



Государственный комитет  
СССР  
по делам изобретений  
и открытий

# О П И С А Н И Е ИЗОБРЕТЕНИЯ

К ПАТЕНТУ

(11) 831076

(61) Дополнительный к патенту -

(22) Заявлено 18.03.76 (21) 2337307/23-04

(23) Приоритет - (32) 24.03.75

(31) 561515 (33) США

(51) М. Кл.<sup>3</sup>

C 07 D 301/08  
C 07 D 303/04

Опубликовано 15.05.81 Бюллетень № 18

Дата опубликования описания 15.05.81

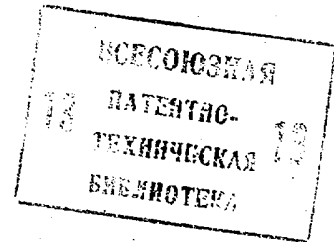
(53) УДК 66.095.  
.51.07(088.8)

(72) Автор  
изобретения

Иностранец  
Брайан Дж. Озеро  
(Канада)

(71) Заявитель

Иностранная фирма  
"Халкон Интернэшнл, Инк"  
(США)



(54) СПОСОБ ИЗВЛЕЧЕНИЯ ОКСИДА ЭТИЛЕНА  
ИЗ ГАЗОВОГО ПОТОКА

1

Изобретение относится к способам извлечения окиси этилена из газового потока, получаемого в результате парофазного окисления этилена молекулярным кислородом в присутствии серебра в качестве катализатора, конкретно к усовершенствованию десорбционно-реабсорбционной системы, применяемой в этих целях.

При получении окиси этилена парофазным окислением этилена молекулярным кислородом в присутствии серебра в качестве катализатора образуется газовый реакционный поток.

Известен способ извлечения окиси этилена из газового потока. С учетом того, что указанный газовый поток сильно разбавлен относительно получаемой окиси этилена и обычно содержит 0,3-5 моль. % окиси этилена, извлечение окиси этилена из этого газового потока предусматривает противоточный контакт газового потока с водным промывающим раствором с получением абсорбата, содержащего окись этилена, который отпаривают в отпарной зоне, содержащей несколько контактных стадий пар - жидкость, с получением содержащего окись этилена

2

выходящего сверху отпарной колонны пара и реабсорбцией окиси этилена внутри зоны повторной абсорбции, содержащей несколько контактных элементов пар-жидкость, путем противоточного контакта пара с верха отпарной зоны с водой [1].

При такой последовательности основной функцией стадии абсорбции является селективное поглощение окиси этилена из газового реакционного потока при минимальном сопутствующем поглощении других материалов, таких как исходные непрореагировавшие соединения, разбавители реакционной среды и вторичные продукты реакции, которые также содержатся в реакционном потоке. Однако поскольку абсорбер работает при относительно высоком давлении, несколько ниже, чем давление в реакторе, то значительные количества таких соединений, присутствующих в реакционном потоке, как двуокись углерода, незначительные примеси альдегидов и вторичных продуктов кислотного типа, образующихся в результате реакции окисления, также поглощаются наряду с окисью этилена. В отпарной зоне поглощенная окись

этилена в результате действия пара испаряется, при этом испаряются значительные количества двуокиси углерода и примеси альдегидов, первоначально поглощенные вместе с окисью этилена. Основным назначением реабсорбера является разделение окиси этилена и двуокиси углерода, испаряющихся в отпарной зоне. Таким образом, в реабсорбере осуществляется противоточный контакт выходящего из отпарной зоны потока с водой, в результате чего в качестве кубовой жидкости образуется жидкий реабсорбат, состоящий, главным образом, из окиси этилена и воды, но содержащий также остаточные количества двуокиси углерода, альдегидных и кислотных примесей. Абсорбер работает при относительно высоком давлении, тогда как и отпарная зона и реабсорбер работают при давлениях, близких к атмосферному. Такой перепад давлений облегчает разделение продуктов в десорбционно-реабсорбционной системе, главным образом, разделение окиси этилена и двуокиси углерода.

Недостатки способа обусловлены необходимостью получения продуктов более высокой степени чистоты при минимальных затратах. Температуры в отпарной зоне достаточно высоки, чтобы в результате термического гидратирования часть окиси этилена превратилась в этиленгликоль, загрязненный различными примесями, который трудно очистить и использовать в областях, где требуются продукты чрезвычайно высокой степени чистоты, например, при получении волокон, и в областях, где требования к чистоте продуктов ниже, например, при получении антифризов. Попытки снизить давление в отпарной зоне и таким образом снизить температуру нецелесообразны, поскольку в результате этого также снижается давление в реабсорбере, если между отпарной зоной и реабсорбером отсутствуют устройства для сжатия пара. Такие устройства достаточно дорогостоящие и трудные в управлении. Без дополнительного сжатия, чем ниже давление в отпарной зоне, тем ниже давление в реабсорбере и тем большее количество воды требуется для поглощения окиси этилена в реабсорбере. Это означает, что кубовая жидкость (реабсорбат - раствор окиси этилена в воде) в реабсорбере будет более разбавленной относительно окиси этилена, соответственно, последующая переработка для извлечения из нее окиси этилена становится более дорогостоящей и трудоемкой.

Даже в том случае, если реабсорбат не подлежит переработке в целях извлечения из него окиси этилена, а подвергается термическому гидрированию

для получения из окиси этилена, растворенной в нем, непосредственно моно-этиленгликоля незначительное количество примесей, растворенных в реабсорбате, влияет на качество гликоля, кроме того, производство гликоля из реабсорбата более выгодно при использовании растворов с относительно высокой концентрацией растворенной окиси этилена, поскольку растворы из реабсорбера, содержащие менее 5 вес. % окиси этилена, использовать нецелесообразно.

Ввиду необходимости использования больших количеств двуокиси углерода, являющейся разбавителем реакции на стадии окисления, соответственно большее количество двуокиси углерода поглощается в абсорбере, испаряется в отпарной зоне и, таким образом, находится в газовом потоке, питающем реабсорбер, что в свою очередь, обуславливает необходимость использования значительных количеств воды в реабсорбере, и влечет образование реабсорбата, более разбавленного относительно окиси этилена. Наличие указанных недостатков существенно усложняет технологию извлечения окиси этилена из газового потока.

Таким образом, возникает необходимость разработки десорбционно-реабсорбционной системы, использующейся в процессе извлечения окиси этилена, которой можно было бы легко управлять, в которой образовывалось бы минимальное количество гликоля и при которой осуществлялся бы минимальный перенос примесей. Кроме того, такая система должна быть приспособлена для переработки материалов с более высоким содержанием двуокиси углерода, без образования разбавленных относительно окиси этилена водных реабсорбатов.

Цель изобретения - упрощение технологии процесса.

Поставленная цель достигается тем, что извлечение окиси этилена из газового потока, получаемого при катализируемом серебром парофазном неполном окислении этилена молекулярным кислородом, проводят путем противоточного контакта газового потока с водным промывающим раствором с получением абсорбата, содержащего окись этилена, который отпаривают в отпарной зоне, содержащей несколько контактных стадий пар - жидкость, с получением содержащего окись этилена выходящего сверху отпарной колонны пара и реабсорбцией окиси этилена внутри зоны повторной абсорбции, содержащей несколько контактных стадий пар - жидкость, путем противоточного контакта пара с верха отпарной зоны с водой, пар, выходящий сверху отпарной зоны, подвергают частичной конденсации таким образом, что

50-99% воды и 1-20% окиси этилена, содержащихся в паре, конденсируют и полученный конденсат в виде флегмы подают в верхнюю часть отпарной зоны, несконденсированную часть пара с верха отпарной зоны вводят в зону повторной абсорбции, охлаждают часть реабсорбата и охлажденный реабсорбат подвергают рециркуляции и вводят в зону повторной абсорбции между точками ввода несконденсированной части пара, отводимого сверху отпарной зоны и воды при весовом соотношении охлажденного реабсорбата к неохлажденному реабсорбату, равном 0,2-20:1.

Процесс проводят при температуре охлажденного реабсорбата меньшей, чем температура несконденсированной части пара, выходящего сверху отпарной зоны.

Процесс проводят при разнице между температурой введенного пара и температурой охлажденного реабсорбата, равной 2-50°C, предпочтительнее 5-40°C.

Кроме того, между точкой, в которой несконденсированную часть пара, выходящего сверху отпарной зоны, вводят в зону повторной абсорбции и точкой, в которой охлажденный реабсорбат вводят в отпарную зону, имеется 2-10 теоретических контактных стадий пар-жидкость.

В соответствии с предлагаемым способом предусматривается использование обычной десорбционно-реабсорбционной системы с двумя основными модификациями. Первая из них заключается в том, что выходящий из отпарной зоны пар необходимо частично конденсировать, чтобы примерно 50% воды, но не более ~ 20% окиси этилена, содержащейся в нем, сконденсировалось. Этот конденсат в виде флегмы возвращается в отпарную зону. Несконденсированный пар выводится и подается в нижнюю часть реабсорбера, тогда как вода противотоком идет из верхней его части. Таким образом, в реабсорбере осуществляют контактирование выходящего из верхней части отпарной зоны пара и воды, движущихся противотоком, в результате которого происходит предпочтительное поглощение окиси этилена и образование требуемого реабсорбата.

Вторая модификация предусматривает разделение реабсорбата на две части, первая из которых охлаждается и вновь подается в реабсорбер в точке, расположенной между точками подачи выходящего из верхней части отпарной зоны пара и воды. Вторая часть реабсорбата выводится и подвергается дальнейшей переработке для извлечения растворенной в ней окиси этилена, превращения растворенной в ней окиси этилена в этиленгликоли, разделения на две части, одна из которых предназначена

для извлечения из нее окиси этилена, а другая для получения этиленгликолей.

На фиг. 1 представлена схема известной десорбционно-реабсорбционной системы; на фиг. 2 - схема предлагаемой десорбционно-реабсорбционной системы; на фиг. 3 - схема - то же, вариант.

По известному способу (фиг. 1) водный раствор (абсорбат), образующийся в результате поглощения водой газового реакционного потока, полученного путем парофазного частичного окисления этилена молекулярным кислородом в присутствии катализатора - серебра, по линии 1 вводят в верхнюю часть отпарной зоны 2. По линии 3 в нижнюю часть отпарной зоны 2 подают пар. В результате противоточного движения абсорбата и пара в отпарной зоне 2 из абсорбата испаряется растворенная в нем окись этилена, и окись этилена в смеси с паром, содержащая также значительное количество двуокиси углерода и следы примесей, выводят из верхней части отпарной зоны 2 по линии 4. Десорбированный абсорбат, не содержащий значительного количества растворенной окиси этилена, по линии 5 выводят из куба отпарной зоны 2 и после охлаждения по линии 6 возвращают в абсорбер для вторичного использования в процессе извлечения окиси этилена. Для предотвращения нерегулируемого накопления гликолей, образующихся в отпарной зоне, и следов примесей часть десорбированного абсорбата может быть выведена из системы по линии 7 и направлена на дальнейшую переработку или выброшена.

В известном процессе питающий отпарную зону поток содержит 0,5-5 вес. % окиси этилена, а работа отпарной зоны регулируется так, что степень извлечения окиси этилена из питающего отпарную зону потока (т.е. абсорбата) превышает 90% (95%, 99%).

Для облегчения процесса десорбции, протекающего в отпарной зоне 2, она обычно снабжается насадочными приспособлениями, обеспечивающими более эффективный контакт пара и жидкости (тарелки, кольца, насадка и т.д.), эквивалентными, по крайней мере, примерно 3-м теоретическим ступеням контакта пар-жидкость, предпочтительно 5-и, таким ступеням, но не более 50 и теоретических ступеней контакта пар-жидкость, обычно ~ 5-40 (6-30, 7-20).

Эффективность проведения процесса десорбции зависит от количества десорбирующего пара, подаваемого по линии 3, относительно количества абсорбата, поступающего по линии 1 в отпарную зону 2, а также числа используемых ступеней десорбции. По молярному расчету отношение количества

пара, необходимого для обработки вводимого количества абсорбата, обычно 0,03 (0,4, 0,5). Могут быть использованы и более высокие отношения пар-абсорбат, хотя преимущества, достигаемые при использовании отношений, превышающих 0,2 моль пара на моль абсорбата, незначительные (используются 0,03-0,20, 0,04-0,10, 0,04-0,08). Эти отношения пар-абсорбат предусматривают использование определенных давлений в отпарной зоне, как правило, 1,04-3,9 кг/см<sup>2</sup> абс., приемлемо 1,1-3,0 и предпочтительно 1,2-2,5 кг/см<sup>2</sup> абс. В некоторой степени указанные отношения пар-абсорбат также зависят от числа теоретических ступеней контакта пар-жидкость в отпарной зоне, т.е. при использовании большего числа таких ступеней снижается расход пара, хотя приведенные отношения справедливы для десорберов, содержащих 3-20 (или больше) теоретических ступеней контакта пар-жидкость. Использование большего числа таких ступеней в целях снижения расхода пара экономически нецелесообразно, поскольку в результате повышенного перепада давлений в отпарной зоне и, соответственно, повышенных температур в кубе отпарной зоны повышается термический гидролиз окиси этилена и образование этиленгликолей.

В случае выполнения отпарной зоны известной конструкции выходящий из его верхней части по линии 4 пар обычно содержит 10-40 (15-30, 18-25) мол. % окиси этилена. Первичным разбавителем этого парового потока является вода, хотя до 15 (10, 7-8) мол. % этого потока составляют неконденсирующиеся газы, в основном CO<sub>2</sub>, а также азот, аргон, кислород, этан, этилен и т.п.

Открытый пар изображен на фиг. 1 в виде инжестируемого в колонну, хотя это необязательно, так как кубовые фракции отпарной зоны выводимые по линии 5, содержат, главным образом, воду, а пар может быть регенерирован при наличии соответствующих обогревательных устройств, теплообменников и т.п.

Затем пары, выходящие из отпарной зоны 2 по линии 4, охлаждаются в теплообменнике 8 до оптимальных с экономической точки зрения температур, обычно до 25-30°C, предпочтительно 30-60°C, в результате чего они частично конденсируются. Полученную таким образом смесь жидкости и пара затем подают в нижнюю часть реабсорбера 9 по линии 10, а воду по линии 11 - в верхнюю часть реабсорбера 9. В реабсорбере 9 движущиеся в противотоке выходящие из верхней части отпарной зоны пар и вода контактируют, в результате чего поглощается максимально возможное ко-

личество окиси этилена, поступающей в реабсорбер по линии 10. Таким образом, обычно поглощают 90 и выше 95-99 мол. % окиси этилена. Образующийся водный раствор окиси этилена выводят из куба реабсорбера по линии 12, тогда как непоглощающие пары, содержащие в основном CO<sub>2</sub> и поступающие в систему по линии 1 вместе с другими несконденсированными газами (например, этиленом, кислородом, азотом, аргон и т.п.) выводят из верхней части реабсорбера по линии 13, и они могут быть выброшены или обработаны далее, например, для извлечения следов этилена или очищенного CO<sub>2</sub>. Таким образом, раствор реабсорбата, выводимый из реабсорбера 9 по линии 12, содержит в основном окись этилена и воду и только следы растворенного CO<sub>2</sub> и примесей и по линии 14 может быть введен в зону очистки 15. И, наоборот, весь или часть реабсорбата может быть непосредственно направлена на термический гидролиз по линии 16 в реактор 17, в этом случае растворенную в реабсорбате окись этилена превращают в этиленгликоли при повышенной температуре и давлении.

Как и отпарная зона 2, реабсорбер 9 снабжен насадочными устройствами для повышения площади контакта пар-жидкость и повышения эффективности контакта противотоков движущихся воды, вводимой в реабсорбер 9 по линии 11, и выводимого из верхней части отпарной зоны пара, вводимого в реабсорбер 9 по линии 10. Число таких насадочных устройств в реабсорбере 9 эквивалентно 5 (7, 10) теоретическим ступеням контакта пар-жидкость, причем это не максимальное число ступеней, лимитируемых экономическими соображениями. Исходя из таких экономических соображений, число таких теоретических ступеней контакта пар-жидкость в реабсорбере составляет менее 50 (10, 30). Количество воды, необходимое для достижения требуемой степени поглощения в реабсорбере, зависит от давления в реабсорбере и числа молей пара, проходящего через реабсорбер. Обозначим число молей проходящего пара (обозначенного Y) как среднее арифметическое молей пара, входящего в реабсорбер по линии 10, и числа молей пара, выходящего из реабсорбера по линии 13, тогда количество молей воды, подаваемой по линии 11 (обозначенное L) должно быть таково, чтобы отношение L/Y составляло 5-50 (8-40), а предпочтительно 10-30).

Приведенные величины отношений L/Y предполагают такой режим работы реабсорбера, когда давление в верхней части 1,0-3,8 (1,05-3,0), а пред-

почтительно 1,1-2,0 кг/см<sup>2</sup> абс., при этом давление в верхней части реабсорбера немного ниже, чем давление в отпарной зоне.

Таким образом, реабсорбаты, полученные в соответствии с известными системами, содержат 5-25 вес.% окиси этилена, а остальное - вода и небольшие количества, менее 1 вес.%, примеси, в основном растворенной двуокиси углерода и этиленгликоля. Вообще реабсорбат содержит 7-20, а предпочтительнее 8-15 вес.% окиси этилена. Известный способ позволяет получать реабсорбаты сравнимых составов, которые можно получать предлагаемым способом из выходящих из абсорбера потоков, состав которых меняется значительно шире, чем у получаемых по известному способу абсорбатов.

При рассмотрении десорбционно-реабсорбционной системы по известному способу (фиг. 1) видно, что некоторые характеристические параметры процесса очень важны. Так, пар, выходящий из отпарной зоны 2, должен находиться при достаточно высоком давлении, чтобы под действием градиента давлений пройти не только через теплообменник 8, но также через весь реабсорбер 9, а также сохранить давление, достаточное для прохождения его по линии 13. Таким образом, самое низкое давление в системе (фиг. 1) должно быть на линии 13, и отличаться от атмосферного, если система не предусматривает использования дополнительной компрессии. Чтобы создать такой градиент давлений, давление в отпарной зоне 9 должно быть значительно выше атмосферного, даже если в целях наиболее экономически целесообразного процесса десорбции (но с минимальным гидролизом окиси этилена) давление в отпарной зоне должно быть возможно более низким, так как чем выше давление в отпарной зоне, тем в нем выше температура. Поэтому в конечном счете разница давлений в отпарной зоне и реабсорбере не более 0,5 кг/см<sup>2</sup>, как правило, не выше 0,3-0,2 кг/см<sup>2</sup>. Однако, чтобы размер связывающих трубопроводов был минимальным, и чтобы можно было установить необходимые приборы и контрольные устройства между давлением в верхней части отпарной зоны и давлением в кубе реабсорбера должна существовать разница, обычно составляющая 0,01 кг/см<sup>2</sup>. В результате повышения расхода воды по линии 11 (т.е. при повышении L/Y в реабсорбере 9) перепад давлений в реабсорбере 9 повышается, повышается температура в отпарной зоне, и в результате этого образуются более разбавленные реабсорбаты, проходящие по линии 12. Например, количество неконденсирующихся газов в верхней части отпарной

зоны 2, а соответственно, давление в системе либо количество воды, поступающее по линии 11, или оба этих параметра существенно повышаются, поскольку количество таких неконденсирующихся газов, как двуокись углерода, резко возрастает.

Это видно также при образовании реакционного потока с меньшим содержанием CO<sub>2</sub>. Чтобы получить реабсорбат со сравнимым содержанием окиси этилена из обогащенного CO<sub>2</sub> газового реакционного потока, повышают количество питающей реабсорбер воды на 5%, а также давление в верхней части реабсорбера на 23%, соответственно, содержание гликоля (соответствующее уменьшению выхода) повышается на 8-10%, а также повышается расход пара в отпарной зоне.

Конструкция и рабочие характеристики отпарной зоны на фиг. 2 те же, что и на фиг. 1. Однако выходящий из верхней части отпарной зоны пар, проходящий по линии 4, обрабатывают иначе. Этот пар частично конденсируют в теплообменнике 18, из которого парожидкостной поток по линии 19 отводят в резервуар 20. В резервуаре 20 происходит разделение паровой и жидкостной фаз. Жидкую фазу отводят из резервуара 20 по линии 21, а затем через нагнетательный насос 22 по линии 23 подают в верхнюю часть отпарной зоны 2 в виде флегмы, предпочтительно в ту часть отпарной зоны 2, где вводится абсорбат.

Однако на фиг. 2 абсолютное количество пара, подаваемое в отпарную зону по линии 3 (или регенерируемого), несколько больше, чем в схеме на фиг. 1. И если отношения числа молей пара, подаваемого в отпарную зону, на моль подаваемого абсорбата остаются неизменными, то в варианте на фиг. 2 эти отношения относятся к сумме молей входящего абсорбата плюс число молей флегмы, возвращенной в отпарную зону по линии 23. Поскольку количество флегмы в расчете на число молей невелико по сравнению с количеством абсорбата, то такое повышение расхода пара с экономической точки зрения практически никак не сказывается.

Теплообменник 8 на фиг. 1 и теплообменник 18 на фиг. 2 работают по-разному. В варианте на фиг. 1 степень протекающей конденсации не является важным фактором: чем ниже температура на выходе теплообменника 8, тем меньше нагрузка на реабсорбер 9, но на работу отпарной зоны это не влияет. Таким образом, температура потока, протекающего по линии 10 (температура, до которой охлаждаются выходящие из верхней части отпарной зоны пары в теплообменнике 8), может быть равной минималь-

ной с экономической точки зрения величине без использования холодильников, хотя в случае необходимости может быть использовано и охлаждение за счет хладагента в теплообменнике 8 либо за счет дополнительного холодильника (не показанного). При таком способе охлаждения до температуры меньше, чем минимально требуемая температура, не вредит и приводит к дальнейшему снижению расхода пара в реабсорбере 9. Однако в варианте, изображенном на фиг. 2, температура потока, протекающего по линии 19, обычно выше, чем температура потока, протекающего по линии 10 на фиг. 1, т.е. степень конденсации в теплообменнике 18 является весьма важным фактором, поскольку если она мала, то количество питающего реабсорбер пара возрастает и пар оказывается очень разбавленным относительно окиси этилена, а если степень конденсации велика, то количество сконденсированной и возвращенной в реакционный цикл в отпарную зону окиси этилена становится слишком большим, и, соответственно, увеличивается количество образующегося в отпарной зоне гликоля.

Недостатки, связанные с избыточной рециркуляцией окиси этилена в отпарной зоне, можно устранить без установки дополнительного оборудования путем введения дополнительных ступеней контакта пар-жидкость в отпарной зоне выше точки, в которой в отпарную зону подают абсорбат по линии 1 (эти дополнительные ступени представляют, таким образом, ректификационную зону), но такие дополнительные ступени резко повышают капиталовложения и полностью не предотвращают некоторого снижения выхода вследствие повышения давления, а, следовательно, и повышения температуры (в нижней части отпарной зоны). Поэтому важно, чтобы примерно 50% (60, 80) воды, протекающей по линии 4, и не более примерно 20% (10, 7) окиси этилена, протекающей по линии 4, конденсировалось в теплообменнике 18. Регулирование степени конденсации в теплообменнике 19 осуществляют, например, путем регулирования расхода хладагента в теплообменнике 18. Если предположить, что отпарная зона работает при давлениях, лежащих в нормальной области давлений примерно  $1,04-3,8 \text{ кг/см}^2 \text{ абс}$ , тогда необходимую степень конденсации достигают путем охлаждения выходящих из верхней части отпарной зоны паров до температуры, примерно  $30-80^\circ\text{C}$  ( $35-70^\circ\text{C}$ ,  $40-65^\circ\text{C}$ ), это будет температура смеси жидкости и пара, протекающей по линии 19.

Несконденсированный пар, остаток или частично сконденсированный пар, выходящий из верхней части отпарной

зоны по линии 24 выводят из резервуара 20 и подают в нижнюю часть реабсорбера. В реабсорбер 9 воду подают в верхнюю часть по линии 11, несконденсированные газы отводят по линии 13 из верхней части реабсорбера а реабсорбат выводят из куба реабсорбера по линии 12. На фиг. 2 реабсорбат, протекающий по линии 12, проходит через нагнетательный насос 25, где повышают его давление (соответствующий насос на фиг. 1 не показан), а затем протекает по линии 26 и разделяется на две части. Та часть, которая протекает по линии 27, соответствует реабсорбату, получаемому известным способом, т.е. по линии 14 она поступает на стадию очистки и/или на стадию термического гидролиза по линии 16. Ту часть реабсорбата, который протекает по линии 28, охлаждают в теплообменнике 29 и по линии 30 возвращают в виде жидкости в реабсорбер 9. Количество реабсорбата, протекающего по линии 30, связано с количеством продукта, протекающего по линии 27, и должно быть таким, чтобы, по крайней мере 0,2 вес.ч. реабсорбата на весовую часть реабсорбата, протекающего по линии 27, возвращалось в реакционный цикл (по линии 30). Весовое отношение рециркуляционного реабсорбата к реабсорбату, поступающему на дальнейшую переработку, больше 0,2:1 (0,1:1, 0,5:1) Работа системы возможна при отношении 20:1, но использование отношений, превышающих примерно 10:1 нежелательно, а высоких экономических показателей удается достичь при отношениях меньше 8:1 (6:1). Оптимальное отношение рециркуляционного реабсорбата к абсорбату, поступающему на дальнейшую переработку 0,5:1-2,0:1.

В теплообменнике 29 отводят такое количество тепла, чтобы тепловой баланс в реабсорбере соответствовал заранее рассчитанной требуемой концентрации реабсорбата, и оно зависит от количества и температуры орошающей воды, подаваемой по линии 11, и температуры частично конденсированного пара, выходящего из верхней части отпарной зоны и проходящего по линии 24, а также количества окиси этилена, содержащейся в частично конденсированном паре, выходящем из верхней части отпарной зоны и подлежащей извлечению в реабсорбере (обычно свыше 99 мол.% окиси этилена извлекается). Таким образом, нецелесообразно регулировать все условия в зависимости от температуры жидкого рециркуляционного реабсорбата. Однако на практике температура, до которой в теплообменнике 29 охлаждают рециркуляционный реабсорбат, меньше температуры частично сконденсированного, выходящего из верхней части отпарной

зоны пара, входящего в реабсорбер по линии 24, которая, пренебрегая потерями тепла в окружающую среду, по величине такая же, как и температура потока, протекающего по линии 19. Между двумя потоками необязательная большая температурная разница. Обычно достаточно, чтобы между двумя потоками, протекающими по линии 30 и 24, разница температур составляла порядка 2°C. Однако для облегчения управления процессом используют несколько большую температурную разницу в пределах 5-15°C, она может быть и больше, но не превышать 40-50°C. Однако во всех случаях охлажденный реабсорбат, поступающий на рециркуляцию, должен быть жидким.

При наличии указанных температурных разниц предполагают, что частично конденсированный пар, выходящий из верхней части отпарной зоны и поступающий в теплообменник 18, имеет практически ту же температуру, что и поток, входящий в реабсорбер 9 по линии 24. Для более глубокого охлаждения потоков, протекающих по линии 24 перед их введением в реабсорбер, используют дополнительный теплообменник (на схеме не показан). В этом случае указанной выше температурной разницы больше не будет, а температура рециркуляционного реабсорбера может быть той же и даже более высокой, чем температура частично сконденсированного пара, выходящего из верхней части отпарной зоны; основным требованием остается необходимость сохранения теплового баланса.

Предлагаемый реабсорбер работает при том же числе теоретических ступеней контакта пар-жидкость и тех же значениях отношений  $L/V$ , что и известные реабсорберы. Однако точка введения жидкого рециркуляционного реабсорбата в реабсорбер должна быть выше точки, в которой подается в реабсорбер частично сконденсированный пар, выходящий из верхней части отпарной зоны, чтобы между ними была расположена, по крайней мере, одна, а предпочтительно две теоретические ступени контакта пара-жидкость, т.е. точка, в которой осуществляют подачу в реабсорбер рециркуляционного реабсорбата, расположена, по крайней мере, на одну теоретическую ступень контакта пар-жидкость выше точки, в которой осуществляют подачу в реабсорбер частично сконденсированного пара, выходящего из верхней части отпарной зоны. Если между точками, в которых осуществляют подачу частично сконденсированного пара, выходящего из отпарной зоны и рециркуляционного реабсорбата, существуют такие ступени контактов, то это позволяет снизить давление в реабсорбе-

ре, снизить отношение количества рециркуляционного реабсорбата к сырому реабсорбату, подвергающемуся дальнейшей переработке, или получить реабсорбат с более высокой концентрацией окиси этилена. Поэтому предпочтительно использовать между этими двумя точками большее количество ступеней контакта, например, до 20 таких ступеней (предпочтительно 2-10, 3-8) между точками подачи частично сконденсированного пара, выходящего из отпарной зоны, и рециркуляционного реабсорбата.

Степень конденсации в теплообменнике 18 и количество рециркуляционного реабсорбата взаимосвязаны: чем выше степень конденсирования в теплообменнике 18, тем меньшее количество рециркуляционного реабсорбата и наоборот.

На фиг. 3 представлена аналогичная изображенной на фиг. 2 десорбционно-реабсорбционная система, но сконструированная так, что резервуар 20, насос 22 и провод 23 необязательны ввиду расположения теплообменника 18 выше отпарной зоны 2. Таким образом, трубопровод 4 соединен с теплообменником 18, в котором протекает частичная конденсация. Конденсат под действием собственного веса падает прямо в верхнюю часть отпарной зоны 2 по линии 31. Несконденсированный пар выводят из теплообменника 18 по линии 32, а затем подают в нижнюю часть реабсорбера таким же образом, как и пар, протекающий по линии 24 на фиг. 2. Следует отметить, что трубопроводы 4 и 31 могут быть опущены в схему, если теплообменник 18 непосредственно соединен с отпарной зоной 2. Практически это легко осуществить путем введения охлаждающего змеевика непосредственно в верхнюю часть отпарной зоны 2, в точке выше которой в отпарную зону по линии 1 поступает абсорбат.

В данных системах возможны различные модификации. Например, поток, протекающий по линии 24 на фиг. 2 или по линии 32 на фиг. 3, может быть подвергнут более глубокому охлаждению в дополнительном теплообменнике, в результате чего снижается количество требуемого рециркуляционного реабсорбата и/или количество тепла, отводимого от рециркуляционного реабсорбата в теплообменнике 29.

Вода, подаваемая в верхнюю часть реабсорбера 9 не обязательно должна быть чистой, можно использовать воду, утилизируемую с различных стадий процесса, содержащую значительное количество примесей, например, до 15-20 вес. % окиси этилена.

Пример 1. Проводят непрерывное парофазное окисление этилена молекулярным кислородом в присутствии

катализатора на основе серебра. Этот реакционный поток охлаждают и промывают водой, в результате чего получают абсорбат, содержащий окись этилена, а также двуокись углерода, этиленгликоль (образующийся в незначительных количествах в процессе абсорбции и последующих стадий десорбции), меньшее количество растворенных неконденсирующихся газов (этилен, кислород, азот, аргон, метан, этан) и незначительное количество органических примесей (альдегиды, кислоты).

Абсорбат непрерывно проходит через десорбционно-реабсорбционную систему, изображенную на фиг. 1. Используемая отпарная зона содержит 8 теоретических ступеней контакта пар-жидкость, тогда как реабсорбер содержит 15 теоретических ступеней контакта пар-жидкость. Рециркуляционный реабсорбат подают в реабсорбер в точке, расположенной выше точки подачи частично сконденсированного пара, выходящего из верхней части отпарной зоны, и между этими двумя точками расположены 5 теоретических ступеней контакта пар-жидкость. Температура, давления, расходы и составы реакционных потоков представлены в табл. 1.

Следует отметить, что поскольку абсорбция протекает при высоком давлении, а десорбция — при низком, то небольшая часть абсорбата испаряется при введении в отпарную зону, так что реальный абсорбат, поступающий в отпарную зону, содержит примерно 2 вес. % пара. При рассмотрении приведенных выше данных видно, что свыше 98% окиси этилена, поступающей в систему, извлекают абсорбатором и менее 2% окиси этилена превращают в этиленгликоль. Количество высококипящих примесей (альдегиды и кислоты) в реабсорбате составляет приблизительно 1/20 от количества их в абсорбате. В итоге выходящий из системы пар находится под давлением, величина которого достаточно высокая, чтобы обеспечить его выброс или его подачу на последующую обработку без применения дополнительной компрессии.

**Пример 2.** (сравнительный). Реакционный поток по примеру 1 обрабатывают для получения абсорбата, по композиции аналогичного абсорбату примера 1. Однако переработку этого абсорбата осуществляют в десорбционно-реабсорбционной системе, аналогичной системе, изображенной на фиг. 1. Параметры процесса выбирают таким образом, чтобы обеспечить образование реабсорбата по композиции аналогичного реабсорбату примера 1. Для этого повышают давление как в отпарной зоне, так и в реабсорбере. В этом примере, как и в примере 1,

отпарная зона состоит из 8 теоретических ступеней контакта пар-жидкость, а реабсорбер из 15 таких ступеней. Температура, давление, расход и состав потоков приведены в табл. 2. При сравнении указанных данных с данными примерами 1 (табл. 1) видно, что из отпарной зоны в реабсорбер поступает в 20 раз больше примесей, о чем свидетельствует значительно более высокое содержание примесей в реабсорбате. Кроме того, для получения реабсорбата с той же концентрацией окиси этилена требуется система, работающая при более высоком давлении, и потери окиси этилена в результате термического гидролиза и образования этиленгликолей в отпарной зоне несколько выше.

**Пример 3.** Процесс проводят по известной десорбционно-реабсорбционной схеме (фиг. 1). Как и в предыдущих примерах, используют отпарную зону с 8 теоретическими ступенями контакта пар-жидкость и реабсорбер, состоящий из 15 таких ступеней. Однако давление в отпарной зоне и реабсорбере поддерживают на том же уровне, что и давление в примере 1, в целях минимизации количества окиси этилена, теряющейся в результате гидролиза.

В таблице 3 приведены значения температуры, давления, расхода и состава потоков.

Содержание окиси этилена в кубовом остатке реабсорбера которое ниже, чем концентрация окиси этилена в кубовом остатке реабсорбера в примере 1 или 2. Затраты на извлечение окиси этилена из такого реабсорбата значительно выше, а сам процесс сложнее, чем в случае извлечения окиси этилена из реабсорбата по примеру 1 или 2.

**Пример 4.** Для получения реакционного потока, содержащего обычное количество  $\text{CO}_2$  (менее 15 мол. %) проводят непрерывное окисление этилена молекулярным кислородом в присутствии катализатора на основе серебра в газовой фазе. Этот реакционный поток охлаждают и промывают водой, в результате чего получают абсорбат, содержащий окись этилена, а также двуокись углерода (в меньшем количестве, по сравнению с примерами 1-3), этиленгликоли и более низкое количество растворенных неконденсирующихся газов (этилен, кислород, азот, аргон, метан, этан), а также незначительное количество органических примесей (альдегиды и кислоты).

Этот абсорбат непрерывно подают в десорбционно-реабсорбционную систему, аналогично тому, как это показано на фиг. 3, причем отпарная зона состоит из 8 теоретических ступеней контакта пар-жидкость, а реабсорбер

из 15 теоретических ступеней контак-

та пар-жидкость. Рециркуляционный реабсорбат подают в реабсорбер в точке, расположенной выше точки подачи частично сконденсированного пара, выходящего из верхней части отпарной зоны, и между этими двумя точками расположено 5 теоретических ступеней контакта пар-жидкость. Значения температуры, давления, расхода и состава потоков приведены в табл. 4.

Примеры 5-7. Процесс проводят аналогично примеру 4. Параметры ведения процесса и полученные результаты приведены в табл. 5-7.

Приведенные данные свидетельствуют о преимуществах использования данного способа для переработки обычных реакционных потоков с низким содержанием  $\text{CO}_2$ , а также реакционных потоков с высоким содержанием  $\text{CO}_2$ . Даже если давления в отпарной зоне и реабсорбере остаются практически теми же, в реабсорбере образуются кубовые жидкости, содержащие большее количество окиси этилена по сравнению с содержанием окиси этилена в реабсорбатах примера 1, что сказывается на экономических показателях процесса. Кроме того, эффективность работы предлагаемого реабсорбера выше.

Т а б л и ц а 1

Показатели	Из абсор- бера в отпар- ную зо- ну (1)*	Пар, выхо- дящий из отпар- ной зоны (4)*	Пар в отпар- ную зо- ну (3)*	Кубовый остаток из от- парной зоны (5)*	Флегма в от- пар- ную зону (31)*	Частично сконден- сирован- ный пар, выходя- щий из отпарной зоны (32)*	Кубовый остаток реаб- сорбера (12)*	Рецирку- ляцион- ный ре- абсор- бат (30)*	Вода (11)	Газо- вые "хвос- ты" (13)*	Кубовые остатки реабсор- бера, нетто (27)*
Температу- ра, °С	97,4	99,6	119	114	90	60	46,7	38	38	38	46,7
Давление аб- солютное, кг/см <sup>2</sup>	-	1,51	2,03	1,69	1,51	1,51	1,41	-	1,38	1,38	-
Расход, частей/час	97,2	5,11	5,26	99,6	2,29	2,82	45,0	25,0	18,0	0,6	20,0
Состав, вес. %											
Окись этилена	2,1	41,7	-	-	5,8	70,9	10,0	10,0	-	-	10
Двуокись уг- лерода	0,6	11,4	-	-	0,1	20,6	200**	200**	-	91,9	200**
Вода	95,9	46,1	100,0	98,7	93,9	7,2	89,8	89,8	99,8	2,2	89,8
Этиленгликоль	1,3	0,1	-	1,3	0,2	-	0,2	0,2	0,2	-	0,2
Низкокипящие примеси и не- конденсируемые газы	0,1	0,7	-	-	-	1,3	-	-	-	-	5,9
Высококипящие примеси (как уксусная кис- лота), ч./млн по весу	130	-	-	127	155	6,0	0,85	0,85	-	-	0,85

\* Цифрами в скобках обозначены линии.

\*\* Выражены в ч./млн по весу.

Т а б л и ц а 2

Показатели	Абсорбат в отпарную зону (1)*	Пар, выходящий из отпарной зоны (4)*	Пар в отпарную зону (3)*	Кубовый остаток из отпарной зоны (5)*	Питающий поток в реабсорбер (10)*	Кубовый остаток реабсорбера (12)*	Вода (11)*	Газовые "хвосты" (13)*
Температура, °С	103,4	106	126	120	38	50,7	38	38
Давление абсолютное, кг/см <sup>2</sup>	-	1,86	2,4	2,04	1,80	1,76	1,73	1,73
Расход, частей/час	97,2	4,84	5,0	97,3	4,84	20,00	15,8	0,6
Состав, вес. %								
Окись этилена	2,1	41,3	-	-	41,3	10	-	-
Двуокись углерода	0,6	12,0	-	-	12,0	200**	-	92,3
Вода	95,9	45,9	100,0	98,7	45,9	89,8	99,8	1,8
Этиленгликоль	1,3	-	-	1,3	-	0,2	-	-
Низкокипящие примеси и неконденсирующиеся газы	0,1	0,8	-	-	0,8	-	0,2	5,9
Высококипящие примеси (как уксусная кислота), г./млн по весу	130	73	-	126	73	18	-	-

\* Цифрами в скобках обозначены линии.

\*\* Выражены в ч./млн по весу.

Т а б л и ц а 3

Показатели	Абсорбат в отпарную зону (1)*	Пар, выходящий из отпарной зоны (4)*	Пар в отпарную зону (3)*	Кубовый остаток из отпарной зоны (5)*	Питающий поток в реабсорбер (10)*	Кубовый остаток из реабсорбера (12)*	Вода (11)*	Газовые "хвосты" (13)*
Температура, °С	97,4	99,6	119	114	38	48,3	38	38
Давление абсолютное, кг/см <sup>2</sup>	-	1,51	2,03	1,69	1,45	1,41	1,38	1,38
Расход, частей/час	97,2	4,84	5,0	97,3	4,84	24,0	19,8	0,6
Состав, вес. %								
Окись этилена	2,1	41,3	-	-	41,3	8,34	-	-
Двуокись углерода	0,6	12,0	-	-	12,0	200	-	91,9
Вода	95,9	45,9	100,0	98,7	45,9	91,46	99,8	2,2
Этиленгликоль	1,3	-	-	1,3	-	0,2	0,2	-
Низкокипящие примеси и неконденсирующиеся газы	0,1	0,8	-	-	0,8	-	-	5,9
Высококипящие примеси (как уксусная кислота), ч./млн по весу	130	73	-	126	73	15	-	-

\* Цифрами в скобках обозначены линии.

\*\* Выражены в ч./млн по весу.

Т а б л и ц а 4

Показатели	Абсорбат в отпар- ную зо- ну * (1) *	Пар, вы- ходящий из отпар- ной зоны (4) *	Пар в отпар- ную зо- ну (3) *	Кубовый остаток в отпар- ную зо- ну (5) *	Флегма в отпар- ную зо- ну (31) *	Частично сконден- сирован- ный пар из от- парной зоны (32) *	Кубовый остаток реабор- бера (12) *	Рецирку- ляцион- ный ре- абсор- бат (30) *	Вода (11) *	Газо- вые "хвос- ты" * (13) *	Кубовый остаток реабор- бера, нетто (27) *
Температу- ра, °С	97,4	100	119	114	90	60	46,7	38	38	38	
Давление абсолютное, кг/см <sup>2</sup>	-	1,51	2,03	1,69	1,51	1,51	1,41	-	1,29	1,29	
Расход, частей/час	117,6	5,27	6,20	121,4	2,86	2,41	44,5	26,8	15,6	0,3	17,7
Состав, вес. %	1,7	42,3	-	-	8,1	83,0	11,3	11,3	-	-	11,3
Окись этилена	0,2	4,6	-	-	0,1	10,0	100 **	100 **	-	84,3	100 ** *
Двуокись уг- лерода	96,2	52,2	100	98,7	91,6	5,4	88,5	88,5	99,8	1,7	88,5
Вода	1,9	0,1	-	1,3	0,2	-	0,2	0,2	0,2	-	0,2
Этиленгликоль											
Низкокипящие примеси и не- конденсируемые газы	0,1	0,8	-	-	-	1,6	-	-	-	14,0	-
Высокипящие примеси (как уксусная кис- лота), ч./млн по весу	105	61	-	80	-	4,6	0,63	0,63	-	-	0,63

\* Дифрами в скобках обозначены линии.

\*\* Выражены в ч./млн по весу.

Т а б л и ц а 5

Показатели	Абсорбат, подаваемый в отпарную зону (1)*	Отводимый пар из отпарной зоны (4)*	Поток, подаваемый в отпарную зону (3)*	Поток, отводимый из отпарной зоны (5)*	Флегма (орошение) в отпарную зону (23)*	Частично конденсованный отводимый пар (10)*	Остаток, отводимый из абсорбера (13)*	Рециркуляционный поток реабсорбата (28)*	Поток, подаваемый в циркуляционный газ	Поток, подаваемый в циркуляционный газ	Поток, подаваемый в циркуляционный газ	Чистый поток остатка реабсорбата (27)*	
													97,4
Температура, °С													
Давление абсорбционное, кг/см <sup>2</sup>	-	1,51	2,03	1,69	1,51	1,51	1,41	1,41	1,29	1,29	1,29	-	
Скорость потока, частей/час	117,6	4,78	6,10	120,25	1,33	3,45	44,5	24,5	16,9	16,9	0,3	20,0	
Состав, вес. %													
Окись этилена	1,7	42,3	-	-	1,5	58,3	10,0	10,0	-	-	-	10,0	
CO <sub>2</sub>	0,2	4,6	-	-	0,2	5,8	0,01	0,01	-	-	83,0	0,01	
Вода	96,2	52,2	100	98,1	98,0	34,7	89,8	89,8	99,8	99,8	1,7	89,8	
Этиленгликоль	1,9	0,1	-	1,9	0,4	-	0,2	0,2	0,2	0,2	-	0,2	
Легкие примеси и неконденсируемые газы	0,04	0,8	-	-	-	1,2	-	-	-	-	15,3	-	
Тяжелые примеси (уксусная кислота), ч./мин по весу	105	60	-	102	150	29	5,0	5,0	5,0	5,0	-	5,0	

\* Цифрами в скобках обозначены линии.

Т а б л и ц а 6

Показатели	Абсорбат, подаваемый в отпарную зону (1)*	Отводимый пар из отпарной зоны (4)*	Поток, подаваемый в отпарную зону (3)*	Поток осадка, отводимый в отпарную зону (5)*	Флегма (орошение) в отпарную зону (23)*	Частично конденсированный отводимый пар (10)*	Остаток, отводимый из абсорбатора (13)*	Рециркуляционный поток реабсорбата (28)*	Поток подачи воды (11)*	Поток вентиляции цехового газа	Чистый поток остатка реабсорбата (27)*
Температура, °С	97,4	99	119	114	50	40	46,7	46,7	38	38	46,7
Давление абсолютное кг/см <sup>2</sup>	-	1,51	2,03	1,69	1,51	1,51	1,41	1,41	1,29	1,29	-
Скорость потока, час-тей/час	117,6	5,48	6,4	121,7	3,16	2,32	44,5	24,5	18,0	0,3	20,0
Состав, вес. %											
Окись этилена	1,7	46,0	-	-	16,5	86,2	10,0	10,0	-	-	10,0
CO <sub>2</sub>	0,2	4,4	-	-	0,2	10,2	0,01	0,01	-	83,0	0,01
Вода	96,2	48,7	100	98,1	83,1	1,9	89,8	89,8	99,8	1,7	89,8
Этиленгликоль	1,9	0,1	-	1,9	0,2	-	0,2	0,2	0,2	-	0,2
Легкие примеси и неконденсируемые газы	0,04	0,8	-	-	-	1,7	-	-	-	15,3	-
Тяжелые примеси (уксусная кислота), ч./млн по весу	105	60	-	101	95	-	5,0	5,0	5,0	-	5,0

\* Цифрами в скобках обозначены линии.

Т а б л и ц а 7

Показатели	Абсорбация в парную зону (1)*	Отводимый пар из отпарной зоны (4)*	Поток, подаваемый в отпарную зону (3)*	Поток, подаваемый в отпарную зону (5)*	Поток осадка, в отпарную зону (23)*	Флегма (орошение) в отпарную зону (23)*	Частично конденсованный отводный отводный пар (10)*	Остаток, отводимый из абсорбера (13)*	Рециркуляционный поток реабсорбата (28)*	Поток, подаваемый в отпарную зону (11)*	Поток, выходящий из отпарной зоны (27)*	Чистый поток остатка реабсорбата (27)*
Температура, °С	97,4	100	119	114	60	30	46,7	38	46,7	38	38	46,7
Давление абсолютное, кг/см <sup>2</sup>	-	1,51	2,03	1,69	1,51	1,51	1,41	1,41	1,41	1,29	1,29	-
Скорость потока, ч/час	117,6	5,34	6,3	121,6	3,03	2,31	44,5	24,5	18,0	18,0	0,3	20
Состав, вес. %												
Окись этилена	1,7	42,4	-	-	8,6	86,8	10,0	10,0	-	-	-	10,0
CO <sub>2</sub>	0,2	4,5	-	-	0,1	10,4	0,01	0,01	-	-	83,0	0,01
Этиленгликоль	1,9	0,1	-	1,9	0,2	-	-	0,2	0,2	0,2	-	0,2
Вода	96,2	52,2	100	98,1	91,1	1,1	89,8	89,8	99,8	99,8	1,7	89,8
Легкие примеси и неконденсируемые газы	0,04	0,8	-	-	-	1,7	-	-	-	-	-	15,3
Тяжелые примеси (уксусная кислота), ч./млн по весу	130	60	-	126	99	-	5,0	5,0	5,0	5,0	-	5,0

\* Цифрами в скобках обозначены линии.

## Формула изобретения

1. Способ извлечения окиси этилена из газового потока, получаемого при катализируемом серебром парофазном неполном окислении этилена молекулярным кислородом, путем противоточного контакта газового потока с водным промывающим раствором с получением абсорбата, содержащего окись этилена, который отпаривают в отпарной зоне, содержащей несколько контактных стадий пар-жидкость, с получением содержащего окись этилена выходящего сверху отпарной зоны пара и реабсорбцией окиси этилена внутри зоны повторной абсорбции, содержащей несколько контактных стадий пар-жидкость, путем противоточного контакта пара с верха отпарной зоны с водой, отличающийся тем, что, с целью упрощения технологии процесса, пар, выходящий сверху отпарной зоны, подвергают частичной конденсации таким образом, что от 50 до 99% воды и от 1 до 20% окиси этилена, содержащихся в паре, конденсируют и полученный конденсат в виде флегмы поддают в верхнюю часть отпарной зоны, несконденсированную часть пара с верха отпарной зоны вводят в зону повторной абсорбции, охлаждают часть реабсорбата и охлажденный реабсорбат подвергают рециркуляции и вводят в зону повторной абсорбции между точками

ввода несконденсированной части пара, отводимого сверху отпарной зоны, и воды при весовом соотношении охлажденного реабсорбата к неохлажденному реабсорбату, равном 0,2-20:1.

2. Способ по п. 1, отличающийся тем, что процесс проводят при температуре охлажденного реабсорбата меньшей, чем температура несконденсированной части пара, выходящего сверху отпарной зоны.

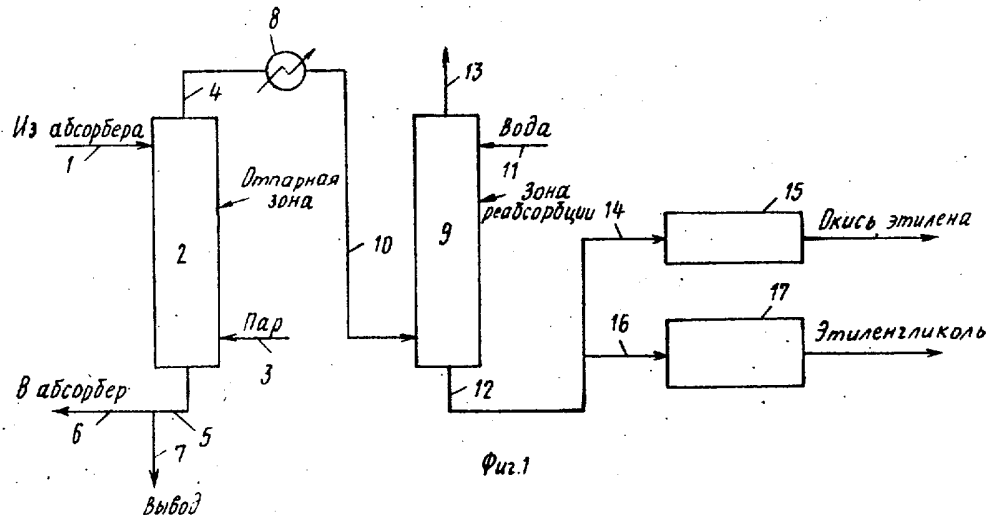
3. Способ по п. 1, отличающийся тем, что процесс проводят при разнице между температурой введенного пара и температурой охлажденного реабсорбата, равной 2-50°C.

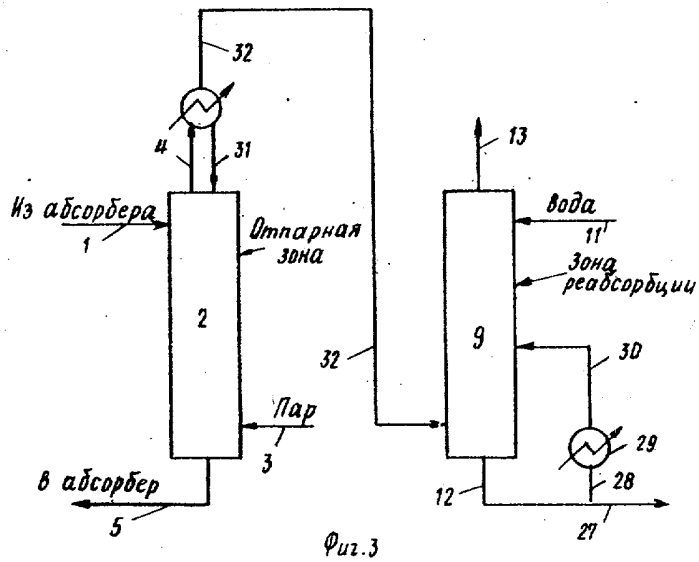
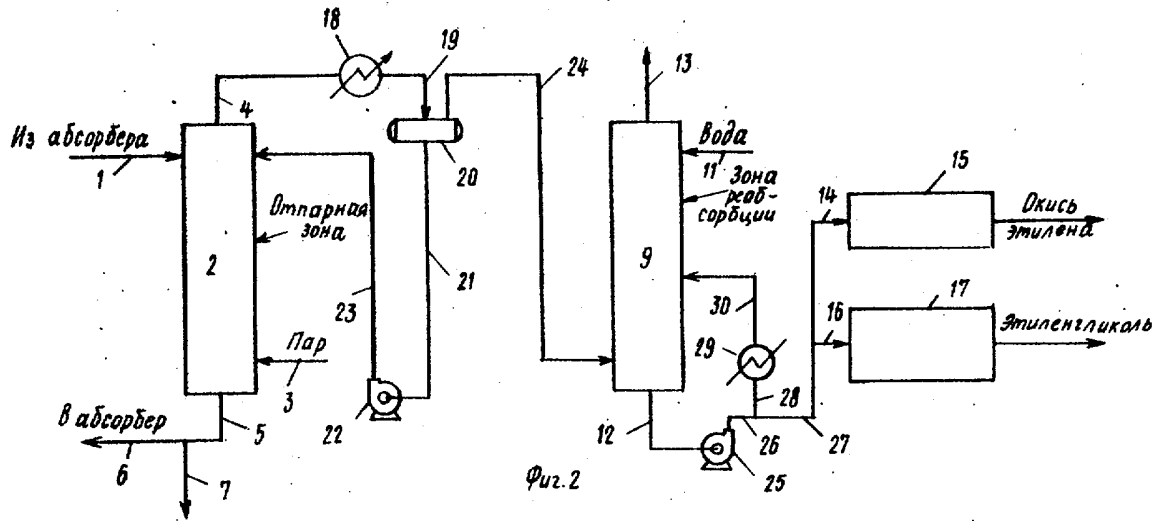
4. Способ по п. 3, отличающийся тем, что процесс проводят при разнице между температурой введенного пара и температурой охлажденного реабсорбата, равной 5-40°C.

5. Способ по п. 1, отличающийся тем, что между точкой, в которой несконденсированную часть пара, выходящего сверху отпарной зоны, вводят в зону повторной абсорбции и точкой, в которой охлажденный реабсорбат вводят в отпарную зону, имеется 2-10 теоретических контактных стадий пар-жидкость.

Источники информации, принятые во внимание при экспертизе

1. Патент США № 3418338, кл. С 07 D 301/08, 1976 (прототип).





Составитель А. Артемов  
 Редактор К. Воложук      Техред А. Савка      Корректор М. Демчик

Заказ 3808/87      Тираж 443      Подписное

ВНИПИ Государственного комитета СССР  
 по делам изобретений и открытий  
 113035, Москва, Ж-35, Раушская наб., д. 4/5

Филиал ППП "Патент", г. Ужгород, ул. Проектная, 4