



**ФЕДЕРАЛЬНАЯ СЛУЖБА
ПО ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНОЙ СОБСТВЕННОСТИ**

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ

(21)(22) Заявка: 2012129238/04, 10.12.2010

(24) Дата начала отсчета срока действия патента:
10.12.2010

Приоритет(ы):

(30) Конвенционный приоритет:
17.12.2009 US 61/287,287;
02.12.2010 US 12/958,818

(43) Дата публикации заявки: 20.01.2014 Бюл. № 2

(45) Опубликовано: 20.05.2014 Бюл. № 14

(56) Список документов, цитированных в отчете о
поиске: RU 2208623 C2, 20.07.2003. US
20080154076 A1, 26.06.2008. US 4069134 A,
17.01.1978. WO 9726313 A1, 24.07.1997

(85) Дата начала рассмотрения заявки РСТ на
национальной фазе: 10.07.2012

(86) Заявка РСТ:
US 2010/059849 (10.12.2010)

(87) Публикация заявки РСТ:
WO 2011/084354 (14.07.2011)

Адрес для переписки:
109012, Москва, ул. Ильинка, 5/2, ООО
"Союзпатент", О.И.Воль

(72) Автор(ы):

**СЭДЛЕР Клейтон К. (US),
ВАЙЕР Мэри Джо (US),
СТАЙН Лоранс О. (US),
НАУНХАЙМЕР Кристофер (US)**

(73) Патентообладатель(и):

ЮОП ЛЛК (US)

**(54) СПОСОБ ПРЕВРАЩЕНИЯ УГЛЕВОДОРОДОВ НА ТВЕРДОМ КАТАЛИЗАТОРЕ С
ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ СОСТАВНЫХ РЕАКТОРОВ С ДВИЖУЩИМСЯ СЛОЕМ**

(57) Реферат:

Изобретение относится к способу превращений углеводородов, в которых используется ряд реакторов с движущимся слоем. Изобретение касается способа жидкофазного превращения углеводородов, в котором устанавливают ряд реакторов с движущимся слоем, пропускают жидкофазный поток углеводородного сырья в первый реактор, в котором поток углеводородного сырья перетекает через первую реакционную зону и подвергается реакции превращения углеводородов в первой реакционной зоне для получения выходного потока первого реактора;

пропускают выходной поток первого реактора во второй реактор, причем выходной поток первого реактора характеризуется значением давления на входе во второй реактор, которое ниже значения давления выходного потока первого реактора на выходе из первого реактора, путем охлаждения выходного потока первого реактора или потока сырья второго реактора в охлаждающем теплообменнике, при этом выходной поток первого реактора перетекает через вторую реакционную зону и подвергается реакции превращения углеводородов во второй реакционной зоне для получения выходного

потока второго реактора; и отводят выходной поток второго реактора из второго реактора. Технический результат - получение более

полезных продуктов с улучшенными характеристиками, снижение капитальных и эксплуатационных затрат. 8 з.п. ф-лы, 3 ил.

R U 2 5 1 6 6 9 8 C 2

R U 2 5 1 6 6 9 8 C 2



FEDERAL SERVICE
FOR INTELLECTUAL PROPERTY

(51) Int. Cl.
C10G 35/10 (2006.01)
C10G 11/16 (2006.01)

(12) **ABSTRACT OF INVENTION**

(21)(22) Application: **2012129238/04, 10.12.2010**

(24) Effective date for property rights:
10.12.2010

Priority:

(30) Convention priority:
17.12.2009 US 61/287,287;
02.12.2010 US 12/958,818

(43) Application published: **20.01.2014** Bull. № 2

(45) Date of publication: **20.05.2014** Bull. № 14

(85) Commencement of national phase: **10.07.2012**

(86) PCT application:
US 2010/059849 (10.12.2010)

(87) PCT publication:
WO 2011/084354 (14.07.2011)

Mail address:
109012, Moskva, ul. Il'inka, 5/2, OOO "Sojuzpatent",
O.I.Vol'

(72) Inventor(s):

SEhDLER Klejton K. (US),
VAJER Mehri Dzho (US),
STAJN Lorans O. (US),
NAUNKhAJMER Kristofer (US)

(73) Proprietor(s):

JuOP LLK (US)

(54) **METHOD OF TRANSFORMATION OF HYDROCARBONS ON SOLID CATALYST WITH APPLICATION OF COMPOSITE REACTORS WITH MOVING BED**

(57) Abstract:

FIELD: chemistry.

SUBSTANCE: invention relates to method of transformation of hydrocarbons, in which a series of reactors with moving bed is applied. Invention deals with method of liquid-phase transformation of hydrocarbons, in which a series of reactors with moving bed are installed, liquid-phase flow of hydrocarbon raw material is supplied into first reactor, in which flow of hydrocarbon raw material flows through first reaction zone and is subjected to reaction of hydrocarbon transformation in first reaction zone to obtain output flow of first reactor; output flow of first reactor is supplied into second reactor, and output flow of first reactor is characterised by value of pressure on input into second

reactor, which is lower than value of pressure of output flow of first reactor on output from first reactor, by cooling output flow of first reactor or flow of raw material of second reactor in cooling heat-exchanger, and output flow of first reactor flows through second reaction zone and is subjected to reaction of hydrocarbon transformation in second reaction zone to obtain output flow of second reactor; output flow of second reactor is discharged from second reactor.

EFFECT: obtaining more useful products with improved characteristics, reduction of capital and exploitation costs.

9 cl, 3 dwg

Перекрестная ссылка на предшествующую заявку

Настоящая заявка претендует на приоритет предварительной заявки на патент США №61/287287, поданной 17 декабря 2009, и заявки на патент США №12/958818, поданной 2 декабря 2010 г.

5 Область техники, к которой относится изобретение

Установки и способы, описанные здесь, относятся к процессам жидкофазных превращений углеводородов с использованием твердого катализатора в режиме движущегося слоя. Режим движущегося слоя может представлять собой движущиеся слои радиальных потоков. Установки и способы, описанные здесь, можно использовать, например, для алкилирования таких углеводородов, как ароматические или парафиновые, с целью получения полезных химических продуктов и моторного топлива.

Уровень техники

Изобретение можно применять к множеству различных реакций превращений углеводородов. Некоторые из упомянутых реакций можно описать простыми выражениями, как например, $A+B \rightarrow C+D$; или $E \rightarrow F$; или $G \rightarrow H+I$; или $J+K \rightarrow L$. В зависимости от конкретной реакции можно использовать дополнительные реагенты или получать дополнительные продукты. Однако для получения положительных эффектов настоящего изобретения реакции проводятся в жидкой фазе и активируются твердым катализатором, эксплуатируемым в режиме движущегося слоя. По меньшей мере один реагент непрерывно вводят в движущийся слой катализатора, содержащий достаточное количество катализатора, эффективного для активирования реакции. Реагент(ы) находится в жидкой фазе и может присутствовать в смеси с жидким флюидным носителем. Движущийся слой катализатора эксплуатируют в условиях, оптимальных для требуемой реакции. Поскольку реагент(ы) контактирует с катализатором, реакция превращения углеводородов протекает с образованием по меньшей мере одного продукта. По достижении химического равновесия соотношение концентраций реагентов и продуктов остается постоянным и не происходит никакого увеличения концентраций продукта (продуктов). Если реакция превращения углеводородов не ограничена равновесием, она может продолжаться до требуемой конечной точки. Процесс является непрерывным, при этом реагент непрерывно подается, продукт непрерывно удаляется, а слой катализатора постоянно движется.

Многочисленные вариации указанного простого пояснения будут очевидны специалисту в данной области техники. Например, следует понимать, как применять настоящее изобретение к жидкофазным процессам превращений углеводородов, таким как крекинг, гидрокрекинг, алкилирование ароматических углеводородов, алкилирование изопарафинов, изомеризация, полимеризация, риформинг, депарафинизация, гидрирование, дегидрирование, трансалкилирование, деалкилирование, гидратация, дегидратация, гидроочистка, гидродеазотирование, гидрообессеривание, раскрытие цикла и процессы гидрообработки.

40 Для удобства восприятия подробности изобретения будут обсуждены в данном документе на примере реакции алкилирования, которая является реакцией между исходным углеводородом и алкилирующим агентом. Алкилирование углеводородов широко используют в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности для получения множества полезных ациклических и циклических углеводородных продуктов, применяемых в качестве моторного топлива, предшественников пластмасс и моющих средств, а также источников нефтехимического сырья.

При производстве моторных топлив исходным углеводородом, как правило, является изобутан (I), а алкилирующим агентом обычно является олефин (O). Предпочтительно

работать с избытком изобутана по отношению к олефину с целью промотирования предпочтительной реакции алкилирования (I+O = Алкилат) вместо нежелательной реакции олигомеризации (O+O = олигомер).

Например, большие количества высокооктанового бензина производят в промышленности алкилированием изобутана бутенами или пропиленом. Это значительно повышает ценность исходных углеводородов C₄. Кроме того, большие количества ценных алкилароматических углеводородов, включая кумол, этилбензол и линейные алкилароматические углеводороды C₁₀-C₁₅, получают алкилированием бензола олефинами с соответствующим числом углеродных атомов.

Сначала в промышленности применяли способы жидкокислотного алкилирования, а в таких процессах обычно используют в качестве катализаторов фтористоводородную (HF) или серную кислоту (H₂SO₄). Проблемы экологии и безопасности, наряду с другими факторами, привели к разработке процессов алкилирования с использованием твердых катализаторов. Однако для твердых катализаторов алкилирования характерны относительно быстрые периоды дезактивации (например, 2-24 часа), и они требуют частой регенерации.

Известные способы жидкокислотного алкилирования, как правило, разрабатывают при внешнем отношении изобутана к олефину (I/O) от 5/1 до 15/1. Внешнее отношение I/O определяют как общее количество изобутана, поступающее в реакционную секцию, деленное на общее количество исходного олефина. Для сохранения стоимости, конкурентной со стоимостью жидкокислотного алкилирования, желательно иметь способ алкилирования в присутствии твердого катализатора при использовании того же диапазона внешних отношений I/O. Внутри секции реактора отношение I/O можно дополнительно повысить посредством рециркулирования изобутана. Указанное внутреннее отношение I/O определяют как отношение локальной концентрации изобутана к локальной концентрации олефина. Внутреннее отношение I/O можно также увеличивать разделением олефинового сырья на многократные вводы, а это требует смешивания для обеспечения полного диспергирования исходного олефина в жидком реакционном потоке. Для алкилирования в присутствии твердого катализатора более высокие внешние отношения I/O приведут к более длительным срокам службы катализатора и улучшенному качеству продукта, но также вызовут повышение капитальных и эксплуатационных затрат процесса.

В связи с алкилированием в присутствии твердого катализатора, ряд преимуществ имеют способы алкилирования в присутствии движущегося слоя твердого катализатора по сравнению со способами алкилирования в присутствии неподвижного слоя твердого катализатора, как описано, например, в патенте США №5849976 Гослингом и др., в колонке 2, строках 66-67 и колонке 3, строках 1-9, где поясняется, что применение реакторов с движущимся слоем обладает преимуществом, заключающимся в уменьшении на заводе суммарного количества и катализатора, и жидких углеводородов, что оказывает благоприятное воздействие на затраты и безопасность, а также отмечается, что использование движущихся слоев может выполнять функцию перемещения катализатора между зонами реакции и регенерации, что обуславливает положительный эффект предоставления катализатора для частичной или полной замены без прерывания рабочего режима процесса. В патенте США №5849976 описано, например, использование медленно движущихся цилиндрических слоев твердого катализатора в способе, признаком которого является наличие зоны охлаждения внутри реакционной зоны и наличие зоны регенерации движущегося слоя катализатора (реферат). Кроме того, в

патенте США №3838038, колонка 2, строки 25-30 авторами Greenwood et al. описан способ осуществления непрерывного процесса превращения углеводородов с использованием частиц твердого катализатора, который включает в себя реакционную зону движущегося слоя и зону регенерации непрерывного действия.

5 Другим конкретным процессом превращения углеводородов, при осуществлении которого можно извлечь пользу из настоящего изобретения, является гидрообработка.

Нефтеперерабатывающие компании часто производят такие требуемые продукты, как турбинное топливо, дизельное топливо, средние дистилляты, нефть и углеводороды бензинового ряда, наряду с другими, гидрообработкой углеводородного сырья, полученного из сырой нефти или ее тяжелых фракций. Гидрообработка может включать, например, гидрокрекинг, гидроочистку, гидрообессеривание и тому подобное. Виды сырья, подвергаемого гидрообработке, могут представлять собой вакуумные газойли, тяжелые газойли и другие углеводородные потоки, получаемые из сырой нефти дистилляцией. Например, типичный тяжелый газойль содержит значительную долю углеводородных компонентов, кипящих выше 371°C (700°F), и обычно по меньшей мере 50 процентов массовых компонентов, кипящих выше 371°C (700°F), а типичный вакуумный газойль, как правило, характеризуется пределами выкипания от 315°C (600°F) до 565°C (1050°F).

Гидрообработка является процессом, в котором используют водородсодержащий газ совместно с катализатором (катализаторами), подходящим для конкретного применения. Во многих случаях гидрообработку выполняют, как правило, при контактировании выбранного сырья в реакционной емкости или зоне с соответствующим катализатором в условиях повышенной температуры и давления в присутствии водорода как отдельной фазы трехфазной системы (газ/жидкость/твердый катализатор). Такую гидрообработку обычно выполняют в реакторе с орошаемым слоем, где постоянная фаза является газовой, а не жидкой.

В реакторе с орошаемым слоем присутствует избыток газообразного водорода в постоянной газовой фазе. Во многих случаях для осуществления требуемых реакций типичному реактору гидрообработки с орошаемым слоем требуется до 1778 нм³/м³ (10000 станд. куб. фут/миллиард) водорода при давлениях вплоть до 17,3 МПа (2500 фунт/кв. дюйм). Однако, даже несмотря на то, что в реакторе с орошаемым слоем имеется постоянная газовая фаза вследствие избытка газообразного водорода, предполагается, что первичные реакции имеют место в жидкой фазе при контактировании ее с катализатором, например в заполненных жидкостью порах катализатора. В результате для достижения газообразным водородом активных центров катализатора водород должен сначала диффундировать из газовой фазы в жидкую, а затем через жидкость к реакционному центру, смежному с катализатором.

Без желания ограничиваться какой-либо теорией, отметим, что в некоторых условиях гидрообработки доставка водорода, доступного для использования на каталитическом центре реакции, может быть фактором, ограничивающим скорость превращений при гидрообработке. Например, источники углеводородного сырья могут содержать смеси компонентов, сильно различающихся по реакционным способностям. В то время когда может быть желательным, например, снизить содержание азота в вакуумном газойле до очень низких уровней перед подачей его в качестве сырья в реактор гидрокрекинга, серосодержащие соединения вакуумного газойля также будут претерпевать превращение в сероводород. Многие серосодержащие соединения способны реагировать очень быстро в рабочих условиях, требуемых для снижения содержания азота до желаемых уровней в ходе гидрокрекинга. Высокая скорость превращения сернистых соединений

в сероводород будет приводить к расходованию водорода, имеющегося в структуре пор катализатора, ограничивая таким образом количество водорода, доступного для других необходимых реакций, таких как деазотирование. Данное явление выражено наиболее сильно на начальных участках (т.е. от 50 до 75 процентов) реакционных зон.

5 При таких обстоятельствах в связи с высокой скоростью превращения сернистых соединений, например, предполагают, что количество водорода, имеющегося на активных центрах катализатора, можно ограничить диффузией водорода через сырье (особенно на начальных участках реактора). В указанных обстоятельствах, если диффузия водорода через жидкость к поверхности катализатора протекает медленнее
10 кинетических стадий реакции, общая скорость желаемых реакций (т.е. деазотирования, например) может быть ограничена поступлением водорода и диффузией. В рамках одной из попыток преодолеть ограничения, налагаемые упомянутым явлением (исчерпывание водорода), катализаторы гидрообработки можно изготавливать в малых формах, таких как трилистники и четырехлистники, где размер лепестка может быть
15 порядка 1/30 дюйма. Однако такие малые размеры частиц катализатора могут также иметь недостаток, заключающийся в создании более значительных перепадов давления в реакторе вследствие наличия более плотно упакованных слоев катализатора.

В некоторых случаях для превращения потоков определенных углеводородов в потоки более ценных углеводородов была предложена двухфазная гидрообработка
20 (т.е. поток жидких углеводородов и твердый катализатор). Например, для снижения содержания серы в потоках определенных углеводородов можно применять двухфазный реактор с предварительным насыщением водородом, а не использовать традиционную трехфазную систему. Смотрите, например, статью Schmitz, C. et al., "Deep Desulfurization of Diesel Oil: Kinetic Studies and Process-Improvement by the Use of a Two-Phase Reactor with
25 Pre-Saturator," Chem. Eng. Sci., 59:2821-2829 (2004). В упомянутых двухфазных системах потребляют достаточное количество водорода лишь для насыщения жидкой фазы в реакторе. В результате, реакторы системы Шмитта и др. имеют недостаток, заключающийся в том, что по мере протекания реакции и расходования водорода скорость реакции снижается вследствие исчерпывания растворенного водорода. В
30 результате такие двухфазные системы, как раскрытые в работе Шмитта и др., ограничены в практическом применении и по максимальным скоростям превращения.

В других случаях применения жидкофазных реакторов для переработки определенных углеводородных потоков требуется использование потоков разбавителей/растворителей для облегчения растворения водорода в не превращенном нефтяном сырье и необходимы
35 ограничения по количеству газообразного водорода в жидкофазных реакторах. Например, была предложена жидкофазная гидроочистка дизельного топлива, но в ней требуется рециркуляция подвергнутого гидроочистке дизеля в качестве разбавителя, подмешиваемого в нефтяное сырье до поступления в жидкофазный реактор. В другом примере предложен жидкофазный гидрокрекинг вакуумного газойля, но в нем
40 аналогичным образом требуется возвращение подвергнутого гидрокрекингу продукта в сырье, подаваемое в жидкофазный реактор гидрокрекинга, в качестве разбавителя. В каждой установке необходимо разбавление сырья, подаваемого в жидкофазные реакторы для осуществления требуемых реакций. Поскольку в случае гидроочистки и гидрокрекинга, как правило, необходимы большие количества водорода для
45 осуществления соответствующих превращений, по-прежнему требуется большой расход водорода, даже если упомянутые реакции проводят в жидкофазных установках. В результате, для поддержания в активном состоянии таких жидкофазных реакций гидроочистки или гидрокрекинга и, как прежде, обеспечения необходимого содержания

водорода требуется разбавитель или растворитель сырья до подачи в жидкофазные установки с целью обеспечения более высокой относительной концентрации растворенного водорода по сравнению с не превращенной нефтью для того, чтобы соответствующие превращения могли иметь место в зонах жидкофазных гидроочистки и гидрокрекинга. Смотрите заявку на патент США №2009/0095651. По существу, 5
необходимы более крупные и более сложные жидкофазные установки для осуществления требуемых превращений, которые по-прежнему требуют больших ресурсов водорода.

Кроме того, имеются явные преимущества работы в режиме с движущимся слоем в противоположность режиму с неподвижным слоем. Например, катализаторы в 10
неподвижных слоях дезактивируются с течением времени, что приводит к снижению уровня показателей. С другой стороны, движущиеся слои дают возможность выводить дезактивированный катализатор и добавлять в реактор свежий или регенерированный катализатор для обеспечения постоянного уровня показателей. Вообще говоря, при одинаковой производительности работа в движущемся слое требует меньшего 15
суммарного количества катализатора и углеводородов, чем функционирование в неподвижном слое, смотрите патент США 5849976.

Аналогичным образом, имеются преимущества, относящиеся к многоярусным зонам движущегося слоя, по сравнению со способом, включающим в себя единый движущийся 20
слой. Многоярусная реакционная зона дает возможность потоку жидкости смешиваться с дополнительным водородом. Увеличение числа точек смешивания с водородом приводит к уменьшению количества жидкого рециклового продукта. Меньшее количество жидкого рециклового продукта обеспечивает снижение капитальных и эксплуатационных затрат установки. Кроме того, в слоях многоярусной реакционной 25
зоны имеется возможность охлаждения потока жидкости, выходящего из каждого слоя реакционной зоны. Увеличение числа точек охлаждения может приводить к уменьшению количества жидкого рециклового продукта, если охлаждение, выполняемое смешиванием с водородом, является недостаточным.

Несмотря на то, что в промышленных процессах превращений углеводородов нефти использовано широкое многообразие технологических схем, рабочих условий и 30
катализаторов, всегда существует потребность в новых способах и технологических схемах, которые обеспечивают получение более полезных продуктов и их улучшенные характеристики. Во многих случаях даже незначительные изменения в технологическом процессе или рабочих условиях могут оказывать существенное влияние и на качество, и на ассортимент продуктов. Как правило, существует необходимость сопоставления 35
требующих рассмотрения экономических факторов, таких как капитальные затраты и эксплуатационные расходы на обслуживание, с требуемым качеством производимых продуктов.

Сущность изобретения

Установки и способы, описанные в настоящем документе, относятся к жидкофазным 40
процессам превращений углеводородов с использованием твердого катализатора в реакторах с движущимся слоем. Реакторы с движущимся слоем могут быть радиальными проточными реакторами с движущимся слоем. Радиальные проточные реакторы с движущимся слоем могут иметь в своем составе внешнее кольцевое пространство и центральную трубу.

В одном из аспектов предложен способ превращения углеводородов для превращения 45
по меньшей мере одного углеводорода в другой, который включает в себя следующие стадии, на которых: устанавливают ряд жидкофазных реакторов с движущимся слоем, перемещают твердый катализатор из первой реакционной зоны первого реактора с

движущимся слоем во вторую реакционную зону второго реактора с движущимся слоем, пропускают поток углеводородного сырья в первый реактор, в котором получают выходной поток первого реактора, пропускают выходной поток первого реактора во второй реактор. Необязательно, часть потока второго вида сырья можно смешивать с выходными потоками каждого из реакторов и подавать смесь в ближайшую последующую реакционную зону. Движущиеся слои могут быть движущимися слоями с радиальными потоками. Движущиеся слои с радиальными потоками могут охватывать внешнее кольцевое пространство и центральную трубу. Во втором аспекте предложен способ превращения углеводородов для превращения по меньшей мере одного углеводорода в другой, который включает в себя следующие стадии, на которых: устанавливают ряд жидкофазных реакторов с движущимся слоем, скомпонованных по меньшей мере в один вертикальный каскад реакторов, имеющий верхнюю и нижнюю часть, перемещают твердый катализатор из первой реакционной зоны первого реактора с движущимся слоем во вторую реакционную зону второго реактора с движущимся слоем по меньшей мере по одной трубе для подачи катализатора, пропускают поток углеводородного сырья в первый реактор, в котором получают выходной поток первого реактора, пропускают выходной поток первого реактора во второй реактор. В данном случае также часть потока второго вида сырья можно смешивать с выходными потоками каждого из реакторов и подавать смесь в ближайшую последующую реакционную зону. Движущиеся слои могут быть движущимися слоями с радиальными потоками.

В каждом из аспектов поток углеводородного сырья может иметь в своем составе один или несколько углеводородов, и необязательный поток второго вида сырья может содержать иной углеводород или другой реагент. Кроме того, ряд жидкофазных реакторов с движущимся слоем может включать в себя первый реактор с движущимся слоем, имеющий в своем составе первое внешнее кольцевое пространство, первую центральную трубу с выпускным патрубком первой центральной трубы и первую реакционную зону, содержащую катализатор; и второй реактор с движущимся слоем, имеющий в своем составе второе внешнее кольцевое пространство, вторую центральную трубу с выпускным патрубком второй центральной трубы и вторую реакционную зону, содержащую катализатор. Поток сырья первого реактора может приниматься первым внешним кольцевым пространством первого реактора с движущимся слоем, поток может поступать внутрь через первую реакционную зону в направлении первой центральной трубы и претерпевать реакцию превращения углеводородов в первой реакционной зоне с целью получения выходного потока первого реактора. Выходной поток первого реактора можно выводить из первого реактора через выпускной патрубок первой центральной трубы. Давление выходного потока первого реактора на входе во вторую реакционную зону ниже давления выходного потока первого реактора при выведении его из первой центральной трубы. Кроме того, давление потока сырья второго реактора ниже давления выходного потока первого реактора на входе во вторую реакционную зону. Поток сырья второго реактора может приниматься внешним кольцевым пространством второй реакционной зоны, поток может поступать внутрь через вторую реакционную зону в направлении второй центральной трубы и претерпевать реакцию превращения углеводородов во второй реакционной зоне с целью получения выходного потока второго реактора. И наконец, выходной поток второго реактора можно выводить из второго реактора через выпускной патрубок второй центральной трубы.

Краткое описание чертежей

Конкретные примеры были выбраны в целях иллюстрации и описания, и они

представлены в прилагаемых чертежах, образуя часть описания.

На фиг.1 продемонстрирован один из примеров осуществления способа превращения углеводородов с использованием единичного каскада реакторов.

На фиг.2 показано подробное изображение одного из реакторов в каскаде реакторов
5 фиг.1.

На фиг.3 продемонстрирован один из примеров осуществления способа превращения углеводородов с использованием двойного каскада реакторов.

Подробное описание

На фиг.1 продемонстрирован один из примеров установки для превращения
10 углеводородов, обозначенной в целом позицией 100. Установка 100 для превращения углеводородов соответствует способу превращения углеводородов в присутствии твердого катализатора, осуществляемому в жидкой фазе. Процессы превращения углеводородов хорошо известны в данной области техники и включают в себя такие процессы, как крекинг, гидрокрекинг, алкилирование ароматических соединений,
15 алкилирование изопарафинов, изомеризация, полимеризация, риформинг, депарафинизация, гидрирование, дегидрирование, трансалкилирование, dealкилирование, гидратация, дегидратация, гидроочистка, гидродеазотирование, гидрообессеривание и процессы раскрытия цикла. Многие из указанных процессов, как известно, успешно осуществлены в жидкофазном режиме.

Примером одного из типов жидкофазных процессов превращения углеводородов
20 является алкилирование олефинов. В таком процессе алкилирования изобутен реагирует с кислотным центром с образованием третичного карбений-иона (tC_4^+). Ион tC_4^+ реагирует с молекулой олефина ($C_{4=}$) с образованием более крупного третичного
25 карбений-иона (tC_8^+). Ион tC_8^+ претерпевает гидридный перенос от изобутана (iC_4), высвобождая молекулу (iC_8) изооктана (алкилат) и воспроизводя ион tC_4^+ .

Установка 100 для превращения углеводородов включает в себя ряд радиальных
30 проточных реакторов с движущимся слоем, которые эксплуатируют в жидкофазном режиме. Не обязательно, чтобы реакторы с движущимся слоем являлись реакторами с радиальными потоками, но для удобства восприятия, нижеследующее описание относится к варианту осуществления, в котором движущиеся слои представляют собой движущиеся слои в режиме радиальных потоков, при этом каждый из них имеет внешнее
кольцевое пространство и центральную трубу. Каждый радиальный проточный реактор
35 с движущимся слоем может включать в себя реакционную зону, в которой протекает реакция превращения углеводородов. Реакция превращения углеводородов в любом из ряда радиальных проточных реакторов с движущимся слоем может характеризоваться температурой от $10^\circ C$ до $100^\circ C$.

Ряд радиальных проточных реакторов с движущимся слоем может включать в себя
40 от четырех до тридцати радиальных проточных реакторов с движущимся слоем. В одном из примеров ряд радиальных проточных реакторов с движущимся слоем можно скомпоновать по меньшей мере в один вертикальный каскад реакторов, имеющий верхнюю и нижнюю часть. Во втором примере ряд радиальных проточных реакторов с движущимся слоем можно скомпоновать по меньшей мере в первый вертикальный
45 каскад реакторов и второй вертикальный каскад реакторов. Ряд радиальных проточных реакторов с движущимся слоем можно компоновать в более, чем два вертикальных каскада реакторов.

Некоторые примеры установок и способов осуществления реакций превращения

углеводородов, описанные в настоящем документе, могут включать в себя один каскад реакторов или совокупность каскадов реакторов. Движущиеся слои могут быть в реакторах с радиальными потоками или поток может быть поперечным, но не в полной мере радиальным. Например, поток может быть направлен внутрь, но также и в направлении силы тяжести, как например, под углом от 0 до 30 градусов к горизонтали в направлении силы тяжести. В одном из примеров вертикальный каскад реакторов может включать в себя по меньшей мере четыре радиальных проточных реактора с движущимся слоем. Как продемонстрировано на фиг.1, в состав вертикального каскада 102 реакторов входят восемь радиальных проточных реакторов с движущимся слоем, включая первый радиальный проточный реактор 116 с движущимся слоем, второй радиальный проточный реактор 118 с движущимся слоем, третий радиальный проточный реактор 120 с движущимся слоем, четвертый радиальный проточный реактор 122 с движущимся слоем, пятый радиальный проточный реактор 124 с движущимся слоем, шестой радиальный проточный реактор 126 с движущимся слоем, седьмой радиальный проточный реактор 128 с движущимся слоем и восьмой радиальный проточный реактор 130 с движущимся слоем. Как продемонстрировано на фиг.3, установка 300 для осуществления реакций включает в себя первый вертикальный каскад 302 реакторов и второй вертикальный каскад 304 реакторов. В состав первого вертикального каскада 302 реакторов входят шесть радиальных проточных реакторов с движущимся слоем, включая первый радиальный проточный реактор 306 с движущимся слоем, второй радиальный проточный реактор 308 с движущимся слоем, третий радиальный проточный реактор 310 с движущимся слоем, четвертый радиальный проточный реактор 312 с движущимся слоем, пятый радиальный проточный реактор 314 с движущимся слоем и шестой радиальный проточный реактор 316 с движущимся слоем. В состав второго вертикального каскада 304 реакторов также входят шесть радиальных проточных реакторов с движущимся слоем, включая первый радиальный проточный реактор 318 с движущимся слоем, второй радиальный проточный реактор 320 с движущимся слоем, третий радиальный проточный реактор 322 с движущимся слоем, четвертый радиальный проточный реактор 324 с движущимся слоем, пятый радиальный проточный реактор 326 с движущимся слоем и шестой радиальный проточный реактор с движущимся слоем 328. В установке для осуществления реакций с двумя или более вертикальными каскадами реакторов вертикальные каскады реакторов могут иметь одинаковое число радиальных проточных реакторов с движущимся слоем или различные количества радиальных проточных реакторов с движущимся слоем.

Некоторые варианты применения способа, как например, алкилирование и гидрообработка, могут включать в себя поток второго вида сырья и множество точек ввода. Число радиальных проточных реакторов, подлежащих использованию на установке алкилирования, например, можно определить по оценке положительного эффекта от дополнительной точки ввода олефина и соответствующего уменьшения количества циркулирующей жидкости в сопоставлении с затратами, связанными с добавлением дополнительного реактора. При добавлении реакторов в каскад реакторов, он увеличивается по высоте, и предпочтительно, что каскады реакторов ограничивают по высоте из практических соображений. Соответственно, предпочтительно, на установках алкилирования используют два или более каскадов реакторов, которые включают в себя более восьми реакторов. Несмотря на это, следует признать, что на установках алкилирования можно использовать два или более каскадов реакторов, которые включают в себя восемь реакторов или меньше, и может быть возможным использование установок алкилирования с одним каскадом реакторов, которые

включают в себя более восьми реакторов. Аналогичные заключения сделаны и для других процессов превращения углеводов.

Возвращаясь к фиг.1 и 2, отметим, что поток 104 углеводородного сырья и поток 106 сырья можно подавать по линиям в каскад 102 реакторов для получения выходящего потока 108 продуктов. Выходящий поток 108 продуктов может находиться в жидкой фазе. Для удобства восприятия подробности изобретения будут объяснены со ссылкой на один конкретный тип превращения углеводов, алкилирование, при осуществлении которого движущиеся слои являются движущимися слоями в режиме радиальных потоков. В случае, когда процесс является процессом алкилирования, поток углеводородного сырья может включать в себя субстрат алкилирования, такой как, например, C₃-C₅-изопарафины, а поток второго вида сырья может содержать алкилирующий агент, такой как, например, C₃-C₅-олефины. Поток сырья, содержащий алкилирующий агент, предпочтительно разделяют на части, а точку ввода алкилирующего агента предпочтительно предусматривают на каждом радиальном проточном реакторе с движущимся слоем в каскаде 102 реакторов. Субстрат алкилирования и алкилирующий агент можно подавать в поток сырья в любом из радиальных проточных реакторов с движущимся слоем, и поток сырья в реакторе может характеризоваться отношением субстрата алкилирования к алкилирующему агенту от 5:1 до 15:1. Потоки сырья в реакторе могут находиться в жидкой фазе.

Для промотирования желаемой реакции алкилирования поток 110 катализатора, содержащий катализатор 114, можно подавать в реакционную зону каждого радиального проточного реактора с движущимся слоем. Катализатор 114 может содержать регенерированный катализатор, свежий катализатор или сочетание регенерированного катализатора и свежего. Как продемонстрировано на фиг.1, вертикальный каскад 102 реакторов также включает в себя уравнительный резервуар 112 для катализатора в верхней части вертикального каскада 102 реакторов выше первого радиального проточного реактора 116 с движущимся слоем, и катализатор 114 можно подавать в уравнительный резервуар 112 для катализатора. Из уравнительного резервуара 112 катализатор 114 можно затем подавать в реакторы каскада 102.

Катализатор 114 можно перемещать в каждый реактор каскада 102 реакторов под действием силы тяжести по мере того, как катализатор 114 привносится в уравнительный резервуар 112 для катализатора в потоке 110 катализатора. Из уравнительного резервуара катализатор 114 можно подавать в первый радиальный проточный реактор 116 с движущимся слоем по меньшей мере по одной трубе 142 для подачи катализатора. Как изображено на фиг.1, катализатор 114 может перетекать вниз из уравнительного резервуара 112 для катализатора в первый реактор 116 по двум трубам 142 для подачи катализатора.

Обращаясь к фиг.1 и 2, отметим, что катализатор 114 может перетекать вниз через первый реактор 116 под действием силы тяжести, и он может перетекать во второй реактор 118. Например, катализатор из первой реакционной зоны первого радиального проточного реактора 116 с движущимся слоем можно перемещать во вторую реакционную зону второго радиального проточного реактора 118 с движущимся слоем по меньшей мере по одной трубе 144 для подачи катализатора. Как показано на фиг.1 и 2, катализатор 114 может перетекать вниз из первого реактора 116 во второй реактор 118 по двум трубам 144 для подачи катализатора.

В примере, приведенном на фиг.1, видно, что имеются в наличии по меньшей мере две трубы для подачи катализатора, по которым катализатор перемещают из каждого реактора в каждый последующий реактор. В альтернативном примере единственную

трубу для подачи катализатора можно использовать для перемещения катализатора из любого реактора в другой реактор. Трубы для подачи катализатора могут быть любого подходящего размера. Например, трубы для подачи катализатора могут быть рассчитаны на обеспечение перепада давления, достаточного для смесителей, описанных ниже, при перепуске менее 5% от общего потока реактора по обводной линии параллельно трубам для катализатора.

Как продемонстрировано на фиг. 1 и 2, катализатор 114 может быть получен вторым реактором 118 из труб 144 для подачи катализатора, и он может перетекать вниз через второй реактор 118 под действием силы тяжести. Катализатор 114 может перетекать в третий реактор 120 по трубам 146 для подачи катализатора. Катализатор 114 может перетекать вниз через третий реактор 120 под действием силы тяжести, и он может перетекать в четвертый реактор 122 по трубам 148 для подачи катализатора.

Катализатор 114 может перетекать вниз через четвертый реактор 122 под действием силы тяжести, и он может перетекать в пятый реактор 124 по трубам 150 для подачи катализатора. Катализатор 114 может перетекать вниз через пятый реактор 124 под действием силы тяжести, и может перетекать в шестой реактор 126 по трубам 152 для подачи катализатора. Катализатор 114 может перетекать вниз через шестой реактор 126 под действием силы тяжести, и может перетекать в седьмой реактор 128 по трубам 154 для подачи катализатора. Катализатор 114 может перетекать вниз через седьмой реактор 128 под действием силы тяжести, и может перетекать в восьмой реактор 130 по трубам 156 для подачи катализатора. Таким образом, катализатор 114 перетекает под действием силы тяжести через каждый реактор в каскаде 102 реакторов.

Частицы катализатора перетекают через первый реактор в виде движущегося кольцевого слоя плотной фазы. По выходе из первого реактора частицы катализатора перетекают по трубам для подачи катализатора до входа во второй реактор. Один из аспектов изобретения заключается в конструкции труб для подачи катализатора. Трубы для подачи катализатора спроектированы для транспортировки заданного потока частиц катализатора при сведении к минимуму потока жидкой технологической среды. Жидкая технологическая среда, которая перетекает по трубам для подачи катализатора, выходит непосредственно из выхода реактора, расположенного выше, до реактора, расположенного ниже по ходу потока, и обходит заданный маршрут жидкой технологической среды в ходе совместной работы расположенных выше и ниже реакторов.

Было обнаружено, что ключевым параметром конструкции труб для подачи катализатора является скорость нисходящего потока жидкости в трубах для подачи катализатора относительно скорости нисходящего потока частиц катализатора. Низкие относительные скорости жидкости приводят к недостаточной пропускной способности труб для подачи катализатора по потоку частиц катализатора. К тому же, при низких относительных скоростях жидкости требуется увеличение длины трубы для подачи катализатора с целью достижения заданного гидравлического сопротивления жидкости в трубе для подачи катализатора с целью выравнивания гидравлического сопротивления жидкости при осуществлении совместной работы между соседними реакторами.

Высокие относительные скорости жидкости приводят к повышенным скоростям потока жидкости по трубам для подачи катализатора, который пропускают в обход заданного маршрута технологической жидкости при осуществлении совместной работы между соседними реакторами. Высокие относительные скорости жидкости могут также быть причиной псевдооживления частиц катализатора. Псевдооживление частиц катализатора является весьма нежелательным, так как оно, вероятно, приведет к

дроблению частиц катализатора. Псевдооживление частиц катализатора в трубах для подачи катализатора существенно снижает гидравлическое сопротивление жидкости в трубах для подачи катализатора, приводя к значительно более высоким скоростям прохождения потока жидкости по трубам для подачи катализатора.

5 Было обнаружено, что, как правило, требуется, чтобы диапазон относительных скоростей жидкости в трубах для подачи катализатора находился в пределах от 2 до 64 см/с (от 0,07 до 2,1 футов в секунду), а предпочтительный диапазон находился в пределах от 3 до 49 см/с (от 0,11 до 1,6 футов в секунду). В другом варианте осуществления изобретения диапазон относительных скоростей жидкости в трубах для
10 подачи катализатора может находиться в пределах от 1,5 до 123 см/с (от 0,05 до 4,0 футов в секунду), а предпочтительный диапазон в пределах от 3 до 76 см/с (от 0,1 до 2,5 футов в секунду).

В каждом реакторе каскада 102 реакторов катализатор можно использовать для вовлечения в реакцию по меньшей мере части потока углеводородного сырья и по
15 меньшей мере части потока сырья, содержащего алкилирующий агент, для получения выходящего потока алкилата. Поскольку катализатор 114 используют в каждом из реакторов каскада 102 реакторов, он может дезактивироваться. Дезактивированный катализатор можно выводить из нижней части вертикального каскада 102 реакторов в поток 136 дезактивированного катализатора через выпускной патрубок 134, а поток
20 136 дезактивированного катализатора можно направлять в регенератор катализатора (не показан), который может быть регенератором катализатора непрерывного действия, и можно регенерировать дезактивированный катализатор для получения регенерированного катализатора. Регенерированный катализатор можно снова подавать в верхнюю часть вертикального каскада 102 реакторов. Как отображено на фиг.1,
25 регенерированный катализатор можно подавать в уравнильный резервуар 112 для катализатора в потоке 110 катализатора.

Ссылаясь на фиг.1, описанную выше, отметим, что поток 106 сырья, содержащий алкилирующий агент, можно разделять на одну или несколько частей, как например,
на первую часть 106а потока сырья, содержащего алкилирующий агент, вторую часть
30 106b потока сырья, содержащего алкилирующий агент, третью часть 106с потока сырья, содержащего алкилирующий агент, четвертую часть 106d потока сырья, содержащего алкилирующий агент, пятую часть 106е потока сырья, содержащего алкилирующий агент, шестую часть 106f потока сырья, содержащего алкилирующий агент, седьмую часть 106g потока сырья, содержащего алкилирующий агент, и восьмую часть 106h
35 потока сырья, содержащего алкилирующий агент.

Поток 104 углеводородного сырья для реакции алкилирования можно подавать в первый смеситель 158, где его можно объединять с первой частью 106а потока сырья, содержащего алкилирующий агент. Как показано, смесители являются внешними по отношению к радиальным проточным реакторам с движущимся слоем. Однако следует
40 понимать, что в качестве альтернативы смесители, описанные в настоящем документе, могут быть внутренними по отношению к радиальным проточным реакторам с движущимся слоем. Поток 160 сырья первого реактора можно подавать из первого смесителя 158 и вводить во внешнее кольцевое пространство 162 первого реактора 116. Поток 160 сырья первого реактора может находиться в жидкой фазе и включать в себя
45 поток 104 углеводородного сырья и первую часть 106а потока сырья, содержащего алкилирующий агент. Поток 160 сырья первого реактора может также включать в себя циркуляционный поток 164, формируемый потоком, выходящим из второго реактора 118, который можно подавать в первый смеситель 158 посредством первой

циркуляционной петли 166. В альтернативном варианте осуществления изобретения циркуляционный поток можно выделять из потока, выходящего из другого радиального проточного реактора с движущимся слоем, расположенного ниже второго радиального проточного реактора с движущимся слоем, и подавать в первый смеситель.

5 Первый радиальный проточный реактор 116 с движущимся слоем может включать в себя первое внешнее кольцевое пространство 162, первую центральную трубу 168 с выпускным патрубком 172 первой центральной трубы и первую реакционную зону 292а, содержащую катализатор. Поток 160 сырья первого реактора может перетекать
10 внутрь по радиусу из внешнего кольцевого пространства 162 первого реактора 116 в направлении первой центральной трубы 168 первого реактора 116. Поскольку поток 160 сырья первого реактора поступает внутрь по радиусу через первый реактор 116, он проходит через катализатор 114 в первой реакционной зоне 292а и может
15 подвергаться алкилированию для получения выходного потока 170 первого реактора, который можно отводить из первого реактора 116 через выпускной патрубок 172 первой центральной трубы. Выходной поток 170 первого реактора может находиться в жидкой фазе.

Выходной поток 170 первого реактора можно подавать во второй смеситель 174 через входное отверстие 138 второго смесителя, где его можно смешивать со второй
20 частью 106b потока сырья, содержащего алкилирующий агент, для формирования потока 176 сырья второго реактора. Выходной поток 170 первого реактора может иметь давление во входном отверстии 138 второго смесителя ниже давления выходного
25 потока 170 первого реактора при его выходе из первого реактора 116 через выпускной патрубок 172 первой центральной трубы. Кроме того, поток 176 сырья второго реактора может иметь давление ниже давления выходного потока 170 первого реактора во
30 входном отверстии 138 второго смесителя. Значения давления выходного потока каждого последующего реактора и потока сырья реактора можно рассчитать аналогичным образом. Такой расчет значений давления может облегчать протекание
35 выходных потоков и потоков сырья реакторов внутри установки 100 алкилирования без потребности в насосе или повышении давления для подачи выходного потока реактора в смеситель, а затем подачи потока сырья реактора из смесителя в следующий
40 реактор. Конструкция установки, в которой не требуется перекачивания насосом выходных потоков реакторов или потоков сырья реакторов, может обеспечивать снижение капитальных и эксплуатационных затрат, связанных с добавлением точек ввода олефина и повышением внутреннего отношения i/o в реакторах.

45 Как продемонстрировано на фиг.2, установка алкилирования может иметь в своем составе узел охлаждения выходного потока реактора или потока сырья реактора для отвода тепла, выделяющегося во время экзотермической реакции алкилирования. Например, установка алкилирования может включать в себя узел охлаждения выходного
50 потока 170 первого реактора или потока сырья 176 второго реактора в охлаждающем теплообменнике. В одном из примеров выходной поток 170 первого реактора можно пропускать в охлаждающий теплообменник 140а для охлаждения до подачи во входное отверстие 138 второго смесителя 174. В другом примере поток сырья 176 второго
55 реактора можно пропускать из второго смесителя 174 в охлаждающий теплообменник 140b. На установке алкилирования, в которой давление выходного потока первого реактора во входном отверстии 138 второго смесителя ниже давления в выпускном
60 патрубке 172 первой центральной трубы, а давление потока 176 сырья второго реактора ниже давления выходного потока 170 первого реактора во входном отверстии 138 второго смесителя, стадию охлаждения выходного потока 170 первого реактора или

потока 176 сырья второго реактора можно осуществлять без необходимости в повышении давления или перекачивании насосом.

Ссылаясь на фиг.1 и 2, отметим, что второй радиальный проточный реактор 118 с движущимся слоем может включать в себя второе внешнее кольцевое пространство 178, вторую центральную трубу 180 с выпускным патрубком 184 второй центральной трубы и вторую реакционную зону 292b, содержащую катализатор. Поток 176 сырья второго реактора можно вводить через входной патрубок 290 второго реактора во внешнее кольцевое пространство 178 второго реактора 118. Так как поток 176 сырья второго реактора поступает внутрь по радиусу через второй реактор 118 в центральную трубу 180 второго реактора, он проходит через катализатор 114 во второй реакционной зоне 292b и может подвергаться алкилированию для получения выходного потока 182 второго реактора, который может находиться в жидкой фазе и который можно отводить из второго реактора 118 через выпускной патрубок 184 второй центральной трубы.

Как продемонстрировано на фиг.1, выходной поток 182 второго реактора можно разделять по меньшей мере на две части, включая циркуляционный поток 164 и реакционную часть 186. Циркуляционный поток 164 можно выделять из выходного потока 182 второго реактора и подавать в первый смеситель через первую циркуляционную петлю 166. Первая циркуляционная петля 166 может включать в себя по меньшей мере один насос 188. Первая циркуляционная петля 166 также может иметь в своем составе по меньшей мере один охлаждающий теплообменник 190, который может охлаждать циркуляционный поток 164 до подачи циркуляционного потока в первый смеситель с целью отвода тепла, выделяющегося во время реакции алкилирования. Реакционную часть 186 выходного потока 182 второго реактора можно подавать в третий смеситель 192, где его можно объединять с третьей частью 106c потока сырья, содержащего алкилирующий агент.

Третий радиальный проточный реактор 120 с движущимся слоем может включать в себя третье внешнее кольцевое пространство 196, третью центральную трубу 198 с выпускным патрубком 202 третьей центральной трубы и третью реакционную зону 292c, содержащую катализатор. Поток 194 сырья третьего реактора можно подавать из третьего смесителя 192 и вводить во внешнее кольцевое пространство 196 третьего реактора 120. Поток 194 сырья третьего реактора может включать в себя реакционную часть 186 выходного потока 182 второго реактора и третью часть 106 с потока сырья, содержащего алкилирующий агент. Поток 194 сырья третьего реактора также может иметь в своем составе циркуляционный поток 204 потока алкилата, выходящего из четвертого реактора 122, который можно подавать в третий смеситель 192 посредством второй циркуляционной петли 206.

Поток 194 сырья третьего реактора может поступать внутрь по радиусу из внешнего кольцевого пространства 196 третьего реактора 120 в третью центральную трубу 198 третьего реактора 120. Так как поток 194 сырья третьего реактора поступает внутрь по радиусу через третий реактор 120, он проходит через катализатор 114 в третьей реакционной зоне 292c и может подвергаться алкилированию для получения выходного потока 200 третьего реактора, который можно отводить из третьего реактора 120 через выпускной патрубок 202 третьей центральной трубы. Выходной поток 200 третьего реактора, который может находиться в жидкой фазе, можно подавать в четвертый смеситель 208, где его можно смешивать с четвертой частью 106d потока сырья, содержащего алкилирующий агент, для формирования потока 210 сырья четвертого реактора.

Четвертый радиальный проточный реактор 122 с движущимся слоем может иметь

в своем составе четвертое внешнее кольцевое пространство 212, четвертую центральную трубу 214 с выпускным патрубком 218 четвертой центральной трубы и четвертую реакционную зону 292d, содержащую катализатор. Поток 210 сырья четвертого реактора можно вводить во внешнее кольцевое пространство 212 четвертого реактора 122. Поток 5 210 сырья четвертого реактора может поступать внутрь по радиусу из внешнего кольцевого пространства 212 четвертого реактора 122 в четвертую центральную трубу 214 четвертого реактора 122. Поскольку поток 210 сырья четвертого реактора поступает внутрь по радиусу через четвертый реактор 122, он проходит через катализатор 114 в четвертой реакционной зоне 292d и может подвергаться алкилированию для получения 10 выходного потока 216 четвертого реактора, который может находиться в жидкой фазе, и его можно отводить из четвертого реактора 122 через выпускной патрубок 218 четвертой центральной трубы.

Выходной поток 216 четвертого реактора можно разделять по меньшей мере на две части, включая циркуляционный поток 204 и реакционную часть 220. Циркуляционный 15 поток 204 выходного потока 216 четвертого реактора можно подавать во вторую циркуляционную петлю 206. Вторая циркуляционная петля 206 может включать в себя по меньшей мере один насос 222. Вторая циркуляционная петля 206 также может иметь в своем составе по меньшей мере один охлаждающий теплообменник 224, который может охлаждать циркуляционный поток 204 выходного потока 216 четвертого реактора 20 с целью отвода тепла, выделяющегося в продолжение реакции алкилирования. Реакционную часть 220 выходного потока 216 четвертого реактора можно подавать в пятый смеситель 226, где его можно объединять с пятой частью 106е потока сырья, содержащего алкилирующий агент.

Пятый радиальный проточный реактор 124 с движущимся слоем может включать в 25 себя пятое внешнее кольцевое пространство 230, пятую центральную трубу 236 с выпускным патрубком 240 пятой центральной трубы и пятую реакционную зону 292e, содержащую катализатор. Поток 228 сырья пятого реактора можно подавать из пятого смесителя 226 и вводить во внешнее кольцевое пространство 230 пятого реактора 124. Поток 228 сырья пятого реактора может включать в себя реакционную часть 220 30 выходного потока 216 четвертого реактора и пятую часть 106е потока сырья, содержащего алкилирующий агент. Поток 228 сырья пятого реактора также может иметь в своем составе циркуляционный поток 232 потока алкилата, выходящего из шестого реактора 126, который можно подавать в пятый смеситель 226 посредством третьей циркуляционной петли 234.

Поток 228 сырья пятого реактора может поступать внутрь по радиусу из внешнего 35 кольцевого пространства 230 пятого реактора 124 в пятую центральную трубу 236 пятого реактора 124. Так как поток 228 сырья пятого реактора поступает внутрь по радиусу через пятый реактор 124, он проходит через катализатор 114 в пятой реакционной зоне 292e и может подвергаться алкилированию для получения выходного 40 потока 238 пятого реактора, который можно отводить из пятого реактора 124 через выпускной патрубок 240 пятой центральной трубы. Выходной поток 238 пятого реактора, который может находиться в жидкой фазе, можно подавать в шестой смеситель 242, где его можно смешивать с шестой частью 106f потока сырья, содержащего алкилирующий агент, для формирования потока 244 сырья шестого реактора.

Шестой радиальный проточный реактор 126 с движущимся слоем может иметь в 45 своем составе шестое внешнее кольцевое пространство 246, шестую центральную трубу 248 с выпускным патрубком 252 шестой центральной трубы и шестую реакционную зону 292f, содержащую катализатор. Поток 244 сырья шестого реактора можно вводить

во внешнее кольцевое пространство 246 шестого реактора 126. Поток 244 сырья шестого реактора может поступать внутрь по радиусу из внешнего кольцевого пространства 246 шестого реактора 126 в шестую центральную трубу 248 шестого реактора 126.

Поскольку поток 244 сырья шестого реактора поступает внутрь по радиусу через шестой реактор 126, он проходит через катализатор 114 в шестой реакционной зоне 292f и может подвергаться алкилированию для получения выходного потока 250 шестого реактора, который может находиться в жидкой фазе, и его можно отводить из шестого реактора 126 через выпускной патрубок 252 шестой центральной трубы.

Выходной поток 250 шестого реактора можно разделять по меньшей мере на две части, включая циркуляционный поток 232 и реакционную часть 254. Циркуляционный поток 232 выходного потока 250 шестого реактора можно подавать в третью циркуляционную петлю 234. Третья циркуляционная петля 234 может включать в себя по меньшей мере один насос 256. Третья циркуляционная петля 234 также может иметь в своем составе по меньшей мере один охлаждающий теплообменник 258, который может охлаждать циркуляционный поток 232 выходного потока 250 шестого реактора с целью отвода тепла, выделяющегося во время реакции алкилирования. Реакционную часть 254 выходного потока 250 шестого реактора можно подавать в седьмой смеситель 260, где его можно объединять с седьмой частью 106g потока сырья, содержащего алкилирующий агент.

Седьмой радиальный проточный реактор 128 с движущимся слоем может включать в себя седьмое внешнее кольцевое пространство 264, седьмую центральную трубу 268 с выпускным патрубком 272 седьмой центральной трубы и седьмую реакционную зону 292g, содержащую катализатор. Поток 262 сырья седьмого реактора можно подавать из седьмого смесителя 260 и вводить во внешнее кольцевое пространство 264 седьмого реактора 128. Поток 262 сырья седьмого реактора может включать в себя реакционную часть 254 выходного потока 250 шестого реактора и седьмую часть 106g потока сырья, содержащего алкилирующий агент. Поток 262 сырья седьмого реактора также может иметь в своем составе циркуляционный поток 264 потока алкилата, выходящего из восьмого реактора 130, который можно подавать в седьмой смеситель 260 посредством четвертой циркуляционной петли 266.

Поток 262 сырья седьмого реактора может поступать внутрь по радиусу из внешнего кольцевого пространства 264 седьмого реактора 128 в седьмую центральную трубу 266 седьмого реактора 128. Так как поток 262 сырья седьмого реактора поступает внутрь по радиусу через седьмой реактор 128, он проходит через катализатор 114 в седьмой реакционной зоне 292g и может подвергаться алкилированию для получения выходного потока 270 седьмого реактора, который можно отводить из седьмого реактора 128 через выпускной патрубок 272 седьмой центральной трубы. Выходной поток 270 седьмого реактора, который может находиться в жидкой фазе, можно подавать в восьмой смеситель 274, где его можно смешивать с восьмой частью 106h потока сырья, содержащего алкилирующий агент, для формирования потока 276 сырья восьмого реактора.

Восьмой радиальный проточный реактор 130 с движущимся слоем может иметь в своем составе восьмое внешнее кольцевое пространство 278, восьмую центральную трубу 280 с выпускным патрубком 284 восьмой центральной трубы и восьмую реакционную зону 292h, содержащую катализатор. Поток 276 сырья восьмого реактора можно вводить во внешнее кольцевое пространство 278 восьмого реактора 130. Поток 276 сырья восьмого реактора может поступать внутрь по радиусу из внешнего кольцевого пространства 278 восьмого реактора 130 в восьмую центральную трубу

280 восьмого реактора 130. Поскольку поток 276 сырья восьмого реактора поступает
внутри по радиусу через восьмой реактор 130, он проходит через катализатор 114 в
восьмой реакционной зоне 292h и может подвергаться алкилированию для получения
выходного потока 282 восьмого реактора, который можно отводить из восьмого
5 реактора 130 через выпускной патрубок 284 восьмой центральной трубы.

Выходной поток 282 восьмого реактора можно разделять. Циркуляционный поток
264 выходного потока 282 восьмого реактора можно подавать в четвертую
циркуляционную петлю 266. Четвертая циркуляционная петля 266 может включать в
себя по меньшей мере один насос 286. Четвертая циркуляционная петля 266 также может
10 иметь в своем составе по меньшей мере один охлаждающий теплообменник 288, который
может охлаждать циркуляционный поток 264 выходного потока 282 восьмого реактора
с целью отвода тепла, выделяющегося во время реакции алкилирования. Остальную
часть выходного потока 282 восьмого реактора можно отводить с установки 100
алкилирования в виде выходящего потока 108 продуктов алкилирования. По меньшей
15 мере, в одном из примеров выходящий поток 108 продуктов алкилирования можно
подавать в следующую далее в технологической схеме установку, такую как
изостриппер, для дополнительной переработки.

На фиг.3 представлена установка 300 алкилирования, которая включает в себя
первый вертикальный каскад 302 реакторов и второй вертикальный каскад 304
20 реакторов. Как обсуждалось выше, каждый из каскадов, первый вертикальный каскад
302 реакторов и второй вертикальный каскад реакторов, имеет в своем составе шесть
радиальных проточных реакторов с движущимся слоем. Установка 300 алкилирования
может функционировать аналогично установке 100 алкилирования в отношении
конструкции радиальных проточных реакторов с движущимся слоем и технологической
25 схемы потоков сырья реакторов и выходных потоков реакторов.

Поток 330 углеводородного сырья и поток 332 сырья, содержащего алкилирующий
агент, можно подавать по линиям трубопровода в первый каскад 302 реакторов, и на
установке 300 алкилирования можно получать выходящий поток 334 продуктов
алкилирования. Поток сырья, содержащего алкилирующий агент, предпочтительно
30 разделяют на части, а точку ввода алкилирующего агента предпочтительно создают
на каждом радиальном проточном реакторе с движущимся слоем в первом каскаде
302 реакторов и втором каскаде 304 реакторов. Как продемонстрировано на фиг.3,
поток сырья, содержащего алкилирующий агент, разделяют на двенадцать частей, 332a
- 332i, и каждую часть потока сырья, содержащего алкилирующий агент, подают в
35 смеситель, который обеспечивает поток сырья реактора в один из радиальных
проточных реакторов с движущимся слоем.

Как показано на фиг.3, поток 330 углеводородного сырья и первую часть 332a потока
сырья, содержащего алкилирующий агент, подают в первый смеситель 340.

Циркуляционный поток 338 можно выделять из выходного потока реактора,
40 расположенного после первого реактора 306, и тоже можно подавать в первый смеситель
340. Из первого смесителя 340 можно подавать поток 336 сырья первого реактора в
первый радиальный проточный реактор 306 с движущимся слоем.

Катализатор 342 можно подавать в первый реактор 306 из уравнивающего резервуара
344 для катализатора, который принимает поток 346 катализатора. Поток 346
45 катализатора может содержать свежий катализатор, регенерированный катализатор
или сочетание свежего и регенерированного катализатора. Катализатор 342 может
перетекать вниз через реакционную зону в каждом реакторе первого вертикального
каскада 302 реакторов и принимать участие в реакции алкилирования, имеющей место

в каждой реакционной зоне. Катализатор можно отводить из первого каскада 302 реакторов в поток 348 катализатора первого каскада реакторов. Катализатор 350 из потока 348 катализатора первого каскада реакторов можно подавать во второй уравнильный резервуар 352 для катализатора в верхней части второго вертикального каскада 304 реакторов. В одном из примеров свежий или регенерированный катализатор также можно подавать во второй уравнильный резервуар 352 для катализатора, или по меньшей мере часть катализатора в потоке 348 катализатора первого каскада реакторов можно регенерировать до подачи во второй уравнильный резервуар 352 для катализатора. Катализатор 350 может перетекать вниз через реакционную зону в каждом реакторе второго вертикального каскада 304 реакторов и принимать участие в реакции алкилирования, имеющей место в каждой реакционной зоне. Поток 354 можно выводить из нижней части второго вертикального каскада 304 реакторов.

Поток 336 сырья первого реактора может подвергаться реакции алкилирования в реакционной зоне первого радиального проточного реактора 306 с движущимся слоем, и выходной поток первого реактора можно отводить из первого радиального проточного реактора 306 с движущимся слоем. Выходной поток первого реактора и вторую часть 332b потока сырья, содержащего алкилирующий агент, можно подавать во второй смеситель 358, который обеспечивает поток 360 сырья второго реактора во второй реактор 308.

Установку 300 алкилирования, аналогично установке 100 алкилирования, обсужденной выше, можно проектировать таким образом, чтобы давление выходного потока первого реактора во входном отверстии второго смесителя было ниже давления потока при выведении его из первого реактора, и таким образом, чтобы давление потока сырья второго реактора было ниже давления выходного потока первого реактора во входном отверстии второго смесителя.

Значения давления выходного потока каждого последующего реактора и потока сырья реактора можно рассчитать аналогичным образом.

Поток 360 сырья второго реактора может подвергаться реакции алкилирования в реакционной зоне второго радиального проточного реактора 308 с движущимся слоем, и выходной поток 362 второго реактора можно отводить из второго радиального проточного реактора 308 с движущимся слоем. Выходной поток второго реактора и третью часть 332 с потока сырья, содержащего алкилирующий агент, можно подавать в третий смеситель 364, который обеспечивает поток 366 сырья третьего реактора в третий реактор 310.

Поток 366 сырья третьего реактора может подвергаться реакции алкилирования в реакционной зоне третьего радиального проточного реактора 310 с движущимся слоем, и выходной поток 368 третьего реактора можно отводить из третьего радиального проточного реактора 310 с движущимся слоем. Циркуляционный поток 338 можно выделять из выходного потока 368 третьего реактора, а остальную часть, вместе с четвертой частью 332d потока сырья, содержащего алкилирующий агент, отводить в четвертый смеситель 370, который обеспечивает поток 372 сырья четвертого реактора в четвертый реактор 312.

Поток 372 сырья четвертого реактора может подвергаться реакции алкилирования в реакционной зоне четвертого радиального проточного реактора 312 с движущимся слоем, и выходной поток 374 четвертого реактора можно отводить из четвертого радиального проточного реактора 312 с движущимся слоем. Выходной поток четвертого реактора и пятую часть 332e потока сырья, содержащего алкилирующий агент, можно подавать в пятый смеситель 376, который обеспечивает поток 378 сырья пятого реактора

в пятый реактор 314.

Поток 378 сырья пятого реактора может подвергаться реакции алкилирования в реакционной зоне пятого радиального проточного реактора 314 с движущимся слоем, и выходной поток 380 пятого реактора можно отводить из пятого радиального проточного реактора 314 с движущимся слоем. Выходной поток 380 пятого реактора и шестую часть 332f потока сырья, содержащего алкилирующий агент, можно отводить в шестой смеситель 382, который обеспечивает поток 384 сырья шестого реактора в шестой реактор 316, который является нижним реактором в первом вертикальном каскаде 302 реакторов.

Выходной поток 386 шестого реактора можно отводить из шестого реактора 316. Циркуляционный поток 388 можно выделять из выходного потока 386 шестого реактора и пропускать в расположенный выше смеситель, как например, в четвертый смеситель 370, где его можно подмешивать в поток сырья реактора. По меньшей мере, часть остатка выходного потока 386 шестого реактора можно пропускать в верхнюю часть второго вертикального каскада 304 реакторов для осуществления дальнейшего алкилирования.

Как изображено на фиг.3, выходной поток 386 шестого реактора и седьмую часть 332g потока сырья, содержащего алкилирующий агент, можно подавать в седьмой смеситель 389, который обеспечивает седьмой поток 390 сырья реактора в первый реактор 318 второго вертикального каскада 304 реакторов.

Седьмой поток 390 сырья реактора может подвергаться реакции алкилирования в реакционной зоне первого радиального проточного реактора 318 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов, а седьмой выходной поток 392 реактора можно отводить из первого радиального проточного реактора 318 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов. Седьмой выходной поток 392 реактора и восьмую часть 332h потока сырья, содержащего алкилирующий агент, можно подавать в восьмой смеситель 394, который обеспечивает восьмой поток 396 сырья реактора во второй радиальный проточный реактор 320 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов.

Восьмой поток 396 сырья реактора может подвергаться реакции алкилирования в реакционной зоне второго радиального проточного реактора 320 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов, и восьмой выходной поток 398 реактора можно отводить из второго радиального проточного реактора 320 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов. Восьмой выходной поток 398 реактора и девятую часть 332i потока сырья, содержащего алкилирующий агент, можно подавать в девятый смеситель 400, который обеспечивает девятый поток 402 сырья реактора в третий радиальный проточный реактор 322 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов.

Девятый поток 403 сырья реактора может подвергаться реакции алкилирования в реакционной зоне третьего радиального проточного реактора 322 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов, и девятый выходной поток 404 реактора можно отводить из третьего радиального проточного реактора 322 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов. Циркуляционный поток 406 можно выделять из девятого выходного потока 404 реактора и подавать в расположенный выше смеситель для объединения с потоком сырья реактора. Остальную часть девятого выходного потока 404 реактора и десятую часть 332j потока сырья, содержащего алкилирующий агент, можно подавать в десятый смеситель 408, который обеспечивает десятый поток 410 сырья реактора в четвертый радиальный проточный

реактор 324 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов.

Десятый поток 410 сырья реактора может подвергаться реакции алкилирования в реакционной зоне четвертого радиального проточного реактора 324 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов, а десятый выходной поток 412 реактора можно отводить из четвертого радиального проточного реактора 324 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов. Десятый выходной поток 412 реактора и одиннадцатую часть 332k потока сырья, содержащего алкилирующий агент, можно подавать в одиннадцатый смеситель 414, который обеспечивает одиннадцатый поток 416 сырья реактора в пятый радиальный проточный реактор 326 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов.

Одиннадцатый поток 416 сырья реактора может подвергаться реакции алкилирования в реакционной зоне пятого радиального проточного реактора 326 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов, и одиннадцатый выходной поток 418 реактора можно отводить из пятого радиального проточного реактора 326 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов. Одиннадцатый выходной поток 418 реактора и двенадцатую часть 3321 потока сырья, содержащего алкилирующий агент, можно подавать в двенадцатый смеситель 420, который обеспечивает двенадцатый поток 422 сырья реактора в шестой радиальный проточный реактор 328 с движущимся слоем, который является нижним реактором второго вертикального каскада 304 реакторов.

Двенадцатый поток 422 сырья реактора может подвергаться реакции алкилирования в реакционной зоне шестого радиального проточного реактора 328 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов, а выходящий поток 334 продуктов алкилирования можно отводить из шестого радиального проточного реактора 328 с движущимся слоем второго вертикального каскада 304 реакторов. Циркуляционный поток 424 можно выделять из выходящего потока 334 продуктов алкилирования и подавать в расположенный выше смеситель для объединения с потоком сырья реактора.

Исходя из вышеизложенного, следует принимать во внимание, что, хотя конкретные примеры были описаны в настоящем документе в целях иллюстрации, можно осуществлять различные изменения без отклонения от сущности или объема данного раскрытия. Следовательно, подразумевается, что изложенное выше подробное описание рассматривается как пояснительное, а не ограничивающее, и следует понимать, что нижеследующая формула изобретения со всеми эквивалентами предназначена для конкретного указания и четкого утверждения заявленного объекта изобретения.

Необходимо особо отметить, что приведенное выше описание является лишь демонстрационным материалом одного из вариантов осуществления изобретения и не предназначено для неправомерного ограничения широкого в целом объема изобретения. Более того, несмотря на то, что настоящее подробное описание является узким по объему и сосредоточено на алкилировании, специалист в данной области техники получит правильное представление о том, как распространить его на весь объем изобретения, как например, на применение изобретения в случае других реакций превращений углеводородов.

Один из вариантов осуществления изобретения представляет собой способ жидкофазных превращений углеводородов, имеющий в своем составе следующие стадии: установку ряда реакторов с движущимся слоем, включая: первый реактор с движущимся слоем и первой реакционной зоной, содержащей катализатор; и второй реактор с движущимся слоем и второй реакционной зоной, содержащей катализатор; перемещение катализатора из первой реакционной зоны первого реактора с движущимся

слоем во вторую реакционную зону второго реактора с движущимся слоем; пропускание жидкофазного потока углеводородного сырья в первый реактор, в котором поток углеводородного сырья перетекает через первую реакционную зону и претерпевает реакцию превращения углеводородов в первой реакционной зоне для получения
5 выходного потока первого реактора; пропускание выходного потока первого реактора во второй реактор, причем выходной поток первого реактора характеризуется давлением на входе во второй реактор, которое ниже давления выходного потока первого реактора на выходе из первого реактора, при этом выходной поток первого реактора перетекает через вторую реакционную зону и претерпевает реакцию превращения углеводородов
10 во второй реакционной зоне для получения выходного потока второго реактора; и отведение выходного потока второго реактора из второго реактора. Жидкофазный поток может проходить первоначально радиально или горизонтально через движущиеся слои. Стадия перемещения катализатора может включать в себя перемещение катализатора из первой реакционной зоны первого реактора с движущимся слоем во
15 вторую реакционную зону второго реактора с движущимся слоем по меньшей мере по одной трубе для подачи катализатора. Ряд реакторов с движущимся слоем можно компоновать по меньшей мере в один вертикальный каскад реакторов, имеющий верхнюю и нижнюю часть, при этом вертикальный каскад реакторов включает в себя по меньшей мере четыре реактора с движущимся слоем.

20 Настоящий способ может дополнительно включать в себя стадии: стадию выведения катализатора из нижней части вертикального каскада реакторов в поток дезактивированного катализатора; стадию регенерации дезактивированного катализатора для получения регенерированного катализатора; и стадию подачи регенерированного катализатора в верхнюю часть вертикального каскада реакторов.
25 Вертикальный каскад реакторов может дополнительно иметь в своей верхней части уравнильный резервуар для катализатора, находящийся выше первого реактора, при этом регенерированный катализатор подают в уравнильный резервуар для катализатора, а из уравнильного резервуара катализатор подают в первый реактор с движущимся слоем по меньшей мере по одной трубе для подачи катализатора. Ряд
30 реакторов с движущимся слоем может иметь в своем составе от четырех до тридцати радиальных проточных реакторов с движущимся слоем. Жидкофазный поток может первоначально проходить вниз через движущиеся слои. Способ может дополнительно включать в себя стадию охлаждения выходного потока первого реактора или потока сырья второго реактора в охлаждающем теплообменнике.

35 Настоящий способ может дополнительно включать в себя выделение циркуляционного потока из выходного потока второго реактора или в случаях, если способ дополнительно включает в себя добавочные реакторы с движущимся слоем, расположенные ниже по ходу потока после второго реактора, выделение циркуляционного потока из выходного потока добавочного реактора с движущимся
40 слоем, расположенного ниже по ходу потока после второго реактора с движущимся слоем; и подачу циркуляционного потока в один или несколько реакторов. Данный способ может дополнительно включать в себя охлаждение циркуляционного потока в охлаждающем теплообменнике до подачи циркуляционного потока в один или несколько реакторов.

45 В условиях способа превращения углеводородов могут иметь место реакции превращения углеводородов по меньшей мере в одном из реакторов с движущимся слоем, характеризующемся температурой реакции от 10°C до 100°C. Потoki сырья реакторов и выходные потоки реакторов могут находиться в жидкой фазе. Катализатор

можно перемещать из первой реакционной зоны первого реактора с движущимся слоем во вторую реакционную зону второго реактора с движущимся слоем по меньшей мере по одной трубе для подачи катализатора, в то время как катализатор погружен в жидкую часть выходного потока первого реактора; и при этом относительная скорость жидкой части потока в трубе для подачи катализатора по сравнению со скоростью катализатора в той же трубе находится в диапазоне от 1,5 до 123 см/с (от 0,05 до 4,0 футов в секунду).

В другом варианте осуществления изобретения способ превращения углеводородов имеет в своем составе следующие стадии: установку ряда реакторов с движущимся слоем, скомпонованных по меньшей мере в один вертикальный каскад реакторов, имеющий верхнюю и нижнюю часть, включая: первый реактор с движущимся слоем, в состав которого входят первое внешнее кольцевое пространство, первая центральная труба с выпускным патрубком первой центральной трубы и первая реакционная зона, содержащая катализатор; и второй реактор с движущимся слоем, в состав которого входят второе внешнее кольцевое пространство, вторая центральная труба с выпускным патрубком второй центральной трубы и вторая реакционная зона, содержащая катализатор; перемещение катализатора из первой реакционной зоны первого реактора с движущимся слоем во вторую реакционную зону второго реактора с движущимся слоем по меньшей мере по одной трубе для подачи катализатора; пропускание жидкофазного потока углеводородного сырья, включающего в себя первую часть потока второго вида сырья, в первый смеситель, который обеспечивает поток сырья первого реактора; подачу потока сырья первого реактора из первого смесителя в первый реактор, при этом поток сырья первого реактора принимается первым внешним кольцевым пространством, поток сырья первого реактора перетекает внутрь по радиусу через первую реакционную зону в направлении первой центральной трубы и подвергается реакции превращения углеводородов в первой реакционной зоне для получения выходного потока первого реактора, а выходной поток первого реактора отводят из первого реактора через выпускной патрубок первой центральной трубы при первом значении давления; пропускание выходного потока первого реактора и второй части потока второго вида сырья во второй смеситель, который обеспечивает поток сырья второго реактора, при этом выходной поток первого реактора характеризуется вторым значением давления во втором смесителе, которое ниже первого значения давления выходного потока первого реактора при выведении его из первой центральной трубы; и подачу потока сырья второго реактора из второго смесителя во второй реактор, причем поток сырья второго реактора характеризуется значением давления, которое ниже второго значения давления выходного потока первого реактора во втором смесителе, при этом поток сырья второго реактора принимается вторым внешним кольцевым пространством, поток сырья второго реактора перетекает внутрь по радиусу через вторую реакционную зону в направлении второй центральной трубы и подвергается реакции превращения углеводородов во второй реакционной зоне для получения выходного потока второго реактора, а выходной поток второго реактора отводят из второго реактора через выпускной патрубок второй центральной трубы.

Способ превращения углеводородов может быть процессом алкилирования, при этом поток углеводородного сырья содержит C_3 - C_5 -изопарафины, а алкилирующий агент в потоке сырья, содержащего алкилирующий агент, содержит C_3 - C_5 -олефины. Способ может дополнительно включать в себя следующие стадии: выведение катализатора из нижней части вертикального каскада реакторов в поток дезактивированного катализатора; регенерацию дезактивированного катализатора

для получения регенерированного катализатора; и подачу регенерированного катализатора в верхнюю часть вертикального каскада реакторов. Потoki сырья реакторов могут перетекать по радиусу в наружном направлении от центральной трубы к внешнему кольцевому пространству. Ряд реакторов с движущимся слоем может иметь в своем составе от четырех до тридцати реакторов с движущимся слоем. При этом способ может дополнительно включать в себя следующие стадии: выделение циркуляционного потока из выходного потока второго реактора или из выходного потока другого реактора с движущимся слоем, расположенного далее по ходу потока после второго реактора с движущимся слоем; и подачу циркуляционного потока в первый смеситель, при этом поток сырья первого реактора включает в себя поток углеводородного сырья, первую часть потока второго вида сырья и циркуляционный поток. Катализатор по меньшей мере в одной трубе для подачи катализатора может быть погружен в жидкую часть выходного потока первого реактора; и при этом относительная скорость жидкой составляющей потока в трубе для подачи катализатора по сравнению со скоростью катализатора в той же трубе находится в диапазоне от 1,5 до 123 см/с (от 0,05 до 4,0 футов в секунду).

Формула изобретения

1. Способ жидкофазного превращения углеводородов, включающий следующие стадии, на которых:
 - устанавливают ряд реакторов с движущимся слоем, включающий:
 - первый реактор с движущимся слоем, включающий в себя первую реакционную зону, содержащую катализатор; и
 - второй реактор с движущимся слоем, включающий в себя вторую реакционную зону, содержащую катализатор;
 - перемещают катализатор из первой реакционной зоны первого реактора с движущимся слоем во вторую реакционную зону второго реактора с движущимся слоем;
 - пропускают жидкофазный поток углеводородного сырья в первый реактор, в котором поток углеводородного сырья перетекает через первую реакционную зону и подвергается реакции превращения углеводородов в первой реакционной зоне для получения выходного потока первого реактора;
 - пропускают выходной поток первого реактора во второй реактор, причем выходной поток первого реактора характеризуется значением давления на входе во второй реактор, которое ниже значения давления выходного потока первого реактора на выходе из первого реактора, путем охлаждения выходного потока первого реактора или потока сырья второго реактора в охлаждающем теплообменнике, при этом выходной поток первого реактора перетекает через вторую реакционную зону и подвергается реакции превращения углеводородов во второй реакционной зоне для получения выходного потока второго реактора; и
 - отводят выходной поток второго реактора из второго реактора.
2. Способ превращения углеводородов по п.1, в котором жидкофазный поток изначально проходит по радиусу или горизонтально через движущиеся слои.
3. Способ превращения углеводородов по п.1, в котором стадия перемещения катализатора включает в себя перемещение катализатора из первой реакционной зоны первого реактора с движущимся слоем во вторую реакционную зону второго реактора с движущимся слоем по меньшей мере по одной трубе для подачи катализатора.
4. Способ превращения углеводородов по п.1, в котором ряд реакторов с движущимся

слоем компонуют по меньшей мере в один вертикальный каскад реакторов, имеющий верхнюю и нижнюю часть, при этом вертикальный каскад реакторов включает в себя по меньшей мере четыре реактора с движущимся слоем.

5 5. Способ превращения углеводородов по п.4, дополнительно включающий в себя следующие стадии, на которых:

катализатор выводят из нижней части вертикального каскада реакторов в поток дезактивированного катализатора;

регенерируют дезактивированный катализатор для получения регенерированного катализатора; и

10 подают регенерированный катализатор в верхнюю часть вертикального каскада реакторов.

6. Способ превращения углеводородов по п.5, в котором вертикальный каскад реакторов дополнительно имеет в своем составе уравнительный резервуар для катализатора в верхней части вертикального каскада реакторов над первым реактором, 15 при этом регенерированный катализатор подают в уравнительный резервуар для катализатора, а из уравнительного резервуара для катализатора подают катализатор в первый реактор с движущимся слоем по меньшей мере по одной трубе для подачи катализатора.

7. Способ превращения углеводородов по п.1, который дополнительно включает в 20 себя выделение циркуляционного потока из выходного потока второго реактора или в случае наличия добавочных реакторов с движущимся слоем, расположенных после второго реактора, выделение циркуляционного потока из выходного потока добавочного реактора с движущимся слоем, расположенного после второго реактора с движущимся слоем; и подачу циркуляционного потока в один или несколько реакторов.

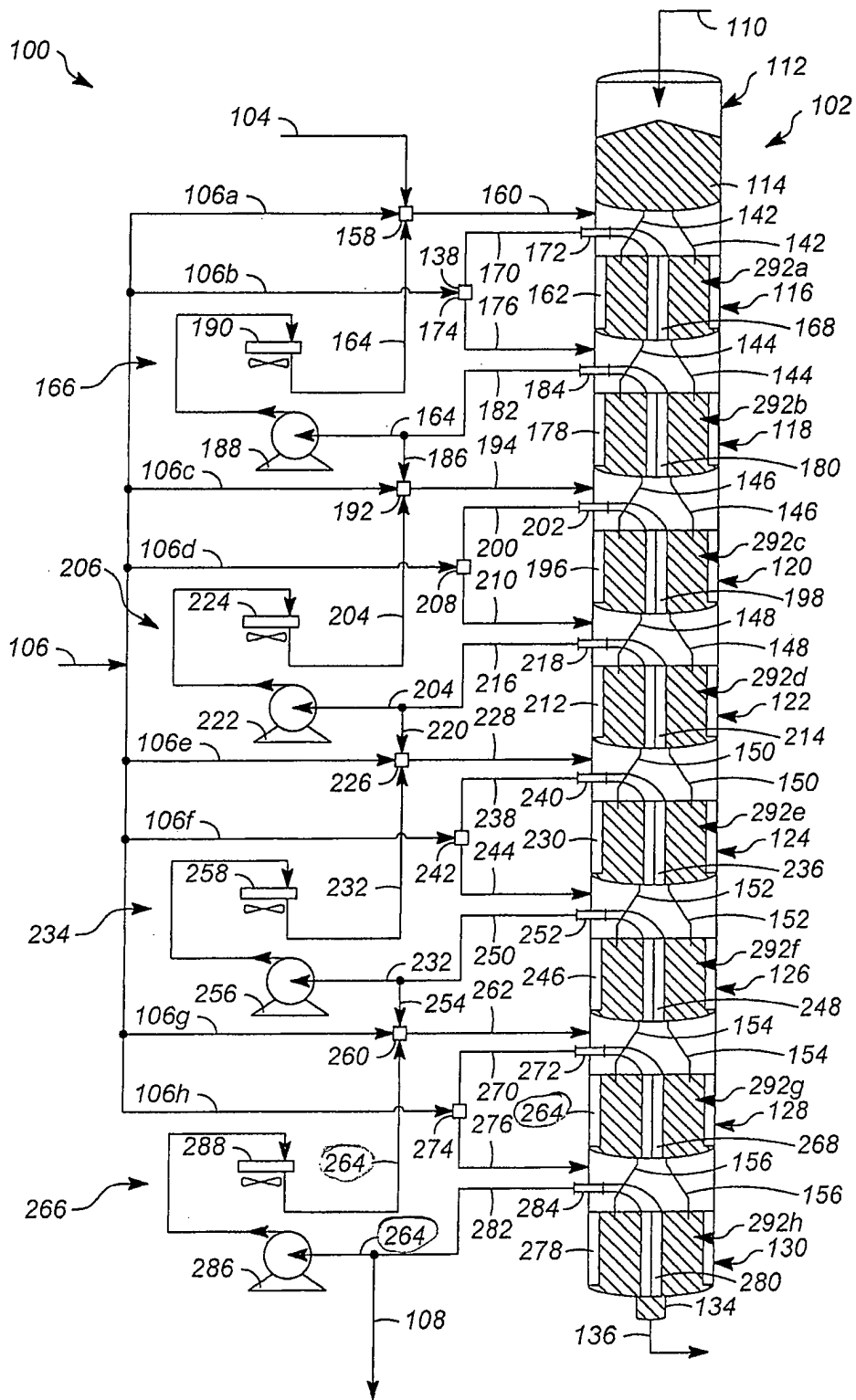
25 8. Способ превращения углеводородов по п.7, дополнительно включающий в себя охлаждение циркуляционного потока в охлаждающем теплообменнике до подачи циркуляционного потока в один или несколько реакторов.

9. Способ по п.1, в котором катализатор перемещают из первой реакционной зоны 30 первого реактора с движущимся слоем во вторую реакционную зону второго реактора с движущимся слоем по меньшей мере по одной трубе для подачи катализатора, при этом катализатор погружен в жидкую часть выходного потока первого реактора, а относительная скорость жидкой части в трубе для подачи катализатора по сравнению со скоростью катализатора в той же трубе находится в диапазоне от 1,5 до 123 см/с (от 0,05 до 4,0 футов в секунду).

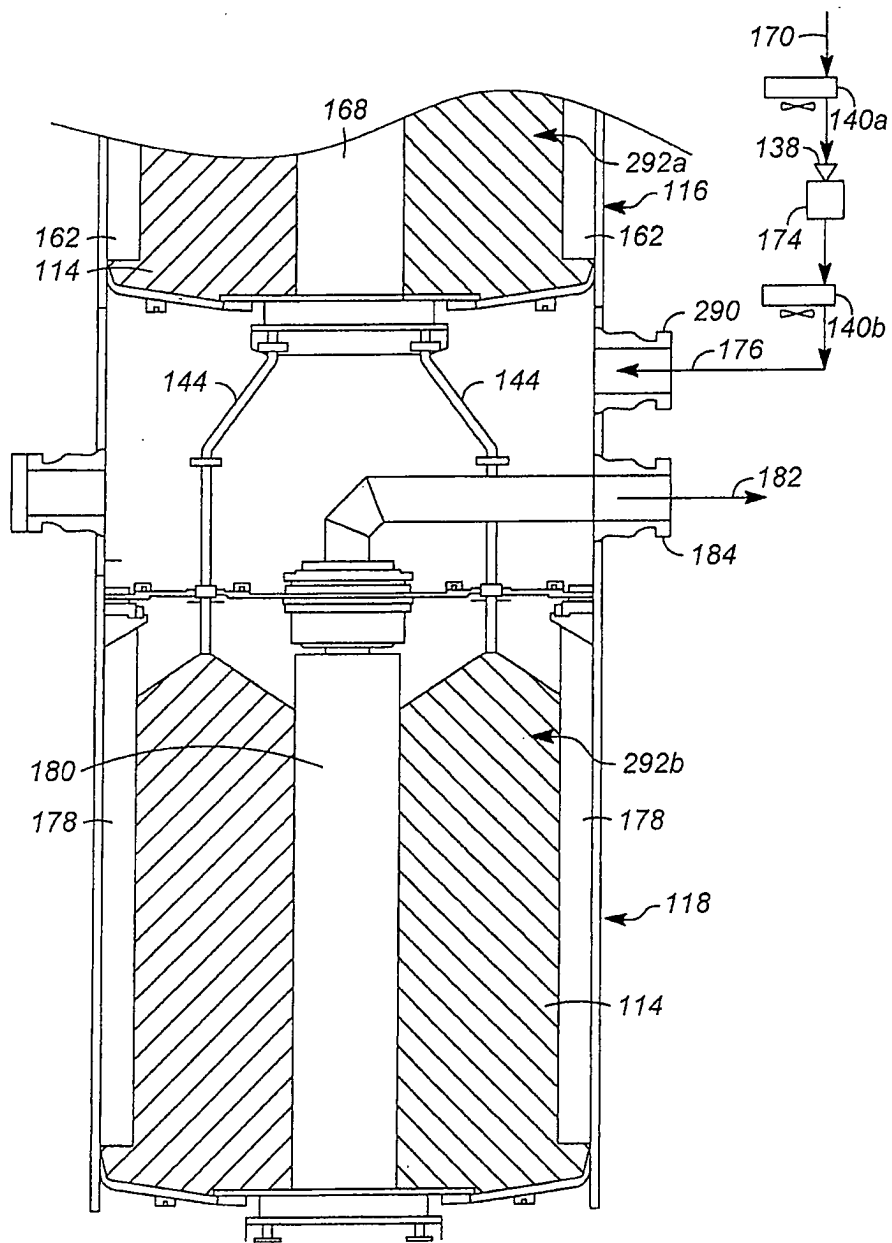
35

40

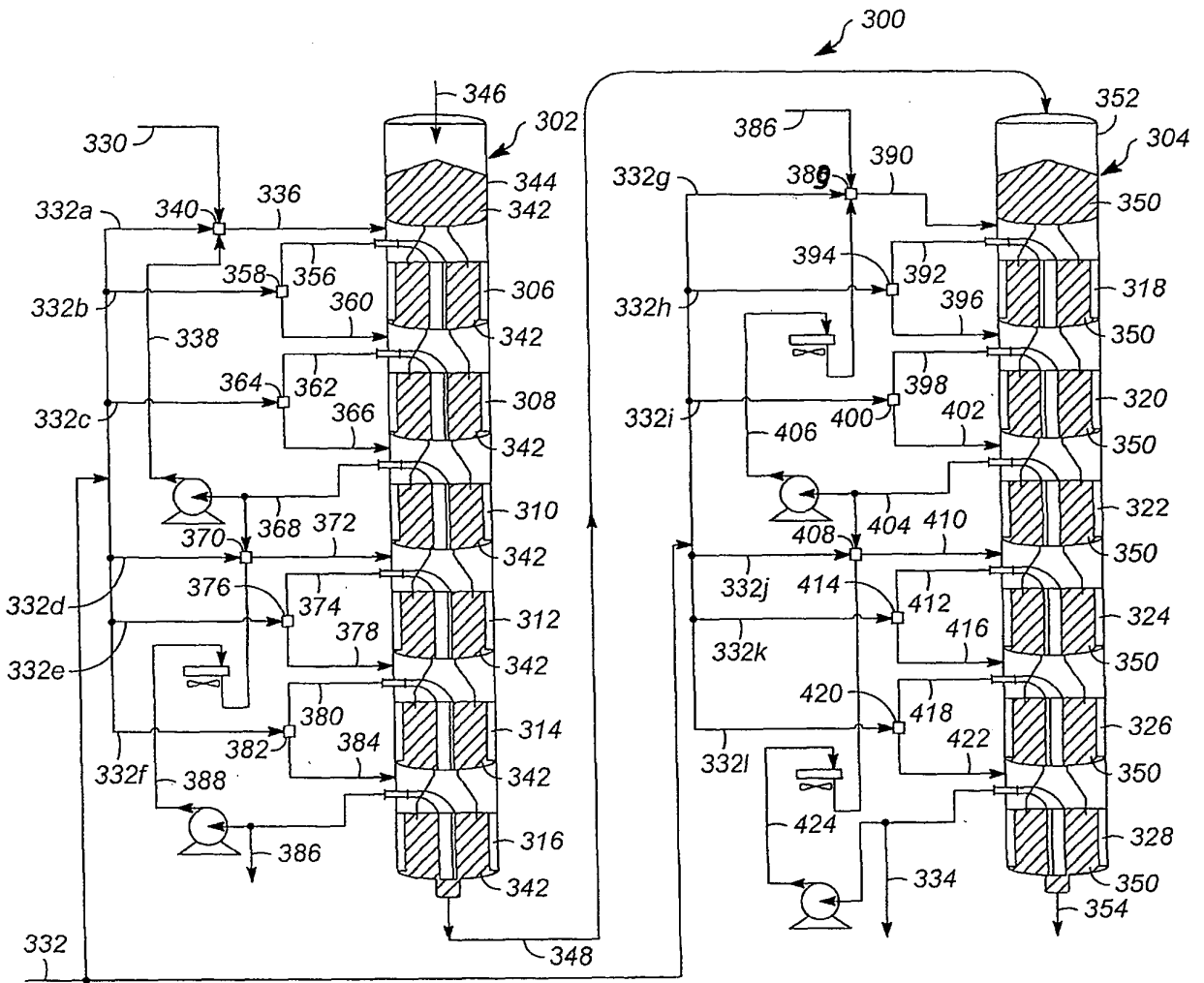
45



Фиг. 1



Фиг.2



Фиг.3