



(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ

(45) Дата публикации и выдачи патента
2024.03.13

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

(21) Номер заявки
202292236

(22) Дата подачи заявки
2021.02.05

(54) СПОСОБ И УСТАНОВКА ДЛЯ ОЧИСТКИ ГАЗОВЫХ СМЕСЕЙ, СОДЕРЖАЩИХ
КИСЛЫЙ ГАЗ

(31) 10202000002353

(32) 2020.02.06

(33) IT

(43) 2022.10.10

(86) PCT/IB2021/050955

(87) WO 2021/156814 2021.08.12

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
ЭНИ С.П.А. (IT)

(72) Изобретатель:
Де Анджелис Альберто Ренато,
Гамбаротта Энрико Франческо,
Фьёри Джанлука (IT)

(74) Представитель:
Фелицына С.Б. (RU)

(56) US-A1-2017001142
WO-A1-2006103812
HELDEBRANT D.J. ET AL. "Organic liquid CO₂ capture agents with high gravimetric CO₂ capacity", ENERGY & ENVIRONMENTAL SCIENCE, RSC PUBL, CAMBRIDGE, vol. 1, 18 July 2008 (2008-07-18), pages 487-493, XP009135149, ISSN: 1754-5692, DOI:10.1039/H809533G, [retrieved on 2008-07-18], the whole document

LAM PHAN ET AL. "Switchable Solvents Consisting of Amidine/Alcohol or Guanidine/Alcohol Mixtures", INDUSTRIAL & ENGINEERING CHEMISTRY RESEARCH, vol. 47, no. 3, 1 February

2008 (2008-02-01), pages 539-545, XP055504543, ISSN: 0888-5885, DOI:10.1021/ie070552r, the whole document

XIE YUAN ET AL. "Synthesis and characterization of switchable ionic compound based on DBU, CH₃OH, and CO₂", CHINESE JOURNAL OF CHEMICAL ENGINEERING, CHEMICAL INDUSTRY PRESS, BEIJING, CN, vol. 23, no. 10, 14 August 2015 (2015-08-14), pages 1728-1732, XP029307726, ISSN: 1004-9541, DOI:10.1016/J.CJCHE.2015.08.005, the whole document

DAVID J. HELDEBRANT ET AL. "Performance of single-component CO-binding organic liquids (COBOLs) for post combustion COcapture", CHEMICAL ENGINEERING JOURNAL, ELSEVIER, AMSTERDAM, NL, vol. 171, no. 3, 7 February 2011 (2011-02-07), pages 794-800, XP028098347, ISSN: 1385-8947, DOI: 10.1016/J.CEJ.2011.02.012, [retrieved on 2011-02-12], the whole document

HELDEBRANT DAVID J. ET AL. "Are Water-lean Solvent Systems Viable for Post-Combustion CO₂Capture?", ENERGY PROCEDIA, ELSEVIER, NL, vol. 114, 18 August 2017 (2017-08-18), pages 756-763, XP085177726, ISSN: 1876-6102, DOI:10.1016/J.EGYPR0.2017.03.1218, the whole document

KR-A-20140139821

US-A1-2013056676

EP-A1-3552688

US-A1-2011296992

GB-A-2167397

DE-A1-102007005494

US-A1-2011203314

DE-A1-19945326

US-A1-2012009114

US-A1-2017114295

(57) Способ обработки газовых смесей, содержащих кислый газ, для удаления указанного кислого газа из газовых смесей, включающий осуществление в отношении газовой смеси, содержащей кислый газ, стадии абсорбции с использованием системы растворителя, содержащей, по меньшей мере, один жидкий абсорбционный растворитель для удаления из газовой смеси содержащегося в ней кислого газа и образования обедненной газовой смеси, из которой была удалена по меньшей мере часть кислого газа, и обогащенного растворителя, содержащего кислый газ; и стадии регенерации, в ходе которой обогащенный растворитель подвергается стадии газожидкостного разделения, осуществляемой с помощью процесса мгновенного испарения для отделения указанного растворителя от абсорбированного кислого газа и получения потока кислого газа и регенерированного растворителя, который рециркулирует на стадию абсорбции; при этом система растворителя содержит, по меньшей мере, один жидкий абсорбционный растворитель, выбранный из перечисляемых ионных жидкостей.

По заявке испрашивается приоритет по заявке на выдачу патента Италии № 10202000002353, поданной 6 февраля 2020, полное описание которой включено в настоящее описание посредством ссылки.

Область техники, к которой относится изобретение

Настоящее изобретение относится к способу и установке для обработки газовых смесей, содержащих кислый газ, осуществляемой для удаления одного или большего количества кислых газов из газовой смеси.

Изобретение, в частности, находит предпочтительное применение при обработке газовых смесей, содержащих один или большее количество кислых газов, таких как H_2S , CO_2 , SO_2 , меркаптаны.

Уровень техники

В соответствии с настоящим изобретением предпочтительно подвергают обработке, например, газовые смеси, представляющие собой природный газ, содержащий кислый газ, попутный газ, содержащий кислый газ, дымовой газ, содержащий CO_2 и/или SO_x , угольный газ (так называемый СВМ, "метан угольных пластов"), содержащий кислый газ.

Различные типы газовых смесей, используемых в промышленности, такие как природный газ и различного вида дымовой газ (полученный при сжигании природного газа, угля и других видов ископаемого топлива), содержат кислый газ, который, как правило, должен быть удален из газовых смесей перед направлением их на последующие операции и/или использование.

Обычно используемый промышленный способ удаления кислого газа из газовых смесей использует абсорбцию кислого газа, осуществляемую с помощью водных растворов аминов, как это описано, например, в Справочнике по транспортировке и свойствам природного газа, второе издание, авторы Саид Мохатаб и Уильям А. По (S. Mokhatab and W. A. Poe, Handbook of Natural Gas Transmission and Properties, Second Edition, Elsevier 2012, paragraph 7.7, pp. 255-265).

Однако известные средства и методы, упомянутые в этом справочнике, как и другие подобные средства и методы, требуют создания относительно сложных и дорогостоящих установок и проведения технологических процессов, требующих относительно больших затрат.

В частности, известные технологические процессы, основанные на использовании водных растворов аминов, являются не полностью удовлетворительными, прежде всего, поскольку требуют, ниже по ходу потока от обработки по удалению кислого газа, использования подходящих систем регенерации водных растворов аминов, использованных в качестве растворителя процесса абсорбции, обычно называемых "регенератором"; регенерация обычно осуществляется в дистилляционных колоннах, с полученным в результате значительным увеличением сложности установки и связанными с этим капитальными и эксплуатационными затратами.

В научной и патентной литературе, например, в патентном документе WO 2012/033973 описаны неводные системы. Однако, подобная система способна очищать только природный газ, содержащий исключительно CO_2 , поскольку, как хорошо известно в литературе и описано в статье: Y. Mehmet & J. B. Hune: "The reaction of hydrogen sulfide with sulfoxides (реакция сероводорода с сульфоксидами)", Phosphorus and Sulfur and the Related Elements (фосфор и сера и взаимосвязанные соответствующие элементы), Vol.1, 1976 - Issue 1, pp. 47-54, диметилсульфоксид, используемый в изобретении согласно указанному патентному документу, реагирует с H_2S с образованием осадка элементарной серы, который может закупоривать абсорбционную колонну.

Раскрытие изобретения

В связи с изложенным задача настоящего изобретения заключается в обеспечении способа и установки для обработки газовой смеси, содержащей один или большее количество кислых газов, которым не присущи недостатки известных упомянутых здесь решений предшествующего уровня техники. В частности, задача изобретения заключается в обеспечении способа и установки для обработки газовой смеси, содержащей кислый газ, включая либо CO_2 , либо H_2S , либо меркаптаны, которые обеспечивают эффективное удаление кислого газа относительно простым и экономичным способом.

В соответствии с указанными задачами настоящее изобретение относится к способу и установке для обработки газовых смесей, содержащих кислый газ, охарактеризованным в независимых пунктах 1 и 17 формулы изобретения, соответственно.

Дополнительные предпочтительные признаки изобретения представлены в зависимых пунктах формулы.

Изобретение характеризуется, в кратком изложении, тем, что удаление кислого газа (газов) из газовой смеси осуществляется с помощью абсорбционного растворителя, содержащего определенные ионные жидкости.

Использованный растворитель, после абсорбции кислого газа (газов) из газовой смеси, затем регенерируется крайне простым и эффективным способом в процессе мгновенного испарения, при отсутствии, таким образом, необходимости в использовании дорогостоящего оборудования, такого как дистилляционные колонны, традиционно используемые для регенерации водных растворов аминов.

Таким образом, изобретение позволяет эффективно удалять кислый газ, причем значительно проще и дешевле, чем при использовании известной технологии.

Краткое описание чертежей

Другие характерные особенности и преимущества настоящего изобретения будут ясны из ниже-следующего описания неограничивающего примера воплощения изобретения со ссылками на прилагаемые чертежи.

Фиг. 1 - схематическое представление первого воплощения установки, функционирующей в соответствии с изобретением.

Фиг. 2 - схематическое представление второго воплощения установки, функционирующей в соответствии с изобретением.

Фиг. 3 - схематическое представление третьего воплощения установки, функционирующей в соответствии с изобретением.

Фиг. 4 - таблица (табл. I), в которой приведены некоторые эксплуатационные данные установки, представленной на фиг. 2, полученные при реализации первого примера воплощения способа согласно изобретению.

Фиг. 5 - таблица (табл. II), в которой приведены некоторые эксплуатационные данные установки, представленной на фиг. 3, полученные при реализации второго примера воплощения способа согласно изобретению.

Фиг. 6 - таблица (табл. III), в которой приведены некоторые эксплуатационные данные установки, представленной на фиг. 3, полученные при реализации другого воплощения способа согласно изобретению.

Лучший вариант осуществления изобретения

На фиг. 1 ссылочным номером позиции 1 обозначена в целом установка для обработки газовых смесей, содержащих один или большее количество кислых газов, осуществляемой для удаления указанных одного или большего количества кислых газов из газовых смесей.

Установка 1 снабжена питающей линией 2, по которой в установку 1 поступает подлежащая обработке газовая смесь L1, содержащая кислый газ, и содержит участок 3 абсорбции, на котором подлежащая обработке газовая смесь L1 подвергается стадии абсорбции с помощью системы растворителя, содержащей по меньшей мере один жидкий абсорбционный растворитель и/или его предшественники, предназначенной для удаления кислого газа из содержащейся в нем газовой смеси L1; участок 4 регенерации, на котором жидкий абсорбционный растворитель, который абсорбировал кислый газ из газовой смеси на участке 3 абсорбции, подвергается стадии газожидкостного разделения, проводимой для того, чтобы отделить растворитель от абсорбированного кислого газа и затем рециркулировать растворитель на участок 3 абсорбции.

Газовая смесь L1, подлежащая обработке, поступает в установку 1, а именно, на участок 3 абсорбции, через питающую линию 2, необязательно оборудованную компрессором для создания предварительно заданного давления подачи газовой смеси L1.

Участок 3 абсорбции содержит абсорбер C1, выполненный с возможностью осуществления стадии абсорбции в отношении газовой смеси, подлежащей обработке.

Абсорбер C1, например, представляет собой абсорбционную колонну, работающую в режиме противотока с промывкой газообразной фазы (подлежащая обработке газовая смесь, содержащая кислый газ) жидкой фазой (система растворителя, содержащая жидкий абсорбционный растворитель или его предшественники).

Предпочтительно внутри абсорбционной колонны, образующей абсорбер C1, размещены контактные элементы, имеющие подходящую форму и подходящим образом размещенные для увеличения поверхности массообмена между газовой/паровой фазой и жидкой фазой. Предпочтительно контактные элементы состоят из так называемой регулярной насадки (например, регулярной насадки "Sulzer® или Koch®"), но эти контактные элементы могут также состоять из традиционной насадки (например, кольца Рашига, седловидная насадка Бёрля и тому подобное) или тарелок (например, перфорированные тарелки или колоколообразные тарелки). Кроме того, абсорбционная колонна может быть обеспечена системой отвода тепла для удаления теплоты реакции, которая выделяется при образовании соли в процессе абсорбции. Система отвода тепла может, например, состоять из одного или большего количества модулей, в состав которых входят тарелка, собирающая жидкую фазу, насос, откачивающий жидкую фазу из колонны и направляющий её на рециркуляцию в колонну, и теплообменник, размещенный между насосом и колонной, в который поступает охлаждающий агент, обеспечивающий охлаждение жидкой фазы перед её возвращением обратно в колонну на уровне, расположенном выше уровня сбора жидкой фазы.

В частности, абсорбер C1 имеет впуск 11 для газовой фазы, расположенный в нижнем конце 12 абсорбера C1, соединенный с питающей линией 2 и предназначенный для приема газовой смеси, подлежащей обработке; нижний выпуск 13, расположенный также в нижнем конце абсорбера C1 и соединенный с линией 14 отвода растворителя; верхний выпуск 15, расположенный в верхнем конце 16 абсорбера C1, противоположном нижнему концу, и соединенный с линией 17 выпуска газа; и впуск 18 для жидкой фазы, расположенный в верхнем конце 16 абсорбера C1 и соединенный с линией 19 подачи растворителя, обеспечивающий подачу системы растворителя в абсорбер C1.

В соответствии с изобретением стадия абсорбции осуществляется с использованием системы растворителя, содержащей или способной образовывать за счет реакции с одним или большим числом кислых газов по меньшей мере один жидкий абсорбционный растворитель, выбранный из определенных ионных жидкостей.

Вообще говоря, термин ионная жидкость означает химическое вещество, которое при определенных температурных условиях и давлении находится в жидком состоянии (даже в отсутствии растворителей) и образовано исключительно (или в значительной степени преимущественно) из ионов, т.е. атомов или агрегатов из электрически заряженных атомов.

Ионная жидкость, таким образом, образована, в отличие от обычных органических веществ (молекулярных жидкостей), образованных из нейтральных молекул, отрицательными ионами (анионами) и положительными ионами (катионами).

В частности, ионные жидкости, используемые в соответствии с настоящим изобретением, выбраны из так называемых "переключаемых" ионных жидкостей, т.е. ионных жидкостей, которые образуются в процессе реакции, протекающей между предшественниками ионных жидкостей и одним или большим количеством кислых газов, таких как CO_2 или H_2S или меркаптаны, и CO_2 , присутствующий в природном газе. Указанным ионным жидкостям дано определение "переключаемые", поскольку они легко разлагаются при умеренных температурах, регенерируя предшественники ионных жидкостей и высвобождая абсорбированный кислый газ.

Ионная жидкость, используемая в качестве жидкого абсорбционного растворителя, затем образуется непосредственно по месту (*in situ*) в абсорбере C1, в котором осуществляется стадия абсорбции кислого газа, в результате химической реакции предшественников ионной жидкости, содержащихся в системе растворителя, с кислым газом (газами). Система растворителя, подводимая к абсорберу C1, может содержать ионную жидкость и/или предшественники ионной жидкости, которые образуются при осуществлении стадии абсорбции за счет реакции с присутствующим кислым газом (газами). При проведении стадии запуска способа согласно изобретению вводится система растворителя, которая вообще может не содержать ионные жидкости, которые, между тем, образуются на стадии абсорбции.

Системы с переключаемой ионной жидкостью были первоначально описаны в статье: P.G.Jessor et al. in *Energy Environ.Sci.*, 2008, 1, 487-493, но как таковые они вряд ли могут быть использованы в промышленном производстве вследствие высокой вязкости образованных регенерируемых ионных жидкостей.

Для того чтобы избежать указанного ограничения, связанного с вязкостью, были исследованы и разработаны другие системы ионных жидкостей, применимые, в частности, в настоящем изобретении, в частности, описанные в заявке на выдачу патента Италии № 102017000149793, поданной 27.12.2017, в которых к "переключаемой" ионной жидкости добавлена перманентная ионная жидкость такая, например, как соль имидазола бистрифторимида, что приводит к снижению общей вязкости системы после абсорбции кислого газа и, кроме того, система становится способной к использованию физической абсорбции перманентной ионной жидкостью, что позволяет уменьшить количество энергии на стадии регенерации.

В предпочтительном воплощении изобретения жидкий абсорбционный растворитель, используемый на стадии абсорбции, содержит одну или большее количество ионных жидкостей, выбранных из описанных в заявке на выдачу патента Италии № 1020180000008452, поданной 10.09.2018, в которых переключаемая ионная жидкость образована из двух предшественников ионной жидкости, в то время как третьим компонентом является эффективный физический растворитель, и характеризуется высокой стабильностью в отношении CO_2 и H_2S и, следовательно, может быть использована в присутствии высоких количеств этих компонентов в природном газе.

Описанная в вышеупомянутой заявке № 1020180000008452 система растворителя содержит или состоит из трех компонентов:

по меньшей мере одно органическое основание, в частности амин или амидин, имеющее величину pK_b (в воде), менее или равную 3,2;

по меньшей мере один спиртовой растворитель (спирт) с общей формулой $R(\text{OH})_n$ и температурой кипения выше или равной 100°C при давлении внешней среды (атмосферном давлении), где R - линейная или разветвленная насыщенная алкильная группа, содержащая количество атомов углерода в диапазоне от 2 до 20, а n - целое число в диапазоне от 1 до 20, за исключением этанола; и

полярный апротонный растворитель, имеющий величину диэлектрической постоянной ϵ , при температуре 25°C более чем или равную 30, величину вязкости μ , при 25°C менее чем или равную 14 сП, предпочтительно менее чем или равную 12 сП, и температуру кипения при нормальном давлении (давлении окружающей среды или атмосферном давлении), равную или превышающую 130°C .

Как отмечено выше, органическое основание и спирт являются предшественниками ионной жидкости, которые образуют, в присутствии CO_2 и/или H_2S и/или меркаптанов, переключаемые ионные жидкости. Полярный апротонный растворитель действует как физический растворитель, снижающий общую вязкость системы растворителя.

В частности, органическое основание выбрано из:

DBU (1,8-диазабидцикло[5.4.0]ундец-7-ен);

DBN (1,5-диазабидцикло[4.3.0]нон-5-ен);

TMG (1,1,3,3-тетраметилгуанидин) или смеси указанных веществ.

Органическим основанием предпочтительно представляет собой DBU.

Спиртовой растворитель выбран, например, из гексанола, оканола, гександиола, октандиола, смесей указанных веществ.

Предпочтительно спиртовой растворитель представляет собой гексанол.

Полярный апротонный растворитель выбран, например, из сульфолана, диметилсульфоксида (DMSO), 3-бутилметил-имидазол-бистрифторсульфонилимида (или 1-бутил-3-метил-имидазол-бистрифторметилсульфонилимида), других солей имидазола бистрифторимида, и их смесей.

Предпочтительно полярный апротонный растворитель представляет собой сульфолан.

Предпочтительно система растворителей содержит: органическое основание в количестве в диапазоне от 10 до 40 мас.%, спирт в количестве в диапазоне от 10 до 40 мас.%, физический растворитель в количестве в диапазоне от 10 до 40 мас.%.
В абсорбере С1 (абсорбционной колонне) газообразная фаза, состоящая из газовой смеси, содержащей кислый газ, и жидкая фаза, состоящая из жидкого абсорбционного растворителя, порождают процесс абсорбции кислого газа растворителем (ионной жидкостью).

Из абсорбера С1 осуществляется отвод следующих компонентов: обедненная газообразная смесь, из которой был удален кислый газ, отводится через верхний выпуск 15 и линию 17 выпуска газа; и обогащенный растворитель, абсорбировавший кислый газ, отводится через нижний выпуск 13 и линию 14 отвода растворителя.

Из абсорбера С1 осуществляется отвод следующих компонентов: обедненная газообразная смесь, из которой был удален кислый газ, отводится через верхний выпуск 15 и линию 17 выпуска газа; и обогащенный растворитель, абсорбировавший кислый газ, отводится через нижний выпуск 13 и линию 14 отвода растворителя.

Указанная линия 14 отвода растворителя соединяет участок 3 абсорбции с участком 4 регенерации.

Участок 4 регенерации содержит, в частности, газожидкостный сепаратор S1, выполненный с возможностью проведения стадии газожидкостного разделения для отделения кислого газа (газов) от обогащенного растворителя и получения регенерированного растворителя, направляемого на рециркуляцию на участок 3 абсорбции.

Сепаратор S1 представляет собой, в частности, сепаратор мгновенного испарения, выполненный с возможностью осуществления процесса газожидкостного разделения посредством мгновенного испарения (частичного испарения) обогащенного растворителя, направляемого в сепаратор S1 и подвергаемого расширению (расслоению). По усмотрению, сепаратор S1 и теплообменник E2 могут быть объединены в одном аппарате, что будет описано ниже со ссылкой на фиг. 2.

В частности, сепаратор S1 содержит впуск 21 для жидкой фазы, соединенный с линией 14 отвода растворителя и, в частности, с конечным участком 14с линии 14 отвода растворителя, предназначенной для подачи обогащенного насыщенного раствора, выходящего из участка 3 абсорбции, в газожидкостный сепаратор S1; нижний выпуск 22, соединенный с линией 23 рециркуляции, из которого отводится поток регенерированного растворителя; и верхний выпуск 24, соединенный с линией 25 выпуска газа, через который отводится кислый газ, отделенный в газожидкостном сепараторе S1.

В указанном газожидкостном сепараторе S1 обогащенный растворитель, поступающий из абсорбера С1 и содержащий кислый газ (газы), подвергается стадии разделения для удаления кислого газа, по существу посредством процесса мгновенного испарения.

Обогащенный растворитель, поступающий из участка 3 абсорбции (более конкретно, из абсорбера С1) направляется в газожидкостный сепаратор S1 через впуск 21 для жидкой фазы и линию 14 отвода растворителя, после расширения и нагревания до подходящих величин давления и температуры.

С этой целью, например, линия 14 отвода растворителя снабжена расширительным устройством V1 (например, расширительным клапаном), в котором обогащенный растворитель, поступающий из абсорбера С1, расширяется до предварительно заданного давления; указанная линия 14 отвода оборудована также первым теплообменником E1 и вторым теплообменником E2, размещенными последовательно по отношению друг к другу и ниже по ходу потока относительно расширительного устройства V1 и обеспечивающими нагревание потока обогащенного растворителя, циркулирующего по линии 14 отвода растворителя, перед поступлением потока обогащенного растворителя в газожидкостный сепаратор S1.

Теплообменник E1 служит для предварительного нагрева обогащенного растворителя посредством теплообмена с потоком регенерированного растворителя, выходящим из газожидкостного сепаратора S1. Теплообменник E2 обеспечивает дополнительное повышение температуры обогащенного растворителя за счет теплообмена с внешним теплоносителем при подходящей температуре.

Регенерированный растворитель, выходящий из газожидкостного сепаратора S1, направляется на рециркуляцию на участок 3 абсорбции через линию 23 рециркуляции, снабженную насосом P1 и соединенную с линией 19 подачи растворителя.

Выгодным образом регенерированный растворитель сначала охлаждается в теплообменнике E1, в котором он передает теплоту обогащенному растворителю, циркулирующему по линии 14 отвода растворителя; затем регенерированный растворитель объединяется с растворителем, компенсирующим возможные потери растворителя, поступающим по линии 26 подачи свежего растворителя, соединенной с лини-

ей 23 рециркуляции посредством узла соединения 27, размещенного ниже по ходу потока от теплообменника E1, через которую (линию 26) в линию 23 рециркуляции вводится предварительно определенное количество свежего раствора абсорбционной жидкости, если это необходимо для компенсации каких-либо потерь растворителя; объединенный раствор дополнительно охлаждается в другом теплообменнике E3, размещенном вдоль линии 23 рециркуляции ниже по ходу потока от узла соединения 27; и, наконец, направляется в абсорбер C1 через линию 19 подачи растворителя и выпуск 18 для жидкой фазы.

При осуществлении способа согласно изобретению установка 1 работает следующим образом.

Газовая смесь L1, подлежащая обработке, содержащая кислый газ (газы), поступает под давлением в абсорбер C1, в котором в режиме противотока эта смесь контактирует с жидким абсорбционным растворителем, подаваемым в верхнюю часть абсорбера. Жидкий абсорбционный растворитель абсорбирует кислый газ (газы) из газовой смеси; обедненная газовая смесь затем выходит с верха абсорбера C1, в то же время обогащенный растворитель, содержащий кислый газ (кислые газы), выходит с низа абсорбера C1. Обогащенный растворитель расширяется в расширительном устройстве V1, подогревается в теплообменнике E1 с помощью регенерированного растворителя, выходящего из сепаратора S1, дополнительно нагревается до температуры регенерации в теплообменнике E2 и затем направляется в газожидкостный сепаратор S1, в котором кислый газ отводится из верхней части, в то время как регенерированный растворитель, который возвращается обратно на участок 3 абсорбции, отводится из нижней части. Регенерированный растворитель сначала охлаждается в теплообменнике E1, объединяется с растворителем, компенсирующим потери растворителя, подводимым через линию 26 подачи свежего растворителя, дополнительно охлаждается в теплообменнике E3 и затем направляется в абсорбер C1.

В воплощении на фиг. 2, в котором элементы установки, подобные или идентичные описанным выше, обозначены такими же номерами позиции, установка 1 отличается от варианта выполнения, представленного на фиг. 1, наличием вспомогательной системы 30, позволяющей минимизировать потери более летучего компонента жидкого абсорбционного растворителя; и/или иной конфигурацией системы нагрева обогащенного растворителя, которая в этом случае функционирует непосредственно внутри газожидкостного сепаратора S1.

Вспомогательная система 30, если рассматривать её более подробно, содержит вспомогательную линию 31, которая отходит от разветвления 32 линии 14 отвода растворителя и предназначена для отвода части L3 обогащенного растворителя, отобранного из абсорбера C1, которая отделена от основного потока обогащенного растворителя, который, как и раньше, направляется в газожидкостный сепаратор S1.

Вспомогательная линия 31 снабжена теплообменником E4, в котором часть L3 охлаждается внешней текучей средой, и соединена с выпуском 33 для жидкой фазы ловушки C2.

Указанная ловушка C2, которая содержит внутри контактные элементы для контакта газа с жидкостью, выполнена, например, как абсорбционная колонна и расположена, например, над газожидкостным сепаратором S1. При необходимости, указанная ловушка C2 может быть интегрирована в ту же самую колонну, которая образует газожидкостный сепаратор S1, верхнюю часть которого в этом случае составляет эта ловушка.

В указанной ловушке C2 часть L3 (охлажденный обогащенный растворитель), вводимая через выпуск 33, вступает в контакт с потоком кислого газа, поступающим из газожидкостного сепаратора S1, который направляется в ловушку C2 через линию 25 выпуска газа, соединяющую в данном случае верхний выпуск 24 газожидкостного сепаратора с нижним выпуском 34 ловушки C2.

В ловушке C2 охлажденный обогащенный растворитель абсорбирует следовые количества летучего растворителя, присутствующего в потоке кислого газа. Растворитель, выходящий из ловушки C2 через нижнюю линию 35, стекает за счет гравитации в газожидкостный сепаратор S1, в котором он регенерируется вместе с основным потоком обогащенного растворителя, поступающим через линию 14 отвода растворителя.

Отвод остаточных газов осуществляется с верха ловушки C2 через линию 36 выпуска газа.

Основной поток обогащенного растворителя нагревается до температуры регенерации с помощью теплообменника E2, который в данном случае размещен внутри газожидкостного сепаратора S1.

Воплощение, представленное на фиг. 3, в котором компоненты установки, подобные или идентичные описанным выше, обозначены такими же номерами позиции, является предпочтительным, в частности, в том случае, когда исходный газообразный поток, поступающий в установку 1 (т.е. подлежащая обработке газовая смесь L1) состоит, главным образом, из углеводородов.

В этом случае установка 1 содержит, в дополнение к вспомогательной системе 30, описанной выше со ссылкой на фиг. 2, систему 40 для извлечения углеводородов, растворенных в обогащенном растворителе.

В частности, система 40 извлечения содержит второй газожидкостный сепаратор S3 и второй абсорбер C3, размещенные последовательно вдоль линии 14 отвода растворителя ниже по ходу потока относительно абсорбера C1 и выше по ходу потока относительно расширительного устройства V1 и газожидкостного сепаратора S1.

Подобно уже изложенному выше в отношении абсорбера C1 и газожидкостного сепаратора S1, абсорбер C3 и газожидкостный сепаратор S3 также образованы, например, абсорбционными колоннами.

По желанию, абсорбер С3 и газожидкостный сепаратор S3 могут быть интегрированы вместе в одной единственной колонне и образуют соответствующие перекрывающиеся участки этой колонны.

Линия 14 отвода растворителя содержит первый участок 14а, соединяющий нижний выпуск 13 абсорбера С1 с впуском 41 для жидкой фазы газожидкостного сепаратора S3 и снабженный расширительным устройством V2 (например, расширительным клапаном), размещенным между абсорбером С1 и газожидкостным сепаратором S3; второй участок 14б, соединяющий нижний выпуск 42 сепаратора S3 с теплообменником E1 и снабженный расширительным устройством V1; и третий конечный участок 14с, соединяющий теплообменник E1 с впуском 21 для жидкой фазы газожидкостного сепаратора S1.

В рассматриваемом случае разветвление 32, от которого отходит вспомогательная линия 31 вспомогательной системы 30, расположена на участке 14б линии 14 отвода растворителя. Кроме того, в этом случае вспомогательная линия 31 служит для отвода части L3 обогащенного растворителя, отобранного из абсорбера С1, которая отделена от основного потока обогащенного растворителя, направляемого в газожидкостный сепаратор S1.

Кроме того, вспомогательная линия 31 в данном случае оборудована теплообменником E4, в котором часть L3 потока охлаждается с помощью внешней текучей среды, и соединена с впуском 33 для жидкой фазы ловушки C2, в которой часть L3 (охлажденный обогащенный растворитель), подаваемый через впуск 33, вступает в контакт с потоком кислого газа, выходящим из газожидкостного сепаратора S1 и поступающим в ловушку C2 через линию 25 выпуска газа, которая соединяет верхний выпуск 24 газожидкостного сепаратора с нижним впуском 34 ловушки C2; остаточные газы отводятся из ловушки C2 через линию 36 выпуска газа.

Линия 43 раствора пристыкована к участку 14б, соединяя нижний выпуск 44 абсорбера С3 с участком 14б. Абсорбер С3 имеет верхний выпуск 45, соединенный с линией 46 выпуска газа.

Линия 47 газа соединяет верхний выпуск 48 газожидкостного сепаратора S3 с нижним впуском 49 абсорбера С3.

Линия 23 рециркуляции содержит, ниже по ходу потока относительно узла соединения 27, из которого поступает свежий жидкий абсорбционный растворитель, и относительно теплообменника E3, разветвление 51, от которого отходит ветка 52, соединенная с впуском для жидкой фазы абсорбера С3, через которую проходит часть L4 регенерированного растворителя, отведенная от потока регенерированного растворителя, транспортируемого по линии 23 рециркуляции.

В рассматриваемом воплощении обогащенный растворитель, отведенный из абсорбера С1, проходит первое расширение в расширительном устройстве V2, в результате чего выделяется первая часть углеводородов и кислого газа, растворенных в растворителе, которые отделяются в последующем газожидкостном сепараторе S3.

Газовая фаза, отделенная в газожидкостном сепараторе S3, затем направляется в абсорбер С3, который отделяет кислый газ (газы) от смеси газообразных углеводородов с помощью части L4 регенерированного растворителя, направляемой в абсорбер С3. В результате получается обедненный поток газообразных углеводородов, отводимый с верха абсорбера С3 (при более низком давлении по сравнению с разделением в абсорбере С1).

Обогащенные растворители, выходящие из сепаратора S3 и абсорбера С3, затем расширяются в расширительном устройстве V1 и направляются на участок 4 регенерации и в систему 30 извлечения легучего растворителя, такую, как описана выше в воплощении, представленном на фиг. 2.

Примеры

Рассмотренные выше установки работали с осуществлением способа согласно изобретению для снижения концентрации кислых газов в различных газовых потоках, содержащих кислый газ, при различных составах и рабочих параметрах.

Рабочие параметры и наиболее важные расходы компонентов, реализуемые в установке 1, схема которой представлена на фиг. 2 и фиг. 3, при осуществлении способа согласно изобретению охарактеризованы ниже с помощью примера.

Были реализованы также другие иллюстративные примеры с установкой, схема которой представлена на фиг. 1.

Затем были осуществлены другие примеры с использованием всех схем установки и с изменением составов газообразных потоков, подлежащих обработке; и/или с использованием различных жидких абсорбционных растворителей, выбранных в соответствии с тем, что было описано выше; и/или с изменением рабочих параметров в соответствии с изложенным выше.

Пример 1.

Установка 1, показанная на фиг. 2, была использована для очистки попутного газа, содержащего CO₂ в количестве 15 об. %.

В качестве жидкого абсорбционного растворителя была использована система растворителя, образованная из гексанола, DBU (1,8-дизабицикло[5.4.0]ундец-7-ен) и сульфолана в приведенных ниже массовых соотношениях:

гексанол: 36%;

DBU: 28%;

сульфолан: 36%.

Рабочие параметры и расходы различных компонентов в некоторых показательных точках установки 1 приведены в табл. I на фиг. 4.

Способ позволяет уменьшить содержание диоксида углерода (CO_2), выходящего в общей сложности из двух абсорберов С1, С3, вплоть до остаточного содержания, меньшего или равного 2 об.% (оцениваются суммарные потоки, циркулирующие по линии 17 выпуска газа из абсорбера С1 и по линии 46 выпуска газа из абсорбера С3).

Пример 2.

Установка 1, схематически показанная на фиг. 3, была использована для обработки попутного газа, содержащего CO_2 в количестве 30,4 об.%.

В качестве жидкого абсорбционного растворителя была использована система растворителя, образованная из гексанола, DBU (1,8-диазабидцикло[5.4.0]ундец-7-ен) и сульфолана в приведенных ниже массовых соотношениях:

гексанол: 36%;

DBU: 28%;

сульфолан: 36%.

Рабочие параметры и расходы различных компонентов в некоторых показательных точках установки 1 приведены в табл. II на фиг. 5.

Способ позволяет уменьшить содержание CO_2 , выходящего в общей сложности из двух абсорберов С1, С3, вплоть до остаточного содержания, меньшего или равного 2 об.% (оцениваются суммарные потоки, циркулирующие по линии 17 выпуска газа из абсорбера С1 и по линии 46 выпуска газа из абсорбера С3).

Пример 3.

Установка 1, схематически показанная на фиг. 3, была использована для обработки попутного газа, содержащего CO_2 в количестве 15,2 об.%.

В качестве жидкого абсорбционного растворителя была использована система растворителя, образованная из гексанола, DBU (1,8-диазабидцикло[5.4.0]ундец-7-ен) и сульфолана в приведенных ниже массовых соотношениях:

гексанол: 36%;

DBU: 28%;

сульфолан: 36%.

Рабочие параметры и расходы различных компонентов в некоторых показательных точках установки 1 приведены в табл. III на фиг. 6.

Способ позволяет уменьшить содержание CO_2 , выходящего в общей сложности из двух абсорберов С1, С3, вплоть до остаточного содержания, меньшего или равного 2 об.% (т.е. оцениваются суммарные потоки, циркулирующие по линии 17 выпуска газа из абсорбера С1 и по линии 46 выпуска газа из абсорбера С3).

В конце концов, понятно, что могут быть осуществлены другие модификации и варианты способа и установки, раскрытых и иллюстрируемых в настоящем описании, которые не выходят за пределы объема формулы изобретения.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ очистки газовых смесей, содержащих один или большее количество кислых газов, для удаления указанного одного или большего количества кислых газов из газовых смесей, включающий

стадию абсорбции, осуществляемую в отношении газовой смеси, содержащей один или большее количество кислых газов, с использованием системы растворителя, содержащей или способной образовывать за счет реакции с одним или большим количеством кислых газов, по меньшей мере, один жидкий абсорбционный растворитель, для удаления из газовой смеси содержащегося в ней одного или более кислого газа с образованием обедненной газовой смеси, из которой была удалена по меньшей мере часть одного или более кислого газа, и обогащенного растворителя, содержащего один или более кислый газ; и

стадию регенерации, на которой обогащенный растворитель подвергается стадии газожидкостного разделения посредством процесса мгновенного испарения для отделения растворителя от одного или более абсорбированного кислого газа и получения потока кислого газа и регенерированного растворителя, который рециркулирует на стадию абсорбции;

при этом система растворителя содержит или способна образовывать за счет реакции с одним или большим количеством кислых газов, по меньшей мере, один жидкий абсорбционный растворитель, выбранный из переключаемых ионных жидкостей; причем указанная система растворителя дополнительно содержит, по меньшей мере, один физический растворитель, который представляет собой полярный апротонный растворитель и обладает высокой стабильностью по отношению к кислым газам и, в частности, к CO_2 и H_2S ; и

при этом жидкий абсорбционный растворитель образуется на стадии абсорбции за счет реакции од-

ного или большего количества предшественников ионной жидкости, содержащихся в системе растворителя, с одним или более кислым газом, содержащимся в указанной газовой смеси.

2. Способ по п.1, в котором система растворителя содержит, в качестве предшественников ионной жидкости, по меньшей мере, одно органическое основание, имеющее величину pK_b в воде, меньше чем или равную 3,2; и/или, по меньшей мере, один спиртовой растворитель, за исключением этанола, имеющий общую формулу $R(OH)_n$ и температуру кипения, выше чем или равную 100°C при давлении окружающей среды, при этом в общей формуле R представляет собой линейную или разветвленную насыщенную алкильную группу с количеством атомов углерода в диапазоне от 2 до 20, а n представляет собой целое число в диапазоне от 1 до 20.

3. Способ по п.2, в котором органическое основание представляет собой амин или амидин.

4. Способ по п.2 или 3, в котором органическое основание выбрано из 1,8-диазабцикло[5.4.0]ундец-7-ена (DBU), 1,5-диазабцикло[4.3.0]нон-5-ена (DBN), 1,1,3,3-тетраметилгуанидина (TMG) и смесей указанных веществ.

5. Способ по любому из пп.2-4, в котором спиртовой растворитель выбран из гексанола, октанола, гександиола, октандиола, 2-этилгексанола и их смесей.

6. Способ по любому из пп.1-5, в котором физический растворитель представляет собой полярный апротонный растворитель, имеющий величину диэлектрической постоянной ϵ , при температуре 25°C больше или равную 30, величину вязкости μ , при температуре 25°C больше или равную 14 сП, предпочтительно меньше или равную 12 сП, и температуру кипения при нормальном давлении, больше или равную 130°C .

7. Способ по любому из пп.1-6, в котором физический растворитель выбран из сульфолана, диметилсульфоксида (DMSO), 3-бутилметил-имидазол-бистрифторсульфонилимида, других солей имидазола бистрифторимида и их смесей.

8. Способ по любому из пп.1-7, в котором система растворителя содержит органическое основание в количестве в диапазоне от 10 до 40 мас.%, спиртовой растворитель в количестве в диапазоне от 10 до 40 мас.%, физический растворитель в количестве в диапазоне от 10 до 40 мас.%.

9. Способ по любому из пп.1-8, в котором стадия абсорбции включает промывку в режиме противотока указанной газовой смеси, содержащей один или большее количество кислых газов, жидкой фазой, состоящей из указанной системы растворителя.

10. Способ по любому из пп.1-9, в котором на стадии газожидкостного разделения, осуществляемой на стадии регенерации, указанные один или большее количество кислых газов отделяются от обогащенного растворителя, поступающего со стадии абсорбции и содержащего один или более абсорбированный кислый газ, для получения указанного регенерированного растворителя, который рециркулирует на стадию абсорбции.

11. Способ по любому из пп.1-10, в котором указанный обогащенный растворитель, поступающий со стадии абсорбции и содержащий один или более абсорбированный кислый газ, расширяется и нагревается до предварительно заданных величин давления и температуры, а затем направляется на стадию газожидкостного разделения.

12. Способ по п.11, в котором нагревание обогащенного растворителя осуществляется на первой стадии нагревания за счет теплообмена с потоком регенерированного растворителя, поступающим со стадии газожидкостного разделения; и/или на второй стадии нагревания за счет теплообмена с внешней текучей средой.

13. Способ по любому из пп.1-12, в котором указанный регенерированный растворитель перед рециркуляцией на стадию абсорбции подвергается:

первой стадии охлаждения, на которой он высвобождает тепло в обогащенный растворитель, поступающий со стадии абсорбции;

необязательной стадии пополнения, на которой к регенерированному растворителю добавляют свежий жидкий абсорбционный растворитель для компенсации каких-либо потерь растворителя;

второй стадии охлаждения, проводимой для дополнительного охлаждения.

14. Способ по любому из пп.1-13, в котором обогащенный растворитель расширяется, подогревается регенерированным растворителем, поступающим со стадии газожидкостного разделения, дополнительно нагревается до температуры регенерации, а затем направляется на стадию газожидкостного разделения, на которой отделяются кислые газы и получают регенерированный растворитель, который рециркулирует на стадию абсорбции.

15. Способ по любому из пп.1-14, включающий стадии:

отбора части обогащенного растворителя, поступающего со стадии абсорбции, путем отделения указанной части от основного потока обогащенного растворителя, который направляется на стадию газожидкостного разделения;

подачи указанной части, после её охлаждения, на стадию вспомогательной абсорбции, на которой указанная часть контактирует с потоком кислого газа, поступающим со стадии газожидкостного разделения, чтобы абсорбировать следовые количества летучего растворителя, присутствующие в потоке ки-

слога газа;

подачи обогащенного растворителя, выходящего со стадии вспомогательной абсорбции, на стадию газожидкостного разделения, на которой этот обогащенный растворитель регенерируется вместе основным потоком обогащенного растворителя;

отбора потока остаточного газа со стадии вспомогательной абсорбции.

16. Способ по любому из пп.1-15, включающий стадию извлечения для извлечения углеводов, растворенных в обогащенном растворителе;

причем указанная стадия извлечения включает вторую стадию газожидкостного разделения и дополнительную стадию абсорбции, осуществляемые последовательно в отношении обогащенного растворителя, поступающего со стадии абсорбции.

17. Установка (1) для обработки газовых смесей, содержащих кислые газы, для удаления одного или большего количества кислых газов из газовой смеси путем осуществления способа по любому из пп.1-16, при этом установка (1) содержит:

линию (19) подачи растворителя, причем указанный растворитель представляет собой систему растворителя, охарактеризованную по любому из пп.1-16;

участок (3) абсорбции, содержащий, по меньшей мере, один абсорбер (C1), в котором газовая смесь (L1), подлежащая обработке, подвергается стадии абсорбции с использованием системы растворителя, содержащей или способной образовывать за счет реакции с одним или большим количеством кислых газов, по меньшей мере, один жидкий абсорбционный растворитель, выбранный из переключаемых ионных жидкостей, для удаления из газовой смеси (L1) присутствующих в ней кислых газов, причем указанный, по меньшей мере, один абсорбер (C1) имеет выпуск (18) для жидкой фазы, расположенный в верхнем конце (16) абсорбера (C1) и соединенный с указанной линией (19) подачи растворителя, выполненной с возможностью подачи указанной системы растворителя в абсорбер (C1); и

участок (4) регенерации, содержащий, по меньшей мере, один газожидкостный сепаратор (S1), соединенный с абсорбером (C1) посредством линии (14) отвода растворителя, в котором указанный жидкий абсорбционный растворитель, который абсорбировал один или более кислых газ из газовой смеси в участке (3) абсорбции, подвергается стадии газожидкостного разделения с помощью процесса мгновенного испарения для отделения от одного или более абсорбированного кислого газа, и затем рециркулирует на участок (3) абсорбции через линию (23) рециркуляции.

18. Установка по п.17, в которой абсорбер (C1) представляет собой абсорбционную колонну, работающую в режиме противотока.

19. Установка по п.18, в которой абсорбер (C1) имеет

выпуск (11) для газовой фазы, расположенный на нижнем конце (12) абсорбера (C1), соединенный с линией (2) подачи и служащий для приема газовой смеси, подлежащей обработке;

нижний выпуск (13), также расположенный на нижнем конце (12) абсорбера (C1) и соединенный с линией (14) отвода растворителя, соединяющей участок (3) абсорбции с участком (4) регенерации;

верхний выпуск (15), расположенный на верхнем конце (16) абсорбера (C1), противоположном нижнему концу, и соединенный с линией (17) выпуска газа; и

выпуск (18) для жидкой фазы, расположенный на верхнем конце (16) абсорбера (C1) и соединенный с линией (19) подачи растворителя, предназначенный для подачи системы растворителя в абсорбер (C1).

20. Установка по любому из пп.17-19, в которой газожидкостный сепаратор (S1) имеет

выпуск (21) для жидкой фазы, соединенный с линией (14) отвода растворителя и, в частности, с концевым участком (14с) линии (14) отвода растворителя, предназначенный для подачи обогащенного растворителя, поступающего из участка (3) абсорбции, в газожидкостный сепаратор (S1);

нижний выпуск (22), соединенный с линией (23) рециркуляции, из которого отбирается поток регенерированного растворителя; и

верхний выпуск (24), соединенный с линией (25) выпуска газа, через который из газожидкостного сепаратора (S1) отводятся кислые газы, отделенные в указанном газожидкостном сепараторе (S1).

21. Установка по п.20, в которой линия (14) отвода растворителя снабжена расширительным устройством (V1); первым теплообменником (E1) и вторым теплообменником (E2), расположенными последовательно по отношению друг к другу и ниже по ходу потока относительно расширительного устройства (V1) и выполненными с возможностью нагрева потока обогащенного растворителя, циркулирующего через линию (14) отвода растворителя, перед поступлением потока обогащенного растворителя в газожидкостный сепаратор (S1).

22. Установка по п.21, в которой первый теплообменник (E1) выполнен с возможностью предварительного нагрева обогащенного растворителя за счет теплообмена с потоком регенерированного растворителя, выходящим из газожидкостного сепаратора (S1); а второй теплообменник (E2) выполнен с возможностью дополнительного повышения температуры обогащенного растворителя за счет теплообмена с внешней текучей средой.

23. Установка по любому из пп.17-22, содержащая линию (26) подачи свежего растворителя, соединенную с линией (23) рециркуляции, через которую предварительно определенное количество свежего жидкого абсорбционного растворителя вводится в линию (23) рециркуляции, если это необходимо для

компенсации потерь растворителя.

24. Установка по любому из пп.17-23, содержащая вспомогательную систему (30), выполненную с возможностью минимизации потерь наиболее летучего компонента жидкого абсорбционного растворителя и содержащую вспомогательную линию (31), которая отходит от разветвления (32) линии (14) отвода растворителя и служит для отведения части (L3) обогащенного растворителя, отведенного из абсорбера (C1), и соединена с впуском (33) для жидкой фазы ловушки (C2), выполненной с возможностью приведения в контакт указанной части (L3) с потоком кислого газа, поступающим из газожидкостного сепаратора (S1) и направляемым в ловушку (C2) через линию (25) выпуска газа, соединяющую верхний выпуск (24) газожидкостного сепаратора (S1) с нижним впуском (34) ловушки (C2);

при этом указанная ловушка (C2) снабжена нижней линией (35), соединенной с газожидкостным сепаратором (S1), служащей для подачи обогащенного растворителя из ловушки (C2) в газожидкостный сепаратор (S1), и линией (36) выпуска газа для удаления остаточного газа.

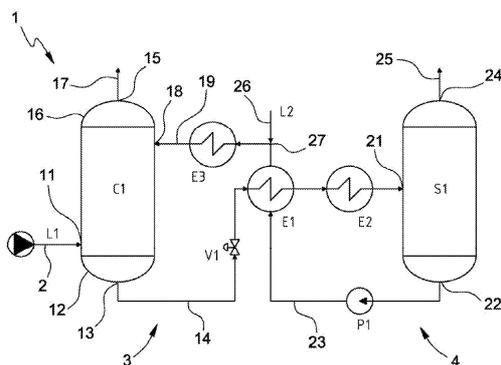
25. Установка по любому из пп.17-24, содержащая систему (40) извлечения, предназначенную для извлечения углеводородов, растворенных в обогащенном растворителе, при этом указанная система (40) извлечения содержит второй газожидкостный сепаратор (S3) и второй абсорбер (C3), размещенные последовательно вдоль линии (14) отвода растворителя между абсорбером (C1) и газожидкостным сепаратором (S1);

при этом линия (14) отвода растворителя содержит

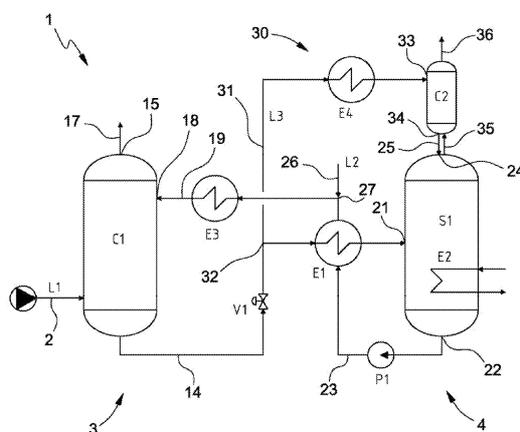
первый участок (14а), соединяющий нижний выпуск (13) абсорбера (C1) со впуском (41) для жидкой фазы газожидкостного сепаратора (S3) и снабженный расширительным устройством (V2), размещенным между абсорбером (C1) и вторым газожидкостным сепаратором (S3);

второй участок (14b), соединяющий нижний выпуск (42) второго газожидкостного сепаратора (S3) с теплообменником (E1) и снабженный дополнительным расширительным устройством (V1); и

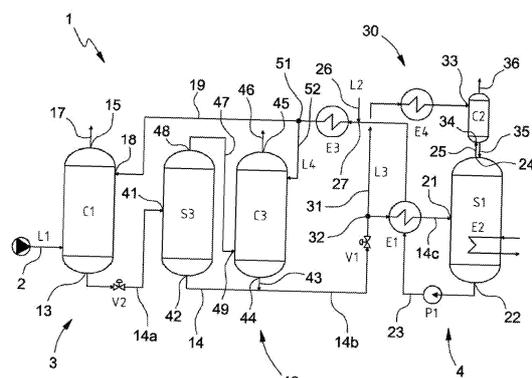
третий концевой участок (14с), соединяющий теплообменник (E1) со впуском (21) для жидкой фазы газожидкостного сепаратора (S1).



Фиг. 1



Фиг. 2



Фиг. 3

Таблица I

| | | Поток | | | | | | | | |
|--------------------|------|----------------|---|--|-----------------------------|-----------------------------|--------------------------------------|---|---------------------------------------|---|
| | | Линия 2 подачи | Линия 19 ⁽ⁱ⁾ подачи растворителя | Линия 14 ⁽ⁱⁱ⁾ отвода растворителя | Линия 36 выпуска газа из C2 | Линия 17 выпуска газа из C1 | Линия 26 подачи свежего растворителя | Конечный участок 14с линии отвода растворителя ⁽ⁱⁱⁱ⁾ | Линия 23 ^(iv) рециркуляции | Вспомогательная линия 31 ^(v) |
| Температура | (°C) | 20,0 | 39,2 | 74,7 | 94,6 | 44,3 | 25,0 | 120,8 | 140,8 | 73,2 |
| Давление | бар | 42,0 | 41,4 | 40,5 | 1,2 | 40,4 | 61,2 | 1,6 | 42,0 | 1,9 |
| Молекулярная масса | | 22,0 | 120,2 | 125,6 | 39,7 | 17,5 | 102,2 | 125,6 | 120,4 | 125,6 |
| Расход | кг/ч | | | | | | | | | |
| Азот | | 6,6 | 0,0 | 0,1 | 0,1 | 6,6 | | 0,1 | 0,0 | 0,0 |
| Метан | | 348,6 | 0,2 | 30,8 | 30,6 | 318,1 | | 27,7 | 0,2 | 3,1 |
| C ₂₊ | | | | | | | | | | |
| CO ₂ | | 186,3 | 2,5 | 43,8 | 167,7 | 18,6 | | 39,4 | 2,5 | 4,4 |
| Гексанол | | | 1100,7 | 806,9 | 29,8 | 0,3 | 30,1 | 726,2 | 1070,6 | 80,7 |
| DBU | | | 844,2 | 406,9 | 0,2 | 0,0 | | 366,2 | 844,2 | 40,7 |
| Сульфолан | | | 1115,0 | 1115,0 | 0,2 | 0,0 | | 1003,5 | 1114,8 | 111,5 |
| DBU гекил карбонат | | | 44,7 | 902,0 | 0,0 | 0,0 | | 811,8 | 44,7 | 90,2 |
| Общий расход | | 614,4 | 3111,4 | 3352,4 | 271,5 | 373,4 | 30,1 | 3017,2 | 3080,9 | 335,2 |

- (i) на впуске в абсорбер C1;
(ii) на выпуске из абсорбера, выше по потоку относительно расширительного устройства V1;
(iii) на впуске в сепаратор S1;
(iv) на выпуске из сепаратора S1, выше по потоку относительно теплообменника E1;
(v) ниже по потоку относительно теплообменника E4.

Фиг. 4

Таблица II

| | | Поток | | | | | | | | | | | |
|--------------------|------|----------------|---|--|-------------------|---|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------|--------------------------------------|--|---|
| | | Линия 2 подачи | Линия 19 ⁽ⁱ⁾ подачи растворителя | Второй участок 14с линии отвода растворителя ⁽ⁱⁱ⁾ | Линия 47 для газа | Первый участок 14а линии отвода растворителя ⁽ⁱⁱⁱ⁾ | Линия 36 выпуска газа из C2 | Линия 17 выпуска газа из C1 | Линия 46 выпуска газа из C3 | Линия 43 растворителя | Линия 26 подачи свежего растворителя | Конечный участок 14с линии отвода растворителя ^(iv) | Вспомогательная линия 31 ^(v) |
| Температура | (°C) | 20,0 | 39,2 | 81,5 | 81,5 | 81,5 | 43,7 | 42,2 | 41,8 | 73,1 | 25,0 | 120,8 | 78,1 |
| Давление | бар | 42,0 | 41,4 | 5,1 | 5,1 | 5,1 | 1,2 | 40,4 | 5,0 | 5,0 | 61,2 | 1,6 | 1,9 |
| Молекулярная масса | | 26,3 | 120,7 | 148,8 | 32,4 | 129,3 | 44,1 | 17,3 | 133,5 | 133,5 | 102,2 | 139,3 | 139,3 |
| Расход | кг/ч | | | | | | | | | | | | |
| Азот | | 6,6 | 0,0 | 0,0 | 0,1 | 0,1 | 0,0 | 6,5 | 0,1 | 0,0 | | 0,0 | 0,0 |
| Метан | | 280,9 | 0,0 | 2,8 | 35,1 | 37,9 | 4,6 | 243,0 | 33,3 | 1,8 | | 4,2 | 0,5 |
| C ₂₊ | | 72,1 | 4,8 | 30,3 | 26,6 | 57,0 | 39,9 | 20,0 | 12,3 | 17,0 | | 42,6 | 4,7 |
| CO ₂ | | 372,9 | 6,2 | 24,2 | 103,5 | 127,7 | 356,9 | 12,7 | 3,3 | 15,5 | | 35,7 | 4,0 |
| Гексанол | | | 1746,2 | 1189,9 | 1,9 | 1191,8 | 1,3 | 0,2 | 0,1 | 779,2 | 1,6 | 1772,3 | 196,9 |
| DBU | | | 1331,7 | 506,0 | 0,0 | 506,1 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 444,0 | | 855,0 | 95,0 |
| Сульфолан | | | 1783,2 | 1783,2 | 0,0 | 1783,2 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 1003,1 | | 2507,6 | 278,6 |
| DBU гекил карбонат | | | 108,4 | 1726,9 | 0,0 | 1726,9 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 659,1 | | 2147,4 | 238,6 |
| Общий расход | | 732,5 | 4980,5 | 5263,4 | 167,3 | 5430,7 | 402,7 | 282,4 | 49,1 | 2919,7 | 1,6 | 7364,8 | 818,3 |

- (i) на впуске в абсорбер C1;
(ii) на выпуске из газожидкостного сепаратора S3, выше по потоку относительно узла соединения с линией 43 для растворителя;
(iii) на впуске в сепаратор S1;
(iv) на выпуске из абсорбера C1, ниже по потоку относительно расширительного устройства V1;
(v) ниже по потоку относительно теплообменника E4.

Фиг. 5

Таблица III

| | | Поток | | | | | | | | | | | |
|---------------------|------|----------------|---|--|-------------------|---|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------|--------------------------------------|--|---|
| | | Линия 2 подачи | Линия 19 ⁽ⁱ⁾ подачи растворителя | Второй участок 14в линии отвода растворителя ⁽ⁱⁱ⁾ | Линия 47 для газа | Первый участок 14а линии отвода растворителя ⁽ⁱⁱⁱ⁾ | Линия 36 выпуска газа из С2 | Линия 17 выпуска газа из С1 | Линия 46 выпуска газа из С3 | Линия 43 растворителя | Линия 26 подачи свежего растворителя | Конечный участок 14с линии отвода растворителя ^(iv) | Вспомогательная линия 31 ^(v) |
| Температура | (°C) | 20,0 | 39,2 | 73,4 | 73,4 | 73,4 | 46,3 | 44,1 | 41,9 | 68,1 | 25,0 | 120,8 | 71,7 |
| Давление | бар | 42,0 | 41,4 | 5,1 | 5,1 | 5,1 | 1,2 | 40,4 | 5,0 | 5,0 | 61,2 | 1,6 | 1,9 |
| Молекулярная масса | | 22,0 | 120,6 | 137,9 | 27,6 | 125,8 | 44,3 | 17,5 | 19,5 | 130,2 | 102,2 | 135,8 | 135,8 |
| Расход | кг/ч | | | | | | | | | | | | |
| Азот | | 6,6 | 0,0 | 0,0 | 0,1 | 0,1 | 0,0 | 6,6 | 0,1 | 0,0 | | 0,0 | 0,0 |
| Метан | | 348,6 | 0,0 | 2,7 | 28,5 | 31,2 | 3,8 | 317,4 | 27,4 | 1,1 | | 3,5 | 0,4 |
| С ₂ | | 72,9 | 5,7 | 30,5 | 18,4 | 48,8 | 33,7 | 29,7 | 9,5 | 10,9 | | 37,3 | 4,1 |
| СО ₂ | | 186,3 | 3,6 | 10,0 | 34,6 | 44,6 | 165,6 | 18,8 | 1,9 | 4,0 | | 12,7 | 1,4 |
| Гексанол | | | 1108,3 | 813,5 | 0,7 | 814,2 | 0,8 | 0,3 | 0,1 | 341,0 | 1,1 | 1039,0 | 115,4 |
| DBU | | | 846,6 | 408,8 | 0,0 | 408,8 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 209,4 | | 556,4 | 61,8 |
| Сульфолан | | | 1130,0 | 1129,9 | 0,0 | 1130,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 417,9 | | 1393,1 | 154,8 |
| DBU гексил карбонат | | | 63,4 | 921,5 | 0,0 | 921,5 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 226,7 | | 1033,4 | 114,8 |
| Общий расход | | 614,4 | 3157,6 | 3317,0 | 82,2 | 3399,3 | 203,9 | 372,7 | 39,0 | 1211,2 | 116 | 4075,4 | 452,8 |

(i) на впуске в абсорбер С1;

(ii) на выпуске из газожидкостного сепаратора S3, выше по потоку относительно узла соединения с линией 43 для растворителя;

(iii) на впуске в сепаратор S1;

(iv) На выпуске из абсорбера С1, ниже по потоку относительно расширительного устройства V1;

(v) ниже по потоку относительно теплообменника E4.

Фиг. 6



Евразийская патентная организация, ЕАПВ

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