

(19)



Евразийское  
патентное  
ведомство

(21) 202090153 (13) A1

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОЙ ЗАЯВКЕ

(43) Дата публикации заявки  
2020.05.06

(51) Int. Cl. C10G 69/06 (2006.01)  
C10G 9/00 (2006.01)  
C10G 9/02 (2006.01)

(22) Дата подачи заявки  
2018.07.18

(54) ОБЪЕДИНЕННЫЙ СПОСОБ ТЕРМИЧЕСКОГО КРЕКИНГА И ДЕГИДРИРОВАНИЯ  
ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ОЛЕФИНОВ

(31) 62/534,101

(72) Изобретатель:

(32) 2017.07.18

Сундарам Кандасами Меенакши,  
Веннер Рональд М. (US)

(33) US

(86) PCT/US2018/042748

(74) Представитель:

(87) WO 2019/018563 2019.01.24

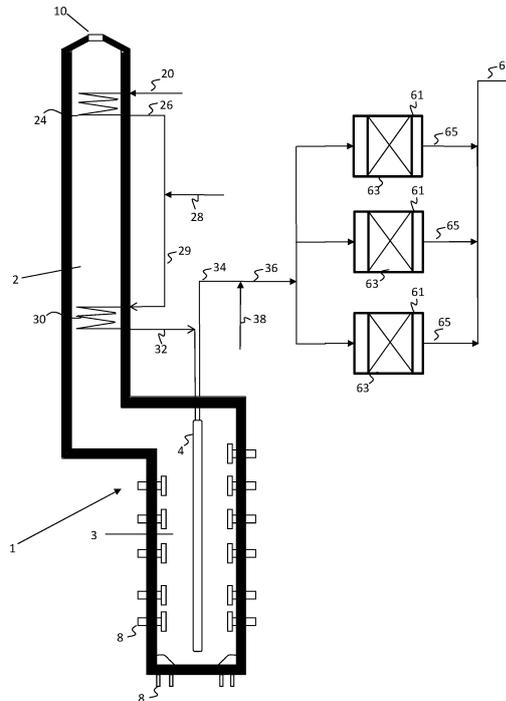
Медведев В.Н. (RU)

(88) 2019.04.11

(71) Заявитель:

ЛАММУС ТЕКНОЛОДЖИ ЭлЭлСи  
(US)

(57) Описываемые варианты осуществления относятся к системам и способам получения олефинов и/или диенов. Системы и способы могут включать термический крекинг C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub> углеводородсодержащего сырья с образованием выходящего потока крекированных углеводородов, содержащего смесь олефинов и парафинов. Системы и способы также могут включать дегидрирование выходящего потока крекированных углеводородов с образованием выходящего потока дегидрированных углеводородов, содержащего дополнительные олефины и/или диены.



A1

202090153

202090153

A1

## ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ

2420-560951EA/025

### ОБЪЕДИНЕННЫЙ СПОСОБ ТЕРМИЧЕСКОГО КРЕКИНГА И ДЕГИДРИРОВАНИЯ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ОЛЕФИНОВ

#### УРОВЕНЬ ТЕХНИКИ

**[0001]** До настоящего времени производство олефинов из легких парафинов (этана, пропана и бутана) осуществлялось одним из двух основных способов: некаталитическим термическим крекингом в присутствии водяного пара или каталитическим дегидрированием.

**[0002]** Установки производства этилена разработаны с возможностью максимального получения этилена или пропилена, или суммы этилена и пропилена. Термический способ дает смесь целевых продуктов (этилен, пропилен, бутадиен/бутены). Эта смесь будет варьировать в зависимости от выбора подаваемого сырья и условий реакции. Количество бутадиена, получаемого в установке получения олефинов, обычно является низким. Установки термического крекинга работают при относительно высоких температурах, и поэтому основным продуктом является этилен.

**[0003]** С другой стороны, установки дегидрирования, такие как установки CATADIENE и CATOFIN, доступные от Lummus Technology LLC, дегидрируют парафины в олефины и олефины в диены, и эти установки работают при относительно низких температурах. Соответственно, первичные олефины (пропилен из пропанового сырья, нормальный бутен из н-бутанового сырья и изобутен из изобутанового сырья) являются основными продуктами. Когда в сырье присутствуют нормальные бутены, также образуется бутадиен. Поскольку равновесная конверсия этана является очень низкой, конверсия этана в этилен не происходит на значительном уровне. В дополнение к этому, реакции дегидрирования осуществляются при низких парциальных давлениях, либо при работе установки при низком абсолютном давлении, либо в присутствии инертных соединений. Сырье для дегидрирования должно быть нагрето до 500-650 °C для осуществления реакции с достижением экономически выгодной конверсии.

**[0004]** Исторически сложилось так, что способ для конкретной установки выбирался на основе доступного сырья и желаемого основного продукта исходя из соображений энергопотребления и капитальных затрат. Например, при использовании бутанов в качестве сырья способ термического крекинга даст примерно 42% этилена в качестве основного продукта, но способ каталитического дегидрирования даст примерно 60% бутадиен/бутенового продукта. Хотя условия реакции можно варьировать для изменения этих результатов, они изменяют целевой продукт и по существу не изменяют выход.

#### СУЩНОСТЬ ИЗОБРЕТЕНИЯ

**[0005]** В одном аспекте, описываемые здесь варианты осуществления относятся к способу получения олефинов и/или диенов. Способ может включать термический крекинг C1-C4 углеводородсодержащего сырья с образованием потока крекированных

углеводородов, содержащего смесь олефинов и парафинов. Способ может также включать дегидрирование потока крекированных углеводородов с образованием потока дегидрированных углеводородов, содержащего дополнительные олефины и/или диены.

**[0006]** В другом аспекте, описываемые здесь варианты осуществления относятся к системе для получения олефинов и/или диенов. Система может включать в себя реакционную зону для термического крекинга C1-C4 углеводородсодержащего сырья с образованием потока крекированных углеводородов, содержащего смесь олефинов и парафинов. Система может также включать в себя реакционную зону дегидрирования для дегидрирования потока крекированных углеводородов с образованием потока дегидрированных углеводородов, содержащего дополнительные олефины и/или диены.

**[0007]** В другом аспекте, описываемые здесь варианты осуществления относятся к способу получения олефинов и/или диенов. Способ может включать нагревание углеводородного сырья, содержащего один или более C1-C4 углеводородов, в конвекционной зоне реактора пиролиза с образованием нагретой углеводородной смеси. Затем нагретая углеводородная смесь может быть смешана с водяным паром или другим инертным соединением с образованием смешанного сырья, имеющего отношение водяного пара (инертного соединения) к углеводороду в диапазоне от 0,04 до 0,2. Затем смешанное сырье может быть дополнительно нагрето в конвекционной зоне реактора пиролиза до реакции смешанного сырья в радиантной зоне реактора пиролиза с конверсией части C1-C4 углеводородов для получения потока крекированных углеводородов, содержащего смесь олефинов и парафинов. После этого весь поток крекированных углеводородов может быть подан в реакционную зону дегидрирования для дегидрирования потока крекированных углеводородов с образованием потока дегидрированных углеводородов, содержащего дополнительные олефины и/или диены. Затем поток дегидрированных углеводородов может быть разделен для получения одной или более фракций, выбранных из фракции водорода, фракции метана, фракции C2, фракции этилена, фракции этана, фракции C3, фракции пропилена, фракции пропана, фракции C4, фракции бутадиена, фракции бутена, фракции бутана и фракции, содержащей C5+.

**[0008]** Другие аспекты и преимущества будут ясны из следующего ниже описания и прилагаемой формулы изобретения.

#### КРАТКОЕ ОПИСАНИЕ ЧЕРТЕЖЕЙ

**[0009]** На фиг.1 представлена упрощенная схема технологического процесса, иллюстрирующая объединенную систему пиролиза-дегидрирования для получения олефинов из углеводородных смесей в соответствии с описанными здесь вариантами осуществления.

#### ПОДРОБНОЕ ОПИСАНИЕ

**[0010]** Описываемые здесь варианты осуществления относятся в целом к объединенным способам пиролиза и дегидрирования углеводородных смесей для получения олефинов.

**[0011]** Обнаружено, что эффективное объединение этих двух систем может обеспечить гибкость как целевых продуктов, так и общего производства ценных продуктов. При осуществлении реакции пиролиза первоначально с небольшим количеством водяного пара или без водяного пара, с низкой конверсией, можно обеспечить оптимальную подачу сырья в установку дегидрирования. Данный поток может содержать инертные соединения (метан и другие компоненты, которые нелегко дегидрируются), и в то же время сырье нагрето в достаточной степени для реакции дегидрирования. Когда этот поток проходит через катализатор дегидрирования, сначала происходит дегидрирование более высокомолекулярных парафинов. Поскольку активность дегидрирования этана является низкой, реакция превращения этилена в этан (обратная реакция) также является низкой при этих температурах. В результате, объединенный способ пиролиза и каталитического дегидрирования приводит к получению этилена, пропилена, бутенов и бутадиена в более высокой концентрации по сравнению с отдельно взятым пиролизом или отдельно взятым дегидрированием.

**[0012]** Реактор крекинга может быть сконструирован таким образом, чтобы работать при чрезвычайно низкой конверсии и при очень низких расходах водяного пара и/или при отсутствии водяного пара. Это позволяет изменить конструкцию термического реактора на более дешевую конструкцию и с более низким энергопотреблением.

**[0013]** Продукты из термического реактора могут быть непосредственно поданы в систему реактора каталитического дегидрирования. Непосредственная подача исключает стадию предварительного нагревания традиционной реакторной системы каталитического дегидрирования. Система выигрывает от использования смеси реакционноспособных и неактивных (или с низкой реакционной способностью) углеводородов в сырье, что приводит к улучшению конверсии, селективности и общего выхода ценных продуктов. При этом также требуется меньшее количество катализатора в каталитической секции реактора.

**[0014]** Например, при использовании бутанового сырья общее количество ценных продуктов (этилен+пропилен+бутадиен/бутены) повысится в общей сложности от примерно 70%, получаемых с помощью традиционной установки термического крекинга, или от примерно 65%, получаемых с помощью традиционного каталитического дегидрирования, до более чем 80% для объединенной системы.

**[0015]** Описанные здесь системы также могут быть выполнены с возможностью изменения соотношения между отдельными ценными продуктами. Возможность варьировать состав сырья, температуру пиролиза и условия дегидрирования может обеспечивать большую гибкость образующейся смеси продуктов.

**[0016]** На фиг.1 представлена упрощенная технологическая схема объединенной системы пиролиза и дегидрирования в соответствии с описанными здесь вариантами осуществления. Пиролизный нагреватель 1, такой как огневая трубчатая печь, может использоваться для термического крекинга углеводородов до этилена, пропилена, бутенов, бутадиена и других олефиновых или диеновых соединений. Пиролизный

нагреватель 1 имеет конвекционную секцию или зону 2 и секцию крекинга или радиантную зону 3 нагрева. Пиролизный нагреватель 1 содержит одну или более технологических труб 4 (радиантных змеевиков), с помощью которых часть углеводородов, подаваемых по трубопроводу 20 подачи углеводородов, подвергается термическому крекингу с образованием газообразных продуктов при подведении тепла. Радиантное и конвекционное тепло обеспечивается за счет сгорания теплоносителя, введенного в секцию 3 крекинга пиролизного нагревателя 1 через входы 8 для теплоносителя, такие как горновые горелки, подовые горелки или стеночные горелки, и выходящего через выпуск 10.

**[0017]** Углеводородное сырье 20, которое может быть отдельным углеводородом или смесью углеводородов, таких как C1-C4 или C2-C6 углеводороды, может вводиться в нагревательный змеевик 24, расположенный в конвекционной секции 2 пиролизного нагревателя 1. В нагревательном змеевике 24 углеводородное сырье может быть нагрето и/или превращено в пар путем конвективного теплообмена с выходящими газами.

**[0018]** При необходимости, нагретое углеводородное сырье 26 затем может быть смешано с водяным паром или инертным соединением, таким как азот, диоксид углерода или любые другие неорганические газы. Разбавляющий водяной пар или инертное соединение может подаваться в способ по трубопроводу 28. На разных участках способа или дополнительных процессов в установке может использоваться низкотемпературный или насыщенный водяной пар, тогда как на других участках может использоваться высокотемпературный перегретый водяной пар. Водяной пар, используемый в способе или в других местах установки, может быть нагрет или перегрет с помощью нагревательного змеевика (не показан), расположенного в конвекционной зоне 2 пиролизного нагревателя 1.

**[0019]** Нагретая углеводородная смесь в потоке 29 может затем быть подана в нагревательный змеевик 30, который может быть расположен на более низком уровне в пиролизном нагревателе 1, и, следовательно, в условиях более высокой температуры, чем нагревательный змеевик 24. Образующаяся в результате перегретая смесь может затем подаваться по трубопроводу 32 к одному или более змеевикам (не отмечены) в одной или более технологических труб 4, расположенных в радиантной зоне 3 пиролизного нагревателя 1, работающих при температуре частичной конверсии, посредством термического крекинга углеводородной смеси. Крекированный углеводородный продукт может затем отводиться по трубопроводу 34.

**[0020]** Затем крекированный углеводородный продукт может подаваться по трубопроводам 34, 36 в реакционную зону 40 дегидрирования. Необязательно, дополнительные углеводороды 38 могут быть объединены с крекированным углеводородным продуктом 34 для конверсии в реакционной зоне 40 дегидрирования. Дополнительные углеводороды могут включать, например, дополнительные C2-C4 или C5 углеводороды, включающие, например, часть углеводородного сырья 20. В зависимости от температуры на выходе из одного или более змеевиков в одной или более

технологических труб 4, дополнительные углеводороды могут использоваться для охлаждения, но не гашения крекированного выходящего потока до желаемой температуры на входе в реакционную зону дегидрирования.

**[0021]** Далее углеводороды в трубопроводе 36 могут быть направлены в реакционную зону 40 дегидрирования, которая может включать в себя один или более реакторов 61 дегидрирования, работающих последовательно или параллельно, как показано на чертеже. Каждый из реакторов дегидрирования может содержать один или более слоев 63, содержащих катализатор дегидрирования. Затем дегидрированный выходящий поток может быть извлечен из реакторов 61 по трубопроводам 65 и направлен по трубопроводу 67 в зону получения и разделения продуктов (не показана).

**[0022]** Хотя показанное и описанное выше относится к пиролизному нагревателю, термический крекинг сырья также может осуществляться и в других типах нагревателей.

**[0023]** Как описано выше, варианты осуществления настоящего изобретения объединяют пиролиз с дегидрированием. При осуществлении реакции пиролиза первоначально с небольшим количеством водяного пара или без водяного пара, с низкой конверсией, получают оптимальную подачу сырья в установку дегидрирования. Данный поток может содержать инертные соединения (такие как метан и другие компоненты, которые нелегко дегидрируются), и в то же время сырье нагревается в достаточной степени для реакции дегидрирования.

**[0024]** Когда этот поток проходит через катализатор дегидрирования, сначала происходит дегидрирование более высокомолекулярных парафинов. Поскольку активность дегидрирования этана является низкой, реакция превращения этилена в этан (обратная реакция) также является низкой при этих температурах. В результате объединенный способ пиролиза и каталитического дегидрирования приводит к получению этилена, пропилена, бутенов и бутадиена в более высокой концентрации по сравнению с отдельно взятым пиролизом или отдельно взятым дегидрированием.

**[0025]** Например, когда 100% нормальный бутан подвергается термическому крекингу, будет получено приблизительно 20% масс.  $\text{CH}_4$ , 42%  $\text{C}_2\text{H}_4$ , 18%  $\text{C}_3\text{H}_6$ , 5%  $\text{C}_4\text{H}_6$ , 4%  $\text{C}_4\text{H}_8$  и 1,2%  $\text{H}_2$  (остальное - другие продукты) в условиях высокой жесткости. Когда 100% н-бутана подвергается каталитическому дегидрированию, получают 1,3%  $\text{C}_2\text{H}_4$ , 4,3%  $\text{C}_3\text{H}_6$ , 46% нормальных бутенов, 12,5%  $\text{C}_4\text{H}_6$  и 0,6%  $\text{H}_2$  (остальное - другие продукты). Приведенные значения являются только иллюстративными.

**[0026]** В противоположность этому, в вариантах осуществления настоящего изобретения сначала происходит термический крекинг н-бутана при низкой конверсии (примерно 50%), затем - каталитическое дегидрирование, в котором выходы этилена и пропилена увеличиваются. Неконвертированный бутан в присутствии этих инертных соединений снижает эффективное парциальное давление, что благоприятствует равновесию дегидрирования до бутенов и, следовательно, приводит к благоприятному дегидрированию до бутенов и бутадиенов. Выходящие потоки пиролиза выступают в качестве разбавителей для этой реакции, снижая эффективное парциальное давление

углеводородов основных реагентов, а также подавляя образование кокса. В результате, расчет показывает, что можно ожидать приблизительно 16% этилена, 22% пропилена и 43% суммы бутен+бутадиен. По сравнению с отдельно взятым каталитическим дегидрированием суммарный выход бутена и бутадиена будет низким. Однако сумма этилен+пропилен+бутены+бутадиен (так называемые высокоценные продукты) будет высокой по сравнению с отдельно взятым пиролизом или отдельно взятым каталитическим дегидрированием. Энергопотребление в описанных здесь вариантах осуществления также будет низким. Поскольку энергия, используемая для предварительного нагрева сырья для каталитического дегидрирования, используется с небольшой дополнительной энергией в том же самом нагревателе для проведения реакции пиролиза, энергопотребление является низким. Для извлечения продукта можно использовать одну линию разделения. В связи с этим, объединенная схема снижает капитальные затраты и уменьшает энергопотребление. В данной схеме можно использовать любое легкое углеводородное сырье вплоть до C4. Это также снижает затраты на подготовку сырья, поскольку не требуется получать чистый бутан или пропан для подачи в реактор каталитического дегидрирования.

**[0027]** Таким образом, соответствующее сочетание данных процессов и работы в оптимальных условиях может давать максимальное количество необходимых олефинов и диолефинов при минимальном количестве менее ценных побочных продуктов. Отдельные процессы производят меньшее количество олефинов, чем объединенный способ для заданного количества сырья C3 или C4. Вместо н-бутана, как указано в примере, можно использовать пропан и/или смеси пропан+бутан. Если не требуется изобутен, изобутан может быть подвергнут позиционной изомеризации с образованием н-бутанов и использоваться в качестве сырья. В качестве альтернативы, изобутеновый продукт может быть позиционно изомеризован в нормальные бутены, например, с использованием технологии CDISIS, доступной от Lummus Technology LLC.

**[0028]** Приведенный выше пример был проиллюстрирован для 100% н-бутана, используемого в качестве сырья. Описанные здесь варианты осуществления могут использовать любое сырье, в том числе содержащее олефины, при этом сырье может включать углеводороды от C1 до C4. Другими словами, сырье в настоящем изобретении может включать метан, этан, пропан и/или бутан (нормальный и/или изо), по отдельности или в сочетании двух или более из них. Сырье в настоящем изобретении может также содержать олефины, такие как этилен, пропилен и бутены. Также можно использовать сырье с примесями C5+. CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> и водяной пар или любые другие инертные газы могут использоваться в качестве разбавителя для снижения парциального давления и повышения селективности по отношению к олефинам в реакторах пиролиза и каталитического дегидрирования.

**[0029]** В некоторых вариантах осуществления сырье сначала предварительно нагревают, например, в предварительном подогревателе, используемом для нагревания сырья в реактор каталитического дегидрирования. Этот нагреватель может действовать

как реактор пиролиза с низкой жесткостью. В качестве альтернативы, для данной стадии может использоваться традиционный пиролизный нагреватель (как показано и описано для фиг.1). Реакция термического крекинга может осуществляться, например, при температуре, большей, чем требуется для типичного предварительного нагрева сырья для реактора каталитического дегидрирования, чтобы достичь желаемой конверсии термического крекинга. В качестве альтернативы, реакция термического крекинга может протекать в течение более длительного времени, чем типично для предварительного нагрева в реактор каталитического дегидрирования, чтобы достичь желаемой конверсии. Иными словами, объединенные процессы и преимущества, описанные в данном документе, не достигаются за счет процессов каталитического дегидрирования предшествующего уровня техники путем простого включения предварительного подогревателя для подогрева сырья до температур каталитического дегидрирования, где типичный предварительный нагрев приводит к практически нулевой или минимальной (<1%) конверсии.

**[0030]** Обычно реакция пиролиза осуществляется в присутствии водяного пара. Поскольку предполагаемая конверсия в вариантах осуществления настоящего изобретения является относительно низкой, можно использовать небольшое количество водяного пара (0,04-0,2 масс./масс., например, 0,05-0,15 масс./ масс.). В некоторых случаях реакция пиролиза может осуществляться и в отсутствие водяного пара. Когда инертные соединения, такие как метан ( $\text{CH}_4$ ), присутствуют в достаточных количествах в сырье, может использоваться более низкое отношение водяного пара к углеводороду (также называемое отношением пара к маслу, S/O), и, как отмечалось ранее, оно может быть равно 0.

**[0031]** В зависимости от состава сырья на стадии термического крекинга может использоваться подходящая низкая конверсия. В некоторых вариантах осуществления подходящая конверсия может составлять менее 10%, 10-20%, 20-30%, 30-40%, 40-50%, 50-60%, 60-70% и сочетания этого, включающие все значения между перечисленными. Например, в некоторых вариантах осуществления конверсия может находиться в диапазоне от примерно 10% до примерно 70%. Например, для n-бутанового сырья целевая конверсия будет составлять менее 70%, например, менее 60%, или менее 55%, или менее 50%, и в некоторых вариантах осуществления может составлять примерно 50% или от 40% до 60%. Для сырья, обогащенного пропаном, в качестве другого примера, целевая конверсия на стадии термического крекинга может составлять менее 60%, например, менее 50%, и в некоторых вариантах осуществления может составлять менее 40%, например, от нижнего предела в 20% или 25%, или 30% до верхнего предела в 35% или 40%, или 50%. Указанные здесь конверсии приводятся на основе молярного содержания, если не указано иное.

**[0032]** В зависимости от используемого сырья выходящий поток из реактора пиролиза может содержать  $\text{H}_2$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ,  $\text{C}_3\text{H}_6$ ,  $\text{C}_3\text{H}_8$ ,  $\text{C}_4\text{H}_6$ ,  $\text{C}_4\text{H}_8$ ,  $\text{C}_4\text{H}_{10}$  и  $\text{C}_5+$ . Конверсия в реакторе пиролиза может регулироваться в некоторых вариантах

осуществления таким образом, что концентрация  $C_{5+}$  материала в сырье реактора дегидрирования является низкой, например, менее 0,5% масс., менее 1% масс., менее 2% масс., или менее 5% масс.

**[0033]** Максимальная температура на выходе змеевика для стадии пиролиза должна поддерживаться относительно низкой. Температуры на выходе из радиантных змеевиков (СОТ) могут составлять, например, менее 725°C, и предпочтительно менее 675°C. В некоторых вариантах осуществления, СОТ может находиться в диапазоне от примерно 550°C до примерно 725°C, например, от примерно 600°C до примерно 700°C.

**[0034]** Когда используются более высокие температуры на выходе из змеевика, может вводиться холодное сырье для охлаждения выходящего потока пиролиза до желаемой температуры перед каталитическим дегидрированием. Очень высокие температуры могут повлиять на рабочие характеристики катализатора каталитического дегидрирования. В зависимости от используемого катализатора дегидрирования температура сырья для дегидрирования должна быть выбрана соответствующим образом. Эта температура должна быть достаточной для проведения реакции дегидрирования. Как правило, данная температура (на входе в реактор каталитического дегидрирования) находится в диапазоне от примерно 500°C до примерно 650°C, например, в диапазоне от примерно 550°C до примерно 650°C или в диапазоне от примерно 500°C до примерно 600°C. Продукты, выходящие из реактора пиролиза, не разделяются на компоненты до каталитического дегидрирования (в отличие от разделения на две или более части одинакового состава, например, через тройник для подачи в параллельные реакторы).

**[0035]** Пиролиз пропана и бутана приводит к образованию метана в качестве побочного продукта. Таким образом, метан и другие нереакционноспособные соединения могут выступать в качестве разбавителя для реакции каталитического дегидрирования. В зависимости от целевого уровня конверсии в реакторе (реакторах) дегидрирования реакцию дегидрирования можно проводить под вакуумом или при давлении немного выше атмосферного. Соответствующее рабочее давление пиролиза может быть выбрано надлежащим образом для облегчения потока из реактора (реакторов) пиролиза в реактор (реакторы) дегидрирования.

**[0036]** Объединенные предварительный реактор пиролиза и реактор каталитического дегидрирования могут использоваться в различных конфигурациях реактора каталитического дегидрирования, таких как циклические реакторы, реакторы непрерывного действия с неподвижным слоем, реакторы с подвижным слоем или реакторы с псевдооживленным слоем. Например, при работе циклического реактора (например, с циклом от 7 до 15 мин) может быть предусмотрено достаточное количество переключающих клапанов из секции пиролиза в секцию дегидрирования для облегчения перемещения выходящего потока пиролиза между реакторами, а также для обеспечения потоков продувки и регенерации. Реактор дегидрирования будет работать путем переключения на разные реакторы каждые 7-15 мин в цикле, с последующими стадиями продувки и регенерации перед тем, как снова переключиться на дегидрирование. Вместо

циклической реакторной системы могут также использоваться другие реакторы дегидрирования с неподвижным слоем, кипящим слоем, подвижным слоем или псевдооживленным слоем. Описанные здесь варианты осуществления не ограничиваются конкретным типом реакторов дегидрирования или схемой реакторов, и могут включать в себя несколько типов реакторов, которые могут находиться в параллельных и/или последовательных конфигурациях.

**[0037]** Выходящий поток из реакторов дегидрирования может быть подвергнут обработке для надлежащего разделения и извлечения олефинов и диенов. Например, одна или более перегонных колонн могут использоваться для разделения выходящего потока реактора дегидрирования на две или более фракции, такие как фракция водорода, фракция метана, фракция C<sub>2</sub>, фракция этилена, фракция этана, фракция C<sub>3</sub>, фракция пропилена, фракция пропана, фракция C<sub>4</sub>, фракция бутадиена, фракция бутена, фракция бутана и/или фракция, содержащая C<sub>5</sub><sup>+</sup>. При необходимости, часть или вся фракция (фракции), содержащие C<sub>5</sub><sup>+</sup>, могут быть рециркулированы для дальнейшего крекинга с получением дополнительных C<sub>2</sub>-C<sub>4</sub> олефинов.

**[0038]** Как описано выше, варианты осуществления настоящего изобретения могут давать олефины и диены посредством объединенного процесса пиролиза и каталитического дегидрирования. Описанные здесь варианты осуществления могут давать более высокую сумму продуктов этилена, пропилена, бутена и бутадиена по сравнению с отдельно взятым пиролизом или отдельно взятым дегидрированием. Кроме того, энергопотребление будет относительно низким, поскольку требуется лишь небольшая дополнительная энергия по сравнению с предварительным нагревом сырья для каталитического дегидрирования. Поэтому объединенная схема уменьшает капитальные затраты и снижает энергопотребление для получения ценных олефинов и диенов.

**[0039]** Хотя описание изобретения включает ограниченное число вариантов осуществления, специалистам в данной области, использующим преимущества данного изобретения, будет ясно, что могут быть разработаны и другие варианты осуществления, которые не выходят за пределы объема настоящего изобретения. Соответственно, объем изобретения должен ограничиваться только прилагаемой формулой изобретения.

**ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ**

1. Способ получения олефинов и/или диенов, включающий:  
термический крекинг C1-C4 углеводородсодержащего сырья с образованием потока крекированных углеводородов, содержащего смесь олефинов и парафинов, при этом конверсия углеводородов в углеводородсодержащем сырье находится в диапазоне от примерно 10 мол.% до 70 мол.%;  
дегидрирование потока крекированных углеводородов с образованием потока дегидрированных углеводородов, содержащего дополнительные олефины и/или диены.
2. Способ по п.1, в котором поток крекированных углеводородов не разделяется до стадии дегидрирования.
3. Способ по п.1, дополнительно включающий охлаждение потока крекированных углеводородов путем непосредственного теплообмена с углеводородным сырьем, содержащим один или более C1-C4 углеводородов.
4. Способ по п.1, в котором термический крекинг осуществляют в одном из пиролизного реактора или теплообменника, при этом поток крекированных углеводородов, извлеченный из реактора пиролиза или теплообменника, имеет температуру в диапазоне от примерно 550°C до примерно 725°C.
5. Способ по п.4, дополнительно включающий охлаждение потока крекированных углеводородов до температуры в диапазоне от примерно 500°C до примерно 650°C перед дегидрированием выходящего потока крекированных углеводородов.
6. Способ по п.1, дополнительно включающий разделение дегидрированного потока на одну или более фракций, выбранных из фракции водорода, фракции метана, фракции C2, фракции этилена, фракции этана, фракции C3, фракции пропилена, фракции пропана, фракции C4, фракции бутадиена, фракции бутена, фракции бутана и фракции, содержащей C5+.
7. Способ по п.1, в котором подаваемое сырье содержит н-бутан, способ дополнительно включает регулирование стадии термического крекинга для конверсии в диапазоне от примерно 40 мол.% до 60 мол.%.
8. Способ по п.1, в котором подаваемое сырье содержит пропан, способ дополнительно включает регулирование стадии термического крекинга для конверсии в диапазоне от примерно 25 мол.% до 40 мол.%.
9. Способ по п.1, дополнительно включающий смешивание водяного пара, диоксида углерода и/или азота, с C1-C4 углеводородсодержащим сырьем, с образованием разбавленной сырьевой смеси.
10. Способ по п.9, в котором разбавленная сырьевая смесь имеет отношение разбавителя к углеводороду в диапазоне от примерно 0,04 до 0,2 по массе.
11. Способ по п.1, дополнительно включающий проведение стадии термического крекинга при давлении, большем, чем на стадии дегидрирования.

12. Способ по п.1, дополнительно включающий проведение стадии термического крекинга при температуре на выходе из змеевика, большей, чем температура подачи сырья на стадии дегидрирования.

13. Способ по п.1, в котором C1-C4 углеводородсодержащее сырье содержит изобутан, причем способ дополнительно включает позиционную изомеризацию изобутана с образованием н-бутанов.

14. Способ по п.1, в котором C1-C4 углеводородсодержащее сырье содержит изобутан, причем способ дополнительно включает позиционную изомеризацию изобутена в выходящем потоке дегидрированных углеводородов с образованием н-бутенов.

15. Система для получения олефинов и/или диенов, содержащая:  
реакционную зону для термического крекинга C1-C4 углеводородсодержащего сырья с образованием потока крекированных углеводородов, содержащих смесь олефинов и парафинов;

реакционную зону дегидрирования для дегидрирования потока крекированных углеводородов с образованием выходящего потока дегидрированных углеводородов, содержащего дополнительные олефины и/или диены, и

подающий трубопровод или трубопроводы для транспортировки потока крекированных углеводородов в реакционную зону дегидрирования без разделения на компоненты.

16. Система по п.15, дополнительно включающая в себя подающий трубопровод для смешивания углеводородного сырья, содержащего один или более C1-C4 углеводородов, с потоком крекированных углеводородов.

17. Система по п.15, в которой реакционная зона для термического крекинга включает в себя реактор пиролиза или теплообменник.

18. Система по п.15, дополнительно включающая в себя подающий трубопровод для смешивания C1-C4 углеводородсодержащего сырья с одним или более из водяного пара, диоксида углерода или азота.

19. Система по п.15, дополнительно включающая в себя реактор позиционной изомеризации, расположенный выше по потоку от реакционной зоны термического крекинга или ниже по потоку от реакционной зоны дегидрирования.

20. Способ получения олефинов и/или диенов, включающий в себя:  
нагревание углеводородного сырья, содержащего один или более C1-C4 углеводородов, в конвекционной зоне реактора пиролиза с образованием нагретой углеводородной смеси;

смешивание нагретой углеводородной смеси с водяным паром с образованием смешанного сырья, имеющего отношение водяного пара к углеводороду в диапазоне от 0,04 до 0,2;

нагревание смешанного сырья в конвекционной зоне реактора пиролиза;

реакцию смешанного сырья в радиантной зоне реактора пиролиза с конверсией части C1-C4 углеводородов с получением выходящего потока крекированных углеводородов, содержащего смесь олефинов и парафинов;

подачу всего потока крекированных углеводородов в реакционную зону дегидрирования для дегидрирования потока крекированных углеводородов с образованием выходящего потока дегидрированных углеводородов, содержащего дополнительные олефины и/или диены;

разделение выходящего потока дегидрированных углеводородов для получения одной или более фракций, выбранных из фракции водорода, фракции метана, фракции C2, фракции этилена, фракции этана, фракции C3, фракции пропилена, фракции пропана, фракции C4, фракции бутадиена, фракции бутена, фракции бутана и фракции, содержащей C5+.

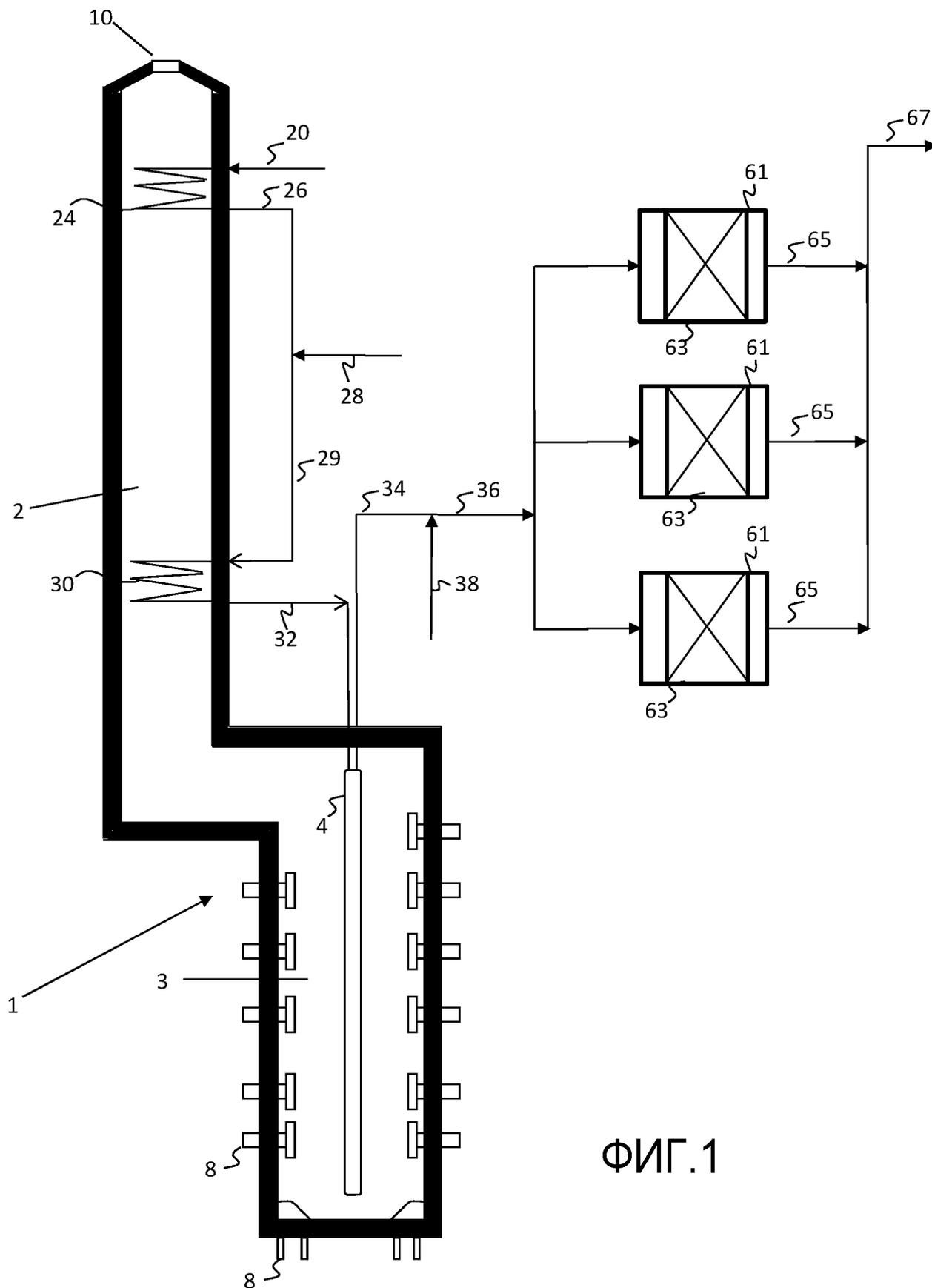
21. Способ по п.20, в котором подаваемое сырье содержит н-бутан, способ дополнительно включает регулирование стадии термического крекинга для конверсии в диапазоне от примерно 40 мол.% до 60 мол.%.

22. Способ по п.20, в котором подаваемое сырье содержит пропан, способ дополнительно включает регулирование стадии термического крекинга для конверсии в диапазоне от примерно 25 мол.% до 40 мол.%.

23. Способ по п.20, дополнительно включающий регулирование температуры на выходе из змеевика для потока крекированных углеводородов из реактора пиролиза до температуры в диапазоне от примерно 660°C до примерно 725°C.

24. Способ по п.23, дополнительно включающий в себя охлаждение потока крекированных углеводородов до температуры в диапазоне от примерно 550°C до примерно 650°C перед дегидрированием потока крекированных углеводородов путем непосредственного теплообмена с углеводородным сырьем, содержащим один или более C1-C4 углеводородов.

По доверенности



ФИГ.1