

(19)



**Евразийское  
патентное  
ведомство**

(11) **040909**

(13) **B1**

(12) **ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ**

(45) Дата публикации и выдачи патента  
**2022.08.15**

(51) Int. Cl. **C07C 5/48 (2006.01)**  
**C07C 11/04 (2006.01)**

(21) Номер заявки  
**202092429**

(22) Дата подачи заявки  
**2019.04.04**

---

(54) **СПОСОБ ПРОИЗВОДСТВА ЭТИЛЕНОКСИДА**

---

(31) **18166282.6**

(56) **WO-A1-2017046315**  
**WO-A1-2012101069**

(32) **2018.04.09**

(33) **EP**

(43) **2021.01.20**

(86) **PCT/EP2019/058446**

(87) **WO 2019/197249 2019.10.17**

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:  
**ШЕЛЛ ИНТЕРНЭШНЛ РИСЕРЧ**  
**МААТСХАППИЙ Б.В. (NL)**

(72) Изобретатель:  
**Ван Россум Гус, Эспосито Кассибба**  
**Ивана Даниела, Схонебек Рональд**  
**Ян, Бос Алоэйснус Николаас Рене,**  
**Схют Петер Александер, Калво Лаура**  
**Мариел (NL)**

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

---

(57) Изобретение относится к способу производства этиленоксида, включающему следующие этапы: (a) получение этилена путем создания условий оксидегидрирования для потока, содержащего этан, в результате чего формируется поток, содержащий этилен, этан, воду и уксусную кислоту; (b) разделение по меньшей мере части потока, полученного на этапе (a), на поток, содержащий этилен и этан, и поток, содержащий воду и уксусную кислоту; (c) получение этиленоксида путем создания условий для окисления этилена и этана из потока, содержащего этилен и этан, полученного на этапе (b), в результате чего получают поток, содержащий этиленоксид, этилен, этан и воду; (d) разделение по меньшей мере части потока, полученного на этапе (c), на поток, содержащий этилен и этан, и поток, содержащий этиленоксид и воду; (e) возвращение этилена и этана из потока, содержащего этилен и этан, полученного на этапе (d), на этап (a), причем диоксид углерода образуется на этапах (a) и (c), и его удаляют на дополнительном этапе между этапами (b) и (c) и/или между этапами (d) и (e).

---

**040909**  
**B1**

**040909**  
**B1**

### Область изобретения

Изобретение относится к способу производства этиленоксида.

#### Уровень техники

Этиленоксид используется в качестве промежуточного химического вещества, главным образом для производства этиленгликолей, но также и для производства этоксилатов, этаноламинов, растворителей и гликолевых эфиров. Его можно получить прямым окислением этилена. Известно несколько способов получения исходного этиленового материала. Например, известен метод получения этилена путем окислительного дегидрирования (оксидегидрирования; ODH) этана. Общее в упомянутых процессах ODH этана и производства этиленоксида заключается в том, что в обоих используется кислород.

В WO 2012101069 раскрыт способ, в котором вышеупомянутые процессы ODH этана и производства этиленоксида объединены. В WO 2012101069 раскрыт способ получения этиленоксида, включающий следующие этапы: получение этилена путем создания условий для оксидегидрирования потока, содержащего этан, в результате чего формируется поток, содержащий этилен и непрореагировавший этан; получение этиленоксида путем создания условий для окисления этилена и непрореагировавшего этана из потока, содержащего этилен и непрореагировавший этан, в результате чего формируется поток, содержащий этиленоксид, непрореагировавший этилен и непрореагировавший этан; и извлечение этиленоксида из потока, содержащего этиленоксид, непрореагировавший этилен и непрореагировавший этан.

Кроме того, в конкретном варианте реализации WO 2012101069, поток, содержащий непрореагировавший этилен и непрореагировавший этан, отделяют от вышеупомянутого потока, содержащего этиленоксид, непрореагировавший этилен и непрореагировавший этан, затем поток, содержащий непрореагировавший этилен и непрореагировавший этан, разделяют на поток, содержащий непрореагировавший этилен, который возвращают на этап получения этиленоксида, и поток, содержащий непрореагировавший этан, который возвращают на этап получения этилена. Таким образом, в указанном варианте реализации WO 2012101069, непрореагировавший этилен возвращают на этап получения этиленоксида, а непрореагировавший этан возвращают на этап ODH этана.

Вышеупомянутый вариант реализации проиллюстрирован на фиг. 3 в WO 2012101069. На указанной фиг. 3, поток 11, содержащий непрореагировавшие этилен и этан, разделен на два подпотока 11a и 11b. Подпоток 11a возвращают в установку 5 производства этиленоксида. Подпоток 11b подают в установку 12 разделения этилен/этан. Поток 13, содержащий непрореагировавший этилен, и поток 14, содержащий непрореагировавший этан, возвращают в установку 5 производства этиленоксида и установку 2 производства этилена соответственно. Кроме того, как описано в WO 2012101069, в установке 12 разделения этилен/этан может быть отделен третий поток, а именно поток отвода (продувки) из верхней части, содержащий неконденсирующиеся компоненты, такие как кислород и/или аргон.

Целью настоящего изобретения является создание упрощенного интегрированного способа производства этиленоксида из этана, включающего ODH этана с последующим окислением этилена, причем этот способ может быть технически целесообразным, эффективным и недорогим процессом. Такой технически целесообразный процесс предпочтительно обеспечит более низкое потребление энергии и/или меньшие капитальные затраты.

#### Сущность изобретения

Неожиданно было обнаружено, что вышеупомянутая цель может быть достигнута с помощью интегрированного процесса, объединяющего этап ODH этана и последующий этап производства этиленоксида, при этом как этилен, так и этан из потока, содержащего этиленоксид, этилен, этан и воду, полученного на этапе получения этиленоксида, возвращают на этап ODH этана. Например, было обнаружено, что с помощью настоящего полностью интегрированного процесса могут быть уменьшены риски, связанные с использованием окислителя (например, кислорода), который требуется как на этапе ODH этана, так и на этапе получения этиленоксида. Для дальнейшего объяснения и обсуждения других преимуществ следует обратиться к приведенному ниже разделу "Преимущества настоящего изобретения".

Соответственно, настоящее изобретение относится к способу производства этиленоксида, включающему следующие этапы:

(a) получение этилена путем создания условий для оксидегидрирования потока, содержащего этан, в результате чего формируется поток, содержащий этилен, этан, воду и уксусную кислоту;

(b) разделение по меньшей мере части потока, полученного на этапе (a), на поток, содержащий этилен и этан, и поток, содержащий воду и уксусную кислоту;

(c) получение этиленоксида путем создания условий для окисления этилена и этана из потока, содержащего этилен и этан, полученного на этапе (b), в результате чего получают поток, содержащий этиленоксид, этилен, этан и воду;

(d) разделение по меньшей мере части потока, полученного на этапе (c), на поток, содержащий этилен и этан, и поток, содержащий этиленоксид и воду;

(e) возвращение на этап (a) этилена и этана из потока, содержащего этилен и этан, полученного на этапе (d),

причем на этапах (a) и (c) образуется диоксид углерода, который удаляют на дополнительном этапе между этапами (b) и (c) и/или между этапами (d) и (e).

Кроме того, настоящее изобретение относится к способу производства моноэтиленгликоля, в котором по меньшей мере часть этиленоксида, полученного в вышеупомянутом процессе, превращается в моноэтиленгликоль.

### Краткое описание графических материалов

На фигуре проиллюстрирован вариант реализации изобретения.

### Подробное описание изобретения

Способ по изобретению включает этапы (а)-(е). Указанный способ может включать один или несколько промежуточных этапов между этапами (а) и (b), между этапами (b) и (с), между этапами (с) и (d) и между этапами (d) и (е). Кроме того, указанный способ может включать один или несколько дополнительных этапов, предшествующих этапу (а) и/или следующих за этапом (е).

Хотя способ по настоящему изобретению и композиция или поток, используемые в указанном способе, описаны в терминах "содержащий", "имеющий в своем составе" или "включающий" один или несколько различных описанных этапов и компонентов, соответственно, они также могут "состоять по существу из" или "состоять из" указанных одного или нескольких различных описанных этапов и компонентов, соответственно.

В контексте настоящего изобретения, в случае, когда композиция или поток содержит два или более компонентов, эти компоненты должны выбираться так, чтобы их общее количество не превышало 100 об.% или 100 мас.%.

В настоящем описании принято, что выражение "по существу отсутствует" означает, что в композиции или потоке отсутствует поддающееся обнаружению количество рассматриваемого компонента.

Кроме того, в настоящем описании принято, что термин "свежий этан" относится к этану, который не содержит непрореагировавший этан. В настоящем описании принято, что термин "непрореагировавший этан" относится к этану, который находился в условиях окислительного дегидрирования на этапе (а) способа по настоящему изобретению, но не был преобразован. Кроме того, в настоящем описании принято, что термин "непрореагировавший этилен" относится к этилену, который находился в условиях окисления на этапе (с) способа по настоящему изобретению, но не был преобразован.

Этап (а).

Этап (а) способа по настоящему изобретению включает производство этилена путем создания условий для окислительного дегидрирования потока, содержащего этан, в результате чего получается поток, содержащий этилен, этан, воду и уксусную кислоту. Этот этап также называется этапом ODH этана. Поскольку на этапе (е) настоящего способа этилен и этан возвращают на этап (а), то на этапе (а) поток, содержащий этилен и этан, подвергается условиям окислительного дегидрирования, в результате чего получается поток, содержащий этилен, этан, воду и уксусную кислоту. Этап (а) может включать приведение в контакт потока, содержащего этилен и этан, с кислородом (O<sub>2</sub>). Кроме того, указанное приведение в контакт можно проводить в присутствии катализатора, содержащего смешанный оксид металла. Такой катализатор дополнительно описан ниже.

На этапе (а) ODH этана, этилен получают окислительным дегидрированием этана. На этапе (а) часть этилена, образующегося на этапе (а), и этилена, возвращаемого на этапе (е) на этап (а), окисляется до уксусной кислоты. На этапе (а) этилен также можно дегидрировать до ацетилен (этина). Этан можно также напрямую превращать в уксусную кислоту или ацетилен. На этапе (а) образуются диоксид углерода (CO<sub>2</sub>) и окись углерода (CO), например, в результате сгорания этана и/или этилена, и/или уксусной кислоты, и/или ацетилен.

На этапе (а) ODH этана, в реактор могут подаваться этан, этилен и кислород (O<sub>2</sub>). Указанные компоненты можно подавать в реактор вместе или по отдельности. Другими словами, в реактор можно подавать один или несколько потоков исходного материала, предпочтительно газовых потоков, содержащих один или несколько из указанных компонентов. Например, в реактор можно подавать один сырьевой поток, содержащий кислород, этан и этилен. Альтернативно, в реактор можно подавать два или более сырьевых потоков, предпочтительно газовых потоков, при этом потоки исходного материала могут формировать объединенный поток внутри реактора. Например, один сырьевой поток, содержащий кислород, другой сырьевой поток, содержащий свежий этан, и еще один сырьевой поток, содержащий непрореагировавший этан и непрореагировавший этилен, причем последний из них на этапе (е) возвращен на этап (а) настоящего способа, можно подавать в реактор отдельно. На этапе (а) ODH этана, этан, этилен и кислород обычно подают в реактор в газовой фазе.

В настоящем изобретении массовое отношение этилена к этану при подаче на этап (а) ODH этана может находиться в диапазоне от 0,1:1 до 2:1, предпочтительно от 0,2:1 до 1,5:1, более предпочтительно от 0,3:1 до 1,3:1. При определении указанного массового соотношения предполагается следующее: а) указанный этилен включает непрореагировавший этилен, который на этапе (е) возвращают на этап (а); и б) указанный этан включает свежий этан, который подают на этап (а), и непрореагировавший этан, который на этапе (е) возвращают на этап (а). Указанный свежий этан и указанные непрореагировавший этан и непрореагировавший этилен (т.е. рециркулируемые этан и этилен) можно подавать в реактор, используемый на этапе (а), через один и тот же вход или через два разных входа. Указанное массовое соотношение может составлять по меньшей мере 0,1:1, предпочтительно по меньшей мере 0,2:1, более предпоч-

тительно по меньшей мере 0,3:1, более предпочтительно по меньшей мере 0,4:1, более предпочтительно по меньшей мере 0,5:1, более предпочтительно по меньшей мере 0,6:1. Кроме того, указанное массовое соотношение может составлять не более 2:1, предпочтительно не более 1,8:1, более предпочтительно не более 1,6:1, более предпочтительно не более 1,5:1, более предпочтительно не более 1,3:1, более предпочтительно не более 1,1:1, более предпочтительно не более 1:1, более предпочтительно не более 0,9:1.

Конверсия этана на этапе (а) может варьироваться в широких пределах и может находиться в диапазоне от 10 до 70%, обычно от 15 до 60%.

Предпочтительно, на этапе (а) ODH этана, т.е. в течение контакта этилена и этана с кислородом в присутствии катализатора, температура составляет от 300 до 500°C. Более предпочтительно, указанная температура составляет от 310 до 450°C, более предпочтительно от 320 до 420°C, наиболее предпочтительно от 330 до 420°C.

Кроме того, на этапе (а) ODH этана, т.е. в течение контакта этилена и этана с кислородом в присутствии катализатора, типичные давления составляют 1,1-30, или 1,1-20, или 1,1-15 бар абс. (т.е. "бар абсолютного давления"). В настоящем изобретении указанное давление, предпочтительно, выше 10 бар абс, более предпочтительно составляет от 10 до 20 бар абс, наиболее предпочтительно составляет от 11 до 18 бар абс. Указанное давление относится к общему давлению.

На этап (а) ODH этана могут подаваться один или несколько разбавителей, выбранных из группы, состоящей из инертных газов, азота (N<sub>2</sub>), пара (H<sub>2</sub>O) и метана, предпочтительно пара и/или метана, наиболее предпочтительно метана. Некоторое количество азота и/или инертных газов можно подавать на этап (а) в качестве примеси в кислороде, подаваемом на этап (а). В таком случае они действуют как (дополнительные) разбавители. В случае подачи водяного пара в качестве разбавителя, его можно подавать способом, раскрытым в WO 2017198762, содержание которого включено в данный документ посредством ссылки. Использование метана в качестве разбавителя (в описании также называемого "балластным газом") как на этапе (а), так и на этапе (b) настоящего способа, дополнительно описано ниже.

Кислород, подаваемый на этап (а) ODH этана, является окислителем. Указанный кислород может происходить из любого источника, такого как, например, воздух. Молярное отношение кислорода к этилену и этану обычно составляет от 0,01 до 1,1, более предпочтительно от 0,01 до 1, более предпочтительно от 0,05 до 0,8, более предпочтительно от 0,05 до 0,7, более предпочтительно от 0,1 до 0,6, более предпочтительно от 0,2 до 0,55, наиболее предпочтительно от 0,25 до 0,5. Указанное отношение кислорода к этилену и этану представляет собой соотношение до того, как кислород, этилен и этан вступят в контакт с катализатором. Другими словами, указанное отношение кислорода к этилену и этану представляет собой отношение кислорода при подаче к этилену и этану при подаче. Очевидно, что после контакта с катализатором расходуется по меньшей мере часть кислорода, этилена и этана. Кроме того, указанный "этан" в указанном молярном отношении кислорода к этилену и этану включает как свежий этан, так и рециркулированный (непрореагировавший) этан.

Предпочтительно, в качестве окислителя на этапе (а) способа по настоящему изобретению используется чистый или по существу чистый кислород (O<sub>2</sub>). В настоящем описании под "чистым или по существу чистым кислородом" подразумевается кислород, который может содержать относительно небольшое количество одного или нескольких загрязнителей, включая, например, азот (N<sub>2</sub>) и/или аргон, причем это количество может составлять максимум 1 об.%, предпочтительно максимум 7000 частей на миллион по объему (ppmv), более предпочтительно максимум 5000 ppmv, более предпочтительно максимум 3000 ppmv, более предпочтительно максимум 1000 ppmv, более предпочтительно максимум 500 ppmv, более предпочтительно максимум 300 ppmv, более предпочтительно максимум 200 ppmv, более предпочтительно максимум 100 ppmv, более предпочтительно максимум 50 ppmv, более предпочтительно максимум 30 ppmv, наиболее предпочтительно максимум 10 ppmv.

Этап (а) может осуществляться в присутствии катализатора ODH этана, предпочтительно в присутствии катализатора, содержащего смешанный оксид металла. Предпочтительно, катализатор ODH представляет собой гетерогенный катализатор. Кроме того, предпочтительно, катализатор ODH представляет собой катализатор из смешанных оксидов металлов, содержащий в качестве металлов молибден, ванадий, ниобий и, необязательно, теллур, причем катализатор может иметь следующую формулу:



где a, b, c и n представляют собой отношение молярного количества рассматриваемого элемента к молярному количеству молибдена (Mo);

a (для V) составляет от 0,01 до 1, предпочтительно от 0,05 до 0,60, более предпочтительно от 0,10 до 0,40, более предпочтительно от 0,20 до 0,35, наиболее предпочтительно от 0,25 до 0,30;

b (для Te) равно 0 или составляет от >0 до 1, предпочтительно от 0,01 до 0,40, более предпочтительно от 0,05 до 0,30, более предпочтительно от 0,05 до 0,20, наиболее предпочтительно от 0,09 до 0,15;

c (для Nb) составляет от >0 до 1, предпочтительно от 0,01 до 0,40, более предпочтительно от 0,05 до 0,30, более предпочтительно от 0,10 до 0,25, наиболее предпочтительно от 0,14 до 0,20; и

n (для O) представляет собой число, которое определяется валентностью и частотой появления других элементов, отличных от кислорода.

Количество катализатора на этапе (а) ODH этана не является существенным. Предпочтительно, ис-

пользуется каталитически эффективное количество катализатора, т.е. количество, достаточное для промотирования желаемой реакции (реакций).

Реактор ОDH, который можно использовать на этапе (а) ОDH этана, может быть любым реактором, включая реакторы с неподвижным слоем и реакторы с псевдооживленным слоем. Подходящим реактором является реактор с неподвижным слоем.

Примеры процессов оксидегидрирования, включая катализаторы и условия процесса, раскрыты, например, в вышеупомянутых US 7091377, WO 2003064035, US 20040147393, WO 2010096909 и US 20100256432, содержание которых включено в данный документ посредством ссылки.

Этап (b).

Этап (b) настоящего способа включает разделение по меньшей мере части потока, полученного на этапе (а), на поток, содержащий этилен и этан, и поток, содержащий воду и уксусную кислоту.

Этап (b) может осуществляться конденсацией. Вода и уксусная кислота в потоке, полученном на этапе (а), могут быть конденсированы путем охлаждения указанного потока до более низкой температуры, например комнатной температуры, после чего конденсированные вода и уксусная кислота могут быть отделены, в результате чего образуется жидкий поток, содержащий конденсированные воду и уксусную кислоту. Для содействия удалению уксусной кислоты, в течение или после этапа (b) может быть добавлено дополнительное количество воды.

На этапе (b) температура может составлять от 10 до 150°C, например от 20 до 80°C. Предпочтительно на указанном этапе (b) температура составляет по меньшей мере 10°C или по меньшей мере 20°C, или по меньшей мере 30°C. Кроме того, предпочтительно, на указанном этапе (b) температура составляет максимум 150°C, или максимум 120°C, или максимум 100°C, или максимум 80°C, или максимум 60°C.

Кроме того, на этапе (b) типичное давление составляет 1,1-30 или 1,1-20 бар абс (т.е. "бар абсолютного давления"). Кроме того, предпочтительно, указанное давление составляет от 1 до 18 бар абс, более предпочтительно, от 3 до 16 бар абс, наиболее предпочтительно, от 5 до 15 бар абс. Указанное давление относится к общему давлению.

Таким образом, на этапе (b) формируется поток, содержащий этилен и этан, и поток, содержащий воду и уксусную кислоту. Последний поток может представлять собой жидкий поток, содержащий конденсированные воду и уксусную кислоту.

Этап (c).

Этап (c) способа по настоящему изобретению включает получение этиленоксида путем создания условий для окисления этилена и этана из потока, содержащего этилен и этан, полученного на этапе (b) или на описанном ниже дополнительном этапе удаления диоксида углерода, который осуществляют между этапами (b) и (c), в результате чего получают поток, содержащий этиленоксид, этилен, этан и воду. Предпочтительно, по меньшей мере часть указанного потока подают на этап (c). Предпочтительно, чтобы этилен и этан из указанного потока не отделялись друг от друга перед подачей на этап (c). Кроме того, предпочтительно, чтобы указанный поток полностью подавался на этап (c).

Кроме того, на этапе (c) настоящего способа этилен и этан из потока, содержащего этилен и этан, который формируется на этапе (d) или на описанном ниже дополнительном этапе удаления диоксида углерода между этапами (d) и (e), могут находиться в условиях окисления. Это дополнительно описано ниже в разделе "Этап (e)".

Этап (c) получения этиленоксида может включать приведение этилена и этана в контакт с кислородом (O<sub>2</sub>). Указанный кислород, подаваемый на этап (c), является окислителем и может быть в виде кислорода высокой чистоты, предпочтительно, с чистотой более 90%, предпочтительно, более 95%, более предпочтительно, более 99% и наиболее предпочтительно, более 99,4%. Подходящие реакционные давления на этапе (c) получения этиленоксида составляют 1,1-30 бар, более предпочтительно, 3-25 бар, наиболее предпочтительно, 5-20 бар. Подходящие температуры реакции на указанной этапе составляют 100-400°C, более предпочтительно, 200-300°C.

В настоящем изобретении массовое отношение этилена к этану, которые подают на этап (c) получения этиленоксида, может находиться в диапазоне от 0,1 до 10, предпочтительно от 0,3 до 8, более предпочтительно, от 0,5 до 6. Указанное массовое соотношение может составлять по меньшей мере 0,1, предпочтительно по меньшей мере 0,3, более предпочтительно по меньшей мере 0,5, более предпочтительно по меньшей мере 0,7, более предпочтительно по меньшей мере 1,0. Кроме того, указанное массовое соотношение может составлять максимум 10, предпочтительно максимум 8, более предпочтительно максимум 6, более предпочтительно максимум 5, более предпочтительно максимум 4.

Кроме того, предпочтительно, чтобы указанное приведение в контакт этилена и этана с кислородом на этапе (c) осуществлялось в присутствии катализатора, предпочтительно катализатора, содержащего серебро. Типичный реактор для этапа производства этиленоксида состоит из набора трубок, заполненных катализатором. Трубы реактора могут быть окружены охлаждающим агентом, который отводит теплоту реакции и дает возможность регулировать температуру.

В случае использования на этапе (c) получения оксида этилена серебрясодержащего катализатора серебро в серебрясодержащем катализаторе предпочтительно находится в виде оксида серебра. Предпочтительным является катализатор, содержащий частицы, в которых серебро нанесено на носитель.

Подходящие материалы носителя включают тугоплавкие материалы, такие как оксид алюминия, оксид магния, диоксид циркония, диоксид кремния и их смеси. Катализатор может также содержать промоторный компонент, например рений, вольфрам, молибден, хром, нитрат- или нитритобразующие соединения и их комбинации. Предпочтительно, катализатор представляет собой гранулированный катализатор, например в виде неподвижного слоя катализатора, или порошковый катализатор, например, в виде псевдоожиженного слоя катализатора.

Как описано в данном документе, природа катализатора окисления этилена, если таковой присутствует, не является существенной с точки зрения получения преимуществ настоящего изобретения. Количество катализатора окисления этилена не имеет значения. Если катализатор используется, предпочтительно использовать каталитически эффективное его количество, т.е. количество, достаточное для ускорения реакции окисления этилена. Хотя конкретное количество катализатора не является критическим для изобретения, можно отдать предпочтение использованию катализатора в таком количестве, чтобы часовая объемная скорость газа (GHSV) составляла от 100 до 50000 ч<sup>-1</sup>, предпочтительно от 500 до 20000 ч<sup>-1</sup>, более предпочтительно от 1000 до 10000 ч<sup>-1</sup>, наиболее предпочтительно от 2000 до 4000 ч<sup>-1</sup>.

В настоящем описании "GHSV", или часовая объемная скорость газа, представляет собой единичный объем газа при нормальных температуре и давлении (0°C, 1 атмосфера, т.е. 101,3 кПа), проходящий через единичный объем катализатора за час.

Примеры процессов окисления этилена, включая катализаторы и другие условия процесса, раскрыты, например, в US 20090281345 и GB 1314613, содержание которых включено в данный документ посредством ссылки. Все эти процессы окисления этилена пригодны для осуществления этапа (с) окисления этилена в способе по настоящему изобретению.

Обычно в процессе производства этиленоксида добавляют балластный газ (в настоящем описании также именуемый "разбавителем"). Для окисления этилена требуется окислитель, например кислород высокой чистоты. Поскольку требуется окислитель, важно контролировать безопасное функционирование реакционной смеси. В качестве такого балластного газа можно использовать азот, аргон, метан или этан. Таким образом, одна из функций балластного газа состоит в контроле этого безопасного функционирования.

В настоящем изобретении как этилен, так и этан из потока, содержащего этилен и этан, полученного на этапе (b), подают на этап (с) получения этиленоксида. Таким образом, в способе по настоящему изобретению в качестве балластного газа на этапе (с) окисления этилена может преимущественно использоваться непрореагировавший этан, поступающий с этапа (a) ОDH этана, так что использование дополнительного балластного газа не требуется или требуется меньшее его количество. В результате, процесс окисления этилена оказывается проще и эффективнее, чем в случае неинтегрированного процесса. Если количество этана в потоке, полученном на этапе (b), недостаточно, на этап (с) можно подавать один или несколько дополнительных газов, выбранных из группы, состоящей из азота, метана и этана. Предпочтительно, чтобы в качестве дополнительного балластного газа подавался метан. Использование метана в качестве разбавителя (в настоящем описании также называемого "балластным газом") как на этапе (a), так и на этапе (b) настоящего способа, дополнительно описано ниже.

Количество этилена, подаваемого на этап (с) получения этиленоксида, может составлять от 1 до 50 мас.%, предпочтительно от 3 до 30 мас.%, более предпочтительно от 4 до 20 мас.%, наиболее предпочтительно от 5 до 15 мас.%, в расчете на общую массу сырья, подаваемого на этап (с). Количество этана, подаваемого на этап (с) производства этиленоксида, может составлять от 1 до 50 мас.%, предпочтительно от 1 до 30 мас.%, более предпочтительно от 2 до 25 мас.%, наиболее предпочтительно от 3 до 20 мас.% в расчете на общую массу сырья, подаваемого на этап (с).

В способе по настоящему изобретению, для регулирования характеристик катализатора на этапе получения этиленоксида может подаваться замедлитель, например, хлоруглеводород, такой как монохлорэтан (этилхлорид), винилхлорид или дихлорэтан. Наиболее подходящим является использование этилхлорида.

Замедлители, которые могут быть предпочтительно использованы на этапе получения этиленоксида в способе по настоящему изобретению, также раскрыты в вышеупомянутом GB 1314613, содержание которого включено в данный документ посредством ссылки. В GB 1314613 раскрыто использование в производстве этиленоксида из этилена ингибитора (т.е. замедлителя), выбранного из этилендихлорида, винилхлорида, дихлорбензола, монохлорбензола, дихлорметана и хлорированных фенолов, хлорированных бифенолов и хлорированных полифенолов.

Как описано в данном документе, природа замедлителя, если таковой имеется, не является существенной с точки зрения получения преимуществ настоящего изобретения. Количество такого замедлителя в реакционной смеси может составлять от 1 части на миллион по объему (ppmv) до 2 об.%, предпочтительно от 1 до 1000 ppmv. Минимальное количество замедлителя в реакционной смеси может составлять 0,1, 0,2, 0,5, 1, 2, 5, 10 или 50 ppmv. Максимальное количество замедлителя в реакционной смеси может составлять 2, 1 об.%, 1000, 800, 600, 400, 200 или 150 ppmv.

Подходящий диапазон количества замедлителя для упомянутой выше группы конкретных ингибиторов (т.е. замедлителей), который можно использовать на этапе производства этиленоксида в способе

по настоящему изобретению, также раскрыт в упомянутом выше GB 1314613, содержание которого включено в данный документ посредством ссылки.

Преимущественно, нет необходимости удалять любой монооксид углерода и/или любой ацетилен, присутствующие в сырье, подаваемом на этап (с). На этапе (с) окисления этилена монооксид углерода может быть окислен до диоксида углерода, который, в свою очередь, может быть удален в соответствии с настоящим изобретением, как дополнительно описано ниже. Аналогичным образом, на указанном этапе (с) ацетилен может быть окислен до диоксида углерода. Например, количество ацетилена в сырье, подаваемом на этап (с), может составлять до включительно 1000 ppmv, предпочтительно максимум 500 ppmv, более предпочтительно максимум 200 ppmv, в расчете на общую массу подаваемого сырья. Следовательно, преимущественно, поскольку нет необходимости удалять какой-либо монооксид углерода и/или любой ацетилен, в способе по настоящему изобретению дополнительный реактор очистки газа может быть исключен.

Альтернативно, по меньшей мере часть сырья, подаваемого на этап (с), или по меньшей мере часть сырья, подаваемого на описанный ниже дополнительный этап удаления диоксида углерода, который осуществляется между этапами (b) и (с), можно подвергать обработке, в результате которой монооксид углерода и/или ацетилен окисляется до диоксида углерода. Предпочтительно, указанное окисление проводят в присутствии катализатора окисления, предпочтительно, катализатора окисления, который содержит переходный металл. Предпочтительно, указанный катализатор окисления содержит один или несколько металлов, выбранных из группы, состоящей из никеля, меди, цинка, палладия, серебра, платины, золота, железа, марганца, церия, олова, рутения и хрома. Кроме того, предпочтительно, указанный катализатор окисления содержит медь и/или платину, предпочтительно, медь или платину, более предпочтительно медь. Температура во время указанной окислительной обработки может составлять от 50 до 500°C, например от 100 до 400°C. Предпочтительно, указанная температура находится в диапазоне от 100 до 400°C, более предпочтительно от 150 до 300°C, наиболее предпочтительно от 200 до 260°C.

Вышеупомянутая окислительная обработка может осуществляться в отдельном реакторе перед этапом (с) или на описанном ниже дополнительном этапе удаления диоксида углерода между этапами (b) и (с). В качестве альтернативы, указанная обработка может быть проведена внутри реактора, используемого на этапе (с), а именно, в его начальной секции, тогда как собственно этап (с) осуществляется в следующей секции того же указанного реактора.

Этап (d).

Этап (d) настоящего способа включает разделение по меньшей мере части потока, содержащего этиленоксид, этилен, этан и воду, полученного на этапе (с), на поток, содержащий этилен и этан, и поток, содержащий этиленоксид и воду.

Этиленоксид может быть легко извлечен из потока, полученного на этапе (с), по известным специалистам. Этап (b) может быть осуществлен таким же образом, как этап (b), как описано выше, например путем конденсации, принимая во внимание отличающуюся температуру кипения этиленоксида, извлекаемого на этапе (d). Предпочтения и варианты реализации, описанные для этапа (b), также применимы к этапу (d).

Необязательными компонентами, которые также могут присутствовать в потоке, включающем этиленоксид, этилен, этан и воду, полученном на этапе (с), который также включает диоксид углерода, являются: дополнительный балластный газ, замедлитель и непрореагировавший кислород (O<sub>2</sub>). Диоксид углерода образуется на этапе (с), на котором также могут использоваться дополнительный балластный газ и замедлитель, как описано выше. Кроме того, на этапе (с) в качестве окислителя может использоваться кислород. В этом случае, на этапе (d) формируется поток, содержащий этилен, этан, диоксид углерода, необязательно, дополнительный балластный газ, необязательно, замедлитель и, необязательно, кислород, и поток, содержащий этиленоксид и воду.

Этап (e).

В способе по настоящему изобретению этап (e) включает возвращение на этап (a) этилена и этана из потока, содержащего этилен и этан, полученного на этапе (d) или на описанном ниже дополнительном этапе удаления диоксида углерода между этапами (d) и (e). В способе по настоящему изобретению предпочтительно, чтобы этилен из указанного потока не возвращался непосредственно на этап (с) или на упомянутый ниже дополнительный этап удаления диоксида углерода между этапами (b) и (с), а рециркулировался только косвенно, через этап (a). Соответственно, по меньшей мере часть указанного потока возвращается на этап (a). Предпочтительно, чтобы этилен и этан из указанного потока не отделялись друг от друга перед возвращением на этап (a). Кроме того, предпочтительно, чтобы указанный поток полностью возвращался на этап (a).

Кроме того, в способе по настоящему изобретению этилен и этан из потока, содержащего этилен и этан, полученного на этапе (d) или на описанном ниже дополнительном этапе удаления диоксида углерода между этапами (d) и (e), могут быть возвращены на этап (с) или на указанный ниже дополнительный этап удаления диоксида углерода между этапами (b) и (с).

В случае отсутствия дополнительного этапа удаления диоксида углерода между этапами (b) и (с), на этап (с) можно возвращать этилен и этан из потока, содержащего этилен и этан, полученного на этапе

дополнительного удаления диоксида углерода между этапами (d) и (e). В указанном случае, часть указанного потока возвращают на этап (c). Кроме того, в указанном случае предпочтительно, чтобы этилен и этан из указанного потока не отделялись друг от друга перед рециркуляцией на этап (c).

В случае отсутствия дополнительного этапа удаления диоксида углерода между этапами (d) и (e), этилен и этан из потока, содержащего этилен и этан, полученного на этапе (d), могут быть возвращены на дополнительный этап удаления диоксида углерода между этапами (b) и (c) или на этап (c). В этом случае, часть указанного потока возвращают на дополнительный этап удаления диоксида углерода между этапами (b) и (c) или на этап (c). Кроме того, в этом случае предпочтительно, чтобы этилен и этан из указанного потока не отделялись друг от друга перед рециркуляцией на дополнительный этап удаления диоксида углерода между этапами (b) и (c) или на этап (c).

В случае, когда имеется как дополнительный этап удаления диоксида углерода между этапами (b) и (c), так и дополнительный этап удаления диоксида углерода между этапами (d) и (e), этилен и этан из потока, содержащего этилен и этан, полученного на дополнительном этапе удаления диоксида углерода между этапами (d) и (e), могут быть возвращены на этап (c). В этом случае, часть указанного потока возвращают на этап (c). Кроме того, в этом случае предпочтительно, чтобы этилен и этан из указанного потока не отделялись друг от друга перед возвращением на этап (c).

Возвращение части потока, содержащего этилен и этан, полученного на этапе (d) или на описанном ниже дополнительном этапе удаления диоксида углерода между этапами (d) и (e) на этап (c) или на описанный ниже дополнительной этап удаления диоксида углерода между этапами (b) и (c), как описано выше, может осуществляться путем разделения указанного потока на потоки (i) и (ii), при этом поток (i) возвращается на этап (a), а поток (ii) возвращается на этап (c) или на дополнительный этап удаления диоксида углерода между этапами (b) и (c).

При возвращении этилена и этана на этапе (e), как описано выше, в потоке, содержащем этилен и этан, который возвращается на этапе (e), может присутствовать замедлитель, используемый на этапе (c), как описано выше. Количество замедлителя в указанном потоке может варьироваться от 1 части на миллион по объему (ppmv) до 2 об.%, предпочтительно от 1 до 1000 ppmv. Минимальное количество замедлителя в указанном потоке может составлять 0,1, 0,2, 0,5, 1, 2, 5, 10 или 50 ppmv. Максимальное количество замедлителя в указанном потоке может составлять 2, 1 об.%, 1000, 800, 600, 400, 200 или 150 ppmv.

Удаление диоксида углерода.

В настоящем изобретении диоксид углерода образуется на этапе (a) этанового ODH и этапе (c) получения этиленоксида. Кроме того, в настоящем изобретении указанный диоксид углерода удаляют на дополнительном этапе между этапами (b) и (c) и/или между этапами (d) и (e). В настоящем изобретении может быть один этап удаления диоксида углерода, а именно, между этапами (b) и (c) или между этапами (d) и (e). Кроме того, в настоящем изобретении могут быть два этапа удаления диоксида углерода, а именно, между этапами (b) и (c) и между этапами (d) и (e). В настоящем изобретении предпочтительно, чтобы этап удаления диоксида углерода был между этапами (b) и (c). Более предпочтительно, в настоящем изобретении имеется один этап удаления диоксида углерода, и указанный этап находится между этапами (b) и (c). Таким образом, в указанном более предпочтительном случае, отсутствует этап удаления диоксида углерода между этапами (d) и (e).

В случае, когда в настоящем изобретении диоксид углерода удаляют на дополнительном этапе между этапами (b) и (c), поток, полученный на этапе (a), содержит этилен, этан, воду, уксусную кислоту и диоксид углерода, и по меньшей мере часть этого потока разделяется на этапе (b) на поток, содержащий этилен, этан и диоксид углерода, и поток, содержащий воду и уксусную кислоту. Кроме того, указанный дополнительный этап между этапами (b) и (c) включает удаление диоксида углерода по меньшей мере из части потока, содержащего этилен, этан и диоксид углерода, полученного на этапе (b), в результате чего формируется поток, содержащий этилен и этан. Кроме того, на этапе (c) этиленоксид получают из последнего потока, содержащего этилен и этан, создавая условия для окисления этилена и этана.

В варианте реализации ODH этана, как показано на фиг. 3 вышеупомянутой WO 2012101069, диоксид углерода не удаляют между этапами ODH этана и получения этиленоксида, так что диоксид углерода можно направлять на этап получения этиленоксида. По настоящему изобретению на вышеупомянутом дополнительном этапе удаления диоксида углерода между этапами (b) и (c) предпочтительно предотвращают поступление диоксида углерода на этап (c) получения этиленоксида. Хорошо известно, что присутствие диоксида углерода во время производства этиленоксида, которое осуществляется на этапе (c) способа по настоящему изобретению, снижает активность и/или селективность (по отношению к этиленоксиду) катализатора, используемого на этом этапе.

По настоящему изобретению, в случае, когда диоксид углерода удаляют на дополнительном этапе между этапами (d) и (e), поток, полученный на этапе (c), содержит этиленоксид, этилен, этан, воду и диоксид углерода, и по меньшей мере часть этого потока разделяют на этапе (d) на поток, содержащий этилен, этан и диоксид углерода, и поток, содержащий этиленоксид и воду. Кроме того, указанный дополнительный этап между этапами (d) и (e) включает удаление диоксида углерода по меньшей мере из части потока, содержащего этилен, этан и диоксид углерода, полученного на этапе (d), в результате чего получается поток, содержащий этилен и этан. Далее, на этапе (e), этилен и этан из этого потока, содержащего



этилен и этан, возвращают на этап (а).

На вышеупомянутом дополнительном этапе или этапах удаления диоксида углерода, диоксид углерода можно удалять с помощью любой из хорошо известных методик. Подходящим реагентом для удаления диоксида углерода, который можно подавать на такой этап, может быть водный раствор основания, например гидроксида натрия и/или амина. После такого удаления диоксида углерода поток, из которого удален диоксид углерода, может быть высушен для удаления любой остаточной воды перед его подачей на следующий этап.

Метан в качестве разбавителя на этапах (а) и (с).

По настоящему изобретению, наиболее предпочтительно, метан используется в качестве разбавителя как на этапе (а), так и на этапе (с), а метан из потока, полученного на этапе (с), возвращают на этап (а).

В вышеупомянутом случае, способ по настоящему изобретению включает следующие этапы:

(а) получение этилена путем создания условий окислительного дегидрирования для потока, содержащего этан, этилен и метан, в результате чего образуется поток, содержащий этилен, этан, метан, воду и уксусную кислоту;

(b) разделение по меньшей мере части потока, полученного на этапе (а), на поток, содержащий этилен, этан и метан, и поток, содержащий воду и уксусную кислоту;

(с) получение этиленоксида путем создания условий для окисления этилена, этана и метана из потока, содержащего этилен, этан и метан, полученного на этапе (b), в результате чего образуется поток, содержащий этиленоксид, этилен, этан, метан и воду;

(d) разделение по меньшей мере части потока, полученного на этапе (с), на поток, содержащий этилен, этан и метан, и поток, содержащий этиленоксид и воду;

(е) возвращение этилена, этана и метана из потока, содержащего этилен, этан и метан, полученного на этапе (d), на этап (а),

причем на этапах (а) и (с) образуется диоксид углерода, который удаляют на дополнительном этапе между этапами (b) и (с) и/или между этапами (d) и (е).

Кроме того, в вышеупомянутом случае, некоторая часть метана может быть потеряна на этапах разделения (b) и (d) и на этапе (этапах) удаления диоксида углерода. В этом случае, относительное количество метана может поддерживаться постоянным за счет подачи в процесс по настоящему изобретению подпиточного потока, содержащего метан. Такой подпиточный поток можно подавать на этап (а) и/или на этап (с), предпочтительно, на этап (с).

Преимущества изобретения.

Таким образом, в настоящем изобретении предпочтительно вообще нет необходимости отделять этан от этилена перед возвращением на этап (а), поскольку на этап (а) возвращают и этилен, и этан. Напротив, в варианте реализации ОДН этана по описанному выше способу, раскрытому в WO 2012101069, этилен и этан должны быть разделены, чтобы обеспечить прямой возврат этилена на этап окисления этилена, тогда как этан возвращают на этап ОДН этана. Такой дополнительный этап разделения этилена и этана, который успешно устранен в способе по настоящему изобретению, осуществлять неудобно, поскольку для этого требуется устройство для разделения этилен/этан, в котором этилен и этан разделяются посредством криогенной дистилляции, что приводит к высоким энергетическим и капитальным затратам.

Кроме того, в способе по настоящему изобретению, на этапе (е) по меньшей мере часть потока, содержащего этилен, этан, диоксид углерода, необязательно, дополнительный балластный газ, необязательно, замедлитель и, необязательно, кислород, полученный на этапе (d), может быть возвращена на этап (а), т.е. без каких-либо промежуточных этапов разделения/обработки между указанными этапами (d) и (а). Помимо отсутствия этапа разделения этана и этилена, как обсуждалось выше, это дает следующие дополнительные преимущества.

Преимуществом является отсутствие необходимости удалять непрореагировавший кислород из вышеупомянутого потока перед его возвращением на этап (а), поскольку на этапе (а) такой кислород все еще может использоваться в качестве окислителя, как описано выше. Кроме того, поскольку в настоящем изобретении не требуется применять криогенную дистилляцию для разделения этана и этилена, не может возникнуть и риск угрозы безопасности, вызванный присутствием кислорода при криогенной дистилляции. Такой риск может быть уменьшен путем трудоемкого удаления непрореагировавшего кислорода перед указанным этапом криогенной дистилляции. Таким образом, в настоящем способе успешно устранена такая угроза безопасности и, следовательно, нет необходимости в вышеописанном удалении кислорода.

Кроме того, в настоящем изобретении предпочтительно нет необходимости напрямую подавать кислород на этап (а), но кислород можно подавать косвенно, через подачу на этап (с) и рециркуляцию на этапе (е) на этап (а). Следовательно, в настоящем изобретении должна быть только одна точка подачи кислорода, а именно, на этапе (с) окисления этилена, особенно в случае, когда конверсия кислорода на упомянутом этапе (с) поддерживается относительно низкой. Такая единственная точка подачи кислорода может быть расположена в любом месте между этапами (а) и (с), но предпочтительно, кислород из указанной точки подачи кислорода подается непосредственно на этап (с). Наличие единственной точки по-

дачи кислорода в интегрированном процессе является преимуществом, поскольку снижает риск, связанный с работой с кислородом, и снижает затраты на оборудование.

Вышеизложенное отличается от варианта реализации ODH этана, показанного на фиг. 3 вышеупомянутой WO 2012101069, где кислород подают отдельно для осуществления ODH этана и получения этиленоксида, через две разные точки подачи, в потоках 15 и 4, соответственно. В процессе, показанном на фиг. 3, часть кислорода, который не превратился при производстве этиленоксида, возвращают обратно в установку для производства этиленоксида с помощью потоков 9а и 11а. Остальной непрореагировавший кислород подается в установку 12 разделения этилена/этана, где кислород удаляют как неконденсирующийся газ в потоке отвода из верхней части (что может представлять угрозу безопасности). Это означает, что кислород не присутствует в потоке, возвращаемом в установку ODH этана, что создает необходимость в дополнительной точке подачи кислорода для установки ODH этана. Потери кислородного сырья в продувочном потоке и необходимость в дополнительной точке подачи кислорода, как описано выше, в настоящем изобретении успешно исключены. Поскольку в настоящем изобретении отсутствует такая потеря кислородного сырья, отсутствует и необходимость максимизировать конверсию кислорода на этапе (с) для уменьшения указанной потери кислорода, и это создает преимущество, поскольку относительно высокая конверсия приводит к неблагоприятному снижению селективности по отношению к этиленоксиду.

Кроме того, преимуществом является отсутствие необходимости удалять диоксид углерода из вышеупомянутого потока, содержащего этилен, этан, диоксид углерода, необязательно, дополнительный балластный газ, необязательно, замедлитель и, необязательно, кислород, полученный на этапе (d), перед рециркуляцией на этап (а). Кроме того, диоксид углерода, образующийся как при ODH этана, так и при производстве этиленоксида, все еще можно удалять совместно, на единственном дополнительном этапе удаления диоксида углерода между этапами (b) и (c), что в то же время дает возможность также избегать отрицательного воздействия диоксида углерода на реакцию окисления этилена, как описано выше.

Кроме того, преимуществом является отсутствие необходимости удалять дополнительный балластный газ (например, метан) из вышеупомянутого потока перед его возвращением на этап (а), поскольку на этапе (а) такой дополнительный балластный газ все еще может использоваться в качестве разбавителя, как описано выше. Относительно большое количество такого дополнительного балластного газа на этапе (а) ODH этана дополнительно помогает поддерживать низкую концентрацию кислорода в реакторе ODH этана, а это эффективно снижает риски воспламенения.

Наконец, как упомянуто выше, в случае, когда в настоящем изобретении на этапе получения этиленоксида используется замедлитель, такой замедлитель также возвращают на этап (а). Неожиданно было обнаружено, что такой замедлитель, рециркулируемый на этап (а), преимущественно не мешает реакции ODH этана на этапе (а).

Следовательно, в способе по настоящему изобретению не требуются какие-либо промежуточные этапы разделения/обработки после удаления продукта этиленоксида и воды на этапе (d) и перед возвращением на этапе (e). Устранение вышеупомянутого этапа разделения этан/этилен является значительным преимуществом, поскольку оно приводит к существенному упрощению технологии при использовании меньшего количества процессов разделения и оборудования, а также к значительному сокращению расходов, например, к экономии затрат на сжатие, охлаждение и т.д.

Кроме того, неожиданно обнаружилось, что этилен, который в способе по настоящему изобретению возвращают на этап (а) ODH этана, преимущественно превращается в уксусную кислоту (и, в меньшей степени, в оксиды углерода), которая представляет собой еще один ценный продукт, помимо этиленоксида. Вышеупомянутая WO 2012101069 ориентирована только на производство этиленоксида, и в ней не раскрыто совместное производство этиленоксида и уксусной кислоты в одном интегрированном процессе. Кроме того, в способе по настоящему изобретению уксусная кислота легко извлекается на этапе (b) удаления воды. Это не является дополнительным этапом, поскольку в WO 2012101069 также применяется такой этап удаления воды.

В целом, в интегрированном процессе по изобретению, может быть успешно реализован единственный цикл путем подачи дополнительного балластного газа (подпиточного потока) и кислорода только в одной точке всего процесса, предпочтительно в подаче на этап производства этиленоксида, и подачи свежего этана на этап ODH этана, и возвращения потока, выходящего с указанного этапа получения этиленоксида, после удаления из него только этиленоксида и воды, и без разделения этана, этилена и любых других компонентов, полностью на этап (а) ODH этана, причем на этом этапе (а) можно по-прежнему использовать дополнительный балластный газ и (непрореагировавший) кислород, и при этом ценная уксусная кислота образуется в качестве ценного побочного продукта, а диоксид углерода, образующийся на реакционных этапах (а) и (с), все еще может быть удален совместно на единственном этапе между этапами (b) и (с), без отрицательного влияния замедлителя на реакцию ODH этана на этапе (а).

Производство моноэтиленгликоля.

Предпочтительно, по меньшей мере часть этиленоксида превращается в моноэтиленгликоль (MEG), который представляет собой полезный жидкий продукт. Таким образом, настоящее изобретение относится также к способу производства моноэтиленгликоля, включающему следующие этапы: получение

этиленоксида способом по настоящему изобретению, как описано выше; и преобразование по меньшей мере части этиленоксида в моноэтиленгликоль.

Преобразование этиленоксида в MEG может быть выполнено с использованием любого процесса получения MEG, в котором используется этиленоксид. Обычно этиленоксид гидролизуют водой до MEG. Необязательно, этиленоксид сначала с помощью диоксида углерода превращают в этиленкарбонат, который затем гидролизуют до MEG и диоксида углерода. Воду подают в зону MEG в виде сырья, содержащего воду, предпочтительно в виде чистой воды или пара. Продукт MEG получают из зоны MEG в виде выходящего потока, содержащего MEG. Подходящие способы производства этиленоксида и MEG описаны, например, в US 2008139853, US 2009234144, US 2004225138, US 20044224841 и US 2008182999, описания которых включены в данный документ посредством ссылки.

Изобретение дополнительно проиллюстрировано на фигуре, как описано ниже.

В технологической схеме, представленной на фигуре, поток 1, содержащий свежий этан, подают в установку 2 ODH этана. Возвратный поток 15, содержащий этилен, этан, метан, диоксид углерода и кислород, также подают в установку 2 ODH этана. Поток 3, содержащий этилен, этан, метан, воду, уксусную кислоту и диоксид углерода, поступающий из установки 2 ODH этана, направляют в установку 4 удаления воды, в которой воду и уксусную кислоту удаляют в потоке 5. Поток 6, содержащий этилен, этан, метан и диоксид углерода, поступающий из установки удаления воды 4, необязательно объединенный с нижеупомянутым подпотоком 15а, направляют в установку удаления диоксида углерода 7, где диоксид углерода удаляют в потоке 8. Необязательно, поток 6, необязательно объединенный с нижеупомянутым подпотоком 15а, разделяют, и подпоток 6а подают непосредственно в установку 10 производства этиленоксида.

Поток 9, содержащий этилен, этан и метан, поступающий из установки 7 удаления диоксида углерода, необязательно объединенный с нижеупомянутым подпотоком 15b, и поток 11, содержащий кислород, подают в установку 10 производства этиленоксида. Кроме того, в установку 10 производства этиленоксида подают подпиточный поток, содержащий метан (не показан на фигуре). Поток 12, содержащий этиленоксид, этилен, этан, метан, диоксид углерода, воду и кислород, поступающий из установки 10 производства этиленоксида, направляют в установку 13 отделения этиленоксида. Этиленоксид и воду извлекают потоком 14. Кроме того, поток 15, содержащий этилен, этан, метан, диоксид углерода и кислород, возвращают в установку 2 ODH этана. Необязательно, поток 15 разделяют и подпоток 15а и/или подпоток 15b возвращают в установку 7 удаления диоксида углерода и установку 10 производства этиленоксида соответственно.

#### ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ производства этиленоксида, включающий следующие этапы:

(а) получение этилена путем создания условий оксидегидрирования для потока, содержащего этан, в результате чего формируется поток, содержащий этилен, этан, воду, уксусную кислоту и диоксид углерода;

(b) разделение по меньшей мере части потока, полученного на этапе (а), на поток, содержащий этилен, этан и диоксид углерода, и поток, содержащий воду и уксусную кислоту;

(с) получение этиленоксида путем создания условий для окисления этилена и этана из потока, содержащего этилен и этан, полученного на этапе (b), в результате чего формируется поток, содержащий этиленоксид, этилен, этан, воду и диоксид углерода;

(d) разделение по меньшей мере части потока, полученного на этапе (с), на поток, содержащий этилен, этан и диоксид углерода, и поток, содержащий этиленоксид и воду;

(е) возвращение на этап (а) этилена и этана из потока, содержащего этилен и этан, полученного на этапе (d),

причем на этапах (а) и (с) образуется диоксид углерода, который удаляют на дополнительном этапе между этапами (b) и (с) и/или между этапами (d) и (е).

2. Способ по п.1, в котором массовое отношение этилена к этану, подаваемому на этап (а), находится в диапазоне от 0,1:1 до 2:1, предпочтительно от 0,2:1 до 1,5:1, более предпочтительно от 0,3:1 до 1,3:1.

3. Способ по п.1 или 2, отличающийся тем, что массовое отношение этилена к этану, подаваемое на этап (с), находится в диапазоне от 0,1 до 10, предпочтительно от 0,3 до 8, более предпочтительно от 0,5 до 6.

4. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что по меньшей мере часть потока, содержащего этилен и этан, полученного на этапе (d), возвращают на этап (а).

5. Способ по п.4, отличающийся тем, что поток, содержащий этилен и этан, полученный на этапе (d), полностью возвращают на этап (а).

6. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что на этапе (с) используется замедлитель и при этом замедлитель присутствует в потоке, содержащем этилен и этан, который возвращают на этапе (е), предпочтительно, в количестве от 1 части на миллион по объему (ppmv) до 2 об.%, более предпочтительно от 1 до 1000 ppmv.

7. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что диоксид углерода удаляют между этапами (b) и (c), предпочтительно, на единственном этапе удаления диоксида углерода, который находится между этапами (b) и (c).

8. Способ по любому из предшествующих пунктов, в котором метан используют в качестве разбавителя как на этапе (a), так и на этапе (c), и метан из потока, полученного на этапе (c), возвращают на этап (a).

9. Способ по п.8, который включает этапы:

(a) получение этилена путем создания условий окислительного дегидрирования для потока, содержащего этан, этилен и метан, в результате чего образуется поток, содержащий этилен, этан, метан, воду, уксусную кислоту и диоксид углерода;

(b) разделение по меньшей мере части потока, полученного на этапе (a), на поток, содержащий этилен, этан, метан и диоксид углерода, и поток, содержащий воду и уксусную кислоту;

(c) получение этиленоксида путем создания условий для окисления этилена, этана и метана из потока, содержащего этилен, этан и метан, полученного на этапе (b), в результате чего образуется поток, содержащий этиленоксид, этилен, этан, метан, воду и диоксид углерода;

(d) разделение по меньшей мере части потока, полученного на этапе (c), на поток, содержащий этилен, этан, метан и диоксид углерода, и поток, содержащий этиленоксид и воду;

(e) возвращение этилена, этана и метана из потока, содержащего этилен, этан и метан, полученного на этапе (d), на этап (a),

причем на этапах (a) и (c) образуется диоксид углерода, который удаляют на дополнительном этапе между этапами (b) и (c) и/или между этапами (d) и (e).

10. Способ производства моноэтиленгликоля, включающий этапы

получения этиленоксида способом по любому из предшествующих пунктов; и превращения по меньшей мере части этиленоксида в моноэтиленгликоль.

