

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **047130**

(13) **B1**

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

(45) Дата публикации и выдачи патента
2024.06.05

(21) Номер заявки
202291084

(22) Дата подачи заявки
2020.10.06

(51) Int. Cl. **C07C 7/10** (2006.01)
C07C 7/148 (2006.01)
C07C 9/12 (2006.01)
C07C 11/09 (2006.01)

(54) **СОВМЕСТНОЕ ПРОИЗВОДСТВО ВЫСОКОЧИСТОГО ИЗОБУТАНА И БУТЕНА-1 ИЗ СМЕСЕЙ C4**

(31) **62/911,541**

(32) **2019.10.07**

(33) **US**

(43) **2022.08.31**

(86) **PCT/US2020/054364**

(87) **WO 2021/071815 2021.04.15**

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
ЛАММУС ТЕКНОЛОДЖИ ЭЛЭЛСИ
(US)

(72) Изобретатель:
Алмеринг Мартинус Йоханнес,
Барнас Роузетт, Лемуан Ромен, Скотт
Майкл Джон (US)

(74) Представитель:
Медведев В.Н. (RU)

(56) **US-A1-20120010451**
US-A-4797133
CN-A-102992933
KR-B1-1019870001082
US-A-4718986

(57) Раскрытые системы и способы могут использоваться для производства потока высокочистого изобутана и потока высокочистого 1-бутена из смешанных потоков C4, имеющих несопоставимые начальные составы.

047130

B1

047130
B1

Область техники, к которой относится изобретение

Варианты осуществления, раскрытые в настоящем документе, относятся к процессам и системам для совместного производства изобутана и 1-бутена.

Уровень техники

Были раскрыты различные способы получения потока изобутена высокой чистоты из смешанного потока C4. Многие из них включают этерификацию изобутена с получением метил-трет-бутилового эфира (МТБЕ), который может быть отделен от оставшихся C4, а затем подвергнут обратному крекингу с образованием потока чистого изобутена. Такие процессы могут быть раскрыты, среди прочего, например, в патентных документах US5628880 и US5321163.

Выделение изобутена в форме МТБЕ позволяет разделять и извлекать бутены (1-бутен и 2-бутен).

Сущность изобретения

Насколько известно изобретателю, ранее не было предложено способа совместного производства потока высокочистого изобутана и потока высокочистого 1-бутена.

В одном аспекте варианты осуществления в настоящем документе направлены на процесс совместного производства потоков высокочистого изобутана и высокочистого 1-бутена. Этот процесс может включать в себя получение первого смешанного потока C4 и второго смешанного потока C4, каждый из которых содержит изобутен, изобутан, 1-бутен и 2-бутен, причем первый смешанный поток C4 имеет более высокую концентрацию изобутана, чем второй смешанный поток C4. Первый смешанный поток C4 и метанол в качестве реагента или селективатора может подаваться в первую реакционную систему для превращения содержащегося в нем изобутена в метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена. Второй смешанный поток C4 и метанол в качестве реагента или селективатора может подаваться во вторую реакционную систему для превращения содержащегося в нем изобутена в метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена. Затем процесс может включать в себя разделение потока, выходящего из первой реакционной системы, в первой системе разделения, включающей систему промывки водой, для извлечения первого легкого потока, содержащего 1-бутен, 2-бутен, изобутан, первого потока метанол+вода и первого тяжелого потока, содержащего метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена. Кроме того, способ включает в себя разделение потока, выходящего из второй реакционной системы, во второй системе разделения, включающей систему промывки водой, для извлечения второго легкого потока, содержащего 1-бутен, 2-бутен и изобутан, второго потока метанол+вода, и второго тяжелого потока, содержащего метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена. Первый и второй потоки метанол+вода могут затем подаваться в систему извлечения метанола для отделения метанола от воды и возвращения по меньшей мере части метанола в одну или обе из первой и второй реакционных систем. Второй легкий поток может подаваться в систему разделения для извлечения потока, содержащего изобутан, потока 1-бутена и первого потока тяжелых C4, содержащего н-бутаны и 2-бутен. Поток, содержащий изобутан, и первый легкий поток могут подаваться в систему разделения для извлечения потока изобутана и второго тяжелого потока C4, содержащего н-бутаны и 2-бутен.

В другом аспекте раскрытые в настоящем документе варианты осуществления относятся к системе для совместного производства потоков высокочистого изобутана и высокочистого 1-бутена. Эта система может включать в себя первый смешанный поток питания C4 и второй смешанный поток питания C4, каждый из которых содержит изобутен, изобутан, 1-бутен и 2-бутен. Первый смешанный поток питания C4 может иметь более высокую концентрацию изобутана, чем второй смешанный поток C4. Система также включает в себя первый метанольный поток питания и второй метанольный поток питания. Первая реакционная система выполнена с возможностью приема первого смешанного потока C4 и первого потока метанола и взаимодействия первого смешанного потока C4 и метанола в качестве реагента или селективатора с превращением содержащегося в нем изобутена в метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена. Вторая реакционная система выполнена с возможностью приема второго смешанного потока C4 и второго потока метанола и взаимодействия второго смешанного потока C4 и метанола в качестве реагента или селективатора с превращением содержащегося в нем изобутена в метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена. Система дополнительно включает в себя первую систему разделения, включающую систему промывки водой, для разделения потока, выходящего из первой реакционной системы, чтобы извлечь первый легкий поток, содержащий 1-бутен, 2-бутен и изобутан, первый поток метанол+вода и первый тяжелый поток, содержащий метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена, а также вторую систему разделения, включающую систему промывки водой, для разделения потока, выходящего из второй реакционной системы, чтобы извлечь второй легкий поток, содержащий 1-бутен, 2-бутен и изобутан, второй поток метанол+вода, и второй тяжелый поток, содержащий метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена. Предусматривается общая система извлечения метанола для приема первого и второго потоков метанол+вода, чтобы отделить метанол от воды, и линия для возврата по меньшей мере части метанола в одну или обе из первой и второй реакционных систем; первая система разделения легких фракций для приема второго легкого потока и извлечения содержащего изобутан потока, потока 1-бутена, а также первого тяжелого потока C4, содержащего н-бутаны и 2-бутен. Вторая система разделения легких фракций выполнена с возможностью приема первого легкого потока и извлечения потока изобутана и второго тяжелого потока C4, содержащего н-бутаны и 2-бутен.

Другие аспекты и преимущества будут очевидны из следующего описания и приложенной формулы изобретения.

Краткое описание чертежей

Фиг. 1 представляет собой упрощенную схему системы для совместного производства изобутана и 1-бутена в соответствии с вариантами осуществления, раскрытыми в настоящем документе.

Фиг. 2 представляет собой упрощенную схему системы для совместного производства изобутана и 1-бутена в соответствии с вариантами осуществления, раскрытыми в настоящем документе.

Фиг. 3 представляет собой упрощенную схему системы для совместного производства изобутана и 1-бутена в соответствии с вариантами осуществления, раскрытыми в настоящем документе.

Фиг. 4 представляет собой упрощенную схему системы для совместного производства изобутана и 1-бутена в соответствии с вариантами осуществления, раскрытыми в настоящем документе.

Подробное описание

Варианты осуществления, раскрытые в настоящем документе, относятся к процессам и системам для совместного производства изобутана и 1-бутена. Более конкретно, варианты осуществления настоящего изобретения направлены на производство потоков высокочистого изобутана и 1-бутена из смешанных потоков C4. Еще более конкретно, варианты осуществления настоящего изобретения направлены на одновременное производство потоков высокочистого 1-бутена и изобутана из смешанного исходного сырья C4, поступающего из установки RFCC/FCC и/или установки парового крекинга (SCU).

Для создания потоков C4 могут использоваться различные предшествующие производственные процессы, такие как крекинг с псевдооживленным катализатором (FCC), каткрекинг остаточного сырья (RFCC), паровой крекинг, пиролиз (термический крекинг с паром или без него), а также различные другие способы производства смешанных C4. Смешанные потоки C4, получаемые на таких установках, могут включать в себя среди прочих компонентов изобутен, изобутан, 1-бутен, 2-бутен, n-бутан и бутадиены.

При производстве сходных химических соединений эти предшествующие системы производства C4 приводят к потокам, имеющим разные по составу смеси различных соединений C4. Например, полученные из FCC или RFCC смешанные C4 могут иметь гораздо более высокую концентрацию изобутана (например, > 20 мас.% или > 25 мас.%), чем рафинат-1, полученный в процессе производства бутадиена паровым крекингом (например, <5 мас.% или <3 мас.% изобутана). В то же самое время концентрация изобутена в потоках C4 из FCC/RFCC является намного более низкой, чем в потоках из установки парового крекинга C4, (например, <25 или 30 мас.% для RFCC по сравнению с >35 или 40 мас.% для установки парового крекинга C4). Аналогичным образом каждый (FCC/RFCC по сравнению с установкой парового крекинга) может иметь различие в концентрации 1-бутена (например, < 20 или 15 мас.% по сравнению с > 35 или 40 мас.%). Кроме того, содержание диена в смеси C4 из FCC/RFCC намного выше, чем в рафинате-1 установки парового крекинга (например, 0,3 мас.% или 3000 м.ч. на миллион по сравнению с 40 м.ч. на миллион).

Желая разделить смешанные C4 на различные потоки продуктов, такие как поток изобутана и поток 1-бутена, специалист в данной области техники может просто смешать каждый из различных потоков C4 для совместной обработки. Однако авторы настоящего изобретения обнаружили, что, исходя из различий в составе между потоками, это сырье следует перерабатывать отдельно в параллельных реакционных линиях, включая общее оборудование, объединяющее реакционные линии, для получения желаемых высокочистых продуктов изобутана и 1-бутена. Использование параллельных реакционных линий обеспечивает извлечение потоков рафината-2, смешанных потоков C4 с эффективно удаленным изобутоном из каждой реакционной линии и позволяет оператору оптимизировать размер оборудования и связанные с ним эксплуатационные расходы, необходимые для очистки изобутана и 1-бутена. Рафинат-2 из реакционной линии FCC/RFCC будет иметь относительно более высокую концентрацию изобутана и более низкую концентрацию 1-бутена. Для сравнения, рафинат-2 из реакционной линии установки парового крекинга будет иметь гораздо более высокую концентрацию 1-бутена и более низкую концентрацию изобутана.

В обеих реакционных линиях изобутилен может быть удален из отдельных потоков рафината-2 путем димеризации и/или превращения в метил-трет-бутиловый эфир в реакционных линиях (в настоящем документе Линия 1 представляет собой преобразование C4 с помощью FCC/RFCC, в то время как Линия 2 представляет собой преобразование C4 с помощью установки парового крекинга). Конфигурация реактора в каждой линии может быть специфичной для подаваемого исходного сырья C4 и адаптированной для удовлетворения потребностей в конверсии изобутена. Кроме того, было обнаружено, что соответствующая интеграция разделения продуктов может обеспечить поток высокочистого изобутана. Несмотря на то, что исходное сырье установки парового крекинга C4 имеет сравнительно низкое содержание изобутана, дополнительные изобутаны, добавляемые в потоки рафината FCC/RFCC, обеспечивают поток продукта высокочистого изобутана.

Когда реакционная система производит изооктен (димеры изобутена), изооктен, полученный в обеих реакционных линиях, может быть объединен, очищен от оксигенатов, а затем при желании направлен в реактор насыщения для превращения изооктена в изооктан. Димеры изобутена могут альтернативно

использоваться для алкилирования. Когда реакционная система производит метил-трет-бутиловый эфир (МТВЕ), МТВЕ может подвергаться обратному крекингу, например, с образованием потока высокочистого изобутена.

Каждая из реакторных линий (линия 1 и линия 2) может использовать метанол в качестве реагента (для получения МТВЕ) или в качестве селективатора (для селективной димеризации). Потоки рафината из каждой реакторной линии могут быть отдельно промыты водой для удаления метанола. Полученные потоки вода/метанол могут затем подаваться в общую систему регенерации метанола для обеспечения рециркуляции метанола и рециркуляции промывочной воды.

Как отмечалось выше, конфигурация реакторных линий может быть спроектирована так, чтобы обеспечивать эффективность, основанную на подаче С4 в отдельную линию. Например, реакторная линия, имеющая более высокую начальную концентрацию изобутена, может обрабатываться в реакторе с неподвижным слоем или в серии реакторов с неподвижным слоем и может включать в себя промежуточную стадию разделения для удаления части продукта (МТВЕ или димера), обеспечивая тем самым дополнительную движущую силу для продолжения конверсии в последующих реакторах. Если начальная концентрация изобутена является более низкой, можно использовать промежуточные разделения, а можно и не использовать. В некоторых вариантах осуществления выходной поток из предшествующего реактора может подаваться в финишный реактор, который может быть реактором каталитической дистилляции, обеспечивающим одновременную реакцию любого оставшегося изобутена и отделение продукта димер/ МТВЕ от оставшихся компонентов С4, включая н-бутан, изобутан, 1-бутен и 2-бутен. Катализатор в реакторе каталитической дистилляции может также выполнять функцию селективного гидрирования любых присутствующих бутadiens, формируя тем самым дополнительные бутены.

На фиг. 1 показана упрощенная технологическая схема установки для совместного производства изобутана и 1-бутена в соответствии с вариантами осуществления, описанными в настоящем документе. Смешанный поток С4 10, имеющий относительно высокую концентрацию изобутана, такой как поток С4 из FCC или RFCC, может подаваться в первую реакционную линию 12. Реакционная линия 12 может использоваться для превращения содержащегося изобутена в МТВЕ или димеры изобутена (изооктен), включая метанол 13, подаваемый в качестве реагента или селективатора. Реакционная линия 12, включающая внутренние разделения (не показаны), может производить поток 14 рафината-2 с низким или нулевым содержанием изобутена, а также тяжелый поток 16 (МТВЕ и/или изооктен).

Аналогичным образом смешанный поток С4 20, имеющий относительно низкую концентрацию изобутана, такой как поток С4 установки парового крекинга, может подаваться во вторую реакционную линию 22. Реакционная линия 22 может использоваться для превращения содержащегося изобутена в МТВЕ или димеры изобутена (изооктен), включая метанол 23, подаваемый в качестве реагента или селективатора. Реакционная линия 22, включающая внутренние разделения (не показаны), может производить поток 24 рафината-2 с низким или нулевым содержанием изобутена, а также тяжелый поток 26 (МТВЕ и/или изооктен).

Тяжелые потоки 16, 26, каждый из которых содержит МТВЕ или изооктен, могут быть объединены с образованием потока 28 продукта конвертированного изобутена. Димеры или простые эфиры могут быть дополнительно обработаны (не показано), например, помимо других возможностей, путем гидрирования или обратного крекинга, для получения желаемого продукта. Поток 28 может также включать в себя побочные продукты, содержащие тяжелые оксигенаты.

Поток 14 рафината-2 (из первой реакторной линии 12) может включать в себя различные компоненты С4, такие как изобутан, 1-бутен, 2-бутен и н-бутаны, и может иметь низкую или нулевую концентрацию изобутена. Поток 14 рафината-2 может также включать в себя метанол и/или другие оксигенатные побочные продукты, такие как диметилвый эфир. Затем поток 14 рафината-2 может подаваться в колонну 30 промывки водой для извлечения метанола с получением потока 32 воды/метанола и потока 34 смешанных С4.

Поток 24 рафината-2 (из второй реакторной линии 22) может включать в себя различные компоненты С4, такие как изобутан, 1-бутен, 2-бутен, бутadiens и н-бутаны, и может иметь низкую или нулевую концентрацию изобутена. Поток 24 рафината-2 может также включать в себя метанол и/или другие оксигенатные побочные продукты, такие как диметилвый эфир. Затем поток 24 рафината-2 может подаваться в колонну 40 промывки водой для извлечения метанола с получением потока 42 воды/метанола и потока 44 смешанных С4.

Потоки 42, 32 вода/метанол могут затем подаваться в общую систему 50 извлечения метанола для отделения метанола от воды. Извлеченная вода (не показана) может быть возвращена в системы 30, 40 промывки водой, а извлеченный метанол может быть подан в виде потоков 13, 23 метанола в качестве реагента или селективатора в реакционные линии 12, 22. Свежий метанол (не показан) также может подаваться в систему 50 извлечения метанола или непосредственно в реакторы, где это необходимо, в реакционных линиях 12, 22.

Смешанный поток С4 44, имеющий относительно высокую концентрацию 1-бутена, может подаваться в систему разделения для извлечения потока 1-бутена высокой чистоты. Система извлечения 1-бутена может включать в себя колонну 60 тяжелых фракций, отделяющую 1-бутен от присутствующих

н-бутана и 2-бутена. В некоторых вариантах осуществления для изомеризации 2-бутенов в 1-бутен может быть предусмотрена реакционная зона (перед или внутри колонны 60 тяжелых фракций, не показана). Колонна 60 тяжелых фракций может производить тяжелый поток С4 62, включающий н-бутан и 2-бутен, а также верхний поток 64, содержащий изобутан и 1-бутен. Верхний поток 64 может затем подаваться в колонну 70 легких фракций 1-бутена, где изобутан и любой присутствующий диметиловый эфир могут быть извлечены в виде верхнего погона 72, а 1-бутен может быть извлечен в виде кубового продукта 74, который может быть потоком высокочистого 1-бутена, например с концентрацией 1-бутена более 90, 95, 98 или 99 мас. %.

Поток 72 верхнего погона, содержащий изобутан из реакционной линии 2, и смешанный поток С4 34, имеющий относительно высокую концентрацию изобутана, могут подаваться в систему разделения для извлечения потока высокочистого изобутана, например с концентрацией изобутана более 90, 95, 98 или 99 мас. %. Система извлечения изобутана может включать в себя колонну 80 деизобутанизации, отделяющую изобутан от присутствующих н-бутана и 2-бутена. В некоторых вариантах осуществления для изомеризации любого присутствующего 1-бутена в 2-бутен может быть предусмотрена реакционная зона (перед или внутри колонны 80 деизобутанизации, не показана). Колонна 80 деизобутанизации может производить тяжелый поток С4 82, включающий н-бутан и 2-бутен, а также верхний поток 84, содержащий изобутан. Верхний поток 84 может затем подаваться в колонну 90 легких фракций DME, где изобутан может быть отделен от любого присутствующего диметилового эфира. Легкие фракции/DME могут быть извлечены в виде верхнего погона 92, а изобутан может быть извлечен как кубовый продукт 94, который может быть потоком высокочистого изобутана.

Тяжелые потоки С4 62, 82, включающие н-бутан и 2-бутены, могут быть по желанию объединены в тяжелый поток продукта С4 95 для дальнейшей обработки или извлечения. Например, н-бутан и 2-бутены могут быть разделены с получением потока 2-бутена высокой чистоты.

В некоторых вариантах осуществления начальное выделение изобутена может осуществляться посредством димеризации или этерификации, как было отмечено выше. Фиг. 2 и 3 иллюстрируют упрощенную технологическую схему системы, в которой изобутен отделяется посредством димеризации. Хотя обе системы достигают аналогичного конечного результата и могут включать аналогичные реакторы, из-за разного состава сырья отдельные линии могут быть оптимизированы для конкретных составов сырья или ожидаемых диапазонов состава.

На фиг. 2 показана упрощенная технологическая схема реакционной линии 1 (с высоким содержанием изобутана). Смешанный поток С4 10 и метанол 13 могут подаваться в реакторы 101, 103 димеризации, каждый из которых содержит селективный катализатор димеризации для превращения изобутена в димеры изобутена. Выходящий поток 104 из первого реактора 101 димеризации может подаваться во второй реактор 103 димеризации для дополнительного преобразования изобутена. Выходящий поток 106 из второго реактора димеризации затем может подаваться в колонну 108 каталитической дистилляции для дополнительного преобразования изобутена с одновременным отделением непрореагировавших более легких компонентов С4 от целевого димера и любых побочных продуктов тяжелых оксигенатов. При необходимости дополнительный метанол 109 может добавляться в колонну 108 каталитической дистилляции. Более легкие компоненты С4 могут быть извлечены в виде фракции 110 верхнего погона, в то время как димер и тяжелые побочные продукты могут быть извлечены в виде нижней фракции 112.

Фракция 110 верхнего погона может включать в себя среди других компонентов изобутан, 1-бутен, 2-бутен и метанол. Фракция 110 верхнего погона может затем подаваться в колонну 120 промывки водой для отделения метанола от углеводородов С4. Промывочная вода 121 может подаваться наверх колонны 120 промывки водой и контактировать в противоточном потоке с углеводородами С4 для удаления метанола. Углеводороды С4 могут быть извлечены из колонны 120 промывки водой в виде фракции 122 верхнего погона, а смесь метанол/вода может быть извлечена в виде нижней фракции 124.

На фиг. 3 показана упрощенная технологическая схема реакционной линии 2 (с высоким содержанием изобутена). Смешанный поток С4 20 и метанол 23 могут подаваться в первые реакторы 201 димеризации, содержащие катализатор селективной димеризации для превращения изобутена в димеры изобутена. Выходящий поток 202 из первого реактора 201 димеризации может подаваться в колонну 204 дебутанизации для отделения димеров 206 от непрореагировавших компонентов С4 208, которые могут быть беднее изобутеном по сравнению с потоком 20 питания на основе С4.

Фракция 208 верхнего погона (непрореагировавшие С4) может затем подаваться во второй реактор 210 димеризации для дополнительного преобразования изобутена. Выходящий поток 212 из второго реактора димеризации затем может подаваться в колонну 216 каталитической дистилляции для дополнительного преобразования изобутена с одновременным отделением непрореагировавших более легких компонентов С4 от целевого димера и любых побочных продуктов тяжелых оксигенатов. При необходимости дополнительный метанол 218 может добавляться в колонну 108 каталитической дистилляции. Более легкие компоненты С4 могут быть извлечены в виде фракции 220 верхнего погона, в то время как димер и тяжелые побочные продукты могут быть извлечены в виде нижней фракции 222.

Фракция 220 верхнего погона может включать в себя среди других компонентов изобутан, 1-бутен, 2-бутен и метанол. Фракция 220 верхнего погона может затем подаваться в колонну 230 промывки водой

для отделения метанола от углеводородов C4. Промывочная вода 232 может подаваться вверх колонны 230 промывки водой и контактировать в противоточном потоке с углеводородами C4 для удаления метанола. Углеводороды C4 могут быть извлечены из колонны 230 промывки водой в виде фракции 234 верхнего погона, а смесь метанол/вода может быть извлечена в виде нижней фракции 236.

Затем потоки 124 метанол/вода (фиг. 2) и 236 можно объединить и подать в общую систему 250 извлечения метанола. Система 250 извлечения метанола может включать в себя дистилляционное и/или мембранное разделение для отделения воды от метанола. Как проиллюстрировано, дистилляция смеси вода/метанол может производить нижний поток 260 воды и верхний поток 262 метанола. Вода в нижнем потоке 260 воды может быть возвращена в промывочные колонны 230, 120 (фиг. 2) посредством потоков 232, 121, в то время как метанол в потоке 262 может по желанию подаваться в различные реакторы (201, 210, 216, 101, 103, 108), например посредством потоков 13, 23.

В некоторых вариантах осуществления тяжелые потоки (208, 222, 124 (фиг. 2)), включающие димеры и любые тяжелые оксигенатные побочные продукты, могут быть объединены для дальнейшей обработки. В некоторых вариантах осуществления тяжелые потоки могут быть объединены и разделены в дистилляционной колонне 280 для извлечения фракции 282 димеров и фракции 284 тяжелых оксигенатов, каждая из которых может быть дополнительно переработана и/или использована для смешивания топлива (например, в бензине, дизеле и т.д.).

После удаления изобутана посредством реакции и образования отдельных потоков рафината-2 в отдельных линиях реакторов смешанные C4 могут быть затем разделены с получением желаемых потоков продуктов изобутана и 1-бутена. Фиг. 4 иллюстрирует объединенные зоны очистки изобутана и 1-бутена в соответствии с некоторыми вариантами осуществления настоящего изобретения.

Смешанный поток C4 234, имеющий относительно высокую концентрацию 1-бутена, может подаваться в систему разделения для извлечения потока 1-бутена высокой чистоты. Система извлечения 1-бутена может включать в себя колонну 300 тяжелых фракций, отделяющую 1-бутен от присутствующих н-бутана и 2-бутена. Колонна 300 тяжелых фракций может производить тяжелый поток C4 302, включающий н-бутан и 2-бутен, а также верхний поток 304, содержащий изобутан и 1-бутен. Верхний поток 304 может затем подаваться в колонну 310 легких фракций 1-бутена, где изобутан и любой присутствующий диметиловый эфир могут быть извлечены в виде верхнего погона 312, а 1-бутен может быть извлечен в виде кубового продукта 314, который может быть потоком высокочистого 1-бутена.

Поток 312 верхнего погона, содержащий изобутан из реакционной линии 2, и смешанный поток C4 122, имеющий относительно высокую концентрацию изобутана, могут подаваться в систему разделения для извлечения потока высокочистого изобутана. Система извлечения изобутана может включать в себя колонну 330 деизобутизации, отделяющую изобутан от присутствующих н-бутана и 2-бутена. Колонна 330 деизобутизации может производить тяжелый поток C4 332, включающий н-бутан и 2-бутен, а также верхний поток 334, содержащий изобутан. Верхний поток 334 может затем подаваться в колонну 340 легких фракций DME, где изобутан может быть отделен от любого присутствующего диметилового эфира. Легкие фракции/DME могут быть извлечены в виде верхнего погона 342, а изобутан может быть извлечен как кубовый продукт 344, который может быть потоком высокочистого изобутана. Тяжелые потоки C4 302, 332, включающие н-бутан и 2-бутены, могут быть по желанию объединены в тяжелый поток продукта C4 350.

Как было описано выше, варианты осуществления настоящего изобретения могут использоваться для эффективного производства продуктов изобутана и 1-бутена из различных смешанных потоков питания C4, имеющих несопоставимые составы.

В некоторых вариантах осуществления питание каждой реакционной линии может подвергаться предварительной обработке. Как будет описано ниже, первая реакционная линия может использоваться для обработки потока C4 с высоким содержанием изобутана, а вторая реакционная линия может использоваться для обработки потока C4 с низким содержанием изобутана, при этом некоторые общие системы объединяют эти две реакционные линии. Потоки с высоким содержанием изобутана, такие как поток C4 после FCC или RFCC, будут подаваться, как описано ниже, на линию 1, а потоки с низким содержанием изобутана, такие как поток C4 после установки парового крекинга, будут подаваться, как описано ниже, на линию 2.

Предварительная обработка питания линии 1

C4 после FCC/RFCC могут подвергнуться предварительной обработке питания в первой системе предварительной обработки. Ненасыщенное смешанное сырье C4 из расположенной выше по потоку установки, такой как установка получения LPG, может быть отфильтровано, а затем промыто в колонне промывки водой с использованием противоточного потока деминерализованной промывочной воды с контролем потока для удаления большей части водорастворимых примесей, таких как нитрилы. Верх колонны промывки водой может быть оснащен сетчатой прокладкой для коалесценции и удаления неотделившейся воды. Отработанные промывочные воды из кубов колонн могут быть направлены на очистку в систему сточных вод нефтеперерабатывающего завода.

Затем промытые смешанные C4 могут быть взяты сверху из колонны промывочной воды и отправлены под контролем давления в питающий уравнильный барабан C4 линии 1. Уравнильный барабан

также может быть оборудован коагулятором и отстойником для удаления любых оставшихся следов свободной воды. В случае накопления небольшого количества неконденсируемых паров в уравнительном барабане может быть предусмотрена система сброса давления с соответствующей продувкой азотом для разбавления и сброса этих паров в факел. Затем промытое сырье С4 может быть перекачано из уравнительного барабана и отправлено в первичный реактор линии 1.

Предварительная обработка питания линии 2

С4 из установки парового крекинга или такие С4, как С4 в рафинате-1 из предшествующей установки получения бутадиена, также могут подвергаться предварительной обработке питания. Ненасыщенное сырье рафината-1 С4 из предшествующей установки получения бутадиена может быть отфильтровано, а затем промыто в колонне промывки водой с использованием противоточного потока деминерализованной промывной воды с контролем потока для удаления большей части водорастворимых примесей, таких как нитрилы. Верх колонны промывки водой может быть оснащен сетчатой прокладкой для коалесценции и удаления неотделившейся воды. Отработанные промывные воды из куба колонны могут быть направлены в систему сточных вод для дальнейшей обработки.

Промытые смешанные С4 могут быть взяты сверху из колонны промывной воды и отправлены под контролем давления в питающий уравнительный барабан С4 линии 2. Уравнительный барабан также может быть оборудован коагулятором и отстойником для удаления любых оставшихся следов свободной воды. В случае накопления небольшого количества неконденсируемых паров в уравнительном барабане может быть предусмотрена система сброса давления с соответствующей продувкой азотом для разбавления и сброса этих паров в факел. Затем промытое сырье С4 может быть перекачано из уравнительного барабана и отправлено в первичный реактор линии 2.

Реакционная система FCC/RFCC

В некоторых вариантах осуществления реакционная система FCC/RFCC включает в себя реакторы для селективного преобразования изобутена в метил-трет-бутиловый эфир посредством реакции с метанолом. В других вариантах осуществления реакционная система FCC/RFCC включает в себя реакторы для селективной димеризации изобутена с образованием изооктена, где в качестве селективаторов могут использоваться оксигенаты, такие как метанол.

Например, обработанное смешанное олефиновое сырье С4 из уравнительного барабана питания С4 линии 1 может быть смешано с рециркулирующими оксигенатами и свежим и рециркулируемым метанолом (селективаторы) и подано в реактор димеризации, такой как первичный трубчатый реактор с охлаждением оборотной водой (WCTR). Смешанный поток питания может быть предварительно нагрет с помощью парового подогревателя низкого давления (LP). Затем технологическая жидкость проходит через заполненную катализатором трубную часть WCTR.

Димеризация изобутена до изооктена происходит в первичном WCTR DIB (диизобутилена) в условиях относительно низкой температуры. Тепло реакции может быть отведено с помощью замкнутой системы оборотной воды, предусмотренной для межтрубного пространства WCTR.

Колонна дебутанизации линии 1

Поток, выходящий из первичного WCTR, может затем подаваться в колонну дебутанизации с управляемым давлением. Этот поток может быть нагрет посредством теплообменника питания колонны дебутанизации/кубового продукта перед входом в колонну дебутанизации.

Верхний пар из колонны дебутанизации (главным образом С4 и метанол) охлаждается, конденсируется, и конденсат собирается в барабане верхнего погона колонны дебутанизации. Дистиллят из барабана верхнего погона откачивается с регулированием уровня. Часть дистиллята возвращается в колонну дебутанизации в виде флегмы, а чистый поток дистиллята может быть предварительно нагрет с помощью парового подогревателя низкого давления, а затем направлен во вторичный реактор WCTR.

Кубовый поток колонны дебутанизации охлаждается посредством теплообменника "питание/кубовый поток" колонны дебутанизации, а затем направляется в разделительную колонну, что дополнительно обсуждается ниже.

Вторичный реактор DIB (диизобутена) линии 1

Поток дистиллята из колонны дебутанизации объединяется с рециркулирующим оксигенатом, охлаждается посредством холодильника питания, и подается на вход вторичного трубчатого реактора с водяным охлаждением (WCTR) для дальнейшего преобразования изобутена в изооктен и другие олефины С8. Димеризация изобутена снова происходит во вторичном WCTR в условиях низкой температуры. Тепло реакции также отводится за счет циркуляции воды через межтрубное пространство реактора с использованием системы оборотной воды.

Реакционная колонна CD линии 1

Поток, выходящий из вторичного WCTR, поступает в реакционную колонну CD через теплообменник питания/кубового продукта реакционной колонны CD. Реакционная колонна CD функционирует аналогично обычной дистилляционной колонне и оснащена внешним кипятильником и верхним конденсатором. Реакционная колонна CD также содержит тарелки выше и ниже патрубков подачи питания. Модули CD (структурированные носители катализатора, которые содержат катализатор) также располагаются слоями над патрубком подачи питания. Модули CD способствуют как реакции, так и одновремен-

ной дистилляции, и отделяют продукт реакции и более тяжелые углеводороды (C_8^+) от непрореагировавших углеводородов C_4 вместе с МТВЕ и другими оксигенатами.

Вместе с другими углеводородами C_4 непрореагировавший изобутен перегоняется через реакционную колонну CD из точки подачи питания в реакционную зону внутри модулей CD для конверсии изобутена. Непрореагировавшие углеводороды C_4 вместе с избытком метанола и легкими примесями в сырье покидают колонну в виде верхнего дистиллята.

Дистиллят охлаждается, конденсируется, и конденсат собирается в барабане верхнего погона реакционной колонны CD. Дистиллят из барабана верхнего погона откачивается с регулированием уровня. Часть дистиллята возвращается в реакционную колонну CD в виде флегмы, а чистый поток дистиллята затем охлаждается и отправляется в колонну экстракции метанола линии 1 для отделения избытка метанола.

Изооктен (DIB), олефины C_8 , другие более тяжелые углеводороды вместе с оксигенатами покидают реакционную колонну CD в качестве кубового продукта. Кубовый продукт охлаждается посредством теплообменника питания/кубового продукта реакционной колонны CD, а затем направляется в колонну разделения DIB/МТВЕ для разделения и извлечения оксигенатов, которые будут использоваться в качестве селективаторов в основной секции реактора. Любые оксигенаты, удаленные из верхнего погона колонны разделения DIB/МТВЕ, отправляются в OSBL для смешивания в резервуаре моторного бензина (Mogas).

Реакторная линия 2

В некоторых вариантах осуществления реакционная система установки парового крекинга C_4 включает в себя реакторы для селективного преобразования изобутена в метил-трет-бутиловый эфир посредством реакции с метанолом. В других вариантах осуществления реакционная система FCC/RFCC включает в себя реакторы для селективной димеризации изобутена с образованием изооктена, где в качестве селективаторов могут использоваться оксигенаты, такие как метанол.

При производстве димеров линия 2 может включать в себя первичный реактор DIB (диизобутена). Обработанное смешанное олефиновое сырье C_4 (рафинат-1) из уравнильного барабана питания C_4 линии 2 может быть смешано с рециркулирующими оксигенатами и свежим и рециркулирующим метанолом (селективаторами). Перед входом в первичный трубчатый реактор с охлаждением оборотной водой (WCTR) поток смешанного сырья может быть предварительно нагрет с помощью подогревателя паром низкого давления. Затем технологическая жидкость проходит через заполненную катализатором трубную часть WCTR.

Димеризация изобутена до изооктена происходит в первичном WCTR DIB (диизобутилена) в условиях относительно низкой температуры. Тепло реакции отводится с помощью замкнутой системы оборотной воды, предусмотренной для межтрубного пространства WCTR.

Колонна дебутанизации линии 2

Поток, выходящий из первичного WCTR линии 2, подается затем в колонну дебутанизации с управляемым давлением линии 2. Этот поток нагревается посредством теплообменника питания/кубового продукта колонны дебутанизации перед входом в колонну дебутанизации.

Верхний пар из колонны дебутанизации (главным образом C_4 и метанол) охлаждается, конденсируется, и конденсат собирается в барабане верхнего погона колонны дебутанизации. Дистиллят из барабана верхнего погона откачивается с регулированием уровня. Часть дистиллята возвращается в колонну дебутанизации в виде флегмы, а чистый поток дистиллята предварительно нагревается с помощью парового подогревателя низкого давления, а затем направляется во вторичный реактор WCTR линии 2. Кубовый поток колонны дебутанизации линии 2 может быть охлажден посредством теплообменника "питание/кубовый поток" колонны дебутанизации, а затем направлен в колонну разделения МТВЕ/DIB при регулировании расхода.

Вторичный реактор DIB (диизобутена) линии 2

Поток дистиллята из колонны дебутанизации линии 2 объединяется с рециклом оксигената и подается на вход вторичного трубчатого реактора с охлаждением оборотной водой (WCTR) линии 2 для обеспечения дальнейшего преобразования изобутена в изооктен и другие олефины C_8 . Димеризация изобутена снова происходит во вторичном WCTR в условиях низкой температуры.

Реакционная колонна МТВЕ CD линии 2 (включая функциональность CDHydro)

Поток, выходящий из вторичного WCTR, поступает в реакционную колонну CD линии 2 через теплообменник питания/кубового продукта реакционной колонны CD. Реакционная колонна CD функционирует аналогично обычной дистилляционной колонне и оснащена внешним кипятильником и верхним конденсатором. Реакционная колонна CD также содержит тарелки выше и ниже патрубка подачи питания. Модули CD (структурированные носители катализатора, которые содержат катализатор) также располагаются слоями над патрубком подачи питания.

Модули CD в реакционной колонне CD линии 2 могут способствовать как реакции (селективного гидрирования и димеризации изобутена), так и одновременной дистилляции, и отделяют продукт реакции и более тяжелые углеводороды (C_8^+) от непрореагировавших углеводородов C_4 вместе с МТВЕ и другими оксигенатами.

Для линии 2 реакционная колонна CD оборудуется двумя типами модулей CD. Первый тип модулей CD обеспечивает катализаторы, поддерживающие непрерывную димеризацию изобутилена до C8. Второй тип модулей CD обеспечивает катализаторы для селективного гидрирования бутadiens. Эти модули CD обеспечивают исключительную функциональность CDHydro. Гидрирование также требует введения небольшого количества свежего водорода в реакционную колонну CD.

В секции CDHydro происходят три типа химических реакций: гидрирование бутadiens в н-бутены, гидроизомеризация н-бутенов между 1-бутеном и 2-бутеном, а также насыщение олефинов. Насыщение олефинов можно свести к минимуму за счет использования высокоселективных катализаторов и высокой реакционной способности бутadiens по отношению к олефинам.

Селективное гидрирование представляет собой экзотермический процесс и поэтому вызывает повышение температуры в реакторе. Тепло реакции поглощается флегмой колонны CD, когда она проходит вниз через модули CD.

Наряду с другими углеводородами C4, непрореагировавшие изобутилен и бутadiens дистиллируются в верхней секции реакционной колонны CD от точки ввода питания в колонну до реакционной зоны внутри модулей CD для преобразования изобутилена и насыщения диенов. Непрореагировавшие углеводороды C4 вместе с избытком метанола и легкими примесями в сырье извлекаются из колонны в виде верхнего дистиллята.

Дистиллят охлаждается, конденсируется, и конденсат собирается в барабане верхнего погона реакционной колонны CD линии 2. Дистиллят из барабана верхнего погона откачивается с регулированием уровня. Часть дистиллята возвращается в реакционную колонну CD в виде флегмы, а чистый поток дистиллята затем охлаждается и отправляется в колонну экстракции метанола для отделения избытка метанола. Неконденсирующиеся газы периодически удаляются из верхнего барабана с помощью клапана с дистанционным управлением.

Изооктен (DIB), олефины C8, другие более тяжелые углеводороды вместе с оксигенатами покидают реакционную колонну CD в качестве кубового продукта. Кубовый продукт может охлаждаться посредством теплообменника питания/кубового продукта реакционной колонны CD, а затем направляется в колонну разделения DIB/MTBE для разделения и извлечения оксигенатов, которые будут использоваться в качестве селективаторов в основной секции реактора. Часть оксигенатов, удаленных из верхнего погона колонны разделения DIB/MTBE, могут быть отправлены для смешивания в резервуаре Mogas.

Общая секция извлечения метанола (реакционные линии 1 и 2)

Потоки дистиллята C8 из реакционных колонн CD в линиях 1 и 2 (содержащие смесь углеводородов C4 и метанола) сначала обрабатываются отдельно в колоннах экстракции метанола линии 1 и линии 2, как было указано выше. Метанол может быть вымыт из каждого из потоков дистиллята C8 с использованием противоточных потоков деминерализованной воды. Каждая из колонн экстракции метанола может быть оснащена сетчатыми прокладками в верхней части колонны для предотвращения уноса воды. Промытые углеводороды C8 отбираются сверху из каждой линии 1 и 2 для получения отдельных потоков рафината-2.

Промытый рафинат-2 из колонны экстракции метанола линии 1 затем подается в секцию очистки изобутана. Затем промытый рафинат-2 из колонны экстракции метанола линии 2 подается в секцию извлечения и очистки 1-бутена.

Потоки водных экстрактов (тяжелые фракции) из колонн экстракции метанола линии 1 и линии 2 затем объединяются и направляются в общую колонну извлечения метанола для разделения метанола и воды путем дистилляции. Верхний пар из общей колонны извлечения метанола охлаждается, конденсируется, и конденсат собирается в барабане верхнего погона колонны извлечения метанола. Дистиллят из барабана верхнего погона откачивается с регулированием уровня. Часть дистиллята возвращается в колонну разделения метанола в виде флегмы, а чистый поток дистиллята (очищенный метанол) возвращается обратно в первичный и вторичный реакторы и реакционные колонны CD реакционных линий 1 и 2. Свежий метанол для подпитки также может быть добавлен в верхний барабан. Промывочная вода из нижней части колонны извлечения метанола возвращается обратно в колонны экстракции метанола линий 1 и 2 для повторного использования.

Общая колонна разделения DIB/оксигенат. Нижние потоки из колонны дебутанизации и реакционной колонны CD реакционных линий 1 и 2 могут содержать оксигенаты, такие как TBA, MTBE, MSBE и простые эфиры C9, которые удаляются в колонне разделения DIB/оксигенат. Эти нижние потоки из линии 1 и линии 2 объединяются и подаются в одну колонну DIB/оксигенат.

В колонне DIB/оксигенат большинство легких оксигенатов (MTBE, MSBE и TBA) отгоняются в паровой фазе, а затем конденсируются в верхнем погоне. Пар верхнего погона охлаждается водой, конденсируется в конденсаторе делителя, а конденсат собирается в барабане верхнего погона делителя DIB/оксигенат.

Дистиллят из верхнего барабана откачивается, а часть дистиллята возвращается в колонну разделения MTBE/DIB в виде флегмы. Большая часть оксигената из колонны перекачивается обратно и смешивается с исходным сырьем для использования в качестве селективаторов в первичном и вторичном реакторах линий 1 и 2. Меньшая часть продукта дистиллята направляется в качестве продувки оксигената для

смешивания в резервуаре Mogas. Поток кубового продукта разделителя состоит из изооктена (DIB), других олефинов C8, а также простых эфиров C12, C16 и C9. Этот поток затем направляется в секцию насыщения C8 для получения изооктанового продукта.

Общее насыщение изооктена

При желании изооктен, извлеченный из кубового потока разделительной колонны, может быть гидрирован с образованием изооктана.

Очистка изобутана (рафинат-2 из линии 1)

Поток рафината-2 из реакционной линии 1 объединяется с продуктом верхнего погона колонны В1 легких фракций (см. ниже описание процесса для установки разделения 1-бутена) и направляется в секцию очистки изобутана.

Объединенный рафинат-2 сначала подается в колонну деизобутанизации. Колонна деизобутанизации служит для удаления изобутана и легких углеводородов из остатков С4 в рафинате-2. Чистый поток конденсата из колонны деизобутанизации затем подается в колонну легких фракций DME. Нижний поток из колонны легких фракций DME извлекается в виде кубового продукта, который может включать в себя 2-бутен и н-бутан.

Колонна легких фракций DME

Чистый поток верхнего погона из колонны деизобутанизации затем подается в колонну легких фракций DME. Колонна легких фракций DME служит для удаления легких оксигенатов (таких как DME) и других легких углеводородов из продукта высокочистого изобутана. Верхний поток колонны деизобутанизации может быть предварительно нагрет посредством теплообменника питание/выход колонны легких фракций DME, а затем подан в колонну легких фракций DME.

Верхний пар из колонны легких фракций DME охлаждается, конденсируется, и конденсат собирается в барабане верхнего погона колонны легких фракций DME. Часть дистиллята возвращается в колонну легких фракций DME в виде флегмы, а чистый поток дистиллята (DME и другие легкие углеводороды) извлекается в виде продукта легких фракций DME.

Нижний поток из колонны легких фракций DME охлаждается посредством теплообменника питание/выход колонны легких фракций DME, дополнительно охлаждается посредством охладителя изобутанового продукта, а затем отправляется за пределы установки как продукт высокочистого изобутана. В некоторых вариантах осуществления извлекаемый поток изобутана может иметь чистоту по меньшей мере 99 мас.%. В других вариантах осуществления извлекаемый поток изобутана может иметь чистоту больше чем 99,2 мас.%, больше чем 99,3 мас.%, больше чем 99,4 мас.% или даже больше чем 99,5 мас.%.

Разделение 1-бутена (рафинат-2 из линии 2)

Рафинат-2 из реакционной линии 2 подается в объединенные колонны тяжелых фракций В1 и легких фракций В1 для отделения и очистки продукта бутена-1 от остального сырья рафината-2. Рафинат-2 из реакционной линии 1 сначала подается в колонну тяжелых фракций В1.

Сжатый верхний поток из колонны тяжелых фракций В1 частично конденсируется посредством ребойлера для колонны тяжелых фракций В1, а затем конденсат охлаждается и собирается во флегмовом барабане колонны тяжелых фракций

В1. Конденсат из флегмового барабана откачивается, а часть конденсата возвращается в колонну тяжелых фракций В1 в виде флегмы. Затем чистый поток конденсата подается в колонну легких фракций В1.

Нижний поток из колонны тяжелых фракций В1 отправляется за пределы установки как продукт рафинат-3.

Секция колонн легких фракций

Чистый поток конденсата из барабана флегмы колонны тяжелых фракций В1 откачивается в секцию колонн легких фракций В1 для дальнейшего разделения и очистки 1-бутена. Сжатый верхний поток из колонны легких фракций В1 частично конденсируется посредством ребойлера для колонны легких фракций В1, а затем конденсат охлаждается водой и собирается во флегмовом барабане колонны легких фракций В1. Конденсат из флегмового барабана откачивается, а часть конденсата возвращается в колонну легких фракций В1 в виде флегмы. Чистый (богатый изобутаном) поток конденсата затем объединяется с рафинатом-2 из линии 1 и обрабатывается в секции очистки изобутана, как было описано выше.

Нижний поток из колонны легких фракций В1 представляет собой продукт высокочистого бутена-1. В некоторых вариантах осуществления извлекаемый поток 1-бутена может иметь чистоту по меньшей мере 99 мас.%. В других вариантах осуществления извлекаемый поток 1-бутена может иметь чистоту больше чем 99,2 мас.%, больше чем 99,3 мас.%, больше чем 99,4 мас.% или даже больше чем 99,5 мас.%.

Как было описано выше, варианты осуществления в настоящем документе могут обеспечивать эффективное совместное производство как 1-бутена высокой чистоты, так и изобутана высокой чистоты. Составы первоначальных смешанных потоков С4 выгодно используются, с частичной общей обработкой, где это целесообразно, для получения продуктов высокой чистоты. Поддержание реакционных линий и промывки водой как отдельных систем позволяет производить потоки изобутана и 1-бутена высокого качества и высокой чистоты.

В то время как настоящее раскрытие включает в себя ограниченное количество вариантов осуществ-

вления, специалисту в данной области техники, обладающему преимуществом этого раскрытия, будет понятно, что могут быть разработаны и другие варианты осуществления, которые не выходят за пределы области охвата настоящего раскрытия. Соответственно, область охвата должна быть ограничена только прилагаемой формулой изобретения.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ совместного производства потоков высокочистого изобутана и высокочистого 1-бутена, содержащий:

получение первого смешанного потока C4 и второго смешанного потока C4, каждый из которых содержит изобутен, изобутан, 1-бутен и 2-бутен, причем первый смешанный поток C4 имеет более высокую концентрацию изобутана, чем второй смешанный поток C4;

подачу первого смешанного потока C4 и метанола в качестве реагента или селективатора в первую реакционную систему для превращения содержащегося в нем изобутена в метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена;

подачу второго смешанного потока C4 и метанола в качестве реагента или селективатора во вторую реакционную систему для превращения содержащегося в нем изобутена в метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена;

разделение потока, выходящего из первой реакционной системы, в первой системе разделения, включающей систему промывки водой, для извлечения первого легкого потока, содержащего 1-бутен, 2-бутен, изобутан, первого потока метанол+вода и первого тяжелого потока, содержащего метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена;

разделение потока, выходящего из второй реакционной системы, во второй системе разделения, включающей систему промывки водой, для извлечения второго легкого потока, содержащего 1-бутен, 2-бутен и изобутан, второго потока метанол+вода, и второго тяжелого потока, содержащего метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена;

подачу первого и второго потоков метанол+вода в систему извлечения метанола для отделения метанола от воды и возвращения, по меньшей мере части, метанола в одну или обе из первой и второй реакционных систем;

подачу второго легкого потока в первую систему разделения легких фракций для извлечения потока, содержащего изобутан, потока 1-бутена и первого потока тяжелых C4, содержащего н-бутаны и 2-бутен;

подачу потока, содержащего изобутан, и первого легкого потока во вторую систему разделения легких фракций для извлечения потока изобутана и второго тяжелого потока C4, содержащего н-бутаны и 2-бутен.

2. Способ по п.1, дополнительно содержащий отделение диметилового эфира от потока изобутана.

3. Способ по п.1, в котором полученный поток изобутана имеет чистоту, по меньшей мере, 99 мас.%, и в котором поток 1-бутена имеет чистоту, по меньшей мере, 99 мас.%.

4. Способ по п.1, дополнительно содержащий подачу потока углеводородов в процесс крекинга с псевдооживленным катализатором или процесс каткрекинга остаточного сырья и извлечение первого смешанного потока C4, имеющего концентрацию изобутана, по меньшей мере, 20 мас.%.

5. Способ по п.4, дополнительно содержащий подачу потока углеводородов в процесс парового крекинга и извлечение второго смешанного потока C4, имеющего концентрацию изобутана менее 5 мас.%.

6. Способ по п.5, в котором первый смешанный поток C4 имеет концентрацию изобутена менее 25 мас.%, и в котором второй смешанный поток C4 имеет концентрацию изобутена, по меньшей мере, 30 мас.%.

7. Система для совместного производства потоков высокочистого изобутана и высокочистого 1-бутена согласно способу по пп.1-6, содержащая:

первый смешанный поток C4 и второй смешанный поток C4, каждый из которых содержит изобутен, изобутан, 1-бутен и 2-бутен, причем первый смешанный поток C4 имеет более высокую концентрацию изобутана, чем второй смешанный поток C4;

первый метанольный поток и второй метанольный поток;

первую реакционную систему, выполненную с возможностью приема первого смешанного потока C4 и первого потока метанола и взаимодействия первого смешанного потока C4 и метанола в качестве реагента или селективатора с превращением содержащегося в нем изобутена в метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена;

вторую реакционную систему, выполненную с возможностью приема второго смешанного потока C4 и второго потока метанола и взаимодействия второго смешанного потока C4 и метанола в качестве реагента или селективатора с превращением содержащегося в нем изобутена в метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена;

первую систему разделения, включающую водную моечную установку, для разделения потока, вы-

ходящего из первой реакционной системы, с целью извлечения первого легкого потока, содержащего 1-бутен, 2-бутен, изобутан, первого потока метанол+вода и первого тяжелого потока, содержащего метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена;

вторую систему разделения, включающую водную моечную установку, для разделения потока, выходящего из второй реакционной системы, с целью извлечения второго легкого потока, содержащего 1-бутен, 2-бутен, изобутан, второго потока метанол+вода и второго тяжелого потока, содержащего метил-трет-бутиловый эфир или димеры изобутена;

общую систему извлечения метанола для приема первого и второго потоков метанол+вода и отделения метанола от воды, а также линии для возврата, по меньшей мере части, метанола в одну или обе из первой и второй реакционных систем;

первую систему разделения легких фракций для приема второго легкого потока и извлечения содержащего изобутан потока, потока 1-бутена и первого тяжелого потока C₄, содержащего n-бутаны и 2-бутен;

вторую систему разделения легких фракций для приема первого легкого потока и изобутана из первой системы разделения лёгких фракций для извлечения потока изобутана и второго тяжелого потока C₄, содержащего n-бутаны и 2-бутен.

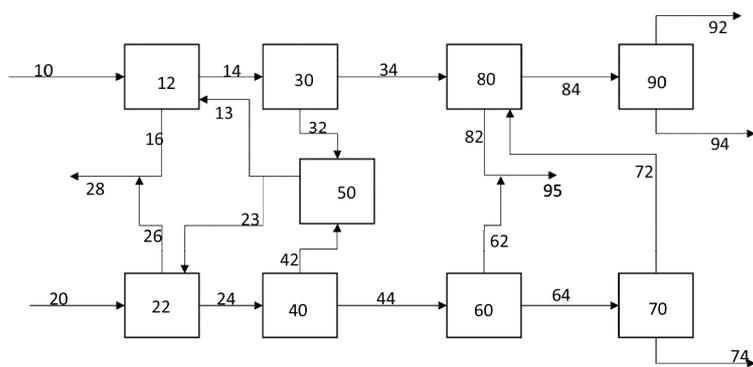
8. Система по п.7, дополнительно содержащая первый смеситель для смешивания первого и второго тяжелых потоков C₄, а также второй смеситель для смешивания первого и второго тяжелых потоков.

9. Система по п.7, в которой каждая из первой и второй реакционных систем выполнена с возможностью производства димеров изобутена.

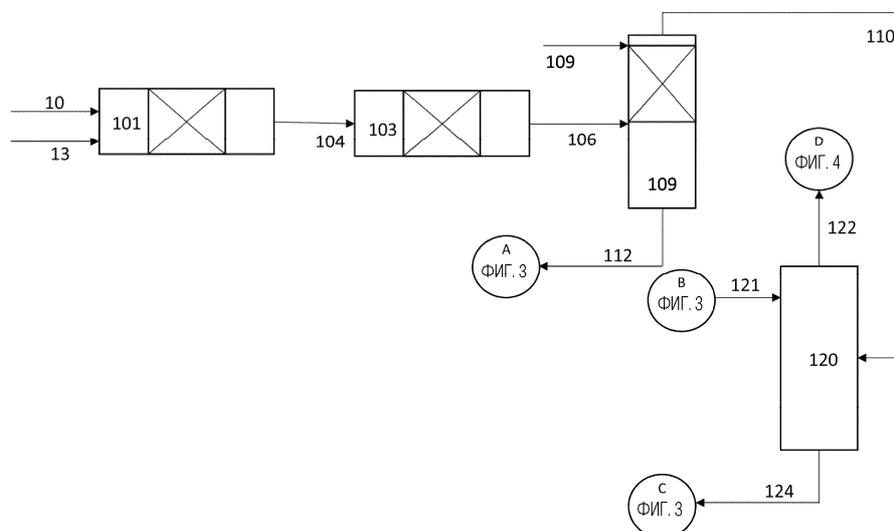
10. Система по п.7, в которой каждая из первой и второй реакционных систем выполнена с возможностью производства метил-трет-бутилового эфира.

11. Система по п.7, в которой первая реакционная система включает в себя реактор неподвижного слоя или два или более реакторов неподвижного слоя, соединенных последовательно или параллельно с последующим реактором каталитической дистилляции.

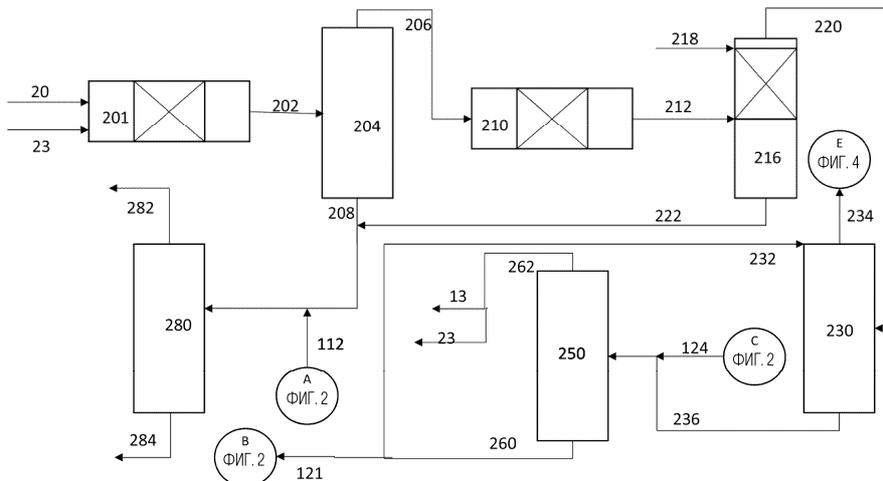
12. Система по п.7, в которой вторая реакционная система включает в себя реактор неподвижного слоя или два или более реакторов неподвижного слоя, соединенных последовательно или параллельно с последующим реактором каталитической дистилляции.



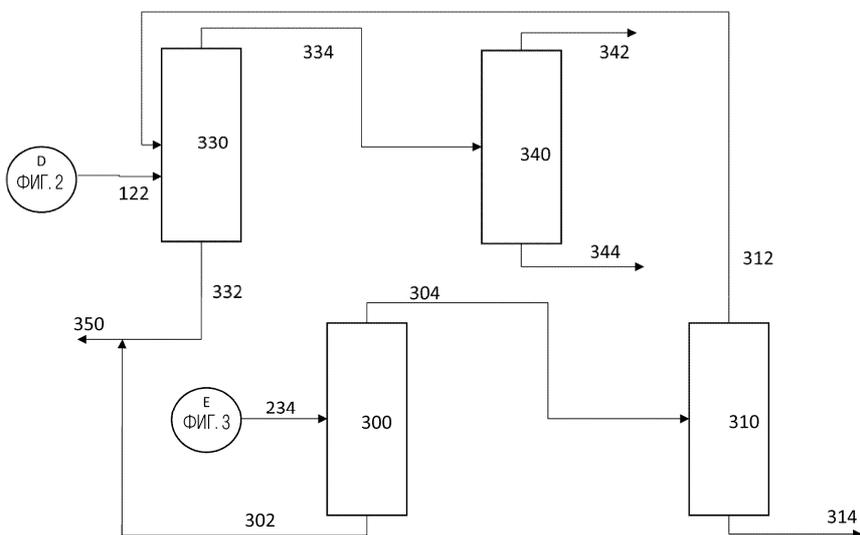
Фиг. 1



Фиг. 2



Фиг. 3



Фиг. 4

