

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **041813**(13) **B1**(12) **ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ**

- | | |
|---|--|
| <p>(45) Дата публикации и выдачи патента
2022.12.06</p> <p>(21) Номер заявки
202092321</p> <p>(22) Дата подачи заявки
2019.04.11</p> | <p>(51) Int. Cl. C07C 29/141 (2006.01)
C07C 29/80 (2006.01)
C07C 45/82 (2006.01)
C07C 31/12 (2006.01)
C07C 31/125 (2006.01)
C07C 47/02 (2006.01)
C07C 29/17 (2006.01)</p> |
|---|--|

(54) **СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ ПОТОКА НОРМАЛЬНОГО БУТАНОЛА, ИЗОБУТАНОЛА И 2-АЛКИЛАЛКАНОЛА**

- | | |
|--|---|
| <p>(31) 1806127.5</p> <p>(32) 2018.04.13</p> <p>(33) GB</p> <p>(43) 2021.01.15</p> <p>(86) PCT/GB2019/051046</p> <p>(87) WO 2019/197831 2019.10.17</p> <p>(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
ДЖОНСОН МЭТТЕЙ ДЭЙВИ
ТЕКНОЛОДЖИЗ ЛИМИТЕД (GB)</p> | <p>(72) Изобретатель:
Арчибальд Фрейзер, Лорд Адриан,
Смидт Мартин, Уэлч Дэвид (GB)</p> <p>(74) Представитель:
Нагорных И.М. (RU)</p> <p>(56) US-A1-2016075621
US-A-3119876
WO-A2-2012008717
WO-A1-9812162</p> |
|--|---|

- (57) В изобретении описан способ производства нормального бутанола, изобутанола и 2-алкилалкананола. Способ включает гидрогенизацию потока, содержащего нормальный бутиральдегид, изобутиральдегид и 2-алкилалкеналя, с образованием потока неочищенного продукта, содержащего нормальный бутанол, изобутанол, 2-алкилалканол, непрореагировавший нормальный бутиральдегид, непрореагировавший изобутиральдегид и один или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола; разделение потока неочищенного продукта с получением потока смешанного бутанола, имеющего более высокие концентрации нормального бутанола, изобутанола, непрореагировавшего нормального бутиральдегида и непрореагировавшего изобутиральдегида, чем поток неочищенного продукта; и потока неочищенного 2-алкилалкананола с более высокими концентрациями 2-алкилалкананола и одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола, чем поток неочищенного продукта; разделение потока смешанного бутанола с получением потока рафинированного нормального бутанола, имеющего более высокую концентрацию нормального бутанола, чем поток смешанного бутанола; и потока неочищенного изобутанола, имеющего более высокую концентрацию изобутанола, чем поток смешанного бутанола, и содержащего непрореагировавший изобутиральдегид; подачу потока неочищенного изобутанола в первый очищающий гидрогенизационный реактор, в котором по меньшей мере часть непрореагировавшего изобутиральдегида превращают в изобутанол с получением потока очищенного изобутанола; разделение потока очищенного изобутанола с получением потока рафинированного изобутанола, имеющего более высокую концентрацию изобутанола, чем поток очищенного изобутанола; и потока легких отходов; разделение потока неочищенного 2-алкилалкананола с получением потока промежуточного 2-алкилалкананола с более высокими концентрациями 2-алкилалкананола и одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола, чем в потоке неочищенного 2-алкилалкананола; и потока тяжелых отходов; подачу потока промежуточного 2-алкилалкананола во второй очищающий гидрогенизационный реактор, в котором по меньшей мере часть одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола превращают в 2-алкилалканол с получением потока очищенного 2-алкилалкананола, имеющего более высокую концентрацию 2-алкилалкананола, чем поток промежуточного 2-алкилалкананола; разделение потока очищенного 2-алкилалкананола с получением потока рафинированного 2-алкилалкананола с более высокой концентрацией 2-алкилалкананола, чем в потоке очищенного 2-алкилалкананола; и потока промежуточных отходов.

B1**041813****041813****B1**

Настоящее изобретение относится к способу производства нормального бутанола, изобутанола и 2-алкилалкананола. Более конкретно оно относится к производству нормального бутанола, изобутанола и 2-алкилалкананола путем гидрогенизации потока, содержащего нормальный бутиральдегид, изобутиральдегид и 2-алкилалкеналя. Еще более конкретно, но не исключительно, оно относится к производству нормального бутанола, изобутанола и 2-этилгексанола путем гидрогенизации потока, содержащего нормальный бутиральдегид, изобутиральдегид и 2-этилгексеналя, или к производству нормального бутанола, изобутанола и 2-пропилгептанола посредством гидрогенизации потока, содержащего нормальный бутиральдегид, изобутиральдегид и 2-пропилгептаналя.

Производство 2-алкилалкананола, такого как 2-этилгексанол и 2-пропилгептанол, осуществляют промышленным крупномасштабным способом. Производство можно осуществлять путем альдольной конденсации и дегидратации альдегидов с получением 2-алкилалкеналя с последующей гидрогенизацией в 2-алкилалканол. Гидрогенизация, как правило, проходит через промежуточные 2-алкилалканола или 2-алкилалкенола. Например, нормальный бутиральдегид может подвергаться альдольной конденсации и дегидратации с образованием 2-этилгексеналя, который можно гидрогенизировать до 2-этилгексанола. В другом примере нормальный валериановый альдегид можно подвергнуть альдольной конденсации и дегидратации с образованием 2-пропилгептаналя, который можно гидрогенизировать до 2-пропилгептанола. Как правило, реакция гидрогенизации не доходит до конца, и неочищенный продукт будет содержать промежуточные соединения 2-алкилалкананола и 2-алкилалкенола и другие побочные продукты, такие как альдегиды, простые эфиры, сложные эфиры и тяжелые продукты, образующиеся из множества исходных материалов.

Производство нормального бутанола и изобутанола также осуществляют промышленным крупномасштабным способом. Производство можно осуществлять путем гидрогенизации нормального бутиральдегида и изобутиральдегида.

Бутиральдегид или валериановый альдегид, используемые в вышеописанном способе, можно получать гидроформилированием олефинов, например, с использованием оксопроцесса.

В US 2016075621 описаны способы и системы одновременного производства оксоспиртов, содержащих н-бутанол, изобутанол и 2-этилгексанол. Способ включает обеспечение потока пропилена и потока синтетического газа; гидроформилирование потока пропилена и потока синтетического газа с получением первого альдегидного потока, содержащего нормальный бутиральдегид и изобутиральдегид; альдольную конденсацию по меньшей мере части нормального бутиральдегида с получением второго потока альдегида, содержащего 2-этилгексеналя; и одновременную гидрогенизацию по меньшей мере части первого потока альдегида и второго потока альдегида с получением потока спирта, содержащего н-бутанол, изобутанол и 2-этилгексанол; причем этап гидрогенизации осуществляют в одном гидрогенизационном реакторе.

Один комбинированный этап гидрогенизации при производстве нормального бутанола, изобутанола и 2-алкилалкананола, как описано в US 2016075621, может быть желательным, поскольку это может снизить затраты на этап гидрогенизации. В частности, затраты на оборудование можно снизить в результате комбинированной гидрогенизации. Однако такой комбинированный этап гидрогенизации будет коммерчески целесообразным, только если поток неочищенного продукта, получаемый в результате комбинированной гидрогенизации, можно будет разделять с получением соответствующей спецификации потока готового нормального бутанола, изобутанола и 2-алкилалкананола экономичным способом. Таким образом, существует потребность в эффективных и действенных схемах выделения нормального бутанола, изобутанола и 2-алкилалкананола из потока неочищенного продукта. В дополнение к желаемому нормальному бутанолу, изобутанолу и 2-алкилалканолу поток неочищенного продукта также будет содержать побочные продукты и непрореагировавшие реагенты, оставшиеся после каждого из различных процессов гидрогенизации, происходящих на комбинированном этапе гидрогенизации. Одной потенциальной проблемой является возможность перекрестного загрязнения, при котором побочные продукты одной реакции попадают в конечный поток продукта одной из других реакций. Таким образом, очистка потока неочищенного продукта представляет собой особую проблему, требующую грамотного решения.

В первом аспекте настоящего изобретения предложен способ производства нормального бутанола, изобутанола и 2-алкилалкананола, включающий:

а) гидрогенизацию потока, содержащего нормальный бутиральдегид, изобутиральдегид и 2-алкилалкеналя, с образованием потока неочищенного продукта, содержащего нормальный бутанол, изобутанол, 2-алкилалканол, непрореагировавший нормальный бутиральдегид, непрореагировавший изобутиральдегид и один или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола;

б) разделение потока неочищенного продукта с получением потока смешанного бутанола, имеющего более высокие концентрации нормального бутанола, изобутанола, непрореагировавшего нормального бутиральдегида и непрореагировавшего изобутиральдегида, чем поток неочищенного продукта; и потока неочищенного 2-алкилалкананола с более высокими концентрациями 2-алкилалкананола и одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола, чем поток неочищенного продукта;

с) разделение потока смешанного бутанола с получением потока рафинированного нормального бутанола, имеющего более высокую концентрацию нормального бутанола, чем поток смешанного бутано-

ла; и потока неочищенного изобутанола, имеющего более высокую концентрацию изобутанола, чем поток смешанного бутанола;

d) подачу потока неочищенного изобутанола в первый очищающий гидрогенизационный реактор, в котором по меньшей мере часть непрореагировавшего изобутиральдегида превращают в изобутанол с получением потока очищенного изобутанола;

e) разделение потока очищенного изобутанола с получением потока рафинированного изобутанола, имеющего более высокую концентрацию изобутанола, чем поток очищенного изобутанола; и потока легких отходов;

f) разделение потока неочищенного 2-алкилалкананола с получением потока промежуточного 2-алкилалкананола с более высокими концентрациями 2-алкилалкананола и одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалканала, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола, чем в потоке неочищенного 2-алкилалкананола; и потока тяжелых отходов;

g) подачу потока промежуточного 2-алкилалкананола во второй очищающий гидрогенизационный реактор, в котором по меньшей мере часть одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалканала, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола превращают в 2-алкилалканол с получением потока очищенного 2-алкилалкананола, содержащего 2-алкилалканол;

h) разделение потока очищенного 2-алкилалкананола с получением потока рафинированного 2-алкилалкананола с более высокой концентрацией 2-алкилалкананола, чем в потоке очищенного 2-алкилалкананола; и потока промежуточных отходов.

Способ в соответствии с изобретением разводит разделение на 2 параллельных набора разделений, что дает преимущество. В каждый набор параллельных разделений включена очищающая гидрогенизация, которая повышает выход желаемых продуктов и в то же время не создает перекрестного загрязнения потоков продуктов. Путем проведения очищающей гидрогенизации после выполнения некоторых этапов разделения можно также уменьшить размер очищающих гидрогенизационных реакторов. Дополнительное преимущество очищающих гидрогенизационных реакторов заключается в том, что на этапе (a) гидрогенизации допустимо некоторое прохождение непрореагировавшего нормального бутиральдегида, непрореагировавшего изобутиральдегида и одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалканала, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола, что позволяет использовать на этапе (a) оборудование гидрогенизации экономичного размера.

Гидрогенизацию на этапе (a) можно проводить в любых подходящих условиях. По существу будет использован катализатор. Можно использовать любой подходящей катализатор. В целом активный компонент катализатора будет основан на металлах из групп VI-X. К подходящим примерам относятся медь, никель, марганец, цинк, кобальт, палладий, рутений и железо. Катализатор может быть нанесен на подложку. Можно использовать любую подходящую подложку. К подходящим подложкам относятся оксид алюминия, диоксид кремния или диатомитовая земля. Особенно подходящим катализатором может быть катализатор из хромита меди на подложке. Катализатор также может включать в себя промотор для повышения селективности. Можно использовать любой подходящий промотор. Подходящим промотором может быть барий.

Гидрогенизацию можно проводить в жидкой или паровой фазе. Можно использовать любую подходящую конфигурацию, а реактор можно эксплуатировать в любых подходящих условиях. Хотя конкретные выбранные условия будут зависеть от выбранного катализатора, гидрогенизацию можно проводить при температуре от около 60 до около 300°C, предпочтительно от около 100 до около 200°C и при давлении от 100 кПа до около 15 МПа.

Если необходимо применять жидкофазную гидрогенизацию, ее можно проводить любым подходящим способом. В одном варианте конструкции ее можно проводить в нисходящем потоке, проходящем через уплотненные слои катализатора. Большую часть рециркулирующего охлажденного продукта можно смешивать с потоком подачи для отвода теплоты реакции. Один пример подходящего способа описан в патенте GB 1362071, который включен в настоящий документ путем ссылки. В альтернативном варианте конструкции для отвода теплоты реакции можно использовать один или несколько теплообменников.

При использовании в жидкофазной реакции никелевого катализатора температура может быть ниже около 150°C при давлении от около 10 до около 30 бар абс. При использовании в жидкофазной реакции катализатора из хромита меди температура может составлять от около 100 до около 200°C при давлении от около 15 до около 30 бар абс.

Если необходимо применять газофазную гидрогенизацию, ее можно проводить любым подходящим способом. Типичной пригодной для использования газофазной гидрогенизацией является гидрогенизация, описанная в публикации Hydrocarbon Processing, March 1983, pages 67 to 74, которая включена в настоящий документ путем ссылки.

При использовании в газофазной реакции никелевого катализатора температура может составлять от около 100 до около 150°C при давлении от атмосферного до около 5 бар абс. При использовании в газофазной реакции катализатора из хромита меди температура может составлять от около 135 до около 170°C при давлении от атмосферного до около 5 бар абс. При использовании в газофазной реакции про-

мотированного медного катализатора температура может составлять от около 100 до около 250°C при давлении от около 5 до около 30 бар абс. При использовании в газофазной реакции медно-цинкового катализатора температура может составлять от около 100 до около 270°C.

При такой гидрогенизации будет гидрогенизирована большая часть ненасыщенного альдегида. Большая часть ненасыщенного 2-алкилалкеналя будет превращена в желаемый 2-алкилалканол. Однако также будут образовываться некоторые продукты частичной гидрогенизации. Таким образом, может образовываться один или оба из 2-алкилалкенола и 2-алкилалканаля. Во время гидрогенизации также будут образовываться тяжелые соединения, например соединения C₁₂, C₁₆, C₂₀ при использовании C₈-алкилалкеналя и соединения C₁₅, C₂₀, C₂₅ при использовании C₁₀-алкилалкеналя. Если получаемый 2-алкилалканол представляет собой 2-пропилгептанол, то при гидрогенизации также может образовываться пентанол, что обусловлено гидрогенизацией или реакцией Канницаро нормального валерианового альдегида, который может присутствовать в качестве непрореагировавшего реагента при получении 2-пропилгептеналя в результате альдолиза нормального валерианового альдегида.

Разделение потока неочищенного продукта на этапе (b) предпочтительно включает отгонку неочищенного продукта, предпочтительно в разделительной колонне для неочищенного продукта. Разделительная колонна для неочищенного продукта предпочтительно функционирует таким образом, чтобы легкий продукт образовывался в верхней части, а тяжелый продукт - в нижней. Разделительная колонна для неочищенного продукта предпочтительно функционирует таким образом, чтобы любые компоненты тяжелее нормального бутанола предпочтительно содержались в тяжелом продукте, т.е. в потоке неочищенного 2-алкилалканаля. Таким образом, можно сказать, что разделительная колонна для неочищенного продукта делает отсечку ниже нормального бутанола. Таким образом, поток неочищенного 2-алкилалканаля предпочтительно имеет более высокие концентрации компонентов тяжелее нормального бутанола, чем поток неочищенного продукта.

Если получаемый 2-алкилалканол представляет собой 2-пропилгептанол, то разделительная колонна для неочищенного продукта предпочтительно функционирует таким образом, чтобы любые компоненты легче, чем пентанол, предпочтительно содержались в легком продукте, т.е. в потоке смешанного бутанола, и, таким образом, можно сказать, что разделительная колонна для неочищенного продукта делает отсечку между нормальным бутанолом и пентанолом. Таким образом, поток смешанного бутанола предпочтительно имеет более высокую концентрацию компонентов легче пентанола, чем поток неочищенного продукта. Отсечка между пентанолом и нормальным бутанолом может иметь особые преимущества, если 2-алкилалканол представляет собой 2-пропилгептанол, поскольку присутствие валерианового альдегида при гидрогенизации на этапе (a) из-за непрореагировавшего валерианового альдегида в ходе предшествующей альдолиза нормального валерианового альдегида дает 2-пропилгептеналь для гидрогенизации.

Если получаемый 2-алкилалканол представляет собой 2-этилгексанол, то разделительная колонна для неочищенного продукта предпочтительно функционирует таким образом, чтобы любые компоненты легче, чем изобутил изобутират, предпочтительно содержались в легком продукте, т.е. в потоке смешанного бутанола, и, таким образом, можно сказать, что разделительная колонна для неочищенного продукта делает отсечку между нормальным бутанолом и изобутил изобутиратом. Таким образом, поток смешанного бутанола предпочтительно имеет более высокую концентрацию компонентов легче изобутил изобутирата, чем поток неочищенного продукта.

Разделение потока смешанного бутанола на этапе (c) предпочтительно включает отгонку, предпочтительно в разделительной колонне для смешанного бутанола. Поток неочищенного изобутанола предпочтительно отбирают в качестве бокового погона. Ниже бокового погона разделительная колонна для смешанного бутанола предпочтительно функционирует с разделением изобутанола и нормального бутанола, причем поток рафинированного нормального бутанола предпочтительно отбирают из нижней части разделительной колонны для смешанного бутанола или вблизи нее. Поток рафинированного нормального бутанола предпочтительно содержит минимальную долю изобутанола, так что может соответствовать спецификациям нормального бутанола. Поток рафинированного нормального бутанола предпочтительно содержит по меньшей мере 99,7 мас.% нормального бутанола. Цветовое значение (по Американской ассоциации здравоохранения (АРНА)) для потока рафинированного нормального бутанола предпочтительно составляет не более 5. Поток рафинированного нормального бутанола предпочтительно содержит не более 0,1 мас.% воды. Поток рафинированного нормального бутанола предпочтительно содержит не более 0,05 мас.% альдегидов (как правило, в виде бутиральдегидов). Кислотность потока рафинированного нормального бутанола предпочтительно составляет не более 0,03 мг КОН/г. Сернокислотное цветовое значение (АРНА) потока рафинированного нормального бутанола предпочтительно составляет не более 20. Удельная плотность 20/20°C потока рафинированного нормального бутанола предпочтительно находится в диапазоне от 0,809 до 0,812. Диапазон отгонки (97 об.%) потока рафинированного нормального бутанола предпочтительно составляет 117-119°C. Поток рафинированного нормального бутанола предпочтительно содержит не более 0,3 мас.% и более предпочтительно не более 0,1 мас.% изобутанола. Поток рафинированного нормального бутанола с такими свойствами может иметь особые преимущества с коммерческой точки зрения. Содержание нормального бутанола и содержание изобута-

нола могут быть особенно важны при получении преимущественного с коммерческой точки зрения потока рафинированного нормального бутанола. Сернокислотное цветовое значение (АРНА) может также быть важным параметром. Выход нормального бутанола в потоке рафинированного нормального бутанола предпочтительно составляет по меньшей мере 95% и более предпочтительно по меньшей мере 99% по сравнению с потоком неочищенного продукта. Изобутанол предпочтительно отделяют от непрореагировавшего изобутиральдегида, непрореагировавшего нормального бутиральдегида и воды в верхней части разделительной колонны для смешанного бутанола выше бокового погона. Таким образом, разделение потока смешанного бутанола на этапе (с) предпочтительно дополнительно включает получение потока бутиральдегида, имеющего более высокие концентрации непрореагировавшего изобутиральдегида и непрореагировавшего нормального бутиральдегида, чем поток смешанного бутанола. Поток бутиральдегида предпочтительно имеет более высокую концентрацию воды, чем поток смешанного бутанола. Поток бутиральдегида предпочтительно отбирают из верхней части разделительной колонны для смешанного бутанола или вблизи нее. Непрореагировавший изобутиральдегид и непрореагировавший нормальный бутиральдегид в потоке бутиральдегида, как правило, имеют отношение нормальной и изоформы (n/i), аналогичное полученному в расположенной выше по потоку оксосекции для гидроформилирования пропилена. В целом (в зависимости от условий, используемых в оксосекции) соотношение n/i варьирует в диапазоне от 1 до 30. Желательно, чтобы поток рафинированного изобутанола содержал лишь очень малую долю нормального бутанола, например менее 0,5 мас.% нормального бутанола, и, таким образом, предпочтительно, чтобы непрореагировавший нормальный бутиральдегид в значительной степени отделялся от неочищенного изобутанола. Таким образом, непрореагировавший нормальный бутиральдегид не будет гидрогенизироваться в первом очищающем гидрогенизационном реакторе и в конечном итоге не будет вызывать загрязнение потока рафинированного изобутанола. Поток бутиральдегида предпочтительно декантируют для удаления обогащенной водой фазы, а затем возвращают в этап (а) гидрогенизации или удаляют из процесса. Любые валериановые альдегиды в потоке смешанного бутанола, например когда получаемый 2-алкилалканол представляет собой 2-пропилгептанол, будут иметь температуру кипения очень близкую к изобутанолу и, вероятно, будут накапливаться в потоке неочищенного изобутанола. При наличии достаточного количества воды, воду можно декантировать из потока неочищенного изобутанола. Разделительная колонна для смешанного бутанола может быть, например, выполнена в виде колонны с разделительной стенкой или традиционной колонны. Колонна с разделительной стенкой может быть полезной, если боковой погон находится близко к питающей тарелке.

Альдегиды, такие как валериановый альдегид и бутиральдегид, как и многие другие ненасыщенные компоненты, могут вносить вклад в цвет или сернокислотную цветовую спецификацию продукта изобутанола. Низкое цветовое значение/сернокислотное цветовое значение/содержание альдегида являются типовыми характеристиками продукта изобутанола, и поэтому предпочтительно свести к минимуму содержание ненасыщенных компонентов в потоке рафинированного изобутанола. Для достижения этой цели поток неочищенного изобутанола направляют в первый очищающий гидрогенизационный реактор, где ненасыщенные компоненты насыщают водородом. Весь бутиральдегид, который не был отделен, например, на предыдущем этапе, будет превращен в бутанол. Весь валериановый альдегид, например, превращают в пентанол. Выполнение данного этапа может быть особенно желательным, поскольку может быть сложно отделить альдегиды, такие как, например, валериановый альдегид, от изобутанола из-за близких температур кипения. Как правило, для потока рафинированного изобутанола спецификация определяет очень низкий уровень альдегида. Однако общее содержание примесей, указанное для потока рафинированного изобутанола, вероятно, будет больше, и, следовательно, в потоке рафинированного изобутанола может быть допустимым большее количество пентанола, чем валерианового альдегида, или нормального бутанола, чем нормального бутиральдегида. Таким образом, превращение альдегидов в алканола, например валерианового альдегида в пентанол или нормального бутиральдегида в нормальный бутанол в первом очищающем гидрогенизационном реакторе, может иметь преимущество для достижения желаемых характеристик потока рафинированного изобутанола. Например, в случае, когда в потоке неочищенного продукта присутствует валериановый альдегид, например когда получаемый 2-алкилалканол представляет собой 2-пропилгептанол, основными компонентами в потоке очищенного изобутанола предпочтительно являются изобутанол, пентанол и очень небольшая доля воды.

Реактор, условия и/или катализатор, используемые в первом очищающем гидрогенизационном реакторе, могут быть такими же, как при гидрогенизации на этапе (а), или отличаться от них. Однако по существу гидрогенизацию в первом очищающем гидрогенизационном реакторе будут проводить в жидкой фазе. Ее можно проводить на уплотненном слое катализатора. Поток через слой катализатора может быть восходящим или нисходящим. Можно использовать любой подходящей катализатор. В одном варианте конструкции активный компонент катализатора может представлять собой никель. В качестве активных компонентов также можно использовать палладий или рутений. Катализатор может быть нанесен на подложку. Можно использовать любую подходящую подложку. К подходящим подложкам относятся оксид алюминия, диоксид кремния или диатомитовая земля. Можно использовать промотор. В целом рециркуляция охлажденного продукта со смешиванием его с потоком подачи для отвода теплоты реакции будет необязательна. Гидрогенизацию можно проводить в любых подходящих условиях. В одном

варианте конструкции вторую гидрогенизацию можно проводить при температуре от около 80 до около 150°C и при давлении от около 10 до около 35 бар абс.

Хотя можно составить функционирующую техническую схему с первым очищающим гидрогенизационным реактором, находящимся выше по потоку от разделения на этапе (с), расположение первого очищающего гидрогенизационного реактора ниже по потоку от разделения на этапе (с), как указано в настоящем изобретении, дает преимущество. Если бы первый очищающий гидрогенизационный реактор находился выше по потоку от этапа (с), то пентанол, образующийся в результате гидрогенизации валерианового альдегида в первом очищающем гидрогенизационном реакторе, поступал бы в поток рафинированного нормального бутанола. Это может привести к несоответствию спецификации потока рафинированного нормального бутанола. Таким образом, преимущество дает расположение первого очищающего гидрогенизационного реактора, описанное в настоящем изобретении, так что риск попадания пентанола в поток рафинированного нормального бутанола снижается. Более того, при размещении первого очищающего гидрогенизационного реактора ниже по потоку от этапа (с) разделения, как в настоящем изобретении, нет необходимости в том, чтобы первый очищающий гидрогенизационный реактор имел размер, подходящий для работы с объединенным потоком нормального и изобутанола в потоке смешанного бутанола. Напротив, в первый очищающий гидрогенизационный реактор подается только поток неочищенного изобутанола, и, следовательно, он работает с более низкой скоростью потока, чем в случае подачи в него потока смешанного бутанола, и поэтому может иметь меньший размер и быть менее дорогостоящим. Концентрация альдегида в потоке неочищенного изобутанола также будет выше, чем в потоке смешанного бутанола, поскольку поток смешанного бутанола разбавляется присутствующим нормальным бутанолом, и, следовательно, скорости реакции в первом очищающем гидрогенизационном реакторе будут выше, если он расположен после этапа (с). Таким образом, в первом очищающем гидрогенизационном реакторе можно использовать меньше катализатора и потенциально более низкую температуру, что делает его работу более экономичной.

Поток очищенного изобутанола содержит изобутанол. В первом очищающем гидрогенизационном реакторе по меньшей мере часть непрореагировавшего нормального бутиральдегида может гидрогенизироваться до нормального бутанола. Таким образом, поток очищенного изобутанола может содержать нормальный бутанол.

Разделение потока очищенного изобутанола предпочтительно включает подачу потока очищенного изобутанола в разделительную колонну для очищенного изобутанола, функционирующую таким образом, чтобы получать соответствующий спецификации изобутанол в потоке рафинированного изобутанола, являющегося нижним потоком, и потока легких отходов в верхней части. Поток легких отходов предпочтительно представляет собой обогащенный водой поток. Поток легких отходов предпочтительно содержит, например, воду и простой эфир. Поток рафинированного изобутанола может иметь более высокую концентрацию нормального бутанола, чем поток очищенного нормального бутанола. Поток рафинированного изобутанола предпочтительно содержит по меньшей мере 99,5 мас.% изобутанола. Поток рафинированного изобутанола предпочтительно содержит не более 0,5 мас.% нормального бутанола. Сернокислотное цветовое значение (АРНА) потока рафинированного изобутанола предпочтительно составляет не более 20, а более предпочтительно не более 10. Поток рафинированного изобутанола предпочтительно содержит не более 0,05 мас.% воды. Кислотность потока рафинированного изобутанола предпочтительно составляет не более 0,03 мг КОН/г. Удельная плотность 20/20°C потока рафинированного изобутанола предпочтительно находится в диапазоне от 0,801 до 0,804. Поток рафинированного изобутанола, имеющий такие свойства, может иметь особые преимущества с коммерческой точки зрения. Содержание изобутанола может быть особенно важным при получении преимущественного с коммерческой точки зрения потока рафинированного изобутанола. Сернокислотное цветовое значение (АРНА) может также быть важным параметром. Выход изобутанола в потоке рафинированного изобутанола предпочтительно составляет по меньшей мере 95% и более предпочтительно по меньшей мере 99% по сравнению с потоком неочищенного продукта.

Поток неочищенного продукта может содержать валериановый альдегид, который может быть превращен в пентанол в первом очищающем гидрогенизационном реакторе. В особенности это может относиться к случаю, когда получаемый 2-алкилалканол представляет собой 2-пропилгептанол. Предпочтительно массовый расход валерианового альдегида в потоке неочищенного продукта составляет не более 0,5% от массового расхода изобутанола в потоке неочищенного продукта. В этом случае уровень пентанола в потоке рафинированного изобутанола может быть достаточно низким, чтобы поток рафинированного изобутанола соответствовал спецификации. Следует понимать, что пентанол будет по существу образовываться в потоке рафинированного изобутанола, а не в потоке легких отходов из-за относительно близких температур кипения изобутанола и пентанола.

Однако может оказаться, что концентрация валерианового альдегида будет такова, что концентрация пентанола в потоке рафинированного изобутанола будет неприемлемо высокой, или возникнет потребность иным способом извлечь пентанол. Таким образом, этап (е) предпочтительно включает разделение потока очищенного изобутанола с получением потока рафинированного изобутанола, имеющего более высокие концентрации изобутанола и нормального бутанола, чем в потоке очищенного изобутано-

ла; потока неочищенного пентанола, имеющего более высокую концентрацию пентанола, чем в потоке очищенного изобутанола; и потока легких отходов. Разделение потока очищенного изобутанола предпочтительно включает подачу потока очищенного изобутанола в разделительную колонну для очищенного изобутанола, функционирующую таким образом, чтобы получать соответствующий спецификации изобутанол в потоке рафинированного изобутанола в качестве бокового погона, поток неочищенного пентанола в нижней части и поток легких отходов в верхней части. Поток легких отходов предпочтительно представляет собой обогащенный водой поток. Поток легких отходов предпочтительно содержит, например, воду и простой эфир. Оптимальное положение бокового погона может варьировать в диапазоне от верха до низа колонны, в зависимости от концентраций воды и пентанола. Разделительная колонна для очищенного изобутанола может быть выполнена в виде колонны с разделительной стенкой или традиционной колонны. Колонна с разделительной стенкой может быть полезной, если боковой погон находится близко к питающей тарелке. В одном варианте осуществления разделительная колонна для очищенного изобутанола может быть разделена на две колонны, причем поток неочищенного пентанола образуется в нижней части первой разделительной колонны для очищенного изобутанола, и поток верхнего продукта из первой разделительной колонны для очищенного изобутанола подают во вторую разделительную колонну для очищенного изобутанола, в которой поток легких отходов образуется в верхней части, а поток рафинированного изобутанола образуется в нижней части. В другом варианте осуществления разделительная колонна для очищенного изобутанола может быть разделена на две колонны, причем поток легких отходов образуется в верхней части первой разделительной колонны для очищенного изобутанола, а поток нижнего продукта из первой разделительной колонны для очищенного изобутанола подают во вторую разделительную колонну для очищенного изобутанола, в которой поток рафинированного изобутанола образуется в верхней части, а поток неочищенного пентанола образуется в нижней части.

В альтернативном или дополнительном варианте осуществления, если поток рафинированного изобутанола содержит неприемлемо высокую концентрацию пентанола, поток рафинированного изобутанола может быть полностью или частично возвращен на разделение потока неочищенного продукта на этапе (b). Поскольку при разделении на этапе (b) отсечка предпочтительно делается между пентанолом и нормальным бутанолом, таким образом можно убрать избыток пентанола. Продувочный поток изобутанола предпочтительно удаляют из рециркуляции для предотвращения накопления в ходе процесса неприемлемо высокого уровня изобутанола.

Разделение потока неочищенного 2-алкилалканолола с получением потока промежуточного 2-алкилалканолола с более высокими концентрациями 2-алкилалканолола и одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола, чем в потоке неочищенного 2-алкилалканолола; и потока тяжелых отходов может включать любые подходящие средства при условии, что они позволяют удалить поток тяжелых отходов. Например, разделение можно проводить путем отгонки в первой зоне отгонки. Отгонку в первой зоне отгонки можно проводить при помощи любых подходящих средств. В одном варианте конструкции ее можно проводить, используя разделительную колонну для неочищенного 2-алкилалканолола, которая может представлять собой, например, ректификационную колонну с обратным холодильником, имеющую от около 20 до около 50 теоретических ступеней. В одном варианте конструкции разделительная колонна для неочищенного 2-алкилалканолола может включать в себя ситчатые или клапанные тарелки. В другом варианте конструкции может быть использована структурированная насадка. Отгонку можно проводить при любых подходящих условиях. В одном варианте конструкции давление в верхней части разделительной колонны для неочищенного 2-алкилалканолола будет находиться в диапазоне от около 0,05 до около 0,5 бар абс. Температуру в нижней части по существу будут поддерживать на уровне ниже около 175°C. Поток тяжелых отходов может содержать соединения C₁₂, C₁₆ и C₂₀, если 2-алкилалканол представляет собой C₈-2-алкилалканол, и соединения C₁₅, C₂₀ и C₂₅, если 2-алкилалканол представляет собой C₁₀-2-алкилалканол.

Поток промежуточного 2-алкилалканолола поступает во второй очищающий гидрогенизационный реактор, в котором по меньшей мере часть одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола превращают в 2-алкилалканол с получением потока очищенного 2-алкилалканолола, содержащего 2-алкилалканол с более высокой концентрацией 2-алкилалканолола, чем поток промежуточного 2-алкилалканолола. Поскольку большая часть ненасыщенного альдегида предпочтительно будет гидрогенизирована при гидрогенизации на этапах (a), эта вторая гидрогенизация предпочтительно по существу направлена на завершение частичной гидрогенизации. Разумеется, если в потоке для второго очищающего гидрогенизационного реактора остается любой негидрогенизированный ненасыщенный альдегид, он будет подвергнут гидрогенизации. Реактор, условия и/или катализатор, используемые во втором очищающем гидрогенизационном реакторе, могут быть такими же, как при гидрогенизации на этапе (a), или отличаться от них. Однако гидрогенизацию во втором очищающем гидрогенизационном реакторе предпочтительно проводят в жидкой фазе. Ее можно проводить на уплотненном слое катализатора. Поток через слой катализатора может быть восходящим или нисходящим. Можно использовать любой подходящей катализатор. В одном варианте конструкции активный компонент катализатора может представлять собой никель. В качестве активных компонентов также можно использовать пал-

ладий или рутений. Катализатор может быть нанесен на подложку. Можно использовать любую подходящую подложку. К подходящим подложкам относятся оксид алюминия, диоксид кремния или диатомитовая земля. Можно использовать промотор. В целом рециркуляция охлажденного продукта со смешиванием его с потоком подачи для отвода теплоты реакции будет необязательна. Гидрогенизацию можно проводить в любых подходящих условиях. В одном варианте конструкции гидрогенизацию во втором очищающем гидрогенизационном реакторе можно проводить при температуре от около 80 до около 150°C и при давлении от около 10 до около 35 бар абс.

Разделение потока очищенного 2-алкилалканолола с получением потока рафинированного 2-алкилалканолола с более высокой концентрацией 2-алкилалканолола, чем в потоке очищенного 2-алкилалканолола; и потока промежуточных отходов может включать любые средства при условии, что они позволяют удалить поток промежуточных отходов. Например, разделение можно проводить путем отгонки во второй зоне отгонки. Отгонку во второй зоне отгонки можно проводить при помощи любых подходящих средств. Средства могут быть такими же, как используемые в первой зоне отгонки, или отличными от них. В одном варианте конструкции отгонку можно проводить, используя разделительную колонну для очищенного 2-алкилалканолола, которая может представлять собой, например, ректификационную колонну с обратным холодильником, имеющую от около 20 до около 50 теоретических ступеней. В одном варианте конструкции разделительная колонна для очищенного 2-алкилалканолола может включать в себя ситчатые или клапанные тарелки. В другом варианте конструкции может быть использована структурированная насадка. Отгонку можно проводить при любых подходящих условиях. В одном варианте конструкции давление в верхней части разделительной колонны для очищенного 2-алкилалканолола будет находиться в диапазоне от около 0,05 до около 0,5 бар абс. Температуру в нижней части по существу будут поддерживать на уровне ниже около 175°C. Поток промежуточных отходов может содержать, например, бутилбутират. Если 2-алкилалканол представляет собой 2-пропилгептанол, то поток промежуточных отходов предпочтительно может содержать, например, пентанол.

Поток рафинированного 2-алкилалканолола предпочтительно отбирают из нижней части второй зоны отгонки или вблизи нее. В одном варианте конструкции поток рафинированного 2-алкилалканолола предпочтительно будет содержать по меньшей мере 98%, более предпочтительно по меньшей мере 99% или еще более предпочтительно по меньшей мере 99,5% 2-алкилалканолола. Цветовое значение (АРНА) потока рафинированного 2-алкилалканолола предпочтительно составляет не более 5. Поток рафинированного 2-алкилалканолола предпочтительно содержит не более 0,05 мас.% воды. Поток рафинированного 2-алкилалканолола предпочтительно содержит не более 0,01 мас.% альдегидов (как правило, 2-алкилалканала). Поток рафинированного 2-алкилалканолола предпочтительно имеет кислотность не более 0,01 мас.% (например, в виде уксусной кислоты, например, в потоке рафинированного 2-этилгексанола). Предпочтительно сернокислотное цветовое значение (АРНА) потока рафинированного 2-алкилалканолола составляет не более 10. Предпочтительно удельная плотность 20/20°C потока рафинированного 2-алкилалканолола находится в диапазоне от 0,831 до 0,834. Предпочтительно диапазон отгонки (97% объема) потока рафинированного 2-алкилалканолола составляет 183-186°C. Поток рафинированного 2-алкилалканолола, имеющего такие свойства, может иметь особые преимущества с коммерческой точки зрения. Содержание 2-алкилалканолола может быть особенно важным для получения преимущественного с коммерческой точки зрения потока рафинированного 2-алкилалканолола. Предпочтительно выход 2-алкилалканолола в потоке рафинированного 2-алкилалканолола составляет по меньшей мере 95%, более предпочтительно по меньшей мере 97% и еще более предпочтительно по меньшей мере 99% по сравнению с потоком неочищенного продукта.

В соответствии со вторым аспектом изобретения предложен способ производства нормального бутанола, изобутанола и 2-алкилалканолола, включающий:

(а) гидрогенизацию потока, содержащего нормальный бутиральдегид, изобутиральдегид и 2-алкилалканаль, с образованием потока неочищенного продукта, содержащего нормальный бутанол, изобутанол, 2-алкилалканол, непрореагировавший нормальный бутиральдегид, непрореагировавший изобутиральдегид и один или более из непрореагировавшего 2-алкилалканала, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола;

(b) разделение нормального бутанола, изобутанола, 2-алкилалканолола в потоке неочищенного продукта, причем разделение включает первый процесс разделения, в котором нормальный бутанол, изобутанол, непрореагировавший нормальный бутиральдегид и непрореагировавший изобутиральдегид отделяют от 2-алкилалканолола и одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалканала, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола, второй процесс разделения, в котором нормальный бутанол отделяют от изобутанола, и третий процесс разделения, в котором очищают 2-алкилалканол, причем второй процесс разделения и третий процесс разделения параллельны, и при этом второй процесс разделения включает этап гидрогенизации по меньшей мере части непрореагировавшего нормального бутиральдегида и непрореагировавшего изобутиральдегида до нормального бутанола и изобутанола, и при этом третий процесс разделения включает в себя этап гидрогенизации по меньшей мере части одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалканала, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола с образованием 2-алкилалканолола.

Если поток неочищенного продукта содержит пентанол, то при первом разделении нормальный бу-

танол предпочтительно направляют во второй процесс разделения, а пентанол направляют в третий процесс разделения.

Разделение можно проводить при помощи любых подходящих средств при условии, что они обеспечивают разделение. Разделение предпочтительно проводят путем отгонки. Разделения предпочтительно проводят в колоннах. Отгонку можно проводить при помощи любых подходящих средств. Отгонку предпочтительно проводят в ректификационной колонне. Например, ректификационные колонны могут представлять собой ректификационные колонны с обратным холодильником. Ректификационные колонны могут иметь от около 20 до около 50 теоретических ступеней.

Если указано, что при осуществлении способа отделяют первый компонент от второго компонента, следует понимать, что большая часть первого компонента попадает в первый поток, а большая часть второго компонента попадает в отдельный второй поток. Например, по меньшей мере 90 мас.%, предпочтительно по меньшей мере 95 мас.% и более предпочтительно по меньшей мере 99 мас.% первого компонента попадает в первый поток, и по меньшей мере 90 мас.%, предпочтительно по меньшей мере 95 мас.% и более предпочтительно по меньшей мере 99 мас.% второго компонента попадает в отдельный второй поток.

Предпочтительно 2-алкилалкеналя представляет собой 2-этилгексеналя, 2-алкилалканаля представляет собой 2-этилгексаналя, а один или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола представляют собой один или более из непрореагировавшего 2-этилгексеналя, 2-этилгексаналя или 2-этилгексенола. Предпочтительно 2-алкилалкеналя представляет собой 2-пропилгептеналя, 2-алкилалканаля представляет собой 2-пропилгептаналя, а один или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола представляют собой один или более из непрореагировавшего 2-пропилгептеналя, 2-пропилгептаналя или 2-пропилгептенола. Этот способ может иметь особое преимущество для таких разделений, например, поскольку может быть построена одна установка, способная осуществлять любой из способов. Таким образом, может быть создана установка, которая может переключаться между двумя способами в соответствии с условиями на рынке для получения максимальной прибыли. Может быть предложен способ эксплуатации установки, в котором установку эксплуатируют в соответствии со способом изобретения, в котором 2-алкилалкеналя представляет собой 2-этилгексеналя, 2-алкилалканаля представляет собой 2-этилгексаналя, а один или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола представляет собой один или более из непрореагировавшего 2-этилгексеналя, 2-этилгексаналя или 2-этилгексенола в течение первого периода времени, и установку эксплуатируют в соответствии со способом изобретения, в котором 2-алкилалкеналя представляет собой 2-пропилгептеналя, 2-алкилалканаля представляет собой 2-пропилгептаналя, а один или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола представляет собой один или более из непрореагировавшего 2-пропилгептеналя, 2-пропилгептаналя или 2-пропилгептенола в течение второго периода времени. Первый период времени может находиться до или после второго периода времени.

Предпочтительно один или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола представляют собой два или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола. Может оказаться, что один или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола представляют собой непрореагировавший 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля и 2-алкилалкенола. Более предпочтительно один или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола представляют собой один или более из 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола. Наиболее предпочтительно один или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола представляют собой 2-алкилалканаля и 2-алкилалкенола. Следует понимать, что гидрогенизация на этапе (а) с большой вероятностью приведет, по меньшей мере, к частичной гидрогенизации 2-алкилалкеналя, и поэтому более вероятно, что в потоке неочищенного продукта присутствуют продукты частичной гидрогенизации - 2-алкилалканаля и 2-алкилалкенола, а не исходный реагент - 2-алкилалкеналя.

Один аспект изобретения может включать любой элемент, описанный в связи с другим аспектом изобретения. Например, второй аспект изобретения может включать любой элемент, описанный в связи с первым аспектом изобретения и наоборот.

Поток, содержащий нормальный бутиральдегид, изобутиральдегид и 2-алкилалкеналя, можно подавать на гидрогенизацию в виде единого потока или в виде множества потоков. Поток может быть получен из оксомодуля, причем по меньшей мере часть продукта из оксомодуля направляют в модуль альдозации с получением 2-алкилалкеналя. Таким образом, способ может включать взаимодействие синтетического газа с одним или более алкенами с получением смеси альдегидов в оксомодуле, подачу по меньшей мере части альдегидов на гидрогенизацию и подачу по меньшей мере части альдегидов на альдозацию с получением 2-алкилалкеналя перед подачей 2-алкилалкеналя на гидрогенизацию. Предпочтительно алкены содержат пропен, альдегиды представляют собой нормальный и изобутиральдегид, а 2-алкилалкеналя представляет собой 2-этилгексеналя, или алкены содержат пропен и бутен, альдегиды представляют собой нормальный, и изобутиральдегид, и валериановый альдегид, а 2-алкилалкеналя представляет собой 2-пропилгептеналя.

Далее настоящее изобретение будет описано только в качестве примера со ссылкой на прилагаемые чертежи, на которых:

на фиг. 1 представлена блок-схема всего способа производства нормального бутанола, изобутанола и 2-пропилгептанола;

на фиг. 2 представлена блок-схема всего способа производства нормального бутанола, изобутанола и 2-этилгексанола;

на фиг. 3 представлено схематическое изображение способа в соответствии с настоящим изобретением;

на фиг. 4 представлено схематическое изображение способа в соответствии с настоящим изобретением; и

на фиг. 5 представлено схематическое изображение способа в соответствии с настоящим изобретением;

на фиг. 6 представлено схематическое изображение способа в соответствии с настоящим изобретением.

Специалистам в данной области будет понятно, что чертежи являются схематическими и что в промышленной установке могут потребоваться дополнительные элементы оборудования, такие как емкости для флегмы, насосы, вакуумные насосы, датчики температуры, датчики давления, клапаны для сброса давления, управляющие клапаны, контроллеры расхода, контроллеры уровня, баки для временного содержания, баки для хранения и т.п. Обеспечение таких дополнительных элементов оборудования не является частью настоящего изобретения и осуществляется в соответствии с обычной практикой проектирования объектов химической промышленности.

На фиг. 1 синтетический газ 1001, пропилен 1002 и бутен 1003 подают в оксомодуль 1004. Продукт из оксомодуля 1004 разделяют в сепараторе 1014 на поток, содержащий нормальный и изобутиральдегид 1005, и поток, содержащий валериановый альдегид 1006. Поток, содержащий валериановый альдегид 1006, подают в модуль 1007 альдолизации. В модуле 1007 альдолизации валериановый альдегид подвергают альдолизации с получением 2-пропилгептеналя. Продукт из модуля 1007 альдолизации, который включает в себя 2-пропилгептеналь, подают в гидрогенизационный реактор 1008. Поток, содержащий нормальный и изобутиральдегид 1005, подают непосредственно в гидрогенизационный реактор 1008. Таким образом, в гидрогенизационном реакторе 1008 гидрогенизируют подаваемый поток, содержащий нормальный бутиральдегид, изобутиральдегид и 2-пропилгептеналь, с образованием потока 1015 неочищенного продукта, содержащего нормальный бутанол, изобутанол, 2-пропилгептанол, непрореагировавший нормальный бутиральдегид, непрореагировавший изобутиральдегид, непрореагировавший 2-пропилгептеналь, 2-пропилгептаналь и 2-пропилгептенол. Поток 1015 продукта подают на разделение 1009 с получением потока 1010 рафинированного изобутанола, потока 1011 рафинированного нормального бутанола и потока 1012 рафинированного 2-пропилгептанола. Разделение 1009 может представлять собой, например, любую из схем разделения, описанных ниже со ссылкой на фиг. 3-6.

На фиг. 2 синтетический газ 1101 и пропилен 1102 подают в оксомодуль 1104. Продукт из оксомодуля 1104 разделяют в сепараторе 1114 на поток, содержащий нормальный и изобутиральдегид 1105, и поток, содержащий нормальный бутиральдегид 1106. Поток, содержащий нормальный бутиральдегид 1106, подают в модуль 1107 альдолизации. В модуле 1107 альдолизации нормальный бутиральдегид подвергают альдолизации с получением 2-этилгексеналя. Продукт из модуля 1107 альдолизации, который включает в себя 2-этилгексеналь, подают в гидрогенизационный реактор 1108. Поток, содержащий нормальный и изобутиральдегид 1105, подают непосредственно в гидрогенизационный реактор 1108. Таким образом, в гидрогенизационном реакторе 1108 гидрогенизируют подаваемый поток, содержащий нормальный бутиральдегид, изобутиральдегид и 2-этилгексеналь, с образованием потока 1115 неочищенного продукта, содержащего нормальный бутанол, изобутанол, 2-этилгексанол, непрореагировавший нормальный бутиральдегид, непрореагировавший изобутиральдегид, непрореагировавший 2-этилгексеналь, 2-этилгексаналь и 2-этилгексенол. Поток 1115 продукта подают на разделение 1109 с получением потока 1110 рафинированного изобутанола, потока 1111 рафинированного нормального бутанола и потока 1112 рафинированного 2-этилгексенола. Разделение 1109 может представлять собой, например, любую из схем разделения, описанных ниже со ссылкой на фиг. 3-6.

На фиг. 3 поток 1 неочищенного продукта после гидрогенизации, например, проведенной в гидрогенизационном реакторе 1008 или описанной выше гидрогенизации 1108, подают в разделительную колонну 101 для неочищенного продукта. Разделительная колонна 101 для неочищенного продукта функционирует с отсечкой между нормальным бутанолом, который идет в верхний продукт, и более тяжелыми компонентами, такими как бутилбутират или пентанол, если они имеются, которые идут в нижний продукт. Таким образом, из верхней части разделительной колонны 101 для неочищенного продукта получают поток 2 смешанного бутанола, а из нижней части разделительной колонны 101 для неочищенного продукта получают поток 3 неочищенного 2-алкилалканолола.

Поток 2 смешанного бутанола подают в разделительную колонну 102 для смешанного бутанола, которая функционирует с получением потока 4 бутиральдегида из верхней части, потока 6 рафинированного нормального бутанола из нижней части и потока 5 неочищенного изобутанола в виде бокового по-

гона. Непрореагировавшие альдегиды, такие как бутиральдегид, не удаленный в потоке бутиральдегида, и, при наличии, валериановый альдегид после гидрогенизации, будут находиться в потоке 5 неочищенного изобутанола. Поток 5 неочищенного изобутанола подают в первый очищающий реактор 103, в котором непрореагировавшие альдегиды гидрогенизируют с образованием соответствующих алканолов. Поток очищенного 7 изобутанола выходит из первого очищающего реактора 103 и подается в разделительную колонну 104 для очищенного изобутанола. Поток 8 легких отходов получают из верхней части разделительной колонны 104 для очищенного изобутанола, а из нижней части получают поток 9 рафинированного изобутанола.

Поток 3 неочищенного 2-алкилалканолола подают в первую зону отгонки, имеющую вид разделительной колонны 105 для неочищенного 2-алкилалканолола, которая функционирует с удалением любых тяжелых компонентов, которые могли образоваться. Эти тяжелые компоненты удаляют из потока 11 тяжелых отходов, а из верхней части разделительной колонны для неочищенного 2-алкилалканолола отводят поток 10 промежуточного 2-алкилалканолола. Затем поток 10 промежуточного 2-алкилалканолола подают во второй очищающий реактор 106. В этом втором очищающем реакторе 106 поток 10 промежуточного 2-алкилалканолола приводят в контакт с водородом. В целом этот второй очищающий реактор 106 позволит превратить непрореагировавший 2-алкилалканоль, 2-алкилалканоль и 2-алкилалкенол в желаемый 2-алкилалканол, тем самым повышая чистоту продукта. Например, если 2-алкилалканол представляет собой 2-этилгексанол, во втором очищающем реакторе 106 будет возможно превращение 2-этилгексенала, 2-этилгексенола и 2-этилгексанала в требуемый 2-этилгексанол, что, таким образом, повысит чистоту продукта. Поток 12 очищенного 2-алкилалканолола, выходящий из второго очищающего реактора 106, подают во вторую зону отгонки, имеющую вид разделительной колонны 107 для очищенного 2-алкилалканолола, где легкие продукты, такие как гептан или пентанол, отделяют и удаляют в потоке 13 промежуточных отходов, а продукт 2-алкилалканол отводят в поток 14 рафинированного 2-алкилалканолола. В этом варианте осуществления поток 14 рафинированного 2-алкилалканолола предпочтительно будет иметь сернокислотное цветовое значение ниже 20 по АРНА, более предпочтительно ниже 10 по АРНА.

На фиг. 4 представлен вариант способа, показанного на фиг. 3. Аналогичные цифровые обозначения на фиг. 4 относятся к тем же элементам, что и на фиг. 3 и не описаны повторно. На фиг. 4 показана разделительная колонна 104 для очищенного изобутанола, функционирующая таким образом, чтобы получать поток 90 неочищенного пентанола и рециркуляционный поток 91 неочищенного пентанола из нижней части разделительной колонны 104 для очищенного изобутанола. Рециркуляционный поток 91 неочищенного пентанола подают обратно в разделительную колонну 101 для неочищенного продукта. Поскольку разделительная колонна 101 для неочищенного продукта в данном варианте осуществления функционирует с отсечкой между нормальным бутанолом и пентанолом, пентанол в рециркуляционном потоке 91 неочищенного пентанола будет выделен разделительной колонной 101 для неочищенного продукта в поток 3 неочищенного 2-алкилалканолола. Это может иметь преимущество, если в потоке 1 неочищенного продукта присутствует высокий уровень валерианового альдегида. Валериановый альдегид в этом потоке будет поступать в потоке 2 смешанного бутанола и потоке 5 неочищенного изобутанола в первый очищающий реактор 103, где он будет вступать в реакцию с образованием пентанола. В способе, показанном на фиг. 3, пентанол может загрязнять поток 9 рафинированного изобутанола, тогда как в способе, показанном на фиг. 4, пентанол отделяют в колонне 104 для очищенного изобутанола. Обратная подача рециркуляционного потока 91 неочищенного пентанола в разделительную колонну 101 для неочищенного продукта использует преимущество, связанное с отсечкой между нормальным бутанолом и пентанолом в разделительной колонне 101 для неочищенного продукта с направлением пентанола в поток 3 неочищенного 2-алкилалканолола, из которого он будет непосредственно отделен в поток 13 промежуточных отходов в колонне 107 для очищенного 2-алкилалканолола, в то время как весь изобутанол в рециркуляционном потоке 91 неочищенного пентанола подается в поток 2 смешанного бутанола и, следовательно, может быть выделен как продукт в поток 9 рафинированного изобутанола из разделительной колонны 104 для очищенного изобутанола. Поток 90 неочищенного пентанола выступает в качестве про-двки, препятствующей накоплению компонентов в рециркуляционном контуре.

На фиг. 5 представлен вариант способа, показанного на фиг. 4. Аналогичные цифровые обозначения на фиг. 5 относятся к тем же элементам, что и на фиг. 3 и 4, и не описаны повторно. На фиг. 5 разделительная колонна 104 для очищенного изобутанола разделена на две колонны. В первой разделительной колонне 104а для очищенного изобутанола поток 90 неочищенного пентанола и рециркуляционный поток 91 неочищенного пентанола получают в нижней части, а верхний поток 80 подают во вторую разделительную колонну 104b для очищенного изобутанола, из которой получают поток 9 рафинированного изобутанола в нижней части, а из верхней части получают поток 8 легких отходов.

На фиг. 6 представлен вариант способа, показанного на фиг. 4. Аналогичные цифровые обозначения на фиг. 6 относятся к тем же элементам, что и на фиг. 3 и 4, и не описаны повторно. На фиг. 6 разделительная колонна 104 для очищенного изобутанола разделена на две колонны. В первой разделительной колонне 104с для очищенного изобутанола поток 8 легких отходов получают из верхней части, а нижний поток 81 подают во вторую разделительную колонну 104d для очищенного изобутанола, из которой в

верхней части получают поток 9 рафинированного изобутанола, а в нижней части получают поток 90 неочищенного пентанола и рециркуляционный поток 91 неочищенного пентанола.

Далее настоящее изобретение будет описано со ссылкой на прилагаемые примеры, не имеющие ограничительного характера.

Пример 1.

Моделирование способа, показанного на фиг. 3, в котором 2-алкилалкеналь представляет собой 2-этилгексеналь, а 2-алкилалканол представляет собой 2-этилгексанол, проводят с использованием потока 1 неочищенного продукта, содержащего значительно больше побочных продуктов, чем можно было бы ожидать, чтобы продемонстрировать, что с помощью предлагаемой схемы рафинирования, тем не менее, можно получать продукты, соответствующие спецификации, даже в сложных условиях. Поток 1 неочищенного продукта, содержащий 0,64 мас.% воды, 371 м.д. мас. изобутиральдегида, 749 м.д. мас. нормального бутиральдегида, 14,4 мас.% изобутанола, 23,0 мас.% нормального бутанола, 96 м.д. мас. простого дибутилового эфира, 136 м.д. мас. IN-бутилбутирата, 856 м.д. мас. NN-бутилбутирата, 0,28 мас.% 2-этилгексаналя, 59 мас.% 2-этилгексанола, 1,25 мас.% тяжелых соединений C_{12} и 1,16 мас.% тяжелых соединений C_{16} , направляются в разделительную колонну 101 для неочищенного продукта. Разделительная колонна 101 для неочищенного продукта функционирует с отсечкой между н-бутанолом и IN-бутилбутиратом.

Полученный поток 2 смешанного бутанола направляют в разделительную колонну 102 для смешанного бутанола. Разделительная колонна 102 для смешанного бутанола функционирует с получением в нижней части потока 6 рафинированного нормального бутанола с 0,1 мас.% изобутанола и 385 м.д. мас. простого дибутилового эфира и с получением в виде бокового погона потока 5 неочищенного изобутанола, содержащего 695 м.д. мас. нормального бутанола. Поток 4 бутиральдегида, полученный в виде верхнего продукта разделительной колонны 102 для смешанного бутанола, конденсируют и охлаждают до 40°C с получением жидкости, декантируемой на обогащенную водой фазу и органическую фазу. Органическую фазу используют для нагревания с обратным холодильником, и она содержит приблизительно 57,4 мас.% альдегидов и 33,4 мас.% изобутанола, а также насыщена водой. Поток 5 неочищенного изобутанола подают в первый очищающий реактор 103, где 99% всех альдегидов превращаются в соответствующий алканол. Затем поток 7 очищенного изобутанола направляют в разделительную колонну 104 для очищенного изобутанола. Разделительная колонна 104 для очищенного изобутанола функционирует с получением 6,5 мас.% воды в потоке 8 легких отходов, который получают в верхней части. Поток 9 рафинированного изобутанола содержит < 0,1 мас.% нормального бутанола, около 20 м.д. простого дибутилового эфира и еще 20 м.д. воды.

Поток 3 неочищенного 2-этилгексанола, полученный в нижней части разделительной колонны 101 для неочищенного продукта, подают в разделительную колонну 105 для неочищенного 2-этилгексанола. Разделительная колонна 105 для неочищенного 2-этилгексанола функционирует с установкой в нижней части температуры 160°C и давления 0,2 бар абс., что дает поток 11 тяжелых отходов, образующийся в нижней части разделительной колонны 105 для неочищенного 2-этилгексанола, содержащий все компоненты C_{12} и C_{16} , поданные в разделительную колонну 105 для неочищенного 2-этилгексанола. Таким образом, поток 11 тяжелых отходов содержал 77 мас.% компонентов C_{12} и C_{16} , а остаток составлял 2-этилгексанол. Поток 10 промежуточного 2-этилгексанола, получаемый в верхней части, конденсируют и подают во второй очищающий реактор 106, где 99% всех оставшихся ненасыщенных компонентов подвергаются насыщению. Поток очищенного 2-этилгексанола подают в разделительную колонну 107 для очищенного 2-этилгексанола. Разделительная колонна 113 для очищенного 2-этилгексанола функционирует с получением около 50 мас.% 2-этилгексанола в потоке 13 промежуточных отходов, получаемого в виде продукта из верхней части разделительной колонны 107 для очищенного 2-этилгексанола, и 100 м.д. мас. NN-бутилбутирата в потоке 14 рафинированного 2-этилгексанола, получаемого в виде продукта из нижней части разделительной колонны 107 для очищенного 2-этилгексанола. Соответствующие выходы изобутанола, нормального бутанола и 2-этилгексанола составляют 97,5, 99,7 и 99,0% относительно потока неочищенного продукта, подаваемого в разделительную колонну 101 для неочищенного продукта.

Пример 2.

Моделирование способа, показанного на фиг. 6, в котором 2-алкилалкеналь представляет собой 2-пропилгептеналь, а 2-алкилалканол представляет собой 2-пропилгептанол, проводят с использованием потока 1 неочищенного продукта, содержащего значительно больше побочных продуктов, чем можно было бы ожидать, чтобы продемонстрировать, что предлагаемая схема рафинирования, тем не менее, позволяет получать продукты, соответствующие спецификации, даже в сложных условиях. Поток 1 неочищенного продукта, содержащий 0,33 мас.% воды, 330 м.д. мас. изобутиральдегида, 667 м.д. мас. нормального бутиральдегида, 425 м.д. мас. нормального валерианового альдегида, 12,8 мас.% изобутанола, 20,0 мас.% нормального бутанола, 0,86 мас.% 2-метилбутанола, 1,45 мас.% нормального пентанола 762 м.д. мас. NN-бутилбутирата, 389 м.д. мас. 2-этилгексанола, 60,7 мас.% 2-пропилгептанола, 2,86 мас.% 2-пропилгептанола, 796 м.д. мас. тяжелых соединений C_{12} и 0,216 мас.% тяжелых соединений C_{20} , направляют в разделительную колонну 101 для неочищенного продукта. Разделительная колонна 101 для не-

очищенного продукта функционирует с отсечкой между *n*-бутанолом и 2-метилбутанолом.

Полученный поток 2 смешанного бутанола направляют в разделительную колонну 102 для смешанного бутанола. Разделительная колонна 102 для смешанного бутанола функционирует с получением в нижней части потока 6 рафинированного нормального бутанола с 100 м.д. мас. изобутанола, 13 м.д. мас. валерианового альдегида и 17 м.д. мас. 2-метилбутанола и с получением в виде бокового погона потока 5 неочищенного изобутанола, содержащего 382 м.д. мас. нормального бутанола. Поток 4 бутиральдегида, полученный в виде верхнего продукта разделительной колонны 102 для смешанного бутанола, конденсируют и охлаждают до 40°C с получением жидкости, декантируемой на обогащенную водой фазу и органическую фазу. Органическую фазу используют для нагревания с обратным холодильником, и она содержит приблизительно 59 мас.% C₄-альдегидов, 2,1 мас.% C₅-альдегидов, 18,7 мас.% воды и 30,6 мас.% изобутанола. Поток 5 неочищенного изобутанола подают в первый очищающий реактор 103, где 99,9% всех альдегидов превращаются в соответствующий алканол. Затем поток 7 очищенного изобутанола направляют в первую разделительную колонну 104с для очищенного изобутанола. Первая разделительная колонна 104с для очищенного изобутанола функционирует с получением 19 мас.% воды в потоке 8 легких отходов. Поток 81 нижнего продукта, все еще содержащий пентанолы, направляют во вторую разделительную колонну 104d для очищенного изобутанола. Вторая разделительная колонна 104d для очищенного изобутанола функционирует с получением в нижней части потока 90 неочищенного пентанола, содержащего 50 мас.% пентанолов. В данном примере пентанолы не направляют в рециркуляцию. Поток рафинированного изобутанола, полученный из верхней части второй разделительной колонны 104d для очищенного изобутанола, содержит 33 м.д. мас. валерианового альдегида, 5 м.д. мас. воды и 415 м.д. мас. нормального бутанола.

Поток 3 неочищенного 2-пропилгептанола, полученный в нижней части разделительной колонны 101 для неочищенного продукта, подают в разделительную колонну 105 для неочищенного 2-пропилгептанола. Разделительная колонна 105 для неочищенного 2-пропилгептанола функционирует с установкой в нижней части температуры 160°C и давления 85 мбар абс., что дает поток 11 тяжелых отходов, образующийся в нижней части разделительной колонны 105 для неочищенного 2-пропилгептанола, содержащий все компоненты C₁₂ и C₂₀, поданные в разделительную колонну 105 для неочищенного 2-пропилгептанола. Таким образом, поток 11 тяжелых отходов содержал 66 мас.% компонентов C₁₂ и C₂₀, а остаток составлял 2-пропилгептанол. Поток 10 промежуточного 2-пропилгептанола, получаемый в верхней части, конденсируют и подают во второй очищающий реактор 106, где 99% всех оставшихся ненасыщенных компонентов подвергаются насыщению. Поток 12 очищенного 2-пропилгептанола подают в разделительную колонну 107 для очищенного 2-пропилгептанола. Разделительная колонна 107 для очищенного 2-пропилгептанола функционирует с получением около 55 мас.% 2-пропилгептанола в потоке 13 промежуточных отходов, получаемого в виде продукта из верхней части разделительной колонны 107 для очищенного 2-пропилгептанола, и менее 0,1 мас.% 2-пропилгептанола в потоке 14 рафинированного 2-пропилгептанола, получаемого в виде продукта из нижней части разделительной колонны 107 для очищенного 2-пропилгептанола. Соответствующие выходы изобутанола, нормального бутанола и 2-пропилгептанола составляют 95,4, 99,3 и 95,0% относительно потока 1 неочищенного продукта, подаваемого в разделительную колонну 101 для неочищенного продукта.

Специалистам в данной области будет понятно, что приведенные выше варианты осуществления описаны только в качестве примера, а не в каком-либо ограничивающем смысле, и что возможны различные изменения и модификации без отступления от объема изобретения, определенного в прилагаемой формуле изобретения.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ производства нормального бутанола, изобутанола и 2-алкилалканола, включающий:

(а) гидрогенизацию потока, содержащего нормальный бутиральдегид, изобутиральдегид и 2-алкилалкеналя, с образованием потока неочищенного продукта, содержащего нормальный бутанол, изобутанол, 2-алкилалканол, непрореагировавший нормальный бутиральдегид, непрореагировавший изобутиральдегид и один или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола;

(b) разделение потока неочищенного продукта с получением потока смешанного бутанола, имеющего более высокие концентрации нормального бутанола, изобутанола, непрореагировавшего нормального бутиральдегида и непрореагировавшего изобутиральдегида, чем поток неочищенного продукта; и потока неочищенного 2-алкилалканола с более высокими концентрациями 2-алкилалканола и одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканаля или 2-алкилалкенола, чем поток неочищенного продукта;

(с) разделение потока смешанного бутанола с получением потока рафинированного нормального бутанола, имеющего более высокую концентрацию нормального бутанола, чем поток смешанного бутанола; и потока неочищенного изобутанола, имеющего более высокую концентрацию изобутанола, чем поток смешанного бутанола, и содержащего непрореагировавший изобутиральдегид;

(d) подачу потока неочищенного изобутанола в первый очищающий гидрогенизационный реактор, в котором по меньшей мере часть непрореагировавшего изобутиральдегида превращают в изобутанол с получением потока очищенного изобутанола;

(e) разделение потока очищенного изобутанола с получением потока рафинированного изобутанола, имеющего более высокую концентрацию изобутанола, чем поток очищенного изобутанола; и потока легких отходов;

(f) разделение потока неочищенного 2-алкилалкананола с получением потока промежуточного 2-алкилалкананола с более высокими концентрациями 2-алкилалкананола и одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола, чем в потоке неочищенного 2-алкилалкананола; и потока тяжелых отходов;

(g) подачу потока промежуточного 2-алкилалкананола во второй очищающий гидрогенизационный реактор, в котором по меньшей мере часть одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола превращают в 2-алкилалканол с получением потока очищенного 2-алкилалкананола, имеющего более высокую концентрацию 2-алкилалкананола, чем поток промежуточного 2-алкилалкананола;

(h) разделение потока очищенного 2-алкилалкананола с получением потока рафинированного 2-алкилалкананола с более высокой концентрацией 2-алкилалкананола, чем в потоке очищенного 2-алкилалкананола; и потока промежуточных отходов.

2. Способ по п.1, в котором один или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола содержат 2-алкилалканаль и 2-алкилалкенол.

3. Способ по любому из предшествующих пунктов, в котором разделение потока смешанного бутанола на этапе (c) дополнительно включает получение потока бутиральдегида, имеющего более высокие концентрации непрореагировавшего изобутиральдегида и непрореагировавшего нормального бутиральдегида, чем поток смешанного бутанола.

4. Способ по любому из предшествующих пунктов, в котором поток неочищенного продукта, получаемого на этапе (a), дополнительно содержит пентанол, а этап (e) включает разделение потока очищенного изобутанола с получением потока рафинированного изобутанола, имеющего более высокую концентрацию изобутанола, чем поток очищенного изобутанола; потока неочищенного пентанола, имеющего более высокую концентрацию пентанола, чем в потоке очищенного изобутанола; и потока легких отходов.

5. Способ производства нормального бутанола, изобутанола и 2-алкилалкананола, включающий:

(a) гидрогенизацию потока, содержащего нормальный бутиральдегид, изобутиральдегид и 2-алкилалканаль, с образованием потока неочищенного продукта, содержащего нормальный бутанол, изобутанол, 2-алкилалканол, непрореагировавший нормальный бутиральдегид, непрореагировавший изобутиральдегид и один или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола;

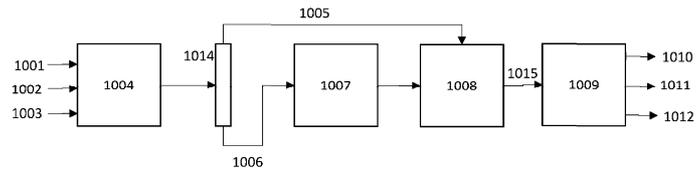
(b) разделение нормального бутанола, изобутанола, 2-алкилалкананола в потоке неочищенного продукта, причем разделение включает первый процесс разделения, в котором нормальный бутанол, изобутанол, непрореагировавший нормальный бутиральдегид и непрореагировавший изобутиральдегид отделяют от 2-алкилалкананола и одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола, второй процесс разделения, в котором нормальный бутанол отделяют от изобутанола, и третий процесс разделения, в котором очищают 2-алкилалканол, причем второй процесс разделения и третий процесс разделения параллельны, и при этом второй процесс разделения включает этап гидрогенизации по меньшей мере части непрореагировавшего нормального бутиральдегида и непрореагировавшего изобутиральдегида до нормального бутанола и изобутанола, и при этом третий процесс разделения включает этап гидрогенизации по меньшей мере одного или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола с образованием 2-алкилалкананола.

6. Способ по п.5, в котором поток неочищенного продукта, получаемого на этапе (a), дополнительно содержит пентанол, и при первом разделении нормальный бутанол направляют во второй процесс разделения, а пентанол направляют в третий процесс разделения.

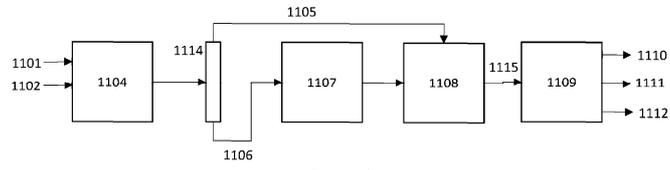
7. Способ по любому из предшествующих пунктов, причем разделения проводят в колоннах.

8. Способ по любому из предшествующих пунктов, в котором 2-алкилалканаль представляет собой 2-этилгексеналь, 2-алкилалканол представляет собой 2-этилгексанол, а один или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола представляют собой один или более из непрореагировавшего 2-этилгексенала, 2-этилгексенала или 2-этилгексенола.

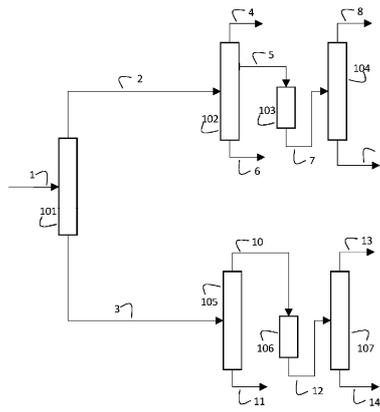
9. Способ по любому из пп.1-7, в котором 2-алкилалканаль представляет собой 2-пропилгептеналь, 2-алкилалканол представляет собой 2-пропилгептанол, а один или более из непрореагировавшего 2-алкилалкеналя, 2-алкилалканала или 2-алкилалкенола представляют собой один или более из непрореагировавшего 2-пропилгептенала, 2-пропилгептанала или 2-пропилгептенола.



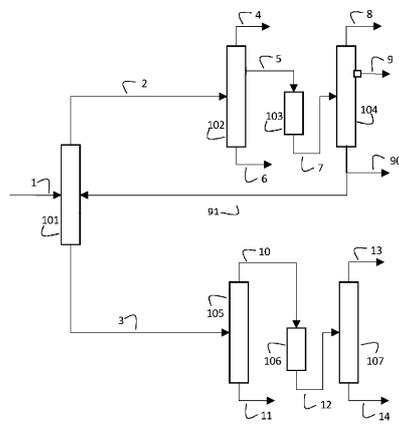
Фиг. 1



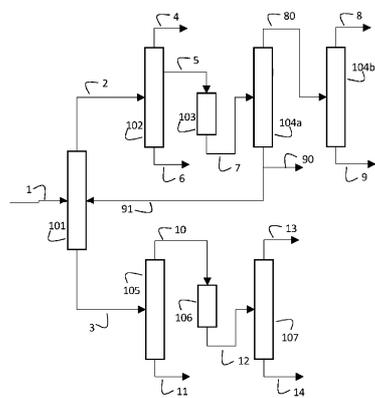
Фиг. 2



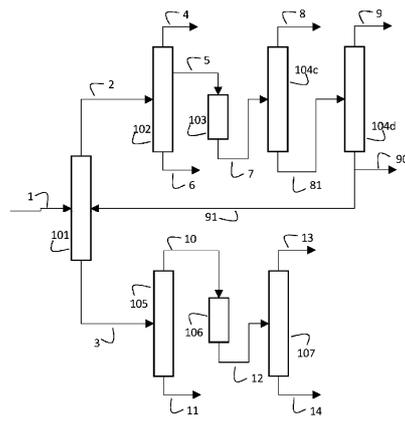
Фиг. 3



Фиг. 4



Фиг. 5



Фиг. 6