

По настоящей заявке испрашивается приоритет в соответствии с заявкой DE-A № 10150479.9, поданной 16 октября 2001г., заявкой US № 60/345666, поданной 31 декабря 2001г., и заявкой US № 10/196530, поданной 15 июля 2002г., причем содержание каждой из них в полном объеме включено в настоящее описание в качестве ссылки.

Область техники, к которой относится изобретение

Настоящее изобретение относится к удалению диметилового эфира из потока олефинов. Так, в частности, настоящее изобретение относится к удалению диметилового эфира из потока олефинов дистилляцией с получением потоков этилена сорта для полимеров и пропилена сорта для полимеров.

Предпосылки создания изобретения

Существует потребность в олефинах, в особенности в C_2 - и C_3 олефинах, в качестве источника сырья для получения производных продуктов, таких как олигомеры, например высшие олефины, и полимеров, таких как полиэтилен и полипропилен. Олефиновые источники сырья традиционно получают крекингом нефтехимического сырья.

В US № 5090977 описан способ получения олефинов крекингом с водяным паром. Этот способ включает разделение олефинового продукта на потоки метана, водорода, этана, этилена, пропилена и соединений C_5+ . В результате описываемого разделения получают преимущественно пропилен и не получают потоков пропана, бутана, бутена или бутадиена.

Однако кислородсодержащие исходные материалы становятся альтернативой нефтехимическому сырью при получении олефинов, в особенности больших количеств этилена и пропилена, с целью получения высших олефинов и пластмасс. Обычно олефины получают введением кислородсодержащих компонентов в контакт с катализатором на основе молекулярного сита для каталитического превращения кислородсодержащих веществ в олефины. Такие процессы проводят, например, каталитическим путем в соответствии с общим уравнением $2CH_3OH \rightarrow C_2H_4 + 2H_2O$.

Так, например, в US № 4499327 описан способ получения олефинов из метанола с использованием любого из множества кремнеалюмофосфатных (КАФО) катализаторов на основе молекулярных сит. Этот способ осуществляют при температуре в пределах 300 и 500°C, под давлением в пределах от 0,1 до 100 ат и при массовой часовой скорости (МЧС) в пределах от 0,1 и 40 ч⁻¹. Этот способ высокоселективен при получении этилена и пропилена.

В US № 6121504 также описан способ получения олефинового продукта из кислородсодержащего исходного материала с использованием катализаторов на основе молекулярных сит. Воду и другие нежелательные побочные продукты из олефинового продукта удаляют введением в контакт с охлаждающей средой. После контактирования с охлаждающей средой получают легкую фракцию продукта, которая включает целевые олефины, но также включает диметиловый эфир, метан, CO, CO₂, этан, пропан и другие небольшие компоненты, такие как вода и непрореагировавший кислородсодержащий исходный материал.

Одним из более чем особенно нежелательных побочных продуктов является диметиловый эфир. Проблема удаления диметилового эфира из получаемого потока олефинов удовлетворительного разрешения не нашла до сих пор. Специально предназначенные абсорберные материалы, которые предлагаются для удаления диметилового эфира из получаемого потока, уже изучены. Однако трудно найти подходящий для этой цели абсорбер или абсорберный материал.

С целью последующей переработки олефинов, в особенности этилена, пропилена и бутилена, часто необходимо уменьшить количество или удалить нежелательные побочные продукты, которые содержатся в олефиновой композиции. Это объясняется тем, что в процессах получения производных продуктов могут применяться катализаторы, которые довольно чувствительны к присутствию некоторых углеводородов. Так, например, было установлено, что диметиловый эфир как нежелательный побочный продукт на некоторые катализаторы, которые используют для превращения этилена, пропилена или бутилена в другие продукты, действует как яд.

Так, в частности, в патенте US № 4474647 говорится, что диметиловый эфир может оказывать негативное влияние на олигомеризацию некоторых олефинов. В этом патенте описан способ удаления диметилового эфира из потока C_4 - и/или C_5 олефинов с использованием дистилляции. Этот поток перегоняют и разделяют на потоки головного погона и кубовых остатков. Поток головного погона включает диметиловый эфир, воду и различные углеводороды, а поток кубовых остатков включает очищенные олефины.

В US № 5609734 описан способ удаления метанола и диметилового эфира из потока смешанных углеводородов. Поток углеводородов, содержащий метанол и диметиловый эфир, перегоняют таким образом, что в результате с потоком головного погона удаляют диметиловый эфир и метанол. Дополнительное количество метанола удаляют с боковым погоном, для чего используют проницаемую для метанола мембрану с достижением дополнительного разделения. Из потока кубовых остатков удаляют очищенный углеводород.

Удаление диметилового эфира из потоков олефинов является особенно трудной задачей, поскольку диметиловый эфир может действовать как каталитический яд в очень низких концентрациях. Это означает, что когда необходима последующая каталитическая обработка потока олефинов, таких как C_2 - C_4 олефины, поток олефинов должен содержать мало, если вообще содержать, диметиловый эфир. Сле-

довательно, существует большая потребность в разработке других способов удаления диметилового эфира из потоков олефинов.

Краткое изложение сущности изобретения

По настоящему изобретению предлагается способ удаления диметилового эфира из потоков олефинов. В результате осуществления этого способа могут быть получены отдельные потоки олефинов, в частности потоки этилена, пропилена и бутилена, в которых существенно уменьшено содержание диметилового эфира.

При выполнении настоящего изобретения диметиловый эфир выделяют из потока олефиновых продуктов новым и, тем не менее, экономичным путем. В одном варианте по изобретению предлагается способ удаления диметилового эфира из содержащего олефины потока, который включает разделение содержащего олефины потока на фракции. Содержащий олефины поток включает поток C_3 углеводородов и диметиловый эфир, и этот содержащий олефины поток разделяют на фракции с целью выделить из содержащего олефины потока поток C_3 углеводородов совместно с диметиловым эфиром. Затем поток C_3 углеводородов, содержащий диметиловый эфир, направляют в ректификационную колонну. Из верхней части ректификационной колонны удаляют пропан, а из нижней части ректификационной колонны удаляют пропан. Из нижней части ректификационной колонны совместно с пропаном удаляют также диметиловый эфир.

В другом варианте по изобретению предлагается способ выделения диметилового эфира из потока олефинов, полученного в реакционном процессе превращения кислородсодержащих веществ в олефины. Этот способ включает введение кислородсодержащего вещества в контакт с катализатором на основе молекулярного сита с получением потока олефинов. Поток олефинов включает, помимо прочего, воду, пропилен, пропан и диметиловый эфир. Поток олефинов сушат и перегоняют для отделения от пропилен-а диметилового эфира и пропана.

При выполнении настоящего изобретения необходимо, чтобы высушенный поток олефинов содержал не больше примерно 1000 мас.ч./млн воды. В предпочтительном варианте высушенный поток олефинов содержит не больше примерно 500 мас.ч./млн воды, более предпочтительный высушенный поток олефинов содержит не больше примерно 10 мас.ч./млн воды.

В одном варианте пропилен, выделенный дистилляцией из высушенного потока олефинов, практически свободен от диметилового эфира. В предпочтительном варианте пропилен, выделенный дистилляцией из высушенного потока олефинов, содержит не больше примерно 25 мас.ч./млн диметилового эфира.

В другом варианте поток олефинов содержит по меньшей мере примерно 0,05 мас.% диметилового эфира. Тем не менее в еще одном варианте поток олефинов дополнительно включает бутилен и более высококипящие соединения, и высушенный поток олефинов перегоняют для отделения диметилового эфира и пропана от пропилен-а, бутилена и более высококипящих соединений. В таком варианте целесообразно, чтобы поток олефинов включал от примерно 2 до 45 мас.% пропана, от примерно 0,05 до примерно 5 мас.% диметилового эфира и от примерно 30 до примерно 95 мас.% бутилена плюс более высококипящие соединения.

Изобретение далее может включать контактирование пропана и диметилового эфира с водой для отделения диметилового эфира от пропана. В дальнейшем выделенный диметиловый эфир можно вводить в контакт с катализатором на основе молекулярного сита с получением олефина.

Изобретение далее включает необязательную полимеризацию выделенного пропилен-а с получением полипропилен-а. Кроме того, от пропилен-а можно полностью отделять бутилен и более высококипящие соединения и в дальнейшем можно проводить реакции с использованием бутилена. Так, например, выделенный бутилен можно превращать в альдегиды, кислоты, спирты, сложные эфиры, получаемые из монокарбоновых C_5 - C_{13} кислот и одноатомных C_5 - C_{13} спиртов, или линейные альфа-олефины.

В другом варианте выполнения изобретения поток олефинов далее включает этилен, и высушенный поток олефинов перегоняют для отделения диметилового эфира и пропана от этилен-а и пропилен-а. При необходимости выделенный этилен может быть полимеризован.

Далее, по изобретению предлагается способ удаления диметилового эфира из потока олефинов, где этот поток олефинов включает воду, пропилен, пропан и диметиловый эфир. Поток олефинов сушат и перегоняют таким образом, чтобы пропан и диметиловый эфир отделить от пропилен-а. В таком варианте предпочтительно, чтобы, в зависимости от степени превращения кислородсодержащего вещества, поток пропана и диметилового эфира включал от примерно 4,0 до примерно 99 мас.% пропана и от примерно 1,0 до примерно 96 мас.% диметилового эфира.

В другом варианте выполнения изобретения поток олефинов сушат введением этого последнего в контакт с абсорбентом воды или адсорбентом воды. В качестве абсорбента воды целесообразно использовать полярный углеводород. В качестве адсорбента воды целесообразно использовать молекулярное сито. Кроме того, перед контактированием с абсорбентом или адсорбентом воды поток олефинов целесообразно подвергать сжатию.

Кроме того, по изобретению предлагается способ полимеризации пропилен-а, получаемого из кислородсодержащего вещества. Этот способ включает введение кислородсодержащего вещества в контакт

с катализатором на основе молекулярного сита с получением потока олефинов, где этот поток олефинов включает пропилен, пропан и диметиловый эфир. Поток олефинов перегоняют для отделения пропилена от пропана и диметилового эфира и выделенный пропилен полимеризуют. В предпочтительном варианте поток выделенного пропилена содержит не больше примерно 25 мас.ч./млн диметилового эфира. Кроме того, перед дистилляцией поток олефинов целесообразно высушить.

Более того, по изобретению предлагается способ полимеризации этилена и пропилена. Этот способ включает сушку потока олефинов, который содержит, помимо прочего, этилен, пропилен, пропан и диметиловый эфир. Высушенный поток олефинов перегоняют с целью выделить поток этилена, поток пропилена и поток пропана и диметилового эфира таким образом, чтобы как поток этилена, так и поток пропилена каждый содержал не больше примерно 10 мас.ч./млн диметилового эфира. Затем выделенные потоки этилена и пропилена могут быть полимеризованы. В предпочтительном варианте высушенный поток олефинов содержит не больше примерно 1000 мас.ч./млн воды.

Краткое описание чертежей

Различные варианты выполнения настоящего изобретения в качестве примеров представлены на прилагаемых чертежах, где

на фиг. 1 представлена блок-схема, иллюстрирующая получение олефина из кислородсодержащего вещества, сушку олефина и выделение из высушенного олефина потока пропана и диметилового эфира;

на фиг. 2 представлена блок-схема разделения на фракции с дедетанизатором по первому варианту выполнения настоящего изобретения;

на фиг. 3 представлена блок-схема разделения на фракции с делителем C_3 компонентов по первому варианту выполнения настоящего изобретения;

на фиг. 4 представлена блок-схема разделения на фракции с переходом от дедетанизатора к дедетанизатору по первому варианту выполнения настоящего изобретения;

на фиг. 5 представлена блок-схема разделения на фракции по первому варианту выполнения настоящего изобретения с дедетанизатором; а

на фиг. 6 представлена блок-схема разделения на фракции по первому варианту выполнения настоящего изобретения с дедетанизатором.

Подробное описание изобретения

По настоящему изобретению предлагается способ удаления диметилового эфира из потока олефинов, в частности из потока олефинов, содержащего этилен и/или пропилен. В общем, этот способ включает дистилляцию потока олефинов таким образом, чтобы выделить пропан и диметиловый эфир в общем потоке. Качество этилена и/или пропилена в дистиллированном потоке олефинов оказывается удовлетворительным, т.е. сорта для полимеров, для применения в качестве сырья в процессе полимеризации.

Изобретение характеризуется тем преимуществом, что для выделения диметилового эфира из получаемого потока пропилена отсутствует необходимость в каких-либо дополнительных устройствах. Делитель C_3 компонентов, который обычно применялся бы для отделения пропана от пропилена, может быть также использован для отделения от пропилена нежелательного диметилового эфира.

Согласно другому объекту изобретения проблему удаления диметилового эфира из потока олефинов в соответствии с изобретением разрешают выделением из получаемого потока олефинов путем разделения на фракции с выделением по меньшей мере парциального потока, содержащего значительное количество C_3 углеводородов. Выделенный поток, включающий C_3 углеводороды, направляют в ректификационную колонну (делитель C_3 компонентов) для разделения пропилена и пропана. Поток пропиленового продукта отбирают из верхней части этой ректификационной колонны, а пропан и возможно другие C_3 углеводороды, а также диметиловый эфир удаляют из нижней части ректификационной колонны, в результате чего получают поток пропиленового продукта, содержащий самое большое только следы диметилового эфира.

Другой объект изобретения основан на разделении на фракции потока олефинов таким образом, чтобы в процессе разделения за диметиловым эфиром следовали C_3 углеводороды. Следовательно, в процесс разделения на фракции в делитель C_3 компонентов или ректификационную колонну диметиловый эфир направляют с пропиленом, пропаном и возможно другими C_3 углеводородами. Было установлено, что диметиловый эфир почти полностью поступает в нижнюю часть ректификационной колонны совместно с пропаном. Из верхней части этой колонны отбирают пропилен, который практически свободен от диметилового эфира.

Тем не менее, по другому объекту настоящего изобретения целесообразна дистилляция потока олефинов, который обладает низким содержанием воды, с целью выделить пропан и диметиловый эфир. Низкое содержание воды дает возможность избежать проблем, связанных с образованием в дистилляционном сосуде клатратов и/или свободной воды. Образование клатратов и свободной воды может существенно воспрепятствовать тепло- и массопереносу, делая крайне затруднительным разделение продуктов, обладающих относительно близкими точками кипения. В некоторых случаях с целью существенно уменьшить влияние образования клатратов и свободной воды может потребоваться снижение содержания воды в потоке олефинов сушкой потока олефинов.

В целесообразном варианте поток олефинов, который должен быть подвергнут дистилляции с целью выделить диметиловый эфир, содержит не больше примерно 1000 мас.ч./млн воды. В предпочтительном варианте такой поток олефинов содержит не больше примерно 500 мас.ч./млн воды, более предпочтительно не больше примерно 100 мас.ч./млн воды, а наиболее предпочтительно не больше примерно 10 мас.ч./млн воды.

Способ по настоящему изобретению особенно эффективен при удалении диметилового эфира из потоков этилена и/или пропилена, которые также содержат пропан. Благодаря дистилляции такого потока под давлением и при температуре, которые эффективны для выделения диметилового эфира совместно с пропаном, следствием осуществления этого способа является то, что оставшаяся часть потока олефинов можно подвергать дополнительной дистилляции с получением потоков исходных этилена сорта для полимеров и пропилена сорта для полимеров, причем каждый из них получают с высокой общей эффективностью.

В соответствии с настоящим изобретением потоки этилена и/или пропилена, которые содержат пропан и диметиловый эфир, могут быть получены из любого источника. Однако некоторые источники обычно содержат больше одного компонента, чем другого. Так, например, в результате крекинга различных углеводородных материалов обычно образуются этилен и пропилен, но в зависимости от крекируемого материала в небольшом количестве получают, если получают вообще, диметиловый эфир. Превращением кислородсодержащих веществ, таких как метанол, в олефины каталитической реакцией с помощью катализаторов на основе молекулярных сит обычно получают также этилен и пропилен, но значительно больше диметилового эфира, чем при крекинге углеводородов. Тем не менее способ по настоящему изобретению обычно эффективен, лишь бы поток олефинов содержал пропан и диметиловый эфир. Однако он оказывается особенно эффективным при удалении диметилового эфира из потоков олефинов, получаемых из процесса превращения кислородсодержащего вещества в олефины благодаря относительно высокой концентрации диметилового эфира, содержащегося в таких потоках.

В одном варианте выполнения настоящего изобретения получают поток олефинов, который содержит этилен и/или пропилен, диметиловый эфир и пропан. Этот поток включает, что необязательно, этан, а также бутулен и более высококипящие соединения. Поток олефинов перегоняют, предпочтительно по обычным методам непрерывной дистилляции, таким образом, чтобы отделить от пропана и диметилового эфира этилен и/или пропилен и необязательно этан, если он содержится. Если поток олефинов включает бутулен и более высококипящие соединения, в предпочтительном варианте выделяемый поток пропана и диметилового эфира включает бутулен и более высококипящие соединения.

В другом варианте выполнения изобретения получают поток олефинов, который включает от примерно 2 до примерно 45 мас.% пропана. В предпочтительном варианте этот поток олефинов включает от примерно 5 до примерно 40 мас.% пропана, а более предпочтительно от примерно 10 до примерно 35 мас.% пропана.

Получаемый поток олефинов также содержит диметиловый эфир, целесообразно по меньшей мере примерно 0,05 мас.%. В предпочтительном варианте получаемый поток олефинов содержит от примерно 0,05 до примерно 5 мас.% диметилового эфира, более предпочтительно от примерно 0,1 до примерно 3 мас.% диметилового эфира, а наиболее предпочтительно от примерно 0,2 до примерно 2 мас.% диметилового эфира.

Получаемый поток необязательно включает бутулен плюс более высококипящие соединения. Этот поток как правило образуется, когда из потока олефинов, содержащего разнообразные C_2 - и более высококипящие олефины, уже выделены пропан и диметиловый эфир. В этом варианте пропилен и более низкокипящие соединения удаляют из потока олефинов, включающего C_2 - и более высококипящие олефины, дистилляцией.

Количество бутулена плюс более высококипящие соединения, которые возможно включает получаемый поток олефинов, может варьироваться в зависимости от первичного источника олефина. В случаях, когда поток олефинов включает этилен и пропилен, бутулен и более высококипящие материалы содержатся в более низких концентрациях. В случаях, когда из источника олефинов этилен и пропилен уже выделены, бутулен и более высококипящие соединения находятся в более высокой концентрации. Обычно получаемый поток олефинов включает от примерно 30 до примерно 95 мас.% бутулена плюс более высококипящие соединения. В этом варианте предпочтительный получаемый поток олефинов уже подвергнут предварительной дистилляции для удаления этилена и пропилена, и получаемый поток содержит от примерно 40 до примерно 95 мас.% бутулена плюс более высококипящие соединения, более предпочтительно от примерно 50 до примерно 90 мас.% бутулена плюс более высококипящие соединения, а наиболее предпочтительно от примерно 60 до примерно 80 мас.% бутулена плюс более высококипящие соединения.

В другом варианте выполнения настоящего изобретения диметиловый эфир отделяют от потока пропана введением потока пропана и диметилового эфира в контакт с водой, предпочтительно в жидкой фазе. Контактное взаимодействие можно осуществлять в любом сосуде обычного типа для промывки или контактирования жидкости с жидкостью. Используемое количество воды должно быть достаточным для выделения потока пропана, содержащего по меньшей мере примерно 85 мас.% пропана, предпочтительно по

меньшей мере примерно 90 мас.% пропана, более предпочтительно по меньшей мере примерно 95 мас.% пропана.

Поток воды, который входит в контакт с потоком диметилового эфира и пропана, обычно абсорбирует существенное количество диметилового эфира. Поток воды отводят в виде потока кубовых остатков из сосуда для контактирования, он содержит по меньшей мере примерно 1 мас.% диметилового эфира, предпочтительно по меньшей мере примерно 3 мас.% диметилового эфира, более предпочтительно по меньшей мере примерно 5 мас.% диметилового эфира. Диметиловый эфир можно отделять от воды выпариванием, предпочтительно мгновенным испарением, когда с целью выпаривания диметилового эфира давление понижают таким образом, чтобы эфир можно было легко отделить от воды. Затем выделенный диметиловый эфир можно перерабатывать так, как необходимо. Так, например, выделенный диметиловый эфир можно использовать в качестве исходного материала для реакционного процесса превращения кислородсодержащего вещества в олефины.

В одном варианте выполнения изобретения поток олефинов получают введением кислородсодержащего вещества в контакт с катализатором на основе молекулярного сита. Это кислородсодержащее вещество включает по меньшей мере одно органическое соединение, которое содержит по меньшей мере один атом кислорода, в частности алифатические спирты, простые эфиры, карбонильные соединения (альдегиды, кетоны, карбоновые кислоты, карбонаты, сложные эфиры и т.п.). Когда кислородсодержащее вещество представляет собой спирт, этот последний включает алифатический остаток, содержащий от 1 до 10 углеродных атомов, более предпочтительно от 1 до 4 углеродных атомов. Типичные спирты включают, хотя ими их список нет необходимости ограничивать, низшие прямоцепочечные и разветвленные алифатические спирты и их ненасыщенные аналоги. Примеры приемлемых кислородсодержащих соединений включают, хотя ими их список не ограничен, метанол, этанол, n-пропанол, изопропанол, C₄-C₂₀спирты, метилэтиловый эфир, диметиловый эфир, диэтиловый эфир, диизопропиловый эфир, формальдегид, диметилкарбонат, диметилкетон, уксусную кислоту и их смеси. Предпочтительными кислородсодержащими соединениями являются метанол, диметиловый эфир и их смесь.

Молекулярные сита, способные превращать кислородсодержащее вещество в олефиновое соединение, включают цеолиты, а также нецеолиты, которые являются материалами типов с большими, средними или малыми порами. Однако в одном варианте выполнения настоящего изобретения предпочтительны молекулярные сита с порами малого размера. Как это определено в настоящем описании, молекулярные сита с порами малого размера обладают порами с размерами меньше примерно 5,0 Å. Обычно приемлемые катализаторы обладают порами с размерами в интервале от примерно 3,5 до примерно 5,0 Å, предпочтительно от примерно 4,0 до примерно 5,0 Å, а наиболее предпочтительно от примерно 4,3 до примерно 5,0 Å.

Цеолитные материалы, как природные, так и синтетические, в процессах превращения углеводородов различных типов обладают, как это было продемонстрировано, каталитическими свойствами. Кроме того, цеолитные материалы используют в качестве адсорбентов, носителей для катализаторов в процессах превращения углеводородов различных типов и с другими целями. Цеолиты представляют собой комплексные кристаллические алюмосиликаты, которые образуют каркас из AlO₂⁻ и SiO₂ тетраэдров, связанных обобщественными атомами кислорода. Отрицательный заряд тетраэдров уравнивают включением катионов, таких как ионы щелочных или щелочно-земельных металлов. При получении некоторых цеолитов во время синтеза присутствуют неметаллические катионы, в частности тетраметиламмоний (ТМА) или тетрапропиламмоний (ТПА). Междоузлия или каналы, образуемые кристаллической решеткой, дают возможность использовать цеолиты в качестве молекулярных сит в процессах разделения, в качестве катализаторов для химических реакций и в качестве носителей для катализаторов в широком разнообразии процессов превращения углеводородов.

Цеолиты включают материалы, содержащие диоксид кремния и необязательно оксид алюминия, и материалы, в которых кремнеземистые и алюминийоксидные компоненты целиком или частично заменены другими оксидами. Так, например, кремнеземистый компонент может быть заменен оксидом германия, оксидом олова и их смесями. Оксид бора, оксид железа, оксид галлия, оксид индия и их смеси могут замещать алюминийоксидный компонент. Во всех случаях, если не указано иное, понятия "цеолит" и "цеолитный материал" в том смысле, в котором они использованы в настоящем описании, обозначают не только материалы, содержащие в своей кристаллической решетчатой структуре атомы кремния и необязательно атомы алюминия, но также материалы, которые содержат приемлемые атомы, замещающие такие атомы кремния и алюминия.

Содействующий образованию олефинов катализатор одного типа, обеспечивающий получение больших количеств этилена и пропилена, представляет собой кремнеалюмофосфатное (SAPO) молекулярное сито. Кремнеалюмофосфатные молекулярные сита обычно классифицируют как микропористые материалы, характеризующиеся 8-, 10- или 12-членными кольцевыми структурами. Эти кольцевые структуры могут обладать средним размером пор в интервале от примерно 3,5 до 15 Å. Предпочтительны молекулярные сита SAPO с небольшими порами, обладающие средним размером пор меньше примерно 5 Å, предпочтительно средним размером пор в интервале от примерно 3,5 до 5 Å, более предпочтительно

от 3,5 до 4,2 Å. Эти размеры пор являются типичными для молекулярных сит, характеризующихся 8-членными кольцами.

В реакционных процессах превращения кислородсодержащего вещества в олефины могут быть также использованы замещенные SAPO. Эти соединения общеизвестны как материалы MeAPO или металлсодержащие кремнеалюмофосфаты. Металлом могут служить ионы щелочных металлов (группы IA), ионы щелочно-земельных металлов (группы IIA), ионы редкоземельных элементов (группы IIIB, включая лантанидные элементы (лантан, церий, празеодим, неодим, самарий, европий, гадолиний, тербий, диспрозий, гольмий, эрбий, тулий, иттербий и лютеций), скандий и иттрий, а также дополнительные катионы переходных металлов групп IVB, VB, VIB, VIIB, VIIIB и IB).

В предпочтительном варианте Me обозначает атомы, такие как Zn, Mg, Mn, Co, Ni, Ga, Fe, Ti, Zr, Ge, Sn и Sr. Эти атомы могут быть введены в тетраэдрический каркас посредством тетраэдрического звена [MeO₂]. Тетраэдрическое звено [MeO₂] несет полный электрический заряд, зависящий от валентного состояния металлического заместителя. Когда валентное состояние металлического компонента составляет +2, +3, +4, +5 или +6, полный электрический заряд находится в пределах -2 и +2. Введение металлического компонента во время синтеза молекулярного сита, как правило, осуществляют добавлением металлического компонента. Однако может быть также использован постсинтезный ионообмен. В постсинтезном обмене металлический компонент обычно вводит катионы по ионообменным положениям на открытой поверхности молекулярного сита, а не в сам каркас.

Приемлемые кремнеалюмофосфатные молекулярные сита включают SAPO-5, SAPO-8, SAPO-11, SAPO-16, SAPO-17, SAPO-18, SAPO-20, SAPO-31, SAPO-34, SAPO-35, SAPO-36, SAPO-37, SAPO-40, SAPO-41, SAPO-42, SAPO-44, SAPO-47, SAPO-56, их металлсодержащие формы и их смеси. Предпочтительными являются SAPO-18, SAPO-34, SAPO-35, SAPO-44 и SAPO-47, в частности SAPO-18 и SAPO-34, включая их металлсодержащие формы и их смеси. Используемое в настоящем описании понятие "смесь" является синонимом слова "сочетание" и обозначает рассматриваемую композицию, обладающую двумя или большим числом компонентов в варьируемых пропорциях независимо от их физического состояния.

В каталитическую композицию может быть также включено алюмофосфатное (ALPO) молекулярное сито. Алюмофосфатные молекулярные сита представляют собой кристаллические микропористые оксиды, которые могут обладать каркасом AlPO₄. Они могут обладать дополнительными элементами внутри каркаса, как правило характеризуются одинаковыми размерами пор в интервале от примерно 3 до примерно 10 Å и пригодны для осуществления селективного разделения материалов по размерам молекул. Сообщается о более чем двух дюжинах структурных типов, включая цеолитные топологические аналоги. Более подробное описание предыстории и синтеза алюмофосфатов содержится в патенте US № 4310440, который в полном объеме включен в настоящее описание в качестве ссылки. Предпочтительными структурами ALPO являются ALPO-5, ALPO-11, ALPO-18, ALPO-31, ALPO-34, ALPO-36, ALPO-37 и ALPO-46.

Материалы ALPO в своем каркасе могут также включать металлический заместитель. В предпочтительном варианте металл выбирают из группы, включающей магний, марганец, цинк, кобальт и их смеси. В предпочтительном варианте эти материалы проявляют адсорбционные, ионообменные и/или каталитические свойства, аналогичные свойствам композиций алюмосиликатных, алюмофосфатных и кремнеалюмофосфатных молекулярных сит. Представители этого класса и их получение описаны в патенте US № 4567029, в полном объеме включенном в настоящее описание в качестве ссылки.

Металлсодержащие ALPO обладают трехмерной микропористой структурой кристаллического каркаса с тетраэдрическими звеньями MO₂, AlO₂ и PO₂. Эти структуры в том виде, как они получены (которые перед кальцинированием содержат структуронаправляющий агент), можно представить, выразив эмпирический химический состав (на безводной основе) формулой:



в которой "R" обозначает по меньшей мере один органический структуронаправляющий агент, находящийся во внутрикристаллической пористой системе; "m" обозначает число молей "R", приходящееся на моль (M_xAl_yP_z)O₂, и его значение составляет от 0 до 0,3, причем максимальное значение в каждом случае зависит от размеров молекул структуронаправляющего агента и объема имеющихся полостей пористой системы конкретно рассматриваемого металлсодержащего алюмофосфата; "x", "y" и "z" обозначают мольные доли соответственно металла M (т.е. магния, марганца, цинка и кобальта), алюминия и фосфора, содержащихся в виде тетраэдрических оксидов.

Металлсодержащие ALPO иногда обозначают акронимом как MeAPO. В тех случаях, когда металлом "Me" в композиции являются магний, акроним MAPO используют также в отношении композиции. Аналогичным образом аббревиатуры ZAPO, MnAPO и CoAPO используют для обозначения композиций, которые включают соответственно цинк, марганец и кобальт. Для идентификации различных структурных разновидностей, из которых состоит каждый из подродовых классов MAPO, ZAPO, CoAPO и MnAPO, каждой разновидности присваивают число и идентифицируют, например, как ZAPO-5, MAPO-11, CoAPO-34 и т.д.

Кремнеалюмофосфатное молекулярное сито, как правило, смешивают (т.е. механически смешивают) с другими материалами. После смешения образовавшуюся композицию, как правило, называют SAPO катализатором, т.е. катализатором, включающим SAPO молекулярное сито.

Материалами, которые можно смешивать с молекулярным ситом, могут служить разнообразные инертные или каталитически активные материалы или различные связующие материалы. Эти материалы включают композиции, такие как каолин и другие глины, редкоземельные металлы в различных формах, оксиды металлов, другие цеолитные каталитические компоненты, цеолитные каталитические компоненты, оксид алюминия или золь оксида алюминия, диоксид титана, диоксид циркония, оксид магния, диоксид тория, оксид бериллия, кварц, диоксид кремния, золь диоксида кремния и их смеси. Эти компоненты, помимо прочего, также эффективно уменьшают общую стоимость катализатора, действуют как теплоотводы, содействуя теплозащите катализатора во время восстановления, уплотняют катализатор и повышают прочность катализатора. Для того чтобы инертные материалы, которые используют в катализаторе, выполняли функции теплоотвода, они должны, в частности, обладать теплоемкостью от примерно 0,05 до примерно 1 кал/г·°C, более предпочтительно от примерно 0,1 до примерно 0,8 кал/г·°C, наиболее предпочтительно от примерно 0,1 до примерно 0,5 кал/г·°C.

В качестве части SAPO каталитической композиции могут быть включены дополнительные материалы молекулярных сит, или при необходимости их можно использовать в виде отдельных катализаторов на основе молекулярных сит в смесях с SAPO катализатором. Структурные типы молекулярных сит с малыми порами, которые приемлемы для применения при выполнении настоящего изобретения, включают AEI, AFT, APC, ATN, ATT, ATV, AWW, BIK, CAS, CHA, CHI, DAC, DDR, EDI, ERI, GOO, KFI, LEV, LOV, LTA, MON, PAU, PHI, RHO, ROG, THO и их замещенные формы. Структурные типы молекулярных сит со средними порами, которые приемлемы для применения при выполнении настоящего изобретения, включают MFI, MEL, MTW, EUO, MTT, HEU, FER, AFO, AEL, TON и их замещенные формы. Эти молекулярные сита с малыми и средними порами более подробно описаны в работе Atlas of Zeolite Structure Types, W.H. Meier и D.H. Olsen, Butterworth Heineman, издание 3-е, 1997, причем содержание этой работы открыто включено в настоящее описание в качестве ссылки. Предпочтительные молекулярные сита, которые можно объединять с кремнеалюмофосфатным катализатором, включают ZSM-5, ZSM-34, эрионит и шабазит.

В соответствии с одним вариантом предпочтительная каталитическая композиция включает от примерно 1 до примерно 99 мас.%, более предпочтительно от примерно 5 до примерно 90 мас.%, а наиболее предпочтительно от примерно 10 до примерно 80 мас.%, молекулярного сита. Размеры частиц также предпочтительной каталитической композиции составляют от примерно 20 до примерно 3000 Å, более предпочтительно от примерно 30 до примерно 200 Å, наиболее предпочтительно от примерно 50 до 150 Å.

Для достижения целевых физических и химических характеристик катализатор может быть подвергнут самым разнообразным обработкам. Такие обработки включают, хотя ими их список нет необходимости ограничивать, гидротермическую обработку, кальцинирование, кислотную обработку, обработку основаниями, дробление, измельчение в шаровой мельнице, размол, сушку распылением и их сочетания.

Катализатор на основе молекулярного сита, особенно эффективный при получении этилена и пропилена, представляет собой катализатор, который включает сочетание молекулярных сит SAPO-34 и SAPO-18 или ALPO-18. В конкретном варианте молекулярное сито представляет собой кристаллические сросшиеся материалы SAPO-34 и SAPO-18 или ALPO-18.

В процессе превращения кислородсодержащего вещества в олефины можно применять обычные реакторные системы, включающие неподвижный слой или псевдоожиженный слой, или системы с подвижными слоями. В одном варианте предпочтительными реакторами являются прямоточные вертикальные трубные реакторы с кратковременным контактированием и противоточные реакторы "свободного падения". Целесообразно применять реактор, в котором кислородсодержащий исходный материал можно вводить в контакт с катализатором на основе молекулярного сита при массовой часовой скорости (МЧС) по меньшей мере примерно 1 ч⁻¹, предпочтительно в интервале от примерно 1 до 1000 ч⁻¹, более предпочтительно в интервале от примерно 20 до примерно 1000 ч⁻¹, а наиболее предпочтительно в интервале от примерно 50 до примерно 500 ч⁻¹. МЧС в настоящем описании определяют как массу кислородсодержащего вещества и реакционноспособного углеводорода, который может, но необязательно, входить в состав исходного материала, в час на массу молекулярного сита в реакторе. Поскольку катализатор или исходный материал может включать другие материалы, которые действуют как инертные добавки или разбавители, МЧС рассчитывают на основе массы кислородсодержащего исходного материала, всего реакционноспособного углеводорода, который может присутствовать совместно с кислородсодержащим исходным материалом, и молекулярного сита, содержащегося в реакторе.

В предпочтительном варианте кислородсодержащий исходный материал вводят в контакт с катализатором, когда кислородсодержащее вещество находится в паровой фазе. По другому варианту этот процесс можно проводить в жидкой или смешанной, паровой/жидкой фазе. Когда процесс проводят в жид-

кой фазе или смешанной, паровой/жидкой фазе, следствием могут быть разные превращения и селективности при превращении сырья в продукт, что зависит от катализатора и реакционных условий.

Такой процесс обычно можно проводить в широком интервале температур. Эффективная рабочая температура может находиться в интервале от примерно 200 до примерно 700°C, предпочтительно от примерно 300 до примерно 600°C, более предпочтительно от примерно 350 до примерно 550°C. В нижнем конце такого температурного диапазона образование целевых олефиновых продуктов может стать достаточно замедленным, причем в олефиновом продукте в относительно высокой концентрации содержатся, как было установлено, окисленные олефиновые побочные продукты. Однако селективность в отношении этилена и пропилена при пониженных температурах может оказаться повышенной. В верхнем конце температурного диапазона процесс может не приводить к образованию оптимального количества этиленового и пропиленового продукта, но степень превращения кислородсодержащего исходного вещества обычно оказывается высокой.

Рабочее давление также можно варьировать в широком интервале, включая самопроизвольное создание давления. Эффективные абсолютные давления включают, хотя ими нет необходимости ограничиваться, общее давление по меньшей мере 1 фунт/кв.дюйм (7 кПа), предпочтительно по меньшей мере примерно 5 фунтов/кв.дюйм (34 кПа). Процесс протекает особенно эффективно при более высоких общих абсолютных давлениях, включающих общее давление по меньшей мере примерно 20 фунтов/кв.дюйм (138 кПа). В предпочтительном варианте абсолютное общее давление составляет по меньшей мере примерно 25 фунтов/кв.дюйм (172 кПа), более предпочтительно по меньшей мере примерно 30 фунтов/кв.дюйм (207 кПа). Для практических целей в качестве основного кислородсодержащего исходного компонента необходимо использовать метанол и процесс проводить в реакторе под абсолютным давлением не выше примерно 500 фунтов/кв.дюйм (3445 кПа), предпочтительно не выше примерно 400 фунтов/кв.дюйм (2756 кПа), наиболее предпочтительно не выше примерно 300 фунтов/кв.дюйм (2067 кПа).

Образования нежелательных побочных продуктов можно избежать проведением процесса при соответствующей скорости подачи газа на единицу сечения потока. По мере того как скорость подачи газа на единицу сечения потока увеличивается, степень превращения уменьшается, благодаря чему исключается образование нежелательных побочных продуктов. Используемое в настоящем описании понятие "скорость подачи газа на единицу сечения потока" определяют как совокупную объеметрическую скорость потока испаренного исходного материала, который включает разбавитель, когда он содержится в исходном материале, а также продукты превращения, разделенную на площадь поперечного сечения реакционной зоны. Поскольку кислородсодержащее вещество превращают в продукт, включающий значительные количества этилена и пропилена, проходящие через реакционную зону, скорость подачи газа на единицу сечения потока можно варьировать внутри реакционной зоны на разных участках. Степень варьирования зависит от общего числа молей содержащегося газа и поперечного сечения на конкретном участке в реакционной зоне, температуры, давления и других имеющих к этому отношение реакционных параметров.

В одном варианте скорость подачи газа на единицу сечения потока поддерживают на уровне, который в по меньшей мере одной точке реакционной зоны превышает 1 м/с (метр в секунду). В другом варианте необходимо, чтобы скорость подачи газа на единицу сечения потока в по меньшей мере одной точке реакционной зоны превышала примерно 2 м/с. Более целесообразная скорость подачи газа на единицу сечения потока в по меньшей мере одной точке реакционной зоны превышает примерно 2,5 м/с. Еще более целесообразная скорость подачи газа на единицу сечения потока в по меньшей мере одной точке реакционной зоны превышает примерно 4 м/с. Наиболее целесообразная скорость подачи газа на единицу сечения потока в по меньшей мере одной точке реакционной зоны превышает примерно 8 м/с.

Тем не менее в соответствии с другим вариантом выполнения изобретения скорость подачи газа на единицу сечения потока в реакционной зоне поддерживают на относительно постоянном уровне, благодаря чему скорость подачи газа на единицу сечения потока поддерживают на уровне, который во всех точках реакционной зоны превышает 1 м/с. Кроме того, необходимо, чтобы скорость подачи газа на единицу сечения потока во всех точках реакционной зоны превышала примерно 2 м/с. Более целесообразная скорость подачи газа на единицу сечения потока во всех точках реакционной зоны превышает примерно 2,5 м/с. Еще более целесообразная скорость подачи газа на единицу сечения потока во всех точках реакционной зоны превышает примерно 4 м/с. Наиболее целесообразная скорость подачи газа на единицу сечения потока во всех точках реакционной зоны превышает примерно 8 м/с.

Количество этилена и пропилена, получаемых в процессе превращения кислородсодержащего вещества в олефины, может быть увеличено уменьшением степени превращения кислородсодержащих веществ в реакции превращения кислородсодержащего вещества в олефины. Однако уменьшение степени превращения исходных кислородсодержащих веществ в реакции превращения кислородсодержащих веществ в олефины приводит к увеличению количества окисленных углеводородов, которые содержатся в олефиновом продукте, включающих, в частности, диметиловый эфир. Таким образом, регулирование степени превращения исходного материала, направляемого в реакционный процесс превращения кислородсодержащих веществ, может иметь важное значение.

В соответствии с одним вариантом степень превращения исходного кислородсодержащего вещества, например метанола, составляет от 90 до 98 мас.%. В соответствии с другим вариантом степень превращения метанола составляет от 92 до 98 мас.%, предпочтительно от 94 до 98 мас.%.
 В соответствии с другим вариантом степень превращения метанола составляет от больше 98 до меньше 100 мас.%. В соответствии с еще одним вариантом степень превращения метанола равна от 98,1 до меньше 100 мас.%, предпочтительно от 98,2 до 99,8 мас.%. В соответствии с другим вариантом степень превращения метанола составляет от 98,2 до меньше 99,5 мас.%, предпочтительно от 98,2 до 99 мас.%.
 При выполнении настоящего изобретения во всех случаях, если не указано иное, массовую процентную степень превращения рассчитывают на водной свободной основе. Массовую процентную степень превращения на водной свободной основе рассчитывают как $100 \times (\text{масса подаваемого кислородсодержащего вещества на водной свободной основе} - \text{масса окисленного углеводорода в продукте на водной свободной основе})$. Водную свободную основу кислородсодержащего вещества рассчитывают вычитанием водного компонента кислородсодержащего вещества в исходном материале и продукте, за исключением образовавшейся воды в продукте. Так, например, массовую скорость потока метанола на свободной основе кислородсодержащего вещества для исключения водного компонента метанола рассчитывают умножением массовой скорости потока метанола на 14/32. Как другой пример, скорость потока диметилового эфира на свободной основе кислородсодержащего вещества для исключения водного компонента диметилового эфира рассчитывают умножением массовой скорости потока диметилового эфира на 28/46. Если в исходном материале или продукте имеется смесь кислородсодержащих веществ, следовые количества кислородсодержащих веществ не учитывают. Когда в качестве сырья используют метанол и/или диметиловый эфир, для расчета степени превращения на водной свободной основе используют только метанол и диметиловый эфир.

При выполнении настоящего изобретения во всех случаях, если не указано иное, селективность также рассчитывают на водной свободной основе. Когда в качестве сырья используют метанол и/или диметиловый эфир, селективность рассчитывают как $100 \times \text{мас.}\% \text{ компонента} / (100 - \text{мас.}\% \text{ воды} - \text{мас.}\% \text{ метанола} - \text{мас.}\% \text{ диметилового эфира})$.

Чем больше количество диметилового эфира в олефиновом продукте реакции превращения кислородсодержащего вещества в олефины, тем ниже процентная степень превращения. Поскольку с целью повысить селективность в отношении этилена и пропилена реакцию следует проводить при пониженной степени превращения, в получаемом олефине должно содержаться некоторое количество диметилового эфира. Однако количество имеющегося диметилового эфира не должно быть настолько высоким, чтобы весь процесс стал неэффективным или удаление диметилового эфира оказывалось более затруднительным.

При выполнении настоящего изобретения во всех случаях, если не указано иное, селективность также рассчитывают на водной свободной основе. Когда в качестве сырья используют метанол и/или диметиловый эфир, селективность рассчитывают как $100 \times \text{мас.}\% \text{ компонента} / (100 - \text{мас.}\% \text{ воды} - \text{мас.}\% \text{ метанола} - \text{мас.}\% \text{ диметилового эфира})$.

Чем больше количество диметилового эфира в олефиновом продукте реакции превращения кислородсодержащего вещества в олефины, тем ниже процентная степень превращения. Поскольку с целью повысить селективность в отношении этилена и пропилена реакцию следует проводить при пониженной степени превращения, в получаемом олефине должно содержаться некоторое количество диметилового эфира. Однако количество имеющегося диметилового эфира не должно быть настолько высоким, чтобы весь процесс стал неэффективным или удаление диметилового эфира оказывалось более затруднительным.

Целесообразное содержание диметилового эфира в олефине, получаемом в реакционном процессе превращения кислородсодержащих веществ в олефины, составляет по меньшей мере примерно 100 мас.ч./млн на водной свободной основе. В предпочтительном варианте диметиловый эфир содержится в количестве по меньшей мере примерно 500 мас.ч./млн, а более предпочтительно по меньшей мере примерно 1000 мас.ч./млн. В предпочтительном варианте количество диметилового эфира в потоке олефинов из реакционного процесса превращения кислородсодержащих веществ в олефины на водной свободной основе не превышает примерно 10 мас.%, более предпочтительно не превышает примерно 5 мас.%, а наиболее предпочтительно не превышает примерно 2 мас.%.
 В процессе получения олефинов из кислородсодержащего вещества в качестве побочного продукта образуется существенное количество воды. Большое количество этой воды как побочного продукта перед дистилляцией может быть удалено охлаждением потока до температуры ниже температуры конденсации водяных паров в потоке. В предпочтительном варианте температуру потока продуктов снижают до уровня ниже температуры конденсации кислородсодержащего сырья. В некоторых вариантах поток продуктов необходимо охладить до уровня ниже температуры конденсации метанола.

Поток олефинов из реакционного процесса превращения кислородсодержащих веществ в олефины необходимо охладить, затем разделить охлажденный поток олефинов на поток, содержащий конденсированную воду, и поток паров олефинов. Поток, содержащий конденсированную воду, включает большую часть воды из потока олефинов и значительную часть окисленных углеводородов из потока олефинов. Поток паров олефинов включает основную часть олефинов, например этилена и пропилена.

По одному объекту изобретения поток олефинов из реакционного процесса превращения кислородсодержащего вещества в олефины охлаждают таким образом, чтобы из потока, содержащего конденсированную воду, можно было выделить поток паров, богатый олефинами. Необходимо, чтобы этот поток паров содержал не больше примерно 20 мас.%. воды, предпочтительно не больше примерно 15 мас.%. воды, более предпочтительно не больше примерно 12 мас.%. воды.

По одному объекту изобретения поток олефинов из реакционного процесса превращения кислородсодержащих веществ в олефины охлаждают таким образом, чтобы из потока, содержащего конденсированную воду, можно было выделить поток паров, богатый олефинами. Необходимо, чтобы этот поток паров содержал не больше примерно 20 мас.%. воды, предпочтительно не больше примерно 15 мас.%. воды, более предпочтительно не больше примерно 12 мас.%. воды.

К одному типу оборудования, которое эффективно при охлаждении потока олефинов из реакционного процесса превращения кислородсодержащих веществ в олефины, относится колонна резкого охлаждения. В колонне резкого охлаждения охлаждающая текущая среда контактирует непосредственно с потоком олефинов, охлаждая этот поток до целевой температуры конденсации. В результате конденса-

ции образуется содержащий конденсированную воду поток, который также называют потоком тяжелых кубовых остатков. Олефиновая часть потока олефиновых продуктов остается в парах и выходит из колонны резкого охлаждения в виде потока паров головного погона. Поток паров головного погона богат олефиновыми продуктами и может также включать некоторые окисленные углеводородные побочные продукты, а также воду.

В одном варианте охлаждающая текучая среда представляет собой рецикловый поток конденсированной воды, включающий поток тяжелых кубовых остатков колонны резкого охлаждения. Этот содержащий воду поток целесообразно охлаждать, например теплообменником, и вновь инжектировать в колонну резкого охлаждения. В этом варианте охлаждающую среду предпочтительнее не инжектировать в колонну резкого охлаждения из внешнего источника, хотя это может быть целесообразным в случае другого оборудования для разделения, размещенного в технологической линии после колонны резкого охлаждения.

В одном варианте выполнения изобретения перед тем как выделяют поток пропана и диметилового эфира, поток олефинов, содержащий диметиловый эфир, сушат. В этом варианте перед дистилляцией для удаления воды из потока олефинов, содержащего диметиловый эфир, с целью более эффективного удаления диметилового эфира можно использовать твердую или жидкостную систему сушки (т.е. высушить поток олефинов).

В системе сушки твердым веществом поток олефинов вводят в контакт с твердым адсорбентом для дополнительного удаления воды до очень низких концентраций. Можно применять любой обычный метод. Процесс адсорбции, как правило, проводят в одном или нескольких неподвижных слоях, включающих приемлемый твердый адсорбент.

Адсорбция может быть использована для удаления воды до очень низких концентраций, а также для удаления некоторых окисленных углеводородов, которые, как правило, невозможно удалить с использованием других систем для обработки. В предпочтительном варианте адсорбентная система, применяемая как часть настоящего изобретения, включает множество адсорбентных слоев. Наличие множества слоев предоставляет возможность для непрерывного разделения без необходимости останавливать процесс для регенерирования твердого адсорбента. Так, например, в трехслойной системе, как правило, один слой находится в работе, один слой регенерируют вне технологической линии, а третий слой находится в состоянии готовности.

Конкретно используемое в адсорбентных слоях адсорбентное твердое вещество или вещества зависят от типов удаляемых загрязняющих примесей. Примеры твердых адсорбентов для удаления воды и различных полярных органических соединений, таких как кислородсодержащие углеводороды и абсорбентные жидкости, включают оксиды алюминия, диоксид кремния, молекулярные сита и алюмосиликаты. Для удаления воды до очень низких концентраций можно эффективно использовать слои, включающие смеси этих сит, или многочисленные слои, включающие разные адсорбентные твердые вещества.

В зависимости от потребности адсорбентные слои можно использовать при комнатной температуре или при повышенной температуре и либо с противоточным, либо с поточным истечением. Процесс восстановления адсорбентных материалов можно проводить по обычным методам, включающим обработку потоком сухого инертного газа, такого как азот, при повышенной температуре.

В системе сушки жидкостями для удаления воды из потока олефинов, содержащего диметиловый эфир, используют абсорбент воды. Абсорбентом воды может служить любая жидкость, эффективно удаляющая воду из потока олефинов. Количество предусмотренного для использования абсорбента воды является таким, которое обеспечивает существенное уменьшение количества клатратов и свободной воды, образующихся во время процесса дистилляции.

В предпочтительном варианте абсорбент воды следует добавлять в сосуд для абсорбции воды при молярном соотношении между абсорбентом воды и совокупным исходным материалом, поступающим в сосуд для абсорбции, от примерно 1:1 до примерно 1:5000, более предпочтительно от примерно 1:10 до примерно 1:1000, а наиболее предпочтительно от примерно 1:25 до примерно 1:500.

Абсорбенты воды, которые можно использовать при выполнении настоящего изобретения, под давлением 1 ат представляют собой жидкости. Необходимо также, чтобы эти абсорбенты обладали средней точкой кипения по меньшей мере 100°F (38°C), предпочтительно по меньшей мере 120°F (49°C), а более предпочтительно по меньшей мере 150°F (66°C). Говоря о средней температуре кипения, как она определена в настоящем описании, принимают во внимание температуру кипения каждого соединения в абсорбенте на среднемассовой основе. Так, например, абсорбент, включающий 90 мас.% соединения, обладающего температурой кипения 100°, и 10 мас.% соединения, обладающего температурой кипения 200°, характеризуется, по-видимому, средней температурой кипения 110°.

В качестве абсорбентов воды целесообразно также использовать полярные углеводородные композиции. В предпочтительном варианте такие композиции включают такие соединения, как одноатомные спирты, многоатомные спирты, амины или их смеси. Предпочтительные одноатомные спирты включают метанол, этанол и пропанол. Предпочтительные многоатомные спирты включают гликоли. Предпочтительные гликоли включают этиленгликоль и триэтиленгликоль. Необходимо, чтобы абсорбентная композиция включала по меньшей мере примерно 75 мас.% жидкого абсорбента воды. Остальную часть

композиции может составлять разбавитель, лишь бы этот разбавитель не оказывал негативного влияния на абсорбцию воды. В предпочтительном варианте абсорбирующая воду композиция содержит по меньшей мере примерно 85 мас.% абсорбирующего воду соединения, более предпочтительно по меньшей мере примерно 90 мас.%, а наиболее предпочтительно по меньшей мере примерно 95 мас.%. В качестве абсорбента воды наиболее предпочтителен метанол.

При выполнении настоящего изобретения для введения абсорбента в контакт с олефином можно использовать обычные абсорбционные системы. В одном варианте в абсорбционной системе применяют насадочные колонны, хотя можно также применять тарельчатые абсорбционные колонны. В другом варианте абсорбционная колонна снабжена впускным приспособлением для жидкости, расположенным в верхней части абсорбционной колонны. Абсорбентную жидкость равномерно распределяют по верхней части колонны. В целесообразном варианте равномерное распределение абсорбентной жидкости осуществляют с применением распределительной плиты или распылительных сопел. В основании абсорбционной колонны находится впускное приспособление для газа, по которому в абсорбционную колонну поступает олефин, содержащий воду и диметиловый эфир. Парообразные компоненты движутся по колонне вверх, в противоток потоку жидкого абсорбента, движущегося в низ колонны. Этот процесс известен как противоточная абсорбция.

Насадка или тарелки в колонне обеспечивают наличие поверхности для тесного контактирования внутри колонны между парообразными и жидкими компонентами. В колонне для противоточной абсорбции концентрация растворимых газов как в жидкой, так и паровой фазах максимальна в основании колонны и минимальна в верхней части колонны. Впускное приспособление для паров находится в основании абсорбционной колонны, как правило ниже впускного приспособления для газа. Впускное приспособление для газовой фазы, бедной газами, которые наиболее растворимы в жидком абсорбенте, находится в верхней части абсорбционной колонны, как правило выше впускного приспособления для жидкости.

Для снижения концентрации воды до целевых уровней и возможности манипулировать с большими объемами олефиновой композиции из процесса превращения кислородсодержащего вещества в олефины можно применять одну или несколько абсорбционных колонн, размещенных последовательно или параллельно. После абсорбции поток олефинов можно дистиллировать для удаления потока пропана и диметилового эфира.

Абсорбентная жидкость может быть регенерирована обычными средствами. В одном варианте абсорбентную жидкость, содержащую абсорбированные газы, направляют в дистилляционную колонну и воду удаляют в виде головного погона. Регенерированную абсорбентную жидкость отводят в виде кубовых остатков.

В другом варианте выполнения изобретения резко охлажденный и/или высушенный поток олефинов в дальнейшем можно обрабатывать сжатием, предпочтительно многоступенчатым сжатием. Можно предусмотреть две, три, четыре или большее число ступеней, причем предпочтительны две или три ступени.

В целесообразном варианте резко охлажденный и/или высушенный поток олефинов сжимают до давления, которое превышает то, при котором проводят реакционный процесс превращения кислородсодержащих веществ в олефины. В предпочтительном варианте поток олефинов сжимают до абсолютного давления по меньшей мере примерно 30 фунтов/кв.дюйм (207 кПа), более предпочтительно по меньшей мере примерно 50 фунтов/кв.дюйм (345 кПа), наиболее предпочтительно по меньшей мере примерно 100 фунтов/кв.дюйм (689 кПа). Высокие интервалы давления особенно предпочтительны, причем верхний предел практически равен тому, который обусловлен технологическими расчетами и простотой проведения процесса. Обычно пределы практичного высокого давления, как полагают, составляют примерно 5000 фунтов/кв.дюйм (34450 кПа), причем нижние пределы в порядке повышения предпочтительности равны примерно 1000 фунтов/кв.дюйм (6895 кПа), примерно 750 фунтов/кв.дюйм (5171 кПа) и примерно 500 фунтов/кв.дюйм (3447 кПа).

При выполнении настоящего изобретения можно применять обычные методы дистилляции. В одном варианте выполнения изобретения выделение потока пропана и диметилового эфира из потока олефинов происходит в колонне дистилляционного типа, и рабочее давление в колонне поддерживают таким образом, чтобы фракция кубовых остатков колонны находилась при относительно низкой температуре, что позволяет ограничить загрязнение оборудования. Эта фракция кубовых остатков обычно содержит основную часть олефиновых компонентов C_4+ из олефинового исходного материала. В этом варианте предпочтительная средняя температура фракции кубовых остатков составляет не выше примерно 300°F (149°C), более предпочтительно не выше примерно 275°F (135°C), а наиболее предпочтительно не выше примерно 250°F (121°C).

При выполнении настоящего изобретения дистилляцию целесообразно проводить при температуре, которая позволяет осуществлять разделение на фракции потока поступающих олефинов в пределах точек кипения пропилена и пропана. В результате выделения пропана таким путем образуется поток, который включает пропан плюс диметиловый эфир, содержащиеся в потоке олефинов. После этого более легкокипящие олефиновые соединения, например этилен и пропилен, подвергают дальнейшей дистилляции с

получением отдельных потоков этилена и пропилена. Эти потоки обычно представляют собой исходный материал по существу качества для полимеров, содержащий не больше примерно 10 мас.ч./млн диметилового эфира, предпочтительно не больше примерно 5 мас.ч./млн диметилового эфира, более предпочтительно не больше примерно 1 мас.ч./млн диметилового эфира.

При выполнении настоящего изобретения поток олефинов, включающий диметиловый эфир, перегоняют таким образом, чтобы отделить поток, содержащий пропан и диметиловый эфир, от других компонентов потока олефинов. В предпочтительном варианте поток олефинов, включающий диметиловый эфир, перегоняют таким образом, чтобы из потока олефинов, который содержит от примерно 4 до примерно 99 мас.% пропана, более предпочтительно от примерно 10 до примерно 85 мас.% пропана, а наиболее предпочтительно от примерно 15 до примерно 90 мас.% пропана, выделить поток пропана и диметилового эфира. Поток пропана и диметилового эфира также содержит диметиловый эфир в количестве от примерно 1 до примерно 96 мас.%, предпочтительно от примерно 15 до примерно 90 мас.%, а более предпочтительно от примерно 20 до примерно 85 мас.%. Когда благодаря целевому превращению кислородсодержащего вещества в олефины используют олефины из процесса превращения кислородсодержащего вещества в олефины, относительное количество пропана и диметилового эфира в этом потоке можно варьировать. Целесообразная степень превращения кислородсодержащего вещества в олефины составляет от примерно 95% до примерно 99%.

В другом варианте выполнения изобретения поток этилена и/или пропилена выделяют после дистилляции. Этот поток этилена и/или пропилена практически свободен от диметилового эфира, причем «практически свободен» по существу означает настолько низкую концентрацию диметилового эфира, которая на дальнейшую переработку этилена и пропилена практически никакого негативного влияния не оказывает. В предпочтительном варианте выделенный поток этилена и/или пропилена обычно содержит не больше примерно 25 мас.част./млн, предпочтительнее не больше примерно 10 мас.част./млн, более предпочтительно не больше примерно 6 или 3, или 1 мас.част./млн, диметилового эфира, а наиболее предпочтительно не больше примерно 0,5 мас.част./млн диметилового эфира.

В другом варианте в процессе дистилляции из потока олефинов, содержащего диметиловый эфир, выделяют по меньшей мере примерно 75% диметилового эфира. В предпочтительном варианте в процессе дистилляции из потока олефинов выделяют по меньшей мере примерно 85% диметилового эфира, более предпочтительно по меньшей мере примерно 95%, а наиболее предпочтительно по меньшей мере примерно 99%.

Примеры дистилляции потока олефинов с целью выделить поток пропана и диметилового эфира в соответствии с настоящим изобретением представлены на фиг. с 1 по 5. Эти примеры показывают, что существует множество путей дистилляции потоков олефинов в зависимости от качества исходного материала и выбранного технологического пути. Однако при выполнении настоящего изобретения общим фактором является выделение диметилового эфира совместно с пропановым компонентом потока олефинов с применением обычных методов дистилляции.

На фиг. 1 представлена блок-схема, иллюстрирующая получение олефина из кислородсодержащего вещества, сушку олефина и выделение из высушенного олефина потока пропана и диметилового эфира. В качестве кислородсодержащего вещества используют метанол и этот метанол направляют по линии 100 в реактор 102 превращения кислородсодержащего вещества в олефины, где метанол превращают в поток олефинов, включающий метан, этилен, пропилен, ацетальдегид, олефины C_4^+ , воду и другие углеводородные компоненты. Поток олефинов направляют по линии 104 в охлаждающую колонну 106, где олефины охлаждают, а воду и другие способные конденсироваться компоненты конденсируют.

По линии 108 для кубовых остатков из охлаждающей колонны 106 отводят сконденсированные компоненты, которые включают существенное количество воды. Некоторую порцию сконденсированных компонентов по линии 110 возвращают в верхнюю часть охлаждающей колонны 106. Линия 110 включает охлаждающую установку, например теплообменник (не показан), для дальнейшего охлаждения сконденсированных компонентов с тем чтобы получить охлаждающую среду для последующего охлаждения компонентов в охлаждающей колонне 106.

По линии 112 из верхней части охлаждающей колонны 106 выходят пары олефинов. Эти пары олефинов в компрессоре 114 сжимают и сжатый олефин по линии 116 направляют в сушильную установку 118 для удаления из потока паров олефинов дополнительного количества воды. Высушенный олефин направляют по линии 120 в дистилляционную установку 122. Во время работы дистилляционной установки из потока пропана и диметилового эфира (ДМЭ) выделяют легкие и тяжелые компоненты. Легкие компоненты включают этилен и/или пропилен, которые можно направлять для дальнейшей переработки, такой как полимеризация или процесс получения других производных. Диметиловый эфир отделяют от пропана промывкой водой и выделенный диметиловый эфир возвращают в реактор для получения олефинов с целью введения в контакт с катализатором на основе молекулярного сита в реакторе для получения олефинов, в результате чего образуются дополнительные количества олефинов (не показано).

На фиг. 2 представлен первый вариант с дестанизатором. Как показано на фиг. 2, поток олефинов 120, который включает этан, этилен, пропан, пропилен, диметиловый эфир, олефины C_4^+ и другие углеводороды, направляют в этаноотгонную колонну 202. В этаноотгонной колонне 202 происходит разделе-

ние на фракции или дистилляция потока олефинов 120 с получением потока головного погона 204, включающего этан, этилен и другие легкокипящие компоненты, и потока кубовых остатков 206, включающего пропилен, пропан, диметиловый эфир, олефины C_4+ и другие углеводороды. Поток головного погона 204 направляют в метаноотгонную колонну 207. В метаноотгонной колонне 207 получают поток головного погона 208, включающий метан и другие легкокипящие компоненты, и поток кубовых остатков 210, включающий этан и этилен. Поток кубовых остатков 210 направляют в делитель 212 C_2 компонентов. В делителе 212 C_2 компонентов получают поток головного погона 214, включающий этилен, и поток кубовых остатков 216, включающий этан. Поток кубовых остатков 206 из дезтанизатора 202 направляют в делитель 218 C_3 компонентов. В делителе C_3 компонентов происходит разделение на фракции или дистилляция потока кубовых остатков 206 с получением потока головного погона 220, включающего пропилен, и потока кубовых остатков 222, включающего пропан, диметиловый эфир, олефины C_4+ и другие углеводороды. Поток кубовых остатков 222 подают в дистилляционную колонну 224. В дистилляционной колонне 224 происходит разделение на фракции или дистилляция потока кубовых остатков 222 с получением потока головного погона 226, включающего пропан и диметиловый эфир, и потока кубовых остатков 228, включающего олефины C_4+ и другие углеводороды.

На фиг. 3 представлен первый вариант разделения на фракции или дистилляции с делителем C_3 компонентов. Как показано на фиг. 3, поток олефинов 120 вначале подают в делитель 302 C_3 компонентов с получением потока головного погона 304, включающего пропилен, этан, этилен и другие легкокипящие соединения, и потока кубовых остатков 305, включающего пропан, диметиловый эфир, олефины C_4+ и другие углеводороды. Поток головного погона 304 подают в этаноотгонную колонну 306 с получением потока головного погона 308, который включает этан, этилен и другие легкокипящие соединения, и потока кубовых остатков 310, который включает пропилен. Поток головного погона 308 подают в деметанизатор 312 с получением потока головного погона 314, включающего метан и другие легкокипящие компоненты, и потока кубовых остатков 316, включающего этан и этилен. Поток кубовых остатков 316 подают в делитель 318 C_2 компонентов с получением потока головного погона 320, включающего этилен, и потока кубовых остатков 322, включающего этан. Поток кубовых остатков из делителя 302 C_3 продуктов подают в дистилляционную колонну 324 с получением потока головного погона 326, включающего пропан и диметиловый эфир, и потока кубовых остатков 328, включающего олефины C_4+ и другие углеводороды.

На фиг. 4 представлен первый вариант разделения на фракции с переходом от деметанизатора к дезтанизатору. Как показано на фиг. 4, поток олефинов 120 подают в метаноотгонную колонну 402 с получением головного погона 404, включающего метан и другие легкокипящие соединения, и потока кубовых остатков 406, включающего этан, этилен, пропан, пропилен, диметиловый эфир и углеводороды C_4+ . Поток кубовых остатков 406 подают в этаноотгонную колонну 408 с получением потока головного погона 410, включающего этан и этилен, и потока кубовых остатков 412, включающего пропилен, пропан, диметиловый эфир, олефины C_4+ и другие углеводороды. Поток головного погона 410 подают в делитель C_3 компонентов с получением потока головного погона 416, потока этиленового сырья, и потока кубовых остатков 418, включающего этан. Поток кубовых остатков 412 подают в делитель C_3 компонентов с получением потока головного погона 422, включающего пропилен, и потока кубовых остатков 424, включающего пропан, диметиловый эфир, олефины C_4+ и другие углеводороды. Поток кубовых остатков 424 подают в дистилляционную колонну 426 с получением потока головного погона 428, включающего пропан и диметиловый эфир, и потока кубовых остатков 430, включающего олефины C_4+ и другие углеводороды.

На фиг. 5 представлен первый вариант разделения на фракции с переходом от деметанизатора к делителю C_3 компонентов. Как показано на фиг. 5, поток олефинов 120 подают в метаноотгонную колонну 502 с получением потока головного погона 504, включающего метан и другие легкокипящие соединения, и потока кубовых остатков 506, включающего этан, этилен, пропан, пропилен, диметиловый эфир, олефины C_4+ и другие углеводороды. Поток кубовых остатков 506 из метаноотгонной колонны подают в делитель C_3 компонентов 508 с получением потока головного погона 510, включающего пропилен, этан и этилен, и потока кубовых остатков 512, включающего пропан, диметиловый эфир, олефины C_4+ и другие углеводороды. Поток головного погона 510 подают в этаноотгонную колонну 514 с получением потока головного погона 516, включающего этан и этилен, и потока кубовых остатков 518, включающего пропилен. Поток головного погона 516 подают в делитель C_2 компонентов с получением потока головного погона 522, включающего этилен, и потока кубовых остатков 524, включающего этан. Поток кубовых остатков 512 из делителя C_3 компонентов подают в дистилляционную колонну 526 с получением потока головного погона 528, включающего пропан и диметиловый эфир, и потока кубовых остатков 530, включающего олефины C_4+ и другие углеводороды.

На фиг. 6 представлен первый вариант выполнения изобретения с дезтанизатором другого типа. В соответствии с фиг. 6 олефинсодержащий поток, получаемый из реактора для синтеза олефинов из метанола (на данном чертеже не показан), по линии (7) направляют на стадию (10) предварительного охлаждения и сушки. Накопившийся конденсат (главным образом вода) удаляют по трубопроводу (31). Затем получаемый предварительно охлажденный и высушенный поток направляют на стадию (11) разделения

C_2/C_3 компонентов. C_1/C_2 углеводороды разделяют и по трубопроводу (32) направляют на стадию (12) разделения C_1/C_2 компонентов. Выделенные C_1 углеводороды по трубопроводам (34) и (35) рекуперировать в виде топливных газов высокого давления (ВД) и низкого давления (НД). Выделенные C_2 углеводороды по трубопроводу (36) направляют в делитель (13) C_2 компонентов.

В делителе C_2 компонентов этилен отделяется от этана, и его удаляют по трубопроводу (37). Этилен, который может включать некоторое количество ацетилена, направляют на стадию (14) гидрогенизации ацетилена и по трубопроводу (39) рекуперировать в виде этиленового продукта (38). C_2 газ для сжигания (главным образом этан) отводят из делителя C_2 компонентов и направляют по трубопроводу (39).

Углеводороды C_3+ (т.е. углеводороды, точка кипения которых превышает или равна точке кипения пропилена), которые выделяют из потока олефинов на стадии (11) разделения C_2/C_3 компонентов, по трубопроводу (33) направляют на стадию (15) разделения C_3/C_4 компонентов, на которой происходит отделение C_3 углеводородов от более тяжелых углеводородов (т.е. углеводородов C_4+). Более тяжелые углеводороды C_4+ по трубопроводу (43) направляют на стадию (17) разделения C_4/C_5 компонентов. Углеводороды C_5+ выделяют из C_4 углеводородов и в конечном счете по линии (45) направляют для применения в качестве бензиновой фракции. C_4 углеводороды выделяют и направляют по линии (44) на стадию (18) димеризации бутена с получением димеризованных углеводородов. Димеризованные углеводороды также в конечном счете по линии (45) направляют для применения в качестве бензиновой фракции.

C_3 углеводороды, которые выделяют на стадии (15) разделения C_3/C_4 компонентов, по трубопроводу (40) направляют в делитель (16) C_3 компонентов. Совместно с C_3 углеводородами в делитель C_3 компонентов также поступает диметиловый эфир, который содержится в потоке олефинов, поскольку на предыдущих стадиях разделения на фракции он ведет себя так же, как пропан. В делителе (16) C_3 компонентов диметиловый эфир совместно с пропаном поступает в основание этого делителя, и их обоих удаляют по трубопроводу (42). Из верхней части делителя (16) C_3 компонентов по трубопроводу (41) получают по существу чистый пропиленовый продукт, содержащий, например, меньше 3 част./млн диметилового эфира.

Материалы потоков этилена и пропилена, разделенных в соответствии с настоящим изобретением, могут быть полимеризованы с получением пластических композиций, например полиолефинов, в частности полиэтилена и полипропилена. Можно использовать любой обычный способ получения полиэтилена или полипропилена. Предпочтительны каталитические способы. Особенно предпочтительны каталитические системы с металлоценами, катализаторами Циглера-Натта, оксидом хрома и кислотами (см., например, патенты US №№ 3258455, 3305538, 3364190, 5892079, 4659685, 4076698, 3645992, 4302565 и 4243691, причем описания катализаторов и способов в каждом из этих патентов специально включено в настоящее описание в качестве ссылки). Обычно эти способы включают контактирование этиленового или пропиленового продукта с обеспечивающим образование полиолефина катализатором под давлением и при температуре, которые эффективны при получении полиолефинового продукта.

В одном варианте выполнения настоящего изобретения этиленовый или пропиленовый продукт вводят в контакт с металлоценовым катализатором с получением полиолефина. В целесообразном варианте процесс получения полиолефина проводят при температуре в пределах примерно 50 и примерно 320°C. Такую реакцию можно проводить под низким, средним или высоким давлением, причем оно всегда находится в интервале от примерно 1 до примерно 3200 бар. Для проведения процесса в растворе можно использовать инертный разбавитель. В процессе такого типа необходимо, чтобы давление находилось в интервале от примерно 10 до примерно 150 бар и предпочтительно в температурном диапазоне от примерно 120 до примерно 250°C. Для газофазных процессов предпочтительная температура обычно находится в интервале от примерно 60 до 120°C, а рабочее давление составляет от примерно 5 до примерно 50 бар.

В дополнение к полиолефинам, из этилена, пропилена и олефинов C_4+ , в частности из бутилена, выделенных в соответствии с настоящим изобретением, могут быть получены многочисленные другие олефиновые производные. Олефины, выделенные в соответствии с настоящим изобретением, могут также быть использованы для получения таких соединений, как альдегиды, кислоты, такие как C_2 - C_{13} монокарбоновые кислоты, спирты, такие как одноатомные C_2 - C_{12} спирты, сложные эфиры (получаемые из C_2 - C_{12} монокарбоновых кислот и одноатомных C_2 - C_{12} спиртов), линейные альфа-олефины, винилацетат, этилендихлорид и винилхлорид, этилбензол, этиленоксид, кумол, акролеин, аллилхлорид, пропиленоксид, акриловая кислота, этиленпропиленовые каучуки и акрилонитрил, а также тримеры и димеры этилена и пропилена. Олефины C_4+ , в частности бутилен, особенно подходят для получения альдегидов, кислот, спиртов, сложных эфиров (получаемых из C_3 - C_{13} монокарбоновых кислот и одноатомных C_5 - C_{13} спиртов) и линейных альфа-олефинов.

Совершенно очевидно, что располагая теперь полным описанием настоящего изобретения, специалисты в данной области техники способны выполнить изобретение в пределах широкого диапазона параметров, охватываемых формулой изобретения, не выходя при этом из сущности и объема изобретения.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ удаления диметилового эфира из потока олефинов, содержащего воду, пропилен, пропан и диметиловый эфир, включающий следующие стадии:

сушку потока олефинов;

дистилляцию этого высушенного потока олефинов таким образом, чтобы отделить пропан и диметиловый эфир от пропилена.

2. Способ по п.1, в котором поток олефинов, содержащий воду, пропилен, пропан и диметиловый эфир, получают по методу, включающему введение кислородсодержащего вещества в контакт с катализатором на основе молекулярного сита с получением потока олефинов.

3. Способ по одному из предыдущих пунктов, в котором поток олефинов, включающий воду, пропилен, пропан и диметиловый эфир, содержит по меньшей мере 0,05 мас.% диметилового эфира.

4. Способ по одному из предыдущих пунктов, в котором поток олефинов дополнительно включает бутилен и более высококипящие соединения, и этот высушенный поток олефинов перегоняют для отделения диметилового эфира и пропана от пропилена, бутилена и более высококипящих соединений.

5. Способ по одному из предыдущих пунктов, включающий последующее контактирование пропана и диметилового эфира с водой для отделения диметилового эфира от пропана.

6. Способ по п.5, включающий контактирование выделенного диметилового эфира с катализатором на основе молекулярного сита с получением олефина.

7. Способ по п.6, в котором диметиловый эфир используют в качестве исходного материала для реакционного процесса превращения кислородсодержащего вещества в олефины.

8. Способ по одному из предыдущих пунктов, в котором поток олефинов, включающий воду, пропилен, пропан и диметиловый эфир, содержит от 2 до 45 мас.% пропана.

9. Способ по одному из предыдущих пунктов, в котором поток олефинов, включающий воду, пропилен, пропан и диметиловый эфир, содержит от 0,05 до 5 мас.% диметилового эфира.

10. Способ по одному из предыдущих пунктов, в котором поток олефинов, включающий воду, пропилен, пропан и диметиловый эфир, содержит от 30 до 95 мас.% бутилена и более высококипящих соединений.

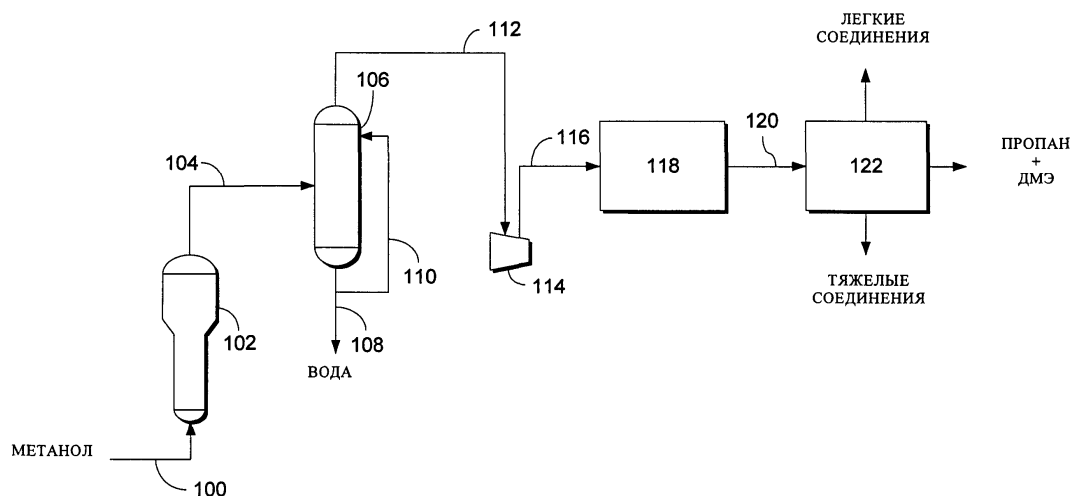
11. Способ по одному из предыдущих пунктов, включающий последующую полимеризацию выделенного пропилена с получением полипропилена.

12. Способ по п.4, далее включающий отделение бутилена и более высококипящих соединений от пропилена.

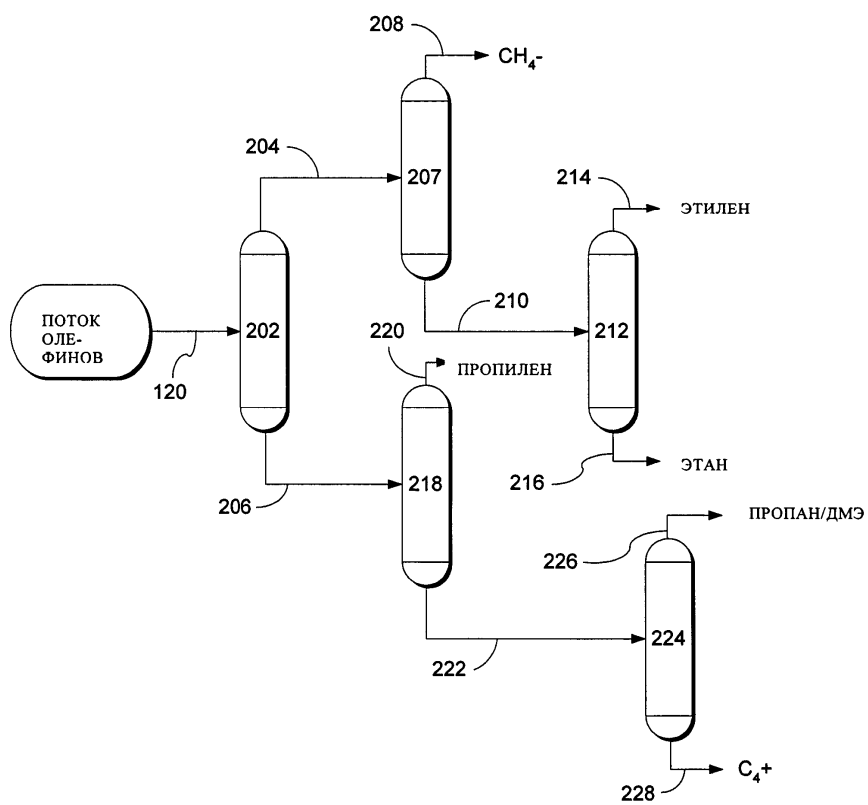
13. Способ по п.12, включающий превращение выделенного бутилена в альдегиды, кислоты, спирты, сложные эфиры, получаемые из монокарбоновых C_5 - C_{13} кислот и одноатомных C_5 - C_{13} спиртов, или линейные альфа-олефины.

14. Способ по одному из предыдущих пунктов, в котором поток олефинов дополнительно включает этилен, и этот высушенный поток олефинов перегоняют для отделения диметилового эфира и пропана от этилена и пропилена.

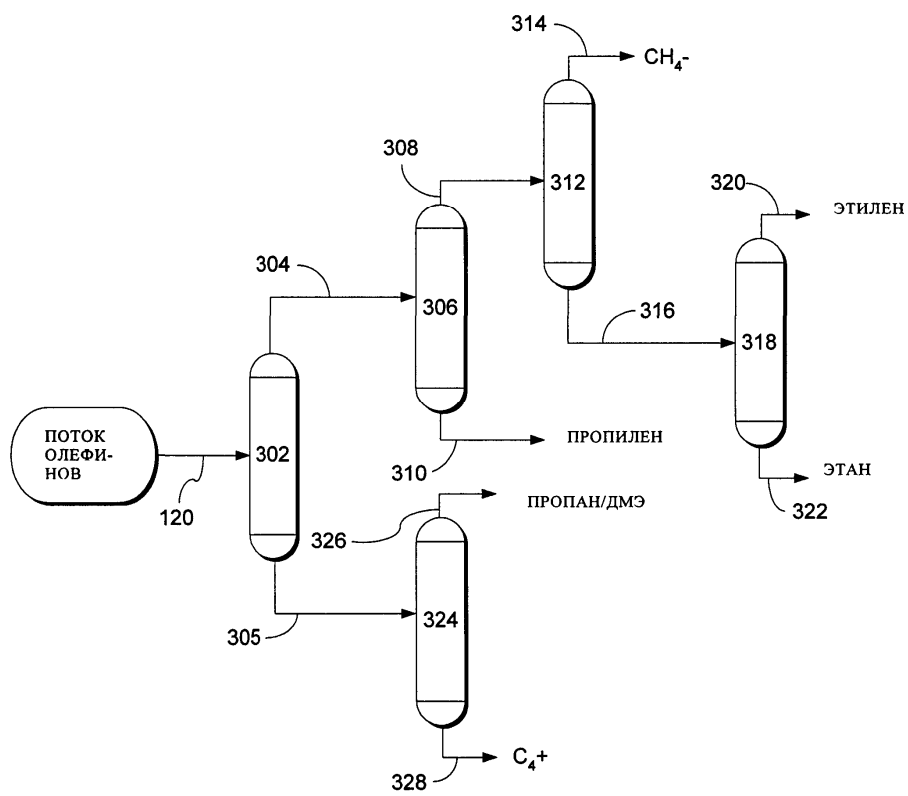
15. Способ по п.14, включающий последующую полимеризацию выделенного этилена.



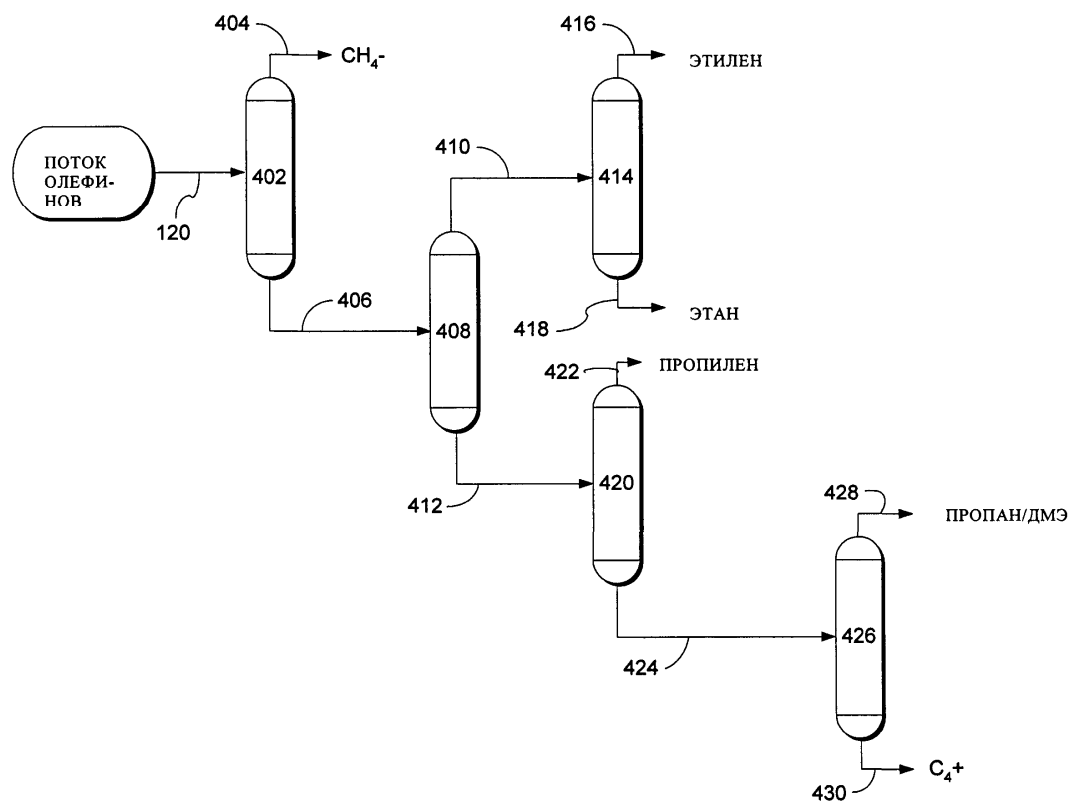
Фиг. 1



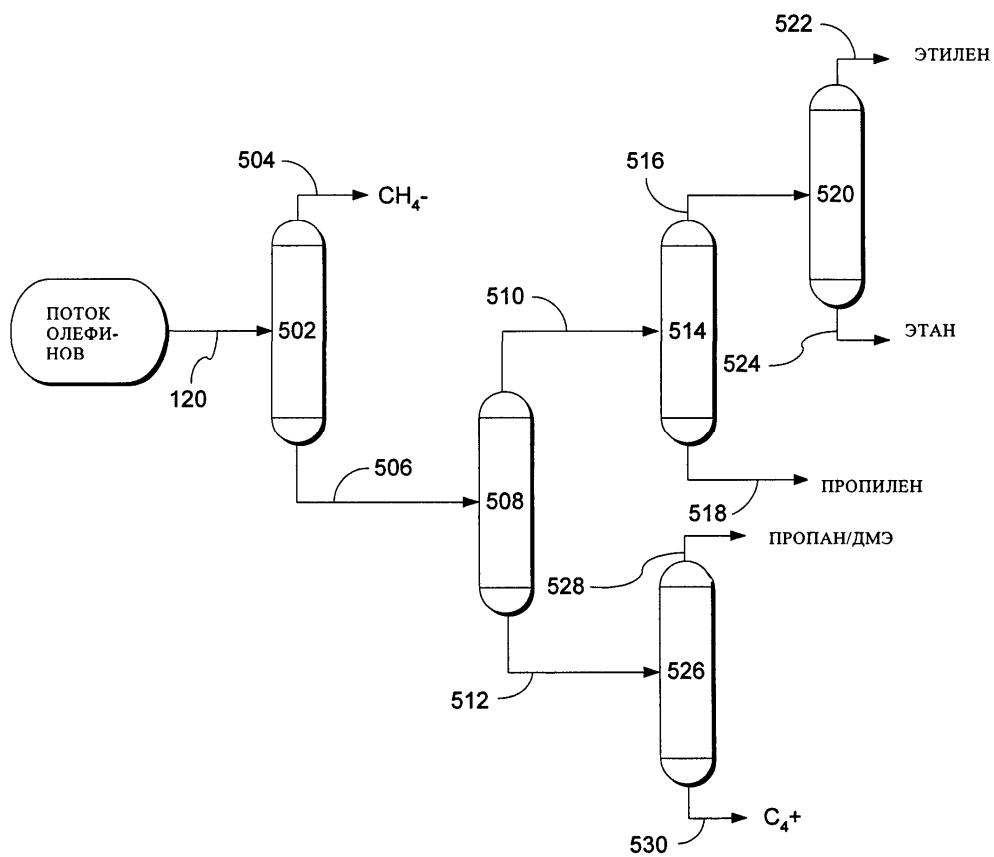
Фиг. 2



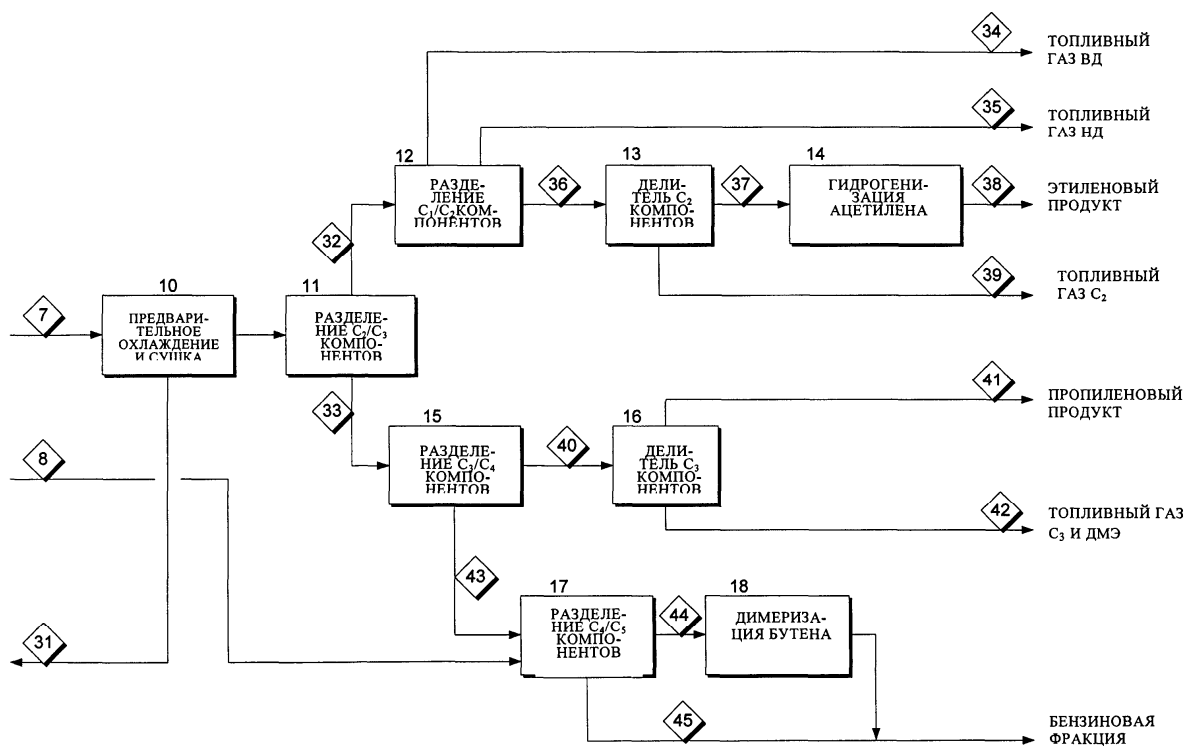
Фиг. 3



Фиг. 4



Фиг. 5



Фиг. 6



Евразийская патентная организация, ЕАПВ

Россия, 109012, Москва, Малый Черкасский пер., 2/6