

(19)



Евразийское
патентное
ведомство

(21) 202191214 (13) A1

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОЙ ЗАЯВКЕ

(43) Дата публикации заявки
2021.08.06

(51) Int. Cl. C07C 11/04 (2006.01)
C07C 5/48 (2006.01)
C07C 7/04 (2006.01)

(22) Дата подачи заявки
2019.10.31

(54) РАЗДЕЛЕНИЕ ВЫХОДЯЩЕГО ПОТОКА ПРОЦЕССА ОКИСЛИТЕЛЬНОГО
ДЕГИДРИРОВАНИЯ ЭТАНА

(31) 18204144.2

(72) Изобретатель:

(32) 2018.11.02

Сан Роман Масия Мария (QA),

(33) EP

Паджанд Педжман, Эспозито

(86) PCT/EP2019/079792

Кассибба Ивана Даниэла (NL)

(87) WO 2020/074748 2020.04.16

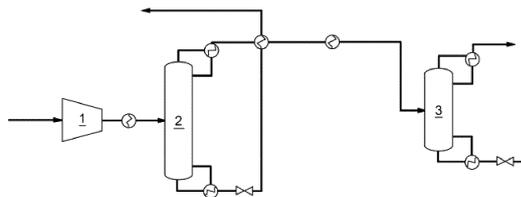
(74) Представитель:

(71) Заявитель:

Медведев В.Н. (RU)

ШЕЛЛ ИНТЕРНЭШНЛ РИСЕРЧ
МААТСХАППИЙ Б.В. (NL)

(57) Изобретение относится к способу получения этилена путем окислительного дегидрирования этана, включающему а) обработку потока, содержащего этан, в условиях окислительного дегидрирования, в результате чего получают поток, содержащий этилен, непрореагировавший этан и легкие компоненты; б) обработку этилена, непрореагировавшего этана и легких компонентов из потока, полученного на стадии а), путем перегонки, в результате чего получают поток, содержащий этилен и легкие компоненты, и поток, содержащий непрореагировавший этан; в) необязательно повторное использование непрореагировавшего этана из потока, содержащего непрореагировавший этан, полученного на стадии б), на стадии а); и д) обработку этилена и легких компонентов из потока, содержащего этилен и легкие компоненты, полученного на стадии б), путем перегонки при давлении в верхней части колонны, превышающем давление в верхней части колонны на стадии б), в результате чего получают поток, содержащий легкие компоненты, и поток, содержащий этилен.



A1

202191214

202191214

A1

ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ

2420-568134EA/081

РАЗДЕЛЕНИЕ ВЫХОДЯЩЕГО ПОТОКА ПРОЦЕССА ОКИСЛИТЕЛЬНОГО ДЕГИДРИРОВАНИЯ ЭТАНА

Область техники

Настоящее изобретение относится к способу получения этилена путем окислительного дегидрирования (оксидегидрирование; ОДГ) этана, который включает стадии отделения этилена, непрореагировавшего этана и легких компонентов, таких как монооксид углерода и метан, из выходящего потока процесса ОДГ этана.

Уровень техники

Известно, что алканы, такие как алканы, содержащие от 2 до 6 атомов углерода, например, этан или пропан, можно дегидрировать в окислительных условиях с образованием этилена и пропилена, соответственно, способом окислительного дегидрирования (оксидегидрирование; ОДГ). Примеры способов ОДГ алканов, включая катализаторы и другие условия способов, описаны, например, в патенте США US7091377, WO2003064035, заявке на патент США US20040147393, WO2010096909 и заявке на патент США US20100256432. Смешанные катализаторы на основе оксидов металлов, содержащие молибден (Mo), ванадий (V), ниобий (Nb) и необязательно теллур (Te) в качестве металлов, можно применять в качестве указанных катализаторов оксидегидрирования.

В WO2010115108 описан способ окислительного дегидрирования этана до этилена, включающий: приведение этанового сырья в контакт с кислородсодержащим газом в присутствии катализатора окислительного дегидрирования в реакционной зоне окислительного дегидрирования в условиях, обеспечивающих окислительное дегидрирование по меньшей мере части этана, для получения потока продукта, содержащего этилен, оксиды углерода, воду и непрореагировавшие кислород и этан, где концентрация кислорода в потоке продукта составляет по меньшей мере 0,1 мол.%; приведение потока продукта в контакт с катализатором для удаления кислорода в реакционной зоне удаления кислорода для сжигания по меньшей мере части кислорода; выделение из реакционной зоны удаления кислорода выходящего потока с пониженным содержанием кислорода; отделение воды от выходящего потока; отделение оксидов углерода и какого(-их)-либо неконденсированного(-ых) газа(-ов) от этилена и непрореагировавшего этана; и отделение этилена от непрореагировавшего этана.

Желательно отделять этилен от непрореагировавшего этана и легких компонентов, таких как монооксид углерода и метан, предпочтительным с технической точки зрения и эффективным образом. Таким образом, задачей настоящего изобретения является обеспечение способа, включающего стадии отделения этилена, непрореагировавшего этана и легких компонентов из выходящего потока процесса ОДГ этана, такого как получают на стадии ОДГ этана, где комбинация стадий отделения является предпочтительной с технической точки зрения, эффективной и экономически

приемлемой. Указанный предпочтительный с технической точки зрения способ предпочтительно может обеспечивать пониженное потребление энергии и/или пониженные капитальные затраты.

Краткое описание изобретения

Было обнаружено, что упомянутая выше задача может быть решена при помощи способа, в котором на первой стадии перегонки отделяют этилен и легкие компоненты от непрореагировавшего этана, а затем на второй стадии перегонки отделяют этилен от легких компонентов, где давление в верхней части колонны на указанной первой стадии перегонки ниже давления в верхней части колонны на указанной второй стадии перегонки.

Соответственно, настоящее изобретение относится к способу получения этилена путем окислительного дегидрирования этана, включающему:

обработку потока, содержащего этан, в условиях окислительного дегидрирования, в результате чего получают поток, содержащий этилен, непрореагировавший этан и легкие компоненты;

обработку этилена, непрореагировавшего этана и легких компонентов из потока, полученного на стадии а), путем перегонки, в результате чего получают поток, содержащий этилен и легкие компоненты, и поток, содержащий непрореагировавший этан;

необязательно повторное использование непрореагировавшего этана из потока, содержащего непрореагировавший этан, полученного на стадии b), на стадии а); и

обработку этилена и легких компонентов из потока, содержащего этилен и легкие компоненты, полученного на стадии b), путем перегонки при давлении в верхней части колонны, превышающем давление в верхней части колонны на стадии b), в результате чего получают поток, содержащий легкие компоненты, и поток, содержащий этилен.

Краткое описание графических материалов

На фигуре 1 изображен способ отделения этилена, этана и легких компонентов, который не соответствует настоящему изобретению.

На фигуре 2 изображен один из вариантов реализации отделения этилена, этана и легких компонентов согласно настоящему изобретению.

Подробное описание изобретения

Способ согласно настоящему изобретению включает стадии а), b), c) и d), где стадия c) является необязательной, что описано ниже в настоящем документе. Указанный способ может включать одну или более промежуточных стадий между стадиями а) и b), между стадиями b) и c) и между стадиями c) и d). Кроме того, указанный способ может включать одну или более дополнительных стадий перед стадией а) и/или после стадии d).

Несмотря на то, что способ согласно настоящему изобретению и потоки, применяемые в указанном способе, описаны как «содержащие», «имеющие» или «включающие» одну(один) или более разных описанных стадий и компонентов, соответственно, они также могут «состоять по существу из» или «состоять из» указанных

одной(одного) или более разных описанных стадий и компонентов, соответственно.

В контексте настоящего изобретения в случае, если поток или катализатор содержит два компонента или более, то общее количество указанных выбранных компонентов должно составлять не более 100 об.% или 100 масс.%, соответственно.

Кроме того, если для показателя указаны верхний и нижний пределы, то также подразумевается и диапазон значений, определенный комбинацией любого из верхних пределов и любого из нижних пределов.

В настоящем изобретении легкие компоненты могут содержать один или более компонентов, выбранных из монооксида углерода, метана, азота и диоксида углерода. Указанные монооксид углерода и диоксид углерода являются нежелательными побочными продуктами, которые могут образовываться на стадии а) ОДГ этана. Кроме того, указанный метан может присутствовать в качестве примеси в этановом сырье на стадии а) ОДГ этана. Также, указанный азот может поступать из какой-либо воздушной атмосферы, применяемой на стадии а) ОДГ, или может представлять собой примесь в (обогащенном) кислороде, применяемом на стадии а) ОДГ.

На стадии b) способа согласно настоящему изобретению этилен, непрореагировавший этан и легкие компоненты из потока, полученного на стадии а) окислительного дегидрирования этана (ОДГ этана), подвергают перегонке, в результате чего получают поток, содержащий этилен и легкие компоненты, и поток, содержащий непрореагировавший этан. Предпочтительно, на стадии b) давление в верхней части колонны составляет от 15 до 25 бар абс. (от 1,5 до 2,5 МПа абс.). Кроме того, предпочтительно, на стадии b) температура в верхней части колонны составляет от -20 до -45°C. Настоящее изобретение характеризуется тем, что давление в верхней части колонны на указанной первой стадии перегонки b) ниже давления в верхней части колонны на последующей второй стадии перегонки d).

Таким образом, неожиданно, на стадии b) предложенного способа этилен, непрореагировавший этан и легкие компоненты из потока, полученного на стадии а) ОДГ этана, могут быть сжаты до относительно низкого давления, после чего проводят их перегонку. Это предпочтительно обеспечивает более энергетически эффективный способ. Кроме того, это предпочтительно приводит к тому, что также можно поддерживать относительно низкое флегмовое число в ректификационной колонне, применяемой на указанной стадии b). Кроме того, чистота этана и этилена после разделения предложенным способом сохраняется на высоком уровне. Указанные и другие преимущества продемонстрированы ниже в примерах.

В настоящем изобретении стадию b) проводят в ректификационной колонне. Количество теоретических тарелок в ректификационной колонне, применяемой на стадии b), может составлять от 80 до 120, предпочтительно от 90 до 110. Кроме того, флегмовое число может составлять от 1 до 10, предпочтительно от 2 до 8. Под указанным «флегмовым числом» понимают мольное отношение мольного расхода «потока флегмы», который представляет собой часть потока, которая выходит из конденсатора в верхней

части ректификационной колонны и направляется обратно в указанную колонну, к мольному расходу «дистиллята», который является частью потока, которая выходит из конденсатора в верхней части ректификационной колонны, но не направляется обратно в указанную колонну.

На необязательной стадии с) способа согласно настоящему изобретению непрореагировавший этан из потока, содержащего непрореагировавший этан, полученного на стадии перегонки b), повторно используют на стадии а) ОДГ этана.

На стадии d) способа согласно настоящему изобретению этилен и легкие компоненты из потока, содержащего этилен и легкие компоненты, полученного на стадии перегонки b), обрабатывают путем перегонки при давлении в верхней части колонны, превышающем давление в верхней части колонны на стадии перегонки b), в результате чего получают поток, содержащий легкие компоненты, и поток, содержащий этилен. В настоящем изобретении отношение давления в верхней части колонны на стадии d) к давлению в верхней части колонны на стадии b) предпочтительно составляет по меньшей мере 1,1, более предпочтительно по меньшей мере 1,3, более предпочтительно по меньшей мере 1,5, наиболее предпочтительно по меньшей мере 1,7. Кроме того, в настоящем изобретении отношение давления в верхней части колонны на стадии d) к давлению в верхней части колонны на стадии b) предпочтительно составляет не более 5:1, более предпочтительно не более 4:1, более предпочтительно не более 3:1, наиболее предпочтительно не более 2:1. Предпочтительно, на стадии d) давление в верхней части колонны составляет от 20 до 40 бар абс. (от 2,0 до 4,0 МПа абс.). Кроме того, предпочтительно, на стадии d) температура в верхней части колонны составляет от -80 до -110°C. Таким образом, как было описано выше, давление в верхней части колонны на первой стадии перегонки b) ниже давления в верхней части колонны на указанной последующей второй стадии перегонки d).

В настоящем изобретении стадию d) проводят в ректификационной колонне. Количество теоретических тарелок в ректификационной колонне, применяемой на стадии d), может составлять от 30 до 70, предпочтительно от 40 до 60. Кроме того, флегмовое число может составлять от 0,1 до 5, предпочтительно от 0,5 до 3.

В предложенном способе поток, содержащий этилен и легкие компоненты, полученный на стадии b), может быть охлажден за счет температуры потока, содержащего непрореагировавший этан, полученного на стадии b), в результате чего получают охлажденный поток, содержащий этилен и легкие компоненты. Указанное охлаждение может быть проведено путем предварительного увеличения объема (снижения давления) потока, содержащего непрореагировавший этан, полученного на стадии b).

Кроме того, предпочтительно, в предложенном способе упомянутый выше охлажденный поток, содержащий этилен и легкие компоненты, разделяют на поток газа и поток жидкости, например, в сосуде мгновенного испарения. Указанный поток газа сжимают, а затем дополнительно охлаждают, например, за счет температуры потока, содержащего непрореагировавший этан, полученного на стадии b). Затем указанные

потоки, содержащие этилен и легкие компоненты, подают на стадию d) согласно настоящему изобретению. Кроме того, после охлаждения одного или более упомянутых выше потоков можно повторно использовать поток, содержащий непрореагировавший этан, полученный на стадии b), на стадии а) ОДГ этана.

На стадии а) способа согласно настоящему изобретению поток, содержащий этан, подвергают обработке в условиях окислительного дегидрирования, в результате чего получают поток, содержащий этилен, непрореагировавший этан и легкие компоненты.

На стадии а) предложенного способа поток, содержащий этан, может быть приведен в контакт с окислителем, в результате чего происходит окислительное дегидрирование этана. Окислитель может представлять собой любой источник, содержащий кислород, такой как, например, воздух.

Подходящие диапазоны мольного отношения кислорода к этану, составляют от 0,01 до 1, более предпочтительно от 0,05 до 0,5.

На стадии а) предложенного способа можно применять катализатор, который может представлять собой смешанный катализатор на основе оксидов металлов, содержащий молибден, ванадий, ниобий и необязательно теллур в качестве металлов, который может иметь следующую формулу:



где:

а, b, с и n представляют собой отношение мольного количества рассматриваемого элемента к мольному количеству молибдена (Mo);

а (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) либо равно 0, либо 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;

с (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 относительным количеством элементов, отличных от кислорода.

На стадии а) настоящего изобретения катализатор можно применять в виде гранулированного катализатора, например, в виде неподвижного слоя катализатора, или порошкового катализатора, например, в виде псевдоожиженного слоя катализатора.

Примеры способов оксидегидрирования, включая катализаторы и другие условия способов, например, описаны в упомянутых выше патенте США US7091377, WO2003064035, заявке на патент США US20040147393, WO2010096909 и заявке на патент США US20100256432, содержание которых включено в настоящий документ посредством ссылок.

На стадии а) предложенного способа можно применять катализатор в любом количестве. Количество катализатора на указанной стадии а) не является критически важным. Предпочтительно, применяют каталитически эффективное количество катализатора, то есть количество, достаточное для промотирования реакции оксидегидрирования этана. Несмотря на то, что конкретное количество катализатора не является существенным для изобретения, предпочтение может быть отдано применению катализатора в таком количестве, чтобы часовая объемная скорость газа (ЧОСГ) составляла от 100 до 50000 ч⁻¹, предпочтительно от 200 до 20000 ч⁻¹, более предпочтительно от 300 до 15000 ч⁻¹, наиболее предпочтительно от 500 до 10000 ч⁻¹.

На стадии а) предложенного способа типовое реакционное давление составляет 0,1-20 бар абс. (0,01-2,0 МПа абс.), и типовая температура реакции составляет 100-600°C, предпочтительно 200-500°C.

В общем случае, поток продукта, полученный на стадии а), содержит воду помимо целевого продукта. Вода может быть легко отделена от указанного потока продукта перед проведением стадии б) предложенного способа, например, охлаждением потока продукта от температуры реакции до более низкой температуры, например, до комнатной температуры, в результате чего вода конденсируется и после этого может быть отделена от потока продукта.

Изобретение дополнительно проиллюстрировано следующими примерами.

Примеры

Настоящее изобретение проиллюстрировано приведенным ниже примером, а для сравнения ниже приведен пример сравнения. На фигуре 1 схематически показана установка, применяемая в примере сравнения, при этом на фигуре 2 схематически показана установка, применяемая в примере.

Пример сравнения [фигура 1]

Сжимали газовый поток, содержащий 36,6 масс.% этилена, 49,6 масс.% этана и 13,8 масс.% легких компонентов (монооксид углерода, метан, азот и диоксид углерода), имеющий температуру 38°C и давление 1,1 бар абс. (110 кПа абс.) до 36 бар абс. (3,6 МПа абс.) при помощи компрессора 1, содержащего 4 ступени сжатия, а затем охлаждали до температуры 2,8°C в теплообменнике. Затем подавали указанный поток в ректификационную колонну 2, имеющую 120 теоретических тарелок, и перегоняли (флегмовое число (мольное) = 10,8), в результате чего получали верхний поток (т.е. дистиллят), содержащий этилен и легкие компоненты и имеющий температуру -17,6°C и давление 34 бар абс. (3,4 МПа абс.), и нижний поток, содержащий этан (чистота этана=99,9 мол.%; выделение этана=99,93%) и имеющий температуру 17,3°C. Проводили стадию снижения давления в нижнем потоке, в результате чего получали поток, имеющий температуру -47,6°C и давление 6 бар абс. (600 кПа абс.). Охлаждение конденсатора в ректификационной колонне 2 обеспечивали посредством пропанового холодильного цикла (при температуре -38°C).

Затем охлаждали упомянутый выше верхний поток, содержащий этилен и легкие

компоненты, до температуры $-32,7^{\circ}\text{C}$ за счет низкой температуры упомянутого выше нижнего потока, содержащего этан, в котором понижали давление, а затем дополнительно охлаждали до температуры $-32,9^{\circ}\text{C}$ в теплообменнике. Затем подавали указанный поток в ректификационную колонну 3, имеющую 50 теоретических тарелок, и перегоняли (флегмовое число (мольное) = 1,7), в результате чего получали верхний поток, содержащий легкие компоненты и имеющий температуру -96°C и давление 33 бар абс. (3,3 МПа абс.), и нижний поток, содержащий этилен (чистота этилена=99,9 мол.%; выделение этилена=99,0%) и имеющий температуру $-7,9^{\circ}\text{C}$. Охлаждение конденсатора в ректификационной колонне 3 обеспечивали посредством этиленового холодильного цикла (при температуре -98°C).

Пример [фигура 2]

Сжимали газовый поток, содержащий 36,6 масс.% этилена, 49,6 масс.% этана и 13,8 масс.% легких компонентов (монооксид углерода, метан, азот и диоксид углерода), имеющий температуру 38°C и давление 1,3 бар абс. (130 кПа абс.) до 36 бар абс. (3,6 МПа абс.) при помощи компрессора 1, содержащего 4 ступени сжатия, а затем охлаждали до температуры $2,8^{\circ}\text{C}$ в теплообменнике. Затем подавали указанный поток в ректификационную колонну 2, имеющую 100 теоретических тарелок, и перегоняли (флегмовое число (мольное) = 5,3), в результате чего получали верхний поток, содержащий этилен и легкие компоненты и имеющий температуру $-38,5^{\circ}\text{C}$ и давление 18,5 бар абс. (1,85 МПа абс.), и нижний поток, содержащий этан (чистота этана=99,9 мол.%; выделение этана=99,93%) и имеющий температуру $-7,5^{\circ}\text{C}$. Проводили стадию снижения давления в нижнем потоке, в результате чего получали поток, имеющий температуру $-47,6^{\circ}\text{C}$ и давление 6 бар абс. (600 кПа абс.). Охлаждение конденсатора в ректификационной колонне 2 обеспечивали посредством пропанового холодильного цикла (при температуре -38°C).

Затем охлаждали упомянутый выше верхний поток, содержащий этилен и легкие компоненты, до температуры $-46,6^{\circ}\text{C}$ за счет низкой температуры упомянутого выше нижнего потока, содержащего этан, в котором понижали давление. Затем подавали указанный поток в сосуд мгновенного испарения 4, в котором разделяли поток на поток газа и поток жидкости. Указанный последним поток газа сжимали до 35 бар абс. (3,5 МПа абс.) при помощи компрессора 5, содержащего 1 ступень сжатия, а затем дополнительно охлаждали до температуры $-47,6^{\circ}\text{C}$ за счет низкой температуры упомянутого выше нижнего потока, содержащего этан, в котором понижали давление. Затем подавали оба указанных потока в ректификационную колонну 3, имеющую 50 теоретических тарелок, и перегоняли (флегмовое число (мольное) = 0,9), в результате чего получали верхний поток, содержащий легкие компоненты и имеющий температуру -96°C и давление 33 бар абс. (3,3 МПа абс.), и нижний поток, содержащий этилен (чистота этилена=99,9 мол.%; выделение этилена=99,0%) и имеющий температуру $-7,9^{\circ}\text{C}$. Охлаждение конденсатора в ректификационной колонне 3 обеспечивали посредством этиленового холодильного цикла (при температуре -98°C).

В приведенной ниже таблице указаны затраты энергии на сжатие и охлаждение, требуемые для отделения (и выделения) компонентов из потока, содержащего этилен, этан и легкие компоненты, для примера сравнения и примера. Указанные затраты энергии выражены в киловатт-часах («кВт-ч»; 1 кВт-ч=3,6 мегаджоуля) на килограмм (кг) этилена.

Энергия [кВт-ч/кг этилена]	Пример сравнения	Пример
Компрессор 1	0,33	0,26
Конденсатор в колонне 2	0,93	0,61
Пропановый компрессор	0,39	0,37
Компрессор 5	0	0,01
Конденсатор в колонне 3	0,04	0,02
Этиленовый компрессор	0,03	0,01
ВСЕГО	1,72	1,28

Согласно приведенной выше таблице неожиданно оказалось, что общие затраты энергии, требуемые для отделения (и выделения) компонентов из потока, содержащего этилен, этан и легкие компоненты, были более низкими, что является предпочтительным, в примере, в котором согласно настоящему изобретению на первой стадии перегонки отделяли этилен и легкие компоненты от этана, и на последующей второй стадии перегонки отделяли этилен от легких компонентов, причем давление в верхней части колонны на указанной первой стадии перегонки ниже давления в верхней части колонны на указанной второй стадии перегонки, по сравнению с общими затратами энергии, требуемыми в примере сравнения, в котором давление в верхней части колонны на указанной первой стадии перегонки выше давления в верхней части колонны на указанной второй стадии перегонки.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ получения этилена путем окислительного дегидрирования этана, включающий:

обработку потока, содержащего этан, в условиях окислительного дегидрирования, в результате чего получают поток, содержащий этилен, непрореагировавший этан и легкие компоненты;

обработку этилена, непрореагировавшего этана и легких компонентов из потока, полученного на стадии а), путем перегонки, в результате чего получают поток, содержащий этилен и легкие компоненты, и поток, содержащий непрореагировавший этан;

необязательно повторное использование непрореагировавшего этана из потока, содержащего непрореагировавший этан, полученного на стадии б), на стадии а); и

обработку этилена и легких компонентов из потока, содержащего этилен и легкие компоненты, полученного на стадии б), путем перегонки при давлении в верхней части колонны, превышающем давление в верхней части колонны на стадии б), в результате чего получают поток, содержащий легкие компоненты, и поток, содержащий этилен.

2. Способ по п. 1, отличающийся тем, что указанное отношение давления в верхней части колонны на стадии d) к давлению в верхней части колонны на стадии б) составляет по меньшей мере 1,1, предпочтительно по меньшей мере 1,3, более предпочтительно по меньшей мере 1,5, наиболее предпочтительно по меньшей мере 1,7.

3. Способ по пп. 1 или 2, отличающийся тем, что указанное отношение давления в верхней части колонны на стадии d) к давлению в верхней части колонны на стадии б) составляет не более 5:1, предпочтительно не более 4:1, более предпочтительно не более 3:1, наиболее предпочтительно не более 2:1.

4. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что на стадии б) давление в верхней части колонны составляет от 15 до 25 бар абс. (от 1,5 до 2,5 МПа абс.).

5. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что на стадии d) давление в верхней части колонны составляет от 20 до 40 бар абс. (от 2,0 до 4,0 МПа абс.).

6. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что на стадии б) температура в верхней части колонны составляет от -20 до -45°C.

7. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что на стадии d) температура в верхней части колонны составляет от -80 до -110°C.

8. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что указанные легкие компоненты содержат один или более компонентов, выбранных из монооксида углерода, метана, азота и диоксида углерода.

По доверенности

1/2

Фиг. 1

