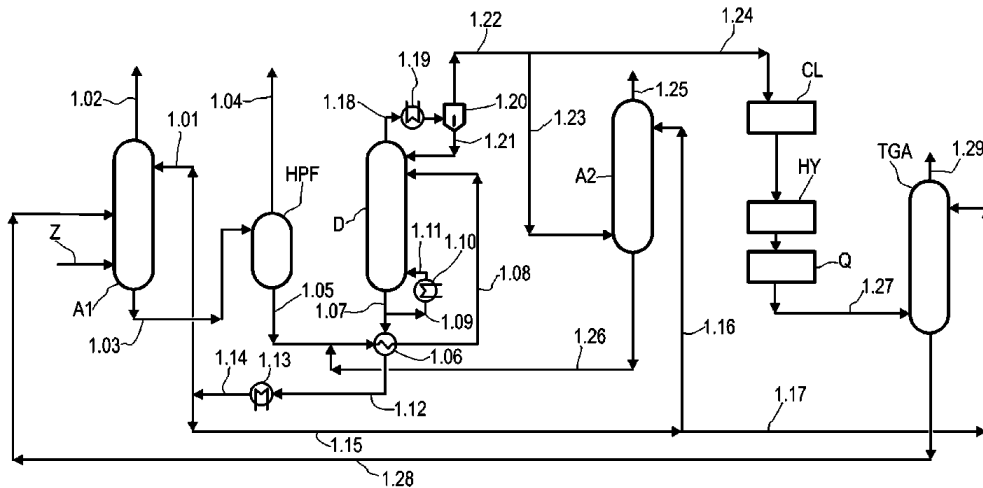
e) второй абсорбер, связанный по потоку с десорбционной колонной, предназначенной для обработки гидрированного хвостового газа установки Клауса и первого CO_2 -насыщенного отработанного газа посредством второй части потока регенерированного H_2S -селективного абсорбента при давлении 1-4 бар с получением второго CO_2 -насыщенного отработанного газа и второго H_2S -насыщенного абсорбента, подаваемого посредством

f) трубопровода в первый абсорбер.

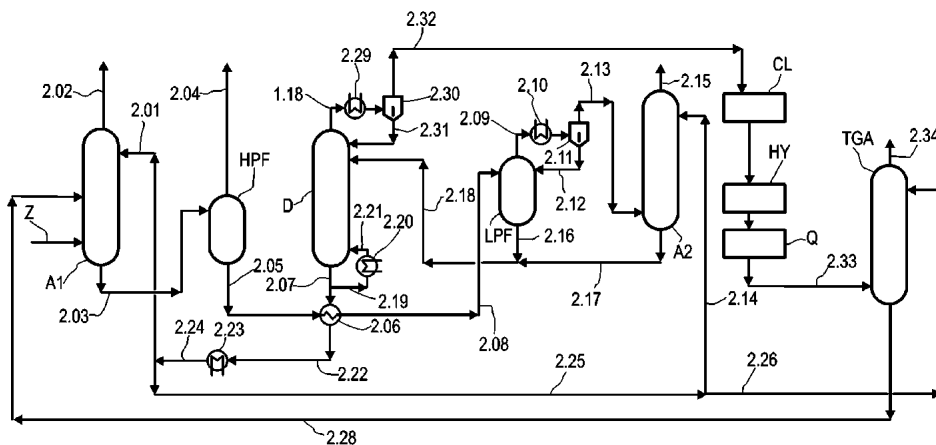
12. Устройство по п.11, дополнительно содержащее контейнер для выпаривания под высоким давлением, который выполнен с возможностью понижать давление H_2S -насыщенного абсорбента, отведенного из первого абсорбера.

13. Устройство по п.11 или 12, дополнительно содержащее охладитель, выполненный с возможностью охлаждения регенерированного H_2S -селективного абсорбента, поступающего из первого теплообменника.

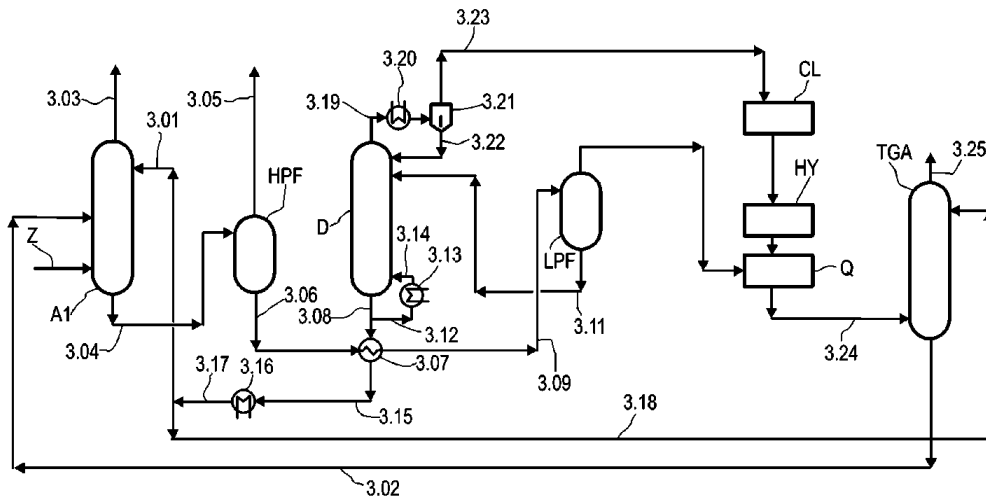
14. Устройство по одному из пп.11-13, в котором контейнер для выпаривания под низким давлением через второй теплообменник соединен по потоку с десорбционной колонной и второй теплообменник выполнен с возможностью нагрева частично регенерированного абсорбента посредством непрямого теплообмена с регенерированным H_2S -селективным абсорбентом.



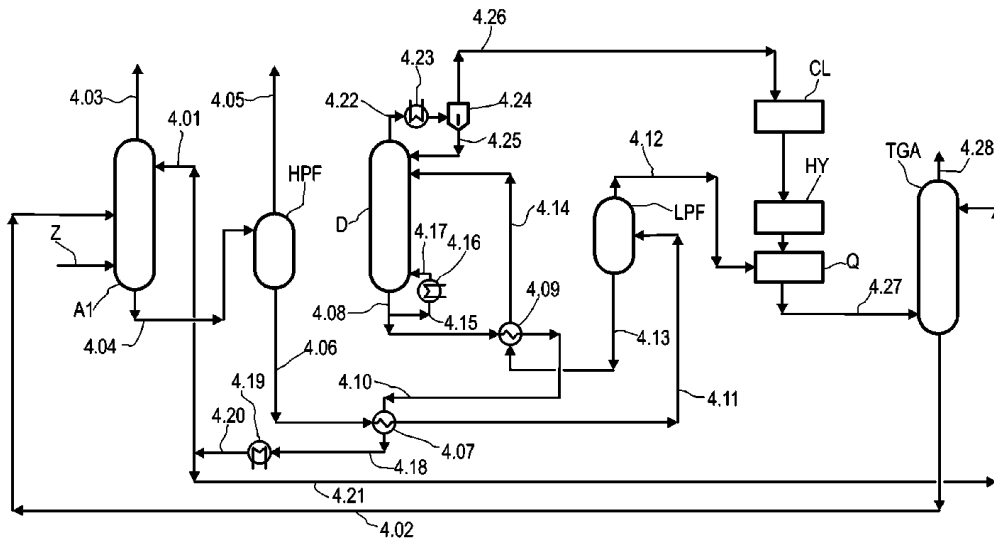
Фиг. 1



Фиг. 2



Фиг. 3



Фиг. 4

