

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **034700**(13) **B1**

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ

(45) Дата публикации и выдачи патента
2020.03.10

(21) Номер заявки
201690120

(22) Дата подачи заявки
2014.06.30

(51) Int. Cl. **C10G 67/04** (2006.01)
C10G 45/00 (2006.01)
C10G 45/58 (2006.01)
C10G 47/00 (2006.01)
C10G 69/06 (2006.01)
C10G 9/36 (2006.01)
C10G 21/00 (2006.01)

(54) СПОСОБ И УСТАНОВКА ДЛЯ КОНВЕРСИИ СЫРОЙ НЕФТИ В НЕФТЕХИМИЧЕСКИЕ ПРОДУКТЫ С ПОВЫШЕННЫМ ВЫХОДОМ ЭТИЛЕНА

(31) **13174762.8**

(32) **2013.07.02**

(33) **EP**

(43) **2016.06.30**

(86) **PCT/EP2014/063857**

(87) **WO 2015/000849 2015.01.08**

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
**САУДИ БЕЙСИК ИНДАСТРИЗ
КОРПОРЕЙШН (SA); САБИК
ГЛОУБЛ ТЕКНОЛОДЖИЗ Б.В. (NL)**

(72) Изобретатель:

**Вард Эндрю Марк (GB),
Нарайанасвами Равичандер (IN),
Опринс Арно Йоханнес Мария (NL),
Раджагопалан Виджайананд (IN),
Схарлаккенс Эгидиус Якоба Мария,
Веласко Пелаэс Рауль (NL)**

(74) Представитель:

Чекалкин А.Ю., Фелицына С.Б. (RU)

(56) **US-A1-2005101814
US-A-3842138
US-A-3891539
US-A1-2003221990**

(57) Настоящее изобретение относится к комбинированному способу конверсии сырой нефти в нефтехимические продукты, включающему перегонку сырой нефти, деароматизацию, размыкание кольца и синтез олефинов, при этом способ включает в себя стадии, на которых подвергают углеводородное сырье деароматизации с образованием первого потока, обогащенного ароматическими углеводородами и нафтеновыми углеводородами, и второго потока, обогащенного алканами; подвергают поток, обогащенный ароматическими углеводородами и нафтеновыми углеводородами, размыканию кольца для получения алканов; и подвергают образованные нефтеперерабатывающей установкой алканы, полученные в указанном способе, синтезу олефинов. Кроме того, настоящее изобретение относится к технологической установке для конверсии сырой нефти в нефтехимические продукты, содержащей установку перегонки сырой нефти, содержащую ввод для сырой нефти и по меньшей мере один вывод для одной или более фракций, выбранных из нефти, керосина и газойля; установку деароматизации, содержащую ввод для углеводородного сырья, подаваемого на деароматизацию, вывод для первого потока, обогащенного ароматическими углеводородами и нафтеновыми углеводородами, и второго потока, обогащенного алканами; установку размыкания кольца, содержащую ввод для потока ароматических соединений и нафтен, образованных с помощью деароматизации, и вывод для алканов; установку для синтеза олефинов, содержащую ввод для алканов и вывод для олефинов. Углеводородное сырье, подвергаемое деароматизации, содержит одну или более фракцию, выбранную из нефти, керосина и газойля, полученных перегонкой сырой нефти в указанном способе, и образованный нефтеперерабатывающей установкой легкий дистиллят и/или образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят, полученные в указанном способе. Способ и технологическая установка настоящего изобретения имеют повышенное образование нефтехимических продуктов за счет образования топлив и повышенный выход этилена.

B1**034700****034700****B1**

Настоящее изобретение относится к комбинированному способу конверсии сырой нефти в нефтехимические продукты, включающему перегонку сырой нефти, деароматизацию, размыкание кольца и синтез олефинов. Кроме того, настоящее изобретение относится к технологической установке для конверсии сырой нефти в нефтехимические продукты, содержащей установку перегонки сырой нефти, установку деароматизации, установку размыкания кольца и установку синтеза олефинов.

Ранее было описано, что нефтепереработка сырой нефти может быть комбинирована с расположенными ниже по потоку химическими установками, такими как установка пиролиза/парового крекинга, для повышения образования высокоценных химических продуктов за счет образования топлив.

В US 3702292 описана схема комбинированной нефтеперерабатывающей установки для производства топлива и химических продуктов, включающая в себя средство перегонки сырой нефти, средство гидрокрекинга, средство замедленного коксования, средство риформинга, средство производства этилена и пропилена, включающее в себя установку пиролиза/парового крекинга и установку разделения продуктов пиролиза, средство каталитического крекинга, средство извлечения ароматического продукта, средство извлечения бутадиена и средство алкилирования во взаимосвязанной системе для осуществления конверсии сырой нефти в нефтехимические продукты, составляющие примерно 50%, и конверсии сырой нефти в топлива, составляющие примерно 50%.

Основной недостаток традиционных средств и методов для комбинирования операций нефтепереработки с расположенными ниже по потоку химическими установками для производства нефтехимических продуктов заключается в том, что такие комбинированные процессы по-прежнему производят значительные количества топлива. Кроме того, традиционные средства и методы для комбинирования операций нефтепереработки с расположенными ниже по потоку химическими установками имеют сравнительно низкий выход этилена.

Задачей настоящего изобретения является предложить средства и методы для комбинирования операций нефтепереработки с расположенными ниже по потоку химическими установками, которые обладают повышенным образованием нефтехимических продуктов за счет образования топлив. Еще одной задачей настоящего изобретения является предложить средства и методы для комбинирования операций нефтепереработки с расположенными ниже по потоку химическими установками, которые имеют повышенный выход этилена.

Решение указанной задачи достигается в вариантах осуществления изобретения, описанных ниже в настоящем документе и охарактеризованных в формуле изобретения.

В одном аспекте настоящее изобретение относится к комбинированному способу конверсии сырой нефти в нефтехимические продукты. Этот способ также представлен на фиг. 1-5, которые дополнительно описаны ниже.

Соответственно настоящее изобретение предлагает комбинированный способ конверсии сырой нефти в нефтехимические продукты, включающий перегонку сырой нефти, деароматизацию, размыкание кольца, получение легкого дистиллята и/или среднего дистиллята с использованием нефтеперерабатывающей установки и синтез олефинов, при этом способ включает в себя стадии, на которых

(а) подвергают углеводородное сырье деароматизации с образованием первого потока, обогащенного ароматическими углеводородами и нафтеновыми углеводородами, и второго потока, обогащенного алканами;

(b) подвергают поток, обогащенный ароматическими углеводородами и нафтеновыми углеводородами, размыканию кольца для получения алканов, причем указанное размыкание кольца приводит к получению первого потока, содержащего сжиженный нефтяной газ (СНГ), и второго потока, содержащего C4+ алканы;

(с) подвергают указанный второй поток, обогащенный алканами, полученный на стадии (а), и указанный второй поток, содержащий C4+ алканы, полученный на стадии (b), обратной изомеризации и подвергают указанный первый поток, содержащий СНГ, полученный на стадии (b), разделению газа; и

(d) подвергают индивидуальные газы, полученные указанным разделением газа, синтезу олефинов, при этом указанный синтез олефинов выбирают из группы, состоящей из некаталитического пиролиза этана, пропана и бутана, каталитического дегидрирования пропана и каталитического дегидрирования бутана,

причем указанное углеводородное сырье, используемое на стадии (а), содержит

одну или более фракций, выбранных из нефти, керосина и газойля, полученных на стадии перегонки сырой нефти; и

образованный нефтеперерабатывающей установкой легкий дистиллят и/или образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят.

Традиционно нефтехимические продукты, такие как C2 и C3 олефины, получают с помощью подвергания сырой нефти процессу перегонки и с помощью подвергания полученных таким образом определенных фракций сырой нефти процессу переработки. В контексте настоящего изобретения было обнаружено, что выход этилена способа конверсии сырой нефти в нефтехимические продукты может быть повышен с помощью селективного подвергания ароматических углеводородов и нафтенов размыканию кольца и подвергания алканов, образованных в указанном способе, включающих как нормальные пара-

фины, так и изопарафины, синтезу олефинов по сравнению с подверганием таких же фракций сырой нефти непосредственно паровому крекингу. Используемый в настоящем документе термин "выход этилена" относится к мас.% этилена, полученному из общей массы сырой нефти.

В известном уровне техники описаны способы, используемые для отделения n-парафинов от изопарафинов, нафтенов и ароматических соединений. Например, в US 2005/0101814 A1 описан способ крекинга сырьевого потока нефти в легкие олефины, включающий в себя конвертирование ароматических соединений и нафтенов в парафины и разделение изо- и нормальных парафинов с помощью реактора размыкания кольца и установки адсорбционного разделения. В способе в соответствии с US 2005/0101814 A1 не относящиеся к нормальным парафинам, включая изопарафины, выходят из адсорбционной установки в виде потока рафината, который впоследствии подвергают реакции размыкания кольца. US 2005/0101814 A1 не описывает способ, включающий стадию деароматизации, на которой углеводородное сырье разделяют на первый поток, обогащенный ароматическими углеводородами и нафтеновыми углеводородами, и второй поток, обогащенный алканами, в котором указанные алканы состоят как из нормальных парафинов, так и изопарафинов, как в способе настоящего изобретения.

Соответственно термин "одна или более фракций, выбранных из нефти, керосина и газойля, полученных с помощью перегонки сырой нефти в указанном способе" означает, что указанная одна или более фракций, выбранных из нефти, керосина и газойля, образуются с помощью технологической стадии перегонки сырой нефти, входящей в состав комбинированного способа настоящего изобретения. Кроме того, термин "образованный нефтеперерабатывающей установкой легкий дистиллят и/или образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят, полученные в указанном способе" означает, что указанный образованный нефтеперерабатывающей установкой легкий дистиллят и/или образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят получены с помощью технологической стадии в нефтеперерабатывающей установке, входящей в состав комбинированного способа настоящего изобретения.

Соответственно в настоящем изобретении углеводородное сырье, подвергаемое деароматизации, содержит

одну или более фракций, выбранных из нефти, керосина и газойля, полученных с помощью перегонки сырой нефти в указанном способе; и

образованный нефтеперерабатывающей установкой легкий дистиллят и/или образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят, полученные в указанном способе.

Предпочтительно углеводородное сырье, подвергаемое деароматизации в настоящем изобретении, содержит

две или более фракции, выбранные из нефти, керосина и газойля, полученных с помощью перегонки сырой нефти в указанном способе; и

образованный нефтеперерабатывающей установкой легкий дистиллят и/или образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят, полученные в указанном способе.

Более предпочтительно углеводородное сырье, подвергаемое деароматизации в настоящем изобретении, содержит

нафту, керосин и газойль, полученные с помощью перегонки сырой нефти в указанном способе; и

образованный нефтеперерабатывающей установкой легкий дистиллят и/или образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят, полученные в указанном способе.

Особенно предпочтительно углеводородное сырье, подвергаемое деароматизации в настоящем изобретении, содержит

одну или более фракций, выбранных из нефти, керосина и газойля, полученных с помощью перегонки сырой нефти в указанном способе; и

образованный нефтеперерабатывающей установкой легкий дистиллят и образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят, полученные в указанном способе.

Еще более предпочтительно, углеводородное сырье, подвергаемое деароматизации в настоящем изобретении, содержит

две или более фракции, выбранные из нефти, керосина и газойля, полученных с помощью перегонки сырой нефти в указанном способе; и

образованный нефтеперерабатывающей установкой легкий дистиллят и образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят, полученные в указанном способе.

Наиболее предпочтительно углеводородное сырье, подвергаемое деароматизации в настоящем изобретении, содержит

нафту, керосин и газойль, полученные с помощью перегонки сырой нефти в указанном способе; и

образованный нефтеперерабатывающей установкой легкий дистиллят и образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят, полученные в указанном способе.

Термин "сырая нефть", используемый в настоящем документе, относится к нефти, добытой из геологических пластов, в непереработанном виде. Термин "сырая нефть" также следует понимать как включающий сырую нефть, которая подвергалась водонефтяной сепарации, и/или газонефтяной сепарации, и/или обессоливанию, и/или стабилизации. Любая сырая нефть подходит в качестве исходного материала

для способа данного изобретения, в том числе аравийская тяжелая (Arabian Heavy), аравийская легкая (Arabian Light), другие сорта нефти Персидского залива, Брент (Brent), североморская нефть, североафриканская и западноафриканская нефть, индонезийская нефть, китайская нефть и их смеси, но также сланцевая нефть, битуминозные пески, газовые конденсаты и масла, полученные из биологического сырья. Сырая нефть, используемая в качестве сырья для способа настоящего изобретения, предпочтительно является обычной нефтью, имеющей плотность в градусах API более 20, определяемую по стандарту ASTM D287. Более предпочтительно сырая нефть, используемая в способе настоящего изобретения, является легкой сырой нефтью, имеющей плотность в градусах API более 30. Наиболее предпочтительно сырая нефть, используемая в способе настоящего изобретения, содержит аравийскую легкую сырую нефть. Аравийская легкая сырая нефть, как правило, имеет плотность в градусах API в диапазоне 32-36° API и содержание серы в диапазоне 1,5-4,5 мас. %.

Термин "нефтехимические продукты", используемый в настоящем документе, относится к химическим продуктам, полученным из сырой нефти, которые не используются в качестве топлива. Нефтехимические продукты включают в себя олефины и ароматические соединения, которые используются в качестве базового сырья для производства химических продуктов и полимеров. Высокоценные нефтехимические продукты включают олефины и ароматические соединения. Типичные высокоценные олефины включают без ограничения этилен, пропилен, бутадиен, бутилен-1, изобутилен, изопрен, циклопентадиен и стирол. Типичные высокоценные ароматические соединения включают без ограничения бензол, толуол, ксилол и этилбензол.

Термин "топливо", употребляемый в настоящем документе, относится к продуктам, полученным из сырой нефти, используемым в качестве энергоносителя. В отличие от нефтехимических продуктов, которые представляют собой набор четко определенных соединений, топлива обычно являются сложными смесями различных углеводородных соединений. Топлива, обычно получаемые на нефтеперерабатывающих заводах, включают без ограничения бензин, реактивное топливо, дизельное топливо, мазут и нефтяной кокс.

Термин "газы, образованные установкой перегонки сырой нефти" или "газовая фракция", употребляемый в настоящем документе, относится к фракции, полученной в процессе перегонки сырой нефти, которая является газообразной при температуре окружающей среды. Соответственно "газовая фракция", полученная с помощью перегонки сырой нефти, содержит главным образом C1-C4 углеводороды и может дополнительно содержать примеси, такие как сероводород и углекислый газ. В данном описании другие нефтяные фракции, полученные перегонкой сырой нефти, называются "нафта", "керосин", "газойль" и "кубовые остатки". Термины "нафта", "керосин", "газойль" и "кубовые остатки" используются здесь как имеющие свое общепринятое значение в области процессов нефтепереработки; см. Alfke et al. (2007) Oil Refining, Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, и Speight (2005) Petroleum Refinery Processes, Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology. В этом отношении следует отметить, что могут быть перекрытия между различными фракциями перегонки сырой нефти из-за сложной смеси углеводородных соединений, содержащихся в сырой нефти, и технических ограничений процесса перегонки сырой нефти. Предпочтительно термин "нафта", используемый в настоящем документе, относится к нефтяной фракции, полученной перегонкой сырой нефти, имеющей диапазон точек кипения примерно 20-200°C, более предпочтительно примерно 30-190°C. Предпочтительно легкая нафта представляет собой фракцию, имеющую диапазон точек кипения примерно 20-100°C, более предпочтительно примерно 30-90°C. Тяжелая нафта предпочтительно имеет диапазон точек кипения примерно 80-200°C, более предпочтительно примерно 90-190°C. Предпочтительно термин "керосин", используемый в настоящем документе, относится к нефтяной фракции, полученной перегонкой сырой нефти, имеющей диапазон точек кипения примерно 180-270°C, более предпочтительно примерно 190-260°C. Предпочтительно термин "газойль", используемый в настоящем документе, относится к нефтяной фракции, полученной перегонкой сырой нефти, имеющей диапазон точек кипения примерно 250-360°C, более предпочтительно примерно 260-350°C. Предпочтительно термин "кубовые остатки", используемый в настоящем документе, относится к нефтяной фракции, полученной перегонкой сырой нефти, имеющей точку кипения более чем примерно 340°C, более предпочтительно более чем примерно 350°C.

Используемый в настоящем документе термин "нефтеперерабатывающая установка" относится к участку нефтехимического заводского комплекса для химической конверсии сырой нефти в нефтехимические продукты и топлива. В этом отношении следует отметить, что установка для синтеза олефинов, такая как установка парового крекинга, также рассматривается как "нефтеперерабатывающая установка". В данном описании различные потоки углеводородов, образованные нефтеперерабатывающими установками или полученные при работе нефтеперерабатывающей установки, называются: образованными нефтеперерабатывающей установкой газами, образованным нефтеперерабатывающей установкой легким дистилятом, образованным нефтеперерабатывающей установкой средним дистилятом, образованным нефтеперерабатывающей установкой тяжелым дистилятом. Соответственно образованный нефтеперерабатывающей установкой дистилят получают в результате химической конверсии с последующим разделением, например с помощью перегонки или с помощью экстракции, что отличается от фракции сырой нефти. Термин "образованные нефтеперерабатывающей установкой газы" относится к фракции продук-

тов, полученных на нефтеперерабатывающей установке, которая является газообразной при температуре окружающей среды. Соответственно образованный нефтеперерабатывающей установкой газовый поток может содержать газообразные соединения, такие как СНГ и метан. Другими компонентами, содержащимися в образованном нефтеперерабатывающей установкой газовом потоке, могут быть водород и сероводород. Используемые в настоящем документе термины "легкий дистиллят", "средний дистиллят" и "тяжелый дистиллят" имеют свое общепринятое значение в области процессов нефтепереработки; см. Speight, J. G. (2005) loc.cit. В этом отношении следует отметить, что могут быть перекрытия между различными фракциями перегонки сырой нефти из-за сложной смеси углеводородных соединений, содержащихся в потоке продуктов, образованном при работе нефтеперерабатывающей установки, и технических ограничений процесса перегонки, используемого для разделения различных фракций. Предпочтительно образованный нефтеперерабатывающей установкой легкий дистиллят представляет собой углеводородный дистиллят, полученный в процессе работы нефтеперерабатывающей установки, имеющий диапазон точек кипения примерно 20-200°C, более предпочтительно примерно 30-190°C. "Легкий дистиллят" часто относительно богат ароматическими углеводородами, имеющими одно ароматическое кольцо. Предпочтительно образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят представляет собой углеводородный дистиллят, полученный в процессе работы нефтеперерабатывающей установки, имеющий диапазон точек кипения примерно 180-360°C, более предпочтительно примерно 190-350°C. "Средний дистиллят" часто относительно богат ароматическими углеводородами, имеющими два ароматических кольца. Предпочтительно образованный нефтеперерабатывающей установкой тяжелый дистиллят представляет собой углеводородный дистиллят, полученный в процессе работы нефтеперерабатывающей установки, имеющий точку кипения более чем примерно 340°C, более предпочтительно более чем примерно 350°C. "Тяжелый дистиллят" часто относительно богат углеводородами, имеющими конденсированные ароматические кольца.

Термины "алкан" или "алканы", используемые в настоящем документе, имеют свое устоявшееся значение и соответственно описывают ациклические разветвленные или неразветвленные углеводороды общей формулы C_nH_{2n+2} и, следовательно, полностью состоящие из атомов водорода и насыщенных атомов углерода; см., например, IUPAC Compendium of Chemical Terminology, 2nd ed. (1997). Термин "алканы" соответственно описывает неразветвленные алканы ("нормальные парафины", или "н-парафины", или "н-алканы") и разветвленные алканы ("изопарафины" или "изоалканы"), но исключает нафтенy (циклоалканы).

Термин "ароматические углеводороды" или "ароматические соединения" очень хорошо известен в области техники. Соответственно термин "ароматический углеводород" относится к циклически сопряженному углеводороду с устойчивостью (за счет делокализации), которая значительно больше, чем у гипотетической локализованной структуры (например, структуры Кекуле). Наиболее распространенным способом определения ароматичности данного углеводорода является наблюдение диатропичности в 1H -ЯМР спектре, например присутствие химических сдвигов в диапазоне от 7,2-7,3 ч/млн для протонов бензольного кольца.

Термины "нафеновые углеводороды", или "нафтенy", или "циклоалканы", используемые в настоящем документе, имеют свое устоявшееся значение и соответственно описывают насыщенные циклические углеводороды.

Используемый в настоящем документе термин "олефин" имеет общепринятое значение. Соответственно олефин относится к ненасыщенному углеводородному соединению, содержащему по меньшей мере одну углерод-углеродную двойную связь. Предпочтительно термин "олефины" относится к смеси, содержащей два или более соединения из этилена, пропилена, бутадиена, бутилена-1, изобутилена, изопрена и циклопентадиена.

Термин "СНГ", используемый в настоящем документе, является общепринятым сокращением термина "сжиженный нефтяной газ". СНГ обычно состоит из смеси C2-C3 углеводородов (т.е. смеси из C2 и C3 углеводородов).

Одним из нефтехимических продуктов, образуемых в способе настоящего изобретения, является смесь бензола, толуола и ксилолов (БТК или ВТХ). Термин "БТК", используемый в настоящем документе, относится к смеси из бензола, толуола и ксилолов. Предпочтительно продукт, образованный в способе настоящего изобретения, содержит также ценные ароматические углеводороды, такие как этилбензол. Соответственно настоящее изобретение предпочтительно предлагает способ получения смеси бензола, толуола, ксилолов и этилбензола ("ВТХЕ", "БТЭК"). Полученный продукт может быть физической смесью разных ароматических углеводородов или может быть непосредственно подвергнут дополнительному разделению, например с помощью перегонки, для получения различных очищенных потоков продуктов. Такой поток очищенных продуктов может включать в себя поток бензольного продукта, поток толуольного продукта, поток ксилольного продукта и/или поток этилбензольного продукта.

Используемый в настоящем документе термин "C# углеводороды", где "#" является положительным целым числом, используется для описания всех углеводородов, имеющих # атомов углерода. Кроме того, термин "C#+ углеводороды" используется для описания всех молекул углеводородов, имеющих # или более атомов углерода. Соответственно термин "C5+ углеводороды" используется для описания сме-

си углеводородов, имеющих 5 или более атомов углерода. Термин "C5+ алканы" соответственно относится к алканам, содержащим 5 или более атомов углерода.

Способ настоящего изобретения включает перегонку сырой нефти, которая содержит разделение различных фракций сырой нефти на основе различий в точках кипения. Используемый в настоящем документе термин "установка перегонки сырой нефти" относится к колонне фракционирования, которая используется для разделения сырой нефти на фракции с помощью фракционной перегонки; см. Alfke et al. (2007) loc.cit. Предпочтительно сырая нефть перерабатывается в установке атмосферной перегонки для отделения газойля и более легких фракций от более высококипящих компонентов (остатка атмосферной перегонки или "кубовых остатков"). В настоящем изобретении не требуется направлять кубовые остатки в установку вакуумной перегонки для дальнейшего фракционирования кубовых остатков и можно перерабатывать кубовые остатки как одну фракцию. Однако в случае подаваемой относительно тяжелой сырой нефти может быть выгодно дополнительно фракционировать кубовые остатки с помощью установки вакуумной перегонки для дальнейшего разделения кубовых остатков на фракцию вакуумного газойля и фракцию вакуумного остатка. В случае использования вакуумной перегонки фракция вакуумного газойля и фракция вакуумного остатка могут перерабатываться по отдельности в последующих нефтеперерабатывающих установках. Например, фракция вакуумного остатка может быть специально направлена на деасфальтизацию растворителем перед дальнейшей переработкой. Предпочтительно термин "вакуумный газойль", используемый в настоящем документе, относится к нефтяной фракции, полученной перегонкой сырой нефти, имеющей диапазон точек кипения примерно 340-560°C, более предпочтительно примерно 350-550°C. Предпочтительно термин "вакуумные остатки", используемый в настоящем документе, относится к нефтяной фракции, полученной перегонкой сырой нефти, имеющей точку кипения более чем примерно 540°C, более предпочтительно более чем примерно 550°C.

Используемый в настоящем документе термин "установка деароматизации" относится к нефтеперерабатывающей установке для выделения ароматических углеводородов, таких как БТК, и нафтенных из смешанного углеводородного сырья. Один предпочтительный процесс разделения потока смешанных углеводородов на один поток, содержащий преимущественно парафины, и второй поток, содержащий преимущественно ароматические соединения и предпочтительно нафтены, включает переработку указанного смешанного углеводородного потока в установке экстракции растворителем, содержащей три основных колонны переработки углеводородов: колонну экстракции растворителем, отпарную колонну и экстракционную колонну. Традиционные растворители, селективные для экстракции ароматических соединений, также селективны для растворения легких нафтенных и в меньшей степени легких парафиновых соединений, следовательно, поток, выходящий из кубовой части колонны экстракции растворителем, содержит растворитель вместе с растворенными ароматическими, нафтенными и легкими парафиновыми соединениями. Поток, выходящий из верхней части колонны экстракции растворителем (часто называемый потоком рафината), содержит относительно нерастворимые (относительно выбранного растворителя) парафиновые соединения. Поток, выходящий из кубовой части колонны экстракции растворителем, затем подвергается в дистилляционной колонне испарительному отпариванию, при котором соединения разделяются на основе их относительной летучести в присутствии растворителя. В присутствии растворителя легкие парафиновые соединения имеют более высокие относительные летучести, чем нафтенные соединения и особенно ароматические соединения с таким же числом атомов углерода, следовательно, большая часть легких парафиновых соединений может быть сконцентрирована в головном потоке из колонны испарительного отпаривания. Этот поток может быть объединен с потоком рафината из колонны экстракции растворителем или собран в виде отдельного потока легких углеводородов. Из-за своей относительно низкой летучести большинство нафтенных и особенно ароматических соединений сохраняются в объединенном потоке растворителя и растворенных углеводородов, выходящем из кубовой части этой колонны. В последней колонне переработки углеводородов установки экстракции растворитель отделяется от растворенных углеводородных соединений с помощью перегонки. На этой стадии растворитель, который имеет относительно высокую точку кипения, извлекается в виде кубового потока из колонны, тогда как растворенные углеводороды, содержащие главным образом ароматические и нафтенные соединения, извлекаются в виде парового потока, выходящего из верхней части колонны. Этот последний поток часто называют экстрактом. Растворители, которые могут использоваться в процессе экстракции растворителем ароматических соединений настоящего изобретения, включают те растворители, которые обычно используются в промышленных способах экстракции ароматических соединений, такие как сульфолан, тетраэтиленгликоль и N-метилпирролидон. Эти соединения могут использоваться в сочетании с другими растворителями или другими химическими реагентами (иногда называемыми соразтворителями), такими как вода и/или спирты. В качестве альтернативы другие известные способы, отличные от экстракции растворителем, такие как разделение молекулярным ситом или разделение на основе точки кипения, могут использоваться для отделения ароматических соединений и нафтенных от парафинов в процессе деароматизации. Соответственно технологическая стадия деароматизации обеспечивает один поток, содержащий преимущественно парафины ("обогащенный алканами поток, полученный с помощью деароматизации"), и второй поток, содержащий преимущественно ароматические соединения и предпочтительно нафтены ("обогащенный ароматическими соединениями и нафтенами поток, полу-

ченный с помощью деароматизации"). Предпочтительно обогащенный алканами поток, полученный с помощью деароматизации, содержит более 80 мас.% алканов и менее 60 мас.% нафтендов, которые содержались в смешанном углеводородном потоке, более предпочтительно более 85 мас.% алканов и менее 55 мас.% нафтендов, которые содержались в смешанном углеводородном потоке. Предпочтительно обогащенный ароматическими соединениями и нафтенами поток, полученный с помощью деароматизации, содержит более 90 мас.% ароматических соединений и более 40 мас.% нафтендов, которые содержались в смешанном углеводородном потоке, более предпочтительно более 95 мас.% ароматических соединений и более 45 мас.% нафтендов, которые содержались в смешанном углеводородном потоке.

Термин "установка размыкания кольца" относится к нефтеперерабатывающей установке, в которой осуществляется процесс размыкания ароматического и нафтенного кольца. Размыкание кольца представляет собой специфический процесс гидрокрекинга, особенно подходящий для конверсии сырья, которое относительно богато ароматическими углеводородами и нафтеновыми углеводородами, имеющими точку кипения в диапазоне точек кипения керосина, газойля и необязательно в диапазоне точек кипения вакуумного газойля с получением СНГ и в зависимости от специфики процесса и/или технологических условий легкого дистиллята. Такой процесс размыкания кольца (RO-процесс) описан, например, в US 3256176 и US 4789457. Такие процессы могут включать использование либо одного каталитического реактора с неподвижным слоем, или двух таких реакторов, работающих последовательно, вместе с одной или более установками фракционирования для отделения целевых продуктов от неконвертированного материала, и могут также включать возможность рециркуляции неконвертированного материала в один или оба реактора. Реакторы могут работать при температуре 200-600°C, предпочтительно 300-400°C, давлении 3-35 МПа, предпочтительно 5-20 МПа, вместе с 5-20 мас.% водорода (относительно углеводородного сырья), при этом указанный водород может поступать параллельным потоком с углеводородным сырьем или противотоком к направлению потока углеводородного сырья в присутствии бифункционального катализатора, активного как в отношении гидрирования-дегидрирования, так и разрыва кольца, при этом может осуществляться указанное насыщение ароматического кольца и разрыв кольца. Катализаторы, используемые в таких процессах, содержат один или большее количество элементов, выбранных из группы, состоящей из Pd, Rh, Ru, Ir, Os, Cu, Co, Ni, Pt, Fe, Zn, Ga, In, Mo, W и V, в форме металла или сульфида металла, нанесенный на кислотное твердое тело, такое как оксид алюминия, диоксид кремния, диоксид кремния-оксид алюминия и цеолиты. В этом отношении следует отметить, что термин "нанесенный на", используемый в настоящем документе, включает любой традиционный способ получения катализатора, в котором один или несколько элементов объединяются с носителем катализатора. С помощью подбора одной каталитической композиции или их сочетания, рабочей температуры, рабочей объемной скорости и/или парциального давления водорода процесс может быть направлен в сторону полного насыщения и последующего разрыва всех колец или же к сохранению одного ароматического кольца ненасыщенным и последующему разрыву всех колец, кроме одного. В последнем случае RO-процесс образует легкий дистиллят ("RO-бензин"), который относительно богат углеводородными соединениями, имеющими одно ароматическое и/или нафтенное кольцо. В контексте настоящего изобретения предпочтительно использовать процесс размыкания ароматического кольца, оптимизированный для сохранения одного ароматического или нафтенного кольца неразомкнутым и, таким образом, для образования легкого дистиллята, который относительно богат углеводородными соединениями, имеющими одно ароматическое или нафтенное кольцо. Еще один процесс размыкания кольца (RO-процесс) описан в US 7513988. Соответственно RO-процесс может включать насыщение ароматического кольца при температуре 100-500°C, предпочтительно 200-500°C, более предпочтительно 300-500°C, давлении 2-10 МПа, вместе с 5-30 мас.%, предпочтительно 10-30 мас.% водорода (относительно углеводородного сырья) в присутствии катализатора гидрирования ароматических соединений и разрыва кольца при температуре 200-600°C, предпочтительно 300-400°C, давлении 1-12 МПа, вместе с 5-20 мас.% водорода (относительно углеводородного сырья) в присутствии катализатора разрыва кольца, при этом указанное насыщение ароматического кольца и разрыв кольца могут осуществляться в одном реакторе или в двух последовательных реакторах. Катализатор гидрирования ароматических соединений может быть традиционным катализатором гидрирования/гидроочистки, таким как катализатор, содержащий смесь Ni, W и Mo на огнеупорном носителе, обычно оксиде алюминия. Катализатор разрыва кольца содержит компонент переходного металла или сульфида металла и носитель. Предпочтительно катализатор содержит один или большее число элементов, выбранных из группы, состоящей из Pd, Rh, Ru, Ir, Os, Cu, Co, Ni, Pt, Fe, Zn, Ga, In, Mo, W и V, в форме металла или сульфида металла, нанесенный на кислотное твердое тело, такое как оксид алюминия, диоксид кремния, диоксид кремния-оксид алюминия и цеолиты. С помощью подбора одной каталитической композиции или их сочетания, рабочей температуры, рабочей объемной скорости и/или парциального давления водорода процесс может быть направлен в сторону полного насыщения и последующего разрыва всех колец или же к сохранению одного ароматического кольца ненасыщенным и последующему разрыву всех колец, кроме одного. В последнем случае RO-процесс образует легкий дистиллят ("RO-бензин"), который относительно богат углеводородными соединениями, имеющими одно ароматическое кольцо. В контексте настоящего изобретения предпочтительно использовать процесс размыкания кольца, оптимизированный для размыкания всех ароматических колец и наф-

теновых колец и, таким образом, для образования алканов за счет легкого дистиллята, который относительно богат углеводородными соединениями, имеющими одно ароматическое кольцо. Тем не менее, также и в режиме, в котором размыкаются все ароматические кольца, РО-процесс по-прежнему может образовывать небольшие количества дистиллятов, которые предпочтительно рециркулируют в нефтеперерабатывающие установки, способные к переработке и облагораживанию указанных дистиллятов в нефтехимические продукты или в промежуточные продукты, которые могут быть далее облагорожены в нефтехимические продукты. Другие примеры процессов размыкания кольца для получения СНГ описаны в US 7067448 и US 2005/0101814.

Углеводородное сырье, используемое в способе настоящего изобретения, предпочтительно содержит нефть, керосин и газойль, полученные перегонкой сырой нефти в указанном способе, и образованный нефтеперерабатывающей установкой легкий дистиллят и образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят, полученные в указанном способе.

Полученный в способе СНГ, который направляется на синтез олефинов, предпочтительно содержит СНГ, входящий в состав газовой фракции, образованной с помощью перегонки сырой нефти, и СНГ, входящий в состав образованных нефтеперерабатывающей установкой газов.

Предпочтительно способ настоящего изобретения дополнительно включает в себя подвергание образованных нефтеперерабатывающей установкой алканов, полученных в указанном способе, обратной изомеризации для получения n-алканов, которые направляют на синтез олефинов.

С помощью конверсии изоалканов в нормальные алканы перед подверганием указанных алканов синтезу олефинов выход этилена в указанном синтезе олефинов может быть увеличен.

Предпочтительно C4-C8 алканы подвергают обратной изомеризации для превращения изо- (разветвленных) C4-C8 алканов в нормальные (неразветвленные) C4-C8 алканы, которые впоследствии подвергают синтезу олефинов.

Используемый в настоящем документе термин "установка обратной изомеризации" относится к нефтеперерабатывающей установке, которая осуществляет превращение изоалканов, таких как изобутан и изоалканы, содержащиеся в нефти и/или образованном нефтеперерабатывающей установкой легком дистилляте, в нормальные алканы. Такой процесс обратной изомеризации тесно связан с более традиционным процессом изомеризации для повышения октанового числа бензинового топлива и, в числе прочего, описан в EP 2243814 A1. Сырьевой поток в установку обратной изомеризации предпочтительно относительно богат парафинами, предпочтительно изопарафинами, например за счет удаления ароматических соединений и наftenов с помощью деароматизации и/или с помощью превращения ароматических соединений и наftenов в парафины при использовании процесса размыкания кольца. Влияние переработки высокопарафинистой нефти в установке обратной изомеризации заключается в том, что с помощью превращения изопарафинов в нормальные парафины выход этилена в процессе парового крекинга увеличивается при одновременном снижении выходов метана, C4 углеводородов и пиролизного бензина. Условия процесса обратной изомеризации предпочтительно включают температуру 50-350°C, предпочтительно 150-250°C, давление 0,1-10 МПа изб., предпочтительно 0,5-4 МПа изб., и часовую объемную скорость жидкости 0,2-15 объемов углеводородного сырья обратной изомеризации в час на объем катализатора, предпочтительно 0,5-5 ч⁻¹. Любой катализатор, известный в области техники как подходящий для изомеризации богатых парафинами углеводородных потоков, может использоваться в качестве катализатора обратной изомеризации. Предпочтительно катализатор обратной изомеризации содержит элемент группы 10, нанесенный на цеолит и/или огнеупорный носитель, такой как оксид алюминия.

Предпочтительно используемый в изобретении процесс размыкания кольца образует первый поток, содержащий СНГ, и второй поток, содержащий C4+ алканы, при этом указанный поток, содержащий C4+ алканы, объединяют с алканами, образованными с помощью деароматизации.

С помощью отделения СНГ, образованного в способе настоящего изобретения, от C4+ алканов указанный СНГ и указанные C4+ алканы могут быть подвергнуты специализированным процессам синтеза олефинов, которые оптимизированы в соответствии с характером углеводородного сырья.

Предпочтительно по меньшей мере 50 мас.%, более предпочтительно по меньшей мере 60 мас.%, еще более предпочтительно по меньшей мере 70 мас.%, особенно предпочтительно по меньшей мере 80 мас.%, в частности предпочтительно по меньшей мере 90 мас.%, и наиболее предпочтительно по меньшей мере 95 мас.% объединенных нефти, керосина и газойля, образованных с помощью перегонки сырой нефти в способе, подвергают гидрокрекингу. Соответственно предпочтительно менее 50 мас.%, более предпочтительно менее 40 мас.%, еще более предпочтительно менее 30 мас.%, особенно предпочтительно менее 20 мас.%, в частности предпочтительно менее 10 мас.% и наиболее предпочтительно менее 5 мас.% сырой нефти конвертируется в топлива в способе настоящего изобретения.

Используемый в настоящем документе термин "установка для синтеза олефинов" относится к установке, в которой осуществляется процесс конверсии алканов в олефины. Этот термин включает любой процесс конверсии углеводородов в олефины, включая без ограничения некаталитические процессы, такие как пиролиз или паровой крекинг, каталитические процессы, такие как дегидрирование пропана или дегидрирование бутана, и сочетание двух указанных процессов, как, например, каталитический паровой крекинг.

Предпочтительно синтез олефинов, используемый в способе настоящего изобретения, представляет собой пиролиз. С помощью выбора пиролиза в качестве способа синтеза олефинов выход этилена повышается.

Широко распространенный способ превращения алканов в олефины включает "паровой крекинг" или "пиролиз". Используемый в настоящем документе термин "паровой крекинг" относится к нефтехимическому процессу, в котором насыщенные углеводороды расщепляются на меньшие, часто ненасыщенные углеводороды, такие как этилен и пропилен. В паровом крекинге газообразное углеводородное сырье, такое как этан, пропан и бутаны или их смеси (газовый крекинг), или жидкое углеводородное сырье, такое как нефть или газойль (жидкий крекинг), разбавляют водяным паром и непродолжительное время нагревают в печи в отсутствие кислорода. Как правило, температура реакции составляет 750-900°C, но реакция может осуществляться только очень недолго, обычно с временем пребывания 50-1000 мс. Предпочтительно выбирают относительно низкое давление процесса, от атмосферного до 175 кПа изб. Предпочтительно углеводородные соединения, такие как этан, пропан и бутаны, подвергаются крекингу отдельно, в соответствующих предназначенных для них печах, для обеспечения оптимальных условий крекинга. После достижения температуры крекинга газ быстро охлаждают, чтобы остановить реакцию, в теплообменнике трубопровода или внутри закалочного коллектора с использованием закалочного масла. Паровой крекинг приводит к медленному осаждению кокса, разновидности угля, на стенках реактора. Удаление кокса требует отсоединения печи от процесса, и после этого поток водяного пара или паровоздушной смеси пропускают через змеевики печи. Это превращает твердый слой нелетучего углерода в монооксид углерода и углекислый газ. После того как эта реакция завершена, печь возвращают в эксплуатацию. Продукты, полученные с помощью парового крекинга, зависят от состава сырья, соотношения между количествами углеводорода и водяного пара и температуры крекинга и времени пребывания в печи. Легкое углеводородное сырье, такое как этан, пропан, бутан или легкая нефть, дает потоки продукта, богатые более легкими олефинами полимеризационного сорта, включающими этилен, пропилен и бутadiен. Более тяжелые углеводороды (неочищенная и тяжелая нефть и фракции газойля) также дают продукты, богатые ароматическими углеводородами.

Для разделения различных углеводородных соединений, полученных в результате парового крекинга, крекинг-газ направляют в установку фракционирования. Такие установки фракционирования хорошо известны в области техники и могут включать в себя так называемую ректификационную колонну бензина, в которой тяжелый дистиллят ("сажевое масло") и средний дистиллят ("крекинг-дистиллят") отделяются от легкого дистиллята и газов. В расположенной ниже по потоку необязательной закалочной башне большая часть легкого дистиллята, полученного с помощью парового крекинга ("пиролизный бензин" или "пиробензин"), может быть отделена от газов с помощью конденсации легкого дистиллята. Впоследствии газы могут подвергаться нескольким ступеням сжатия, при этом остальная часть легкого дистиллята может быть отделена от газов между ступенями сжатия. Также кислые газы (CO_2 и H_2S) могут быть удалены между ступенями сжатия. На следующей стадии газы, полученные с помощью пиролиза, могут быть частично конденсированы на ступенях каскадной системы охлаждения примерно до состояния, в котором только водород остается в газовой фазе. Различные углеводородные соединения могут впоследствии быть разделены простой перегонкой, при этом этилен, пропилен и C_4 олефины являются наиболее важными высокоценными химическими продуктами, полученными в результате парового крекинга. Метан, полученный в результате парового крекинга, обычно используется в качестве топливного газа, водород может выделен и рециркулирован в процессы, в которых потребляется водород, такие как процессы гидрокрекинга. Ацетилен, полученный в результате парового крекинга, предпочтительно селективно гидрируют до этилена. Алканы, содержащиеся в крекинг-газе, могут быть рециркулированы в процесс синтеза олефинов.

Предпочтительно СНГ, образованный в комбинированном способе, подвергается газовому крекингу, при этом C_4+ алканы подвергаются жидкому крекингу. Предпочтительно C_2 и C_3 алканы подвергаются крекингу отдельно, в своих оптимальных условиях. Предпочтительно C_4 и C_5+ алканы подвергаются крекингу отдельно, в своих оптимальных условиях. Предпочтительно крекинг-дистиллят и сажевое масло, образованные в способе настоящего изобретения, рециркулируют в углеводородное сырье, которое подвергается деароматизации.

Предпочтительно способ настоящего изобретения дополнительно включает в себя стадии, на которых

(а) подвергают сырую нефть перегонке с образованием одной или более фракций, выбранных из газовой фракции, нефти, керосина, газойля и кубовых остатков; и

(б) подвергают кубовые остатки облагораживанию кубовых остатков с образованием СНГ и легкого и среднего дистиллята.

С помощью специального подвергания кубовых остатков облагораживанию кубовых остатков с образованием СНГ и жидкого выходящего потока облагораживания кубовых остатков и с помощью подвергания указанного жидкого выходящего потока облагораживания кубовых остатков размыканию кольца выход этилена в способе настоящего изобретения может быть дополнительно увеличен. Кроме того, сырая нефть может быть облагорожена в нефтехимические продукты, в частности этилен, в гораздо

большей степени.

Используемый в настоящем документе термин "установка облагораживания кубовых остатков" относится к нефтеперерабатывающей установке, подходящей для осуществления процесса облагораживания кубовых остатков, который представляет собой процесс разрыва углеводородов, входящих в состав кубовых остатков и/или образованного нефтеперерабатывающей установкой тяжелого дистиллята в более низкокипящие углеводороды; см. Alfke et al. (2007) loc.cit. Коммерчески доступное оборудование включает в себя установку замедленного коксования, установку для коксования в псевдоожиженном слое, установку FCC кубовых остатков, установку коксования типа Flexicoker, установку висбрекинга или установку каталитического гидровисбрекинга. Предпочтительно установка облагораживания кубовых остатков может быть установкой коксования или установкой гидрокрекинга кубовых остатков. "Установка коксования" является нефтеперерабатывающей установкой, которая конвертирует кубовые остатки в СНГ, легкий дистиллят, средний дистиллят, тяжелый дистиллят и нефтяной кокс. В этом процессе происходит термический крекинг молекул углеводородов с длинными цепями в составе сырья кубовых остатков в молекулы с более короткими цепями.

Подаваемое сырье для облагораживания кубовых остатков предпочтительно содержит кубовые остатки и тяжелый дистиллят, полученные в способе. Такой тяжелый дистиллят может содержать тяжелый дистиллят, образованный установкой парового крекинга, такой как сажевое масло и/или крекинг-дистиллят, но может также содержать тяжелый дистиллят, образованный при облагораживании кубовых остатков, которые могут быть рециркулированы до полной выработки. Тем не менее, сравнительно небольшой поток битумного пека может удаляться из процесса.

Облагораживание кубовых остатков, которое предпочтительно используется в способе настоящего изобретения, представляет собой гидрокрекинг кубовых остатков.

С помощью выбора гидрокрекинга кубовых остатков относительно других средств облагораживания кубовых остатков выход этилена и эффективность по углероду способа настоящего изобретения могут быть дополнительно повышены.

"Установка гидрокрекинга кубовых остатков" является нефтеперерабатывающей установкой, которая подходит для осуществления процесса гидрокрекинга кубовых остатков, который представляет собой процесс конверсии кубовых остатков в СНГ, легкий дистиллят, средний дистиллят и тяжелый дистиллят. Процессы гидрокрекинга кубовых остатков хорошо известны в области техники; см., например, Alfke et al. (2007) loc.cit. Соответственно в коммерческом гидрокрекинге применяется три основных типа реакторов: реактор с неподвижным слоем (с орошаемым слоем), реактор с кипящим слоем и суспензионный (поточный) реактор. Процессы гидрокрекинга кубовых остатков в реакторах с неподвижным слоем способны осуществлять переработку загрязненных потоков, таких как остатки атмосферной перегонки и вакуумные остатки, с образованием легкого и среднего дистиллята, которые могут быть дополнительно переработаны для образования олефинов и ароматических соединений. Катализаторы, используемые в процессах гидрокрекинга кубовых остатков с неподвижным слоем, обычно содержат один или более элементов, выбранных из группы, состоящей из Co, Mo и Ni, на огнеупорном носителе, обычно оксиде алюминия. В случае сильно загрязненного сырья катализатор в процессах гидрокрекинга кубовых остатков с неподвижным слоем также может до некоторой степени восполняться (подвижный слой). Технологические условия обычно включают температуру 350-450°C и давление 2-20 МПа изб. Процессы гидрокрекинга кубовых остатков в кипящем слое также хорошо известны и в числе прочего отличаются тем, что катализатор непрерывно меняется, позволяя осуществлять переработку сильно загрязненного сырья. Катализаторы, используемые в процессах гидрокрекинга кубовых остатков в кипящем слое, обычно содержат один или большее количество элементов, выбранных из группы, состоящей из Co, Mo и Ni, на огнеупорном носителе, обычно оксиде алюминия. Малый размер частиц используемых катализаторов эффективно повышает их активность (см. аналогичные композиции в формах, подходящих для использования в неподвижном слое). Эти два фактора позволяют процессам гидрокрекинга в кипящем слое достигать значительно более высоких выходов легких продуктов и более высоких уровней присоединения водорода по сравнению с установками гидрокрекинга с неподвижным слоем. Технологические условия обычно включают температуру 350-450°C и давление 5-25 МПа изб. Суспензионные процессы гидрокрекинга кубовых остатков представляют собой комбинацию термического крекинга и каталитического гидрирования для достижения высоких выходов дистиллируемых продуктов из сильно загрязненного сырья кубовых остатков. На первой, жидкой стадии реакции термического крекинга и гидрокрекинга происходят одновременно в псевдоожиженном слое в технологических условиях, которые обычно включают температуру 400-500°C и давление 15-25 МПа изб. Кубовые остатки, водород и катализатор вводятся в донной части реактора, и формируется псевдоожиженный слой, высота которого зависит от интенсивности подачи (расхода) и требуемой конверсии. В этих процессах катализатор непрерывно сменяется для достижения устойчивых уровней конверсии в рабочем цикле. Катализатор может быть нанесенным на носитель сульфидом металла, который образуется *in situ* внутри реактора. На практике дополнительные расходы, связанные с реакторами с кипящим слоем и реакторами с суспензионной фазой, оправданы только тогда, когда требуется высокая конверсия сильно загрязненных потоков тяжелых углеводородов, таких как вакуумные газойли. В этих условиях ограниченная конверсия очень крупных моле-

кул и трудности, связанные с дезактивацией катализатора, делают процессы в неподвижном слое относительно непривлекательными в способе настоящего изобретения. Соответственно реакторы с кипящим слоем и суспензионные реакторы являются предпочтительными из-за их повышенного выхода легкого и среднего дистиллята по сравнению с гидрокрекингом в неподвижном слое. Используемый в настоящем документе термин "жидкий выходящий поток облагораживания кубовых остатков" относится к продукту, образованному с помощью облагораживания кубовых остатков, за исключением газообразных продуктов, таких как метан и СНГ, и тяжелого дистиллята, образованного с помощью облагораживания кубовых остатков. Тяжелый дистиллят, образованный с помощью облагораживания кубовых остатков, предпочтительно рециркулируют в установку облагораживания кубовых остатков до полной выработки. Однако может быть необходимо удалять сравнительно небольшой поток битумного пека. С точки зрения эффективности по углероду установка гидрокрекинга кубовых остатков является предпочтительной по сравнению с установкой коксования, поскольку последняя производит значительные количества нефтяного кокса, который не может быть превращен в высокоценные нефтехимические продукты. С точки зрения баланса водорода комбинированного процесса может быть предпочтительно выбрать установку коксования по сравнению с установкой гидрокрекинга кубовых остатков, поскольку последняя потребляет значительные количества водорода. Кроме того, с учетом капитальных затрат и/или эксплуатационных расходов может быть выгодно выбрать установку коксования по сравнению с установкой гидрокрекинга кубовых остатков.

В случае если кубовые остатки дополнительно фракционируют с помощью установки вакуумной перегонки для разделения кубовых остатков на фракцию вакуумного газойля и фракцию вакуумного остатка, предпочтительно подвергать вакуумный газойль гидрокрекингу вакуумного газойля, а вакуумные остатки - гидрокрекингу вакуумных остатков, при этом тяжелый дистиллят, образованный с помощью гидрокрекинга вакуумных остатков, впоследствии подвергается гидрокрекингу вакуумного газойля. В случае если настоящее изобретение включает в себя вакуумную перегонку, полученный таким образом вакуумный газойль предпочтительно подают в установку размыкания ароматического кольца вместе с одним или более из других углеводородных потоков, которые относительно богаты ароматическими углеводородами и которые имеют точки кипения в диапазоне точек кипения керосина и газойля. Такие углеводородные потоки, которые относительно богаты ароматическими углеводородами и которые имеют точки кипения в диапазоне точек кипения керосина и газойля, могут быть выбраны из группы, состоящей из керосина, газойля и среднего дистиллята. Вакуумные остатки гидрокрекинга предпочтительно подвергают суспензионному гидрокрекингу кубовых остатков, как указано в настоящем документе выше.

В способе настоящего изобретения может потребоваться удаление серы из некоторых фракций сырой нефти для предотвращения дезактивации катализатора в последующих процессах нефтепереработки, таких как каталитический риформинг или каталитический крекинг с псевдоожиженным катализатором. Такой процесс гидродесульфуризации осуществляется в "установке гидродесульфуризации (HDS)" или "установке гидроочистки"; см. Alfke (2007) loc. cit. Как правило, реакция гидродесульфуризации протекает в реакторе с неподвижным слоем при повышенных температурах 200-425°C, предпочтительно 300-400°C, и повышенных давлениях 1-20 МПа изб., предпочтительно 1-13 МПа изб., в присутствии катализатора, содержащего элементы, выбранные из группы, состоящей из Ni, Mo, Co, W и Pt, с промоторами или без них, нанесенные на оксид алюминия, при этом катализатор находится в сульфидной форме.

В еще одном аспекте изобретение также относится к технологической установке, подходящей для осуществления способа изобретения. Данная технологическая установка и способ, осуществляемый в указанной технологической установке, представлены на фиг. 1-5.

Соответственно настоящее изобретение также предлагает технологическую установку для конверсии сырой нефти в нефтехимические продукты, содержащую

установку (10) перегонки сырой нефти, содержащую ввод для сырой нефти (100) и по меньшей мере один вывод для одной или более фракций (310), выбранных из нефти, керосина и газойля;

установку (70) деароматизации, содержащую ввод для углеводородного сырья (303), выполненную с возможностью приема в качестве указанного сырья одной или более фракций, выбранных из нефти, керосина и газойля, полученных с помощью установки (10) перегонки сырой нефти; и образованного нефтеперерабатывающей установкой легкого дистиллята и/или образованного нефтеперерабатывающей установкой среднего дистиллята, вывод для первого потока (314), обогащенного ароматическими углеводородами и нафтеновыми углеводородами, и второго потока (313), обогащенного алканами;

установку (26) размыкания кольца, содержащую ввод для потока (314) ароматических соединений и нафтенов, образованных с помощью деароматизации, вывод для первого потока (222), содержащего сжиженный нефтяной газ (СНГ), и вывод для второго потока (315), содержащего C4+ алканы;

установку (80) обратной изомеризации, содержащую ввод для второго потока (313), обогащенного алканами, и второго потока (315), содержащего C4+ алканы, и вывод для n-алканов (216);

установку (50) разделения газа, содержащую ввод для газов (200), образованных в комбинированном способе, включающих первый поток (222), содержащий СНГ, вывод для этана (240), вывод для пропана (250) и вывод для бутана (260);

установку (31) крекинга этана, содержащую ввод для этана (240);

установку (37) крекинга пропана, содержащую ввод для пропана (250); и установку (34) крекинга бутана, содержащую ввод для бутана (260). Этот аспект настоящего изобретения представлен на фиг. 1 (фиг. 1).

Установка (10) перегонки сырой нефти предпочтительно дополнительно содержит вывод для газовой фракции (230). Алканы (214), полученные с помощью размыкания кольца, обогащенный алканами поток (313) и СНГ (220), полученный в комбинированном способе, могут быть объединены с образованием ввода для алканов (215). Кроме того, одна или более фракций (310), выбранных из нефти, керосина и газойля, полученных с помощью установки перегонки сырой нефти, может быть объединена с фракциями (320) образованного нефтеперерабатывающей установкой легкого дистиллята и/или образованного нефтеперерабатывающей установкой среднего дистиллята, полученными в комбинированной нефтехимической технологической установке, с образованием углеводородного сырья (303) на деароматизацию.

Используемый в настоящем документе термин "ввод для X" или "вывод для X", где "X" представляет собой данную углеводородную фракцию или тому подобное, относится к вводу или выводу для потока, содержащего указанную углеводородную фракцию или т.п. В случае если вывод для X непосредственно соединен с расположенной ниже по потоку нефтеперерабатывающей установкой, содержащей ввод для X, указанное непосредственное соединение может также содержать дополнительные установки, такие как теплообменники, установки разделения и/или очистки для удаления нежелательных соединений, содержащихся в указанном потоке, и т.п.

Если в контексте настоящего изобретения в нефтеперерабатывающую установку подается более одного сырьевого потока, указанные сырьевые потоки могут быть объединены с образованием одного единственного ввода в нефтеперерабатывающую установку или могут образовывать отдельные входы в нефтеперерабатывающую установку.

Технологическая установка настоящего изобретения может дополнительно содержать установку (80) обратной изомеризации, содержащую ввод для алканов (215) и вывод для н-алканов (216), при этом указанные н-алканы, образованные с помощью указанной установки (80) обратной изомеризации, подаются в установку (30) для синтеза олефинов. Этот аспект настоящего изобретения представлен на фиг. 2.

Установка (26) размыкания кольца, входящая в состав технологической установки настоящего изобретения, может дополнительно содержать вывод для СНГ (222), образованного с помощью размыкания кольца, и вывод для C₄⁺ алканов (315), которые объединяют с алканами (313), образованными с помощью деароматизации. Этот аспект настоящего изобретения представлен на фиг. 3.

В таком варианте осуществления СНГ (222), образованный с помощью размыкания кольца, и СНГ (220), полученный в комбинированном способе, могут быть объединены с образованием СНГ (200), полученного в комбинированной нефтехимической технологической установке. Этот аспект настоящего изобретения представлен на фиг. 3.

В случае если установка (26) размыкания кольца имеет вывод для СНГ (222), образованного с помощью размыкания кольца, и вывод для C₄⁺ алканов (315), технологическая установка может дополнительно содержать установку (35) газового крекинга, содержащую ввод для СНГ (200), полученного в комбинированном способе, и вывод для олефинов (501); и установку (36) жидкого крекинга, содержащую ввод для алканов (215), предпочтительно н-алканов (216), вывод для олефинов (502) и вывод для БТК (600).

Технологическая установка настоящего изобретения может дополнительно содержать установку (40) обогащения кубовых остатков, содержащую ввод для кубовых остатков (400), полученных с помощью перегонки сырой нефти, и образованного нефтеперерабатывающей установкой тяжелого дистиллята (401), вывод для СНГ (223), образованного с помощью обогащения кубовых остатков, и вывод для фракции (329) легкого дистиллята и/или среднего дистиллята, образованной с помощью обогащения кубовых остатков. Ввод для кубовых остатков (400), полученных с помощью перегонки сырой нефти, и образованного нефтеперерабатывающей установкой тяжелого дистиллята (401) могут быть объединены с образованием одного-единственного ввода в установку (40) обогащения кубовых остатков или могут образовывать два разных ввода в установку (40) обогащения кубовых остатков. Этот аспект настоящего изобретения представлен на фиг. 4. Установка (40) обогащения кубовых остатков может дополнительно содержать вывод для тяжелого дистиллята (420), образованного с помощью обогащения кубовых остатков, который может быть рециркулирован в установку (40) обогащения кубовых остатков для дополнительного обогащения указанного тяжелого дистиллята. Этот аспект настоящего изобретения представлен на фиг. 5.

Предпочтительно технологическая установка настоящего изобретения дополнительно содержит установку (50) разделения газов, содержащую ввод для газов (200), образованных в комбинированном способе, вывод для этана (240), вывод для пропана (260) и вывод для бутана (260); установку (31) крекинга этана, содержащую ввод для этана (240); установку (37) крекинга пропана, содержащую ввод для пропана (250); установку (34) крекинга бутана, содержащую ввод для бутана (260); и установку (36) жидкого крекинга, содержащую ввод для C₄⁺ алканов (216). Этот аспект настоящего

изобретения представлен на фиг. 5.

Установка (50) разделения газов может дополнительно содержать вывод для метана (701).

Предпочтительно продукты крекинга, образованные с помощью установок крекинга, направляются в разделительную установку (38), в которой различные компоненты, входящие в состав продуктов крекинга, разделяются. Соответственно разделительная установка (38) может иметь один или большее количество выводов, выбранных из группы, состоящей из вывода для метана (704), вывода для водорода (804), вывода для этилена (504), вывода для пропилена (505), вывода для бутилена (506) и вывода для БТК (600). В дополнение к этому разделительная установка (38) может иметь вывод для C4-C8 алканов (217), которые могут быть рециркулированы в установку (80) обратной изомеризации. Кроме того, разделительная установка (38) может иметь вывод для фракции (334) крекинг-дистиллята и/или сажевого масла, которые могут быть рециркулированы в подаваемое в установку деароматизации сырье (303).

Настоящее изобретение также предлагает применение технологической установки по настоящему изобретению для конверсии сырой нефти в нефтехимические продукты, содержащие олефины и БТК.

Еще один предпочтительный признак настоящего изобретения заключается в том, что все нежелательные продукты, такие как нефтехимические продукты, не являющиеся высокоценными, могут быть рециркулированы в соответствующую установку для конверсии такого нежелательного продукта или в целевой продукт (например, высокоценный нефтехимический продукт) или в продукт, который подходит в качестве сырья для другой установки.

В способе и технологической установке настоящего изобретения весь образованный метан собирается и предпочтительно подвергается процессу сепарации для получения топливного газа. Указанный топливный газ предпочтительно используется для обеспечения технологического тепла в виде горячих дымовых газов, образующихся при сжигании топливного газа, или с помощью образования водяного пара. В качестве альтернативы метан может быть подвергнут паровому риформингу для получения водорода.

Различные установки, работающие в способе, или технологическая установка настоящего изобретения являются к тому же объединенными подачей водорода, образующегося в некоторых процессах, таких как синтез олефинов, в качестве сырьевого потока в процессы, в которых водород необходим в качестве сырья, такие как гидрокрекинг. В случае если способ и технологическая установка являются чистыми потребителями водорода (т.е. во время запуска способа или установки или поскольку все расходующие водород процессы потребляют большее количество водорода, чем производится всеми образующими водород процессами), может потребоваться риформинг дополнительного метана или топливного газа, помимо топливного газа, образуемого способом или технологической установкой по настоящему изобретению.

Следующие номера позиций используются на фиг. 1-5:

- 10 - установка перегонки сырой нефти;
- 26 - установка размыкания кольца;
- 30 - установка для синтеза олефинов;
- 31 - установка крекинга этана;
- 34 - установка крекинга бутана;
- 35 - установка газового крекинга;
- 36 - установка жидкого крекинга;
- 37 - установка крекинга пропана;
- 38 - разделительная установка;
- 40 - установка облагораживания кубовых остатков, предпочтительно установка гидрокрекинга кубовых остатков;
- 50 - установка разделения газов;
- 70 - установка деароматизации;
- 80 - установка обратной изомеризации;
- 100 - сырая нефть;
- 200 - СНГ, образованный в комбинированном способе;
- 214 - алканы, образованные установкой размыкания кольца;
- 215 - алканы;
- 216 - н-алканы;
- 217 - C4-C8 алканы;
- 220 - легкие газы и образованный в нефтеперерабатывающей установке СНГ, полученные в комбинированном способе;
- 222 - СНГ, полученный с помощью размыкания кольца;
- 223 - СНГ, полученный с помощью облагораживания кубовых остатков;
- 230 - газовая фракция;
- 240 - этан;
- 250 - пропан;
- 260 - бутаны;
- 303 - углеводородное сырье на деароматизацию;

- 310 - одна или более фракций, выбранных из нефти, керосина и газойля;
- 313 - обогащенный алканами поток, полученный с помощью деароматизации;
- 314 - обогащенный ароматическими соединениями и нафтенами поток, полученный с помощью деароматизации;
- 315 - C4+ алканы, полученные размыканием кольца;
- 320 - образованный нефтеперерабатывающей установкой легкий дистиллят и/или образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят, полученные в комбинированной нефтехимической технологической установке;
- 329 - легкий дистиллят и/или средний дистиллят, образованные с помощью облагораживания кубовых остатков;
- 334 - крекинг-дистиллят и/или сажевое масло;
- 400 - кубовые остатки;
- 401 - образованный нефтеперерабатывающей установкой тяжелый дистиллят;
- 420 - тяжелый дистиллят, образованный с помощью облагораживания кубовых остатков;
- 500 - олефины;
- 501 - олефины, образованные с помощью установки газового крекинга;
- 502 - олефины, образованные с помощью установки жидкого крекинга;
- 504 - этилен;
- 505 - пропилен;
- 506 - бутилены;
- 600 - БТК;
- 701 - метан, полученный с помощью разделения газов;
- 704 - метан;
- 804 - водород.

Хотя изобретение было подробно описано с целью иллюстрации, следует понимать, что такие подробности приводятся исключительно для этой цели, и что специалистами могут быть сделаны изменения без отклонения от сущности и объема изобретения, определяемых формулой изобретения.

Следует также отметить, что изобретение относится ко всем возможным комбинациям описанных здесь признаков, в частности, предпочтительными являются те комбинации признаков, которые присутствуют в формуле изобретения.

Следует отметить, что термин "содержащий" не исключает наличия других элементов. Однако также следует понимать, что описание продукта, содержащего определенные компоненты, также описывает продукт, состоящий из этих компонентов. Аналогичным образом также следует понимать, что описание процесса, включающего определенные стадии, также описывает процесс, состоящий из этих стадий.

Настоящее изобретение будет теперь описано более подробно с помощью следующих не ограничивающих примеров.

Сравнительный пример 1.

Представленные здесь экспериментальные данные были получены с помощью моделирования схемы технологических процессов в Aspen Plus. Кинетика парового крекинга была строго учтена (с помощью программного обеспечения для расчетов состава продуктов установки парового крекинга). Использовали следующие условия печи установки парового крекинга: печи этана и пропана - температура на выходе из змеевика (COT) = 845°C и отношение водяного пара к маслу = 0,37; C4-печи и печи для жидкого сырья - COT = 820°C и отношение водяного пара к маслу = 0,37. Установку деароматизации моделировали в виде делителя на 2 потока, причем один поток содержал все ароматические и нафтеносодержащие компоненты и другой поток содержал все нормальные и изопарафиновые компоненты.

Для размыкания кольца использовали схему реакции, в которой все ароматические, нафтеносодержащие и парафиновые соединения конвертировались в СНГ.

Установку обратной изомеризации моделировали по схеме реакции, в которой все изопарафиновые компоненты конвертировались в соответствующие им нормальные парафиновые компоненты.

Моделирование установки гидрокрекинга кубовых остатков осуществляли на основе литературных данных.

В сравнительном примере 1 арабскую легкую сырую нефть перегоняли в установке атмосферной перегонки. Все фракции, кроме кубовых остатков, подвергали паровому крекингу. Фракции, направляемые в установку парового крекинга, включали СНГ, нефть, керосин и газойль. Граница отделения для кубовых остатков составляла 350°C. Общая доля сырой нефти, направляемой в установку парового крекинга, составляла до 52 мас.% сырой нефти. В установке парового крекинга указанные выше фракции сырой нефти подвергались крекингу в печах. Результаты приводятся в табл. 1, как представлено ниже.

Продукты, которые были получены из сырой нефти, делили на нефтехимические продукты (олефины и БТЭК, где БТЭК является аббревиатурой, означающей "БТК + этилбензол") и другие продукты (водород, метан и тяжелые фракции, содержащие C9 смолы, крекинг-дистиллят, сажевое масло и кубовые остатки). Общее количество составляло в сумме 100% от общей сырой нефти, поскольку кубовые остатки также принимали во внимание. Из состава продуктов сырой нефти эффективность по углероду опре-

деляли как:

(Общее массовое содержание углерода в нефтехимических продуктах)/(Общее массовое содержание углерода в сырой нефти)

В сравнительном примере выход этилена составлял 15 мас.% от общего количества сырой нефти.

Пример 1.

Пример 1 идентичен сравнительному примеру, за исключением следующего:

фракции нефти, керосина и газойля (граница отделения 350°C), полученные в результате перегонки сырой нефти, перераспределяли в установке деароматизации на 2 потока, причем один поток содержал все ароматические и нафтеновые компоненты, а другой поток содержал все изо- и нормальные алканы. Поток ароматических и нафтеновых компонентов подавали на размыкание кольца, которое осуществляли в технологических условиях для размыкания всех ароматических колец и конверсии оставшихся алканов и нафтен в СНГ (промежуточный продукт). Этот СНГ разделяли на этановую, пропановую и бутановую фракции, которые подвергали паровому крекингу. Поток алканов из установки деароматизации также подвергали паровому крекингу.

Приведенная ниже табл. 1 отражает общий состав продуктов из установки парового крекинга в мас.% от общего количества сырой нефти. Таблица также содержит фракцию остатка атмосферной перегонки.

В примере 1 выход этилена составлял 25 мас.% от общего количества сырой нефти.

Пример 2.

Пример 2 идентичен примеру 1, за исключением следующего.

Во-первых, кубовые остатки облагораживали в установке гидрокрекинга кубовых остатков с получением газов, легкого дистиллята и среднего дистиллята. Предельная конверсия в установке гидрокрекинга кубовых остатков близка к полной (битумный пек из установки гидрокрекинга кубовых остатков составлял 2 мас.% сырой нефти). Газы, полученные с помощью гидрокрекинга кубовых остатков, подвергали паровому крекингу.

Легкий дистиллят и средний дистиллят, полученные с помощью гидрокрекинга кубовых остатков, перераспределяли в установке деароматизации на 2 потока, причем один поток содержал все ароматические и нафтеновые компоненты, а другой поток содержал все изо- и нормальные алканы. Поток ароматических и нафтеновых компонентов подавали на размыкание кольца, которое осуществляли в технологических условиях для размыкания всех ароматических колец и конверсии оставшихся алканов и нафтен в СНГ (промежуточный продукт). Этот СНГ разделяли на этановую, пропановую и бутановую фракции, которые подвергали паровому крекингу. Парафиновый поток из установки деароматизации также подвергали паровому крекингу.

Кроме того, тяжелую часть выходящего потока из установки крекинга (C9 смолы, крекинг-дистиллят и сажевое масло) рециркулировали в установку деароматизации.

Приведенная ниже табл. 1 отражает общий состав продуктов из установки парового крекинга в мас.% от общего количества сырой нефти. Состав продуктов также содержит битумный пек из установки гидрокрекинга (2 мас.% от сырой нефти).

В примере 2 выход этилена составлял 46 мас.% от общего количества сырой нефти.

Пример 3.

Пример 3 идентичен примеру 2, за исключением следующего.

Парафиновый поток из установки деароматизации и C4 фракцию из установки размыкания кольца подавали на обратную изомеризацию перед паровым крекингом. В установке обратной изомеризации все изоалканы конвертировались в нормальные алканы.

Приведенная ниже табл. 1 отражает общий состав продуктов из установки парового крекинга в мас.% от общего количества сырой нефти. Состав продуктов также содержит битумный пек из установки гидрокрекинга (2 мас.% от сырой нефти).

В примере 3 выход этилена составлял 49 мас.% от общего количества сырой нефти.

Таблица 1

	Сравнительный пример	Пример 1	Пример 2	Пример 3
Нефтехимические продукты (% масс. сырой нефти)				
Этилен	15%	25%	46%	49%
Пропилен	8%	9%	18%	17%
Бутадиен	2%	2%	4%	4%
1-бутен	1%	1%	1%	2%
Изобутен	1%	1%	1%	0%
Изопрен	0%	0%	0%	0%
Циклопентадиен	1%	1%	1%	1%
Бензол	4%	2%	4%	4%
Толуол	2%	1%	1%	1%
Ксилол	1%	0%	0%	0%
Этилбензол	1%	0%	0%	0%
Другие компоненты (% масс. сырой нефти)				
водород	1%	1%	2%	2%
метан	7%	10%	18%	17%
Тяжелые компоненты	56%	48%	0%	0%
Битумный пек RHC и кокс FCC	0%	0%	2%	2%
Эффективность по углероду	38,0%	42,4%	81,6%	82,4%

Пример 4.

В данном примере более подробно описана деароматизация с образованием первого потока, обогащенного ароматическими углеводородами и нафтеновыми углеводородами, и второго потока, обогащенного алканами.

Углеводородное сырье на деароматизацию в данном примере представляет собой прямогонную нефть, имеющую следующий состав: 69,16 мас.% - парафины (нормальные и изопарафины), 23,73 мас.% - нафтенy и 7,11 мас.% - ароматические соединения. Углеводородное сырье на деароматизацию перерабатывали в установке экстракции растворителем, содержащей три основных колонны переработки углеводородов: колонну экстракции растворителем, отпарную колонну и экстракционную колонну. В данном примере использовали традиционный растворитель N-метилпирролидон (NMP) с 2 мас.% воды. NMP, который является селективным для экстракции ароматических соединений, также селективен для растворения легких нафтеновых и в меньшей степени легких парафиновых соединений, следовательно, поток, выходящий из кубовой части колонны экстракции растворителем, содержит растворитель вместе с растворенными ароматическими, нафтеновыми и легкими парафиновыми соединениями. Поток, выходящий из верхней части колонны экстракции растворителем (поток рафината), содержит относительно нерастворимые парафиновые соединения. Поток, выходящий из кубовой части колонны экстракции растворителем, далее подвергается в дистилляционной колонне испарительному отпариванию, при котором соединения разделяются на основе их относительной летучести в присутствии растворителя. В присутствии растворителя легкие парафиновые соединения имеют более высокие относительные летучести, чем нафтеновые соединения и особенно ароматические соединения с таким же числом атомов углерода, следовательно, большая часть легких парафиновых соединений сконцентрирована в головном потоке из колонны испарительного отпаривания. Этот поток может быть объединен с потоком рафината из колонны экстракции растворителем или собран в виде отдельного потока легких углеводородов. Из-за своей относительно низкой летучести большинство нафтеновых и особенно ароматических соединений сохраняются в объединенном потоке растворителя и растворенных углеводородов, выходящем из кубовой части этой колонны. В последней колонне переработки углеводородов установки экстракции растворитель отделяется от растворенных углеводородных соединений с помощью перегонки. На этой стадии растворитель, который имеет относительно высокую точку кипения, извлекается в виде кубового потока из колонны, тогда как растворенные углеводороды, содержащие главным образом ароматические и нафтеновые соединения, извлекаются в виде парового потока, выходящего из верхней части колонны. Этот по-

следний поток называют экстрактом.

В данном примере использовали следующие условия для экстракционной колонны:

растворитель - NMP с 2 мас.% воды;

отношение (массовое) растворитель:сырье в экстракционной колонне - 5:1;

давление в верхней части колонны - 5,5 бар изб. (0,55 МПа изб.);

давление в нижней части колонны - 6,5 бар изб. (0,65 МПа изб.);

температура подачи - 50°C;

температура растворителя - 60°C;

температура в верхней части колонны - 60°C;

температура в нижней части колонны - 50°C.

Головной поток экстракционной колонны мог иметь следующий состав:

Компоненты	% масс.	Доля компонента
Парафины (нормальные и изо-)	81%	68%
Нафты	19%	48%
Ароматические соединения	>1%	>1%

Кубовый поток экстракционной колонны мог иметь следующий состав (без растворителя):

Компоненты	% масс.	Доля компонента
Парафины (нормальные и изо-)	53%	32%
Нафты	30%	52%
Ароматические соединения	17%	100%

Примечание: кубовый поток экстракционной колонны является сырьем для отпарной колонны.

В данном примере использовали следующие условия для отпарной колонны:

давление в верхней части колонны - 1,52 бар изб. (0,152 МПа изб.);

давление в нижней части колонны - 1,77 бар изб. (0,177 МПа изб.);

температура в верхней части колонны - 94,11°C;

температура в нижней части колонны - 175°C.

Головной поток отпарной колонны мог иметь следующий состав:

Компоненты	% масс.	Доля компонента
Парафины (нормальные и изо-)	91%	21%
Нафты	8%	6%
Ароматические соединения	>1%	<1%

Кубовый поток отпарной колонны мог иметь следующий состав (без растворителя):

Компоненты	% масс. в экстракте	Доля компонента в экстракте
Парафины (нормальные и изо-)	29%	11%
Нафты	43%	47%
Ароматические соединения	28%	>99%

Экстракт.

Головной поток экстракционной колонны/поток экстракта может иметь следующий состав (без растворителя):

Компоненты	% масс. в экстракте	Доля компонента в экстракте
Парафины (нормальные и изо-)	29%	11%
Нафты	43%	47%
Ароматические соединения	28%	>99%

Примечание: состав головного потока экстракционной колонны является таким же, как состав кубового потока отпарной колонны без растворителя.

Объединенный поток рафината (объединение головного потока экстракционной колонны и головного потока отпарной колонны) может иметь следующий состав (без растворителя):

Компоненты	% масс. в экстракте	Доля компонента в экстракте
Парафины (нормальные и изо-)	83%	89%
Нафтенy	17%	53%
Ароматические соединения	<1%	<1%

В итоге при использовании NMP + 2 мас.% воды в качестве растворителя в установке экстракции растворителем, содержащей три основные колонны переработки углеводородов (колонну экстракции растворителем, отпарную колонну и экстракционную колонну), можно разделить углеводородный поток (в данном случае прямогонную нефть) на поток рафината, который, по сравнению с подаваемым сырьем, богат парафинами, сравнительно беден нафтенами и по существу не содержит ароматических соединений, и отдельный поток экстракта, который беден парафинами (по сравнению с подаваемым сырьем) и сравнительно богат нафтенами и ароматическими соединениями.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Комбинированный способ конверсии сырой нефти в нефтехимические продукты, включающий перегонку сырой нефти, деароматизацию, размыкание кольца, получение легкого дистиллята и/или среднего дистиллята с использованием нефтеперерабатывающей установки и синтез олефинов, при этом способ включает в себя стадии, на которых:

(а) подвергают углеводородное сырье деароматизации с образованием первого потока, обогащенного ароматическими углеводородами и нафтеновыми углеводородами, и второго потока, обогащенного алканами;

(б) подвергают поток, обогащенный ароматическими углеводородами и нафтеновыми углеводородами, размыканию кольца для получения алканов, причем указанное размыкание кольца приводит к получению первого потока, содержащего сжиженный нефтяной газ (СНГ), и второго потока, содержащего C4+ алканы;

(с) подвергают указанный второй поток, обогащенный алканами, полученный на стадии (а), и указанный второй поток, содержащий C4+ алканы, полученный на стадии (б), обратной изомеризации и подвергают указанный первый поток, содержащий СНГ, полученный на стадии (б), разделению газа; и

(д) подвергают индивидуальные газы, полученные указанным разделением газа, синтезу олефинов, при этом указанный синтез олефинов выбирают из группы, состоящей из некаталитического пиролиза этана, пропана и бутана, каталитического дегидрирования пропана и каталитического дегидрирования бутана,

причем указанное углеводородное сырье, используемое на стадии (а), содержит одну или более фракций, выбранных из нефти, керосина и газойля, полученных на стадии перегонки сырой нефти; и

образованный нефтеперерабатывающей установкой легкий дистиллят и/или образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят.

2. Способ по п.1, дополнительно включающий в себя стадию, на которой образованные нефтеперерабатывающей установкой алканы, полученные в указанном способе, подвергают обратной изомеризации для получения n-алканов, которые подвергают синтезу олефинов.

3. Способ по п.1 или 2, в котором по меньшей мере 50 мас.% объединенных нефти, керосина и газойля, полученных на стадии перегонки сырой нефти, подвергают деароматизации.

4. Способ по любому из пп.1-3, в котором СНГ, образованный в комбинированном способе, подвергают газовому крекингу, а C4+ алканы подвергают жидкому крекингу.

5. Способ по любому из пп.1-4, который дополнительно включает в себя стадии, на которых:

(а) подвергают сырую нефть перегонке с образованием одной или более фракций, выбранных из газовой фракции, нефти, керосина, газойля и кубовых остатков; и

(б) подвергают кубовые остатки облагораживанию кубовых остатков с образованием СНГ и легкого и среднего дистиллята.

6. Способ по п.5, в котором облагораживание кубовых остатков представляет собой гидрокрекинг кубовых остатков.

7. Технологическая установка для конверсии сырой нефти в нефтехимические продукты для осуществления способа по п.1, содержащая установку (10) перегонки сырой нефти, содержащую ввод для сырой нефти (100) и по меньшей мере

ре один вывод для одной или более фракций (310), выбранных из нефти, керосина и газойля;

установку (70) деароматизации, содержащую ввод для углеводородного сырья (303), выполненную с возможностью приема в качестве указанного сырья одной или более фракций, выбранных из нефти, керосина и газойля, полученных с помощью установки (10) перегонки сырой нефти; и образованного нефтеперерабатывающей установкой легкого дистиллята и/или образованного нефтеперерабатывающей установкой среднего дистиллята, вывод для первого потока (314), обогащенного ароматическими углеводородами и нафтеновыми углеводородами, и второго потока (313), обогащенного алканами;

установку (26) размыкания кольца, содержащую ввод для потока (314) ароматических соединений и нафтен, образованных с помощью деароматизации, вывод для первого потока (222), содержащего сжиженный нефтяной газ (СНГ), и вывод для второго потока (315), содержащего С4+ алканы;

установку (80) обратной изомеризации, содержащую ввод для второго потока (313), обогащенного алканами, и второго потока (315), содержащего С4+ алканы, и вывод для н-алканов (216);

установку (50) разделения газа, содержащую ввод для газов (200), образованных в комбинированном способе, включающих первый поток (222), содержащий СНГ, вывод для этана (240), вывод для пропана (250) и вывод для бутана (260);

установку (31) крекинга этана, содержащую ввод для этана (240);

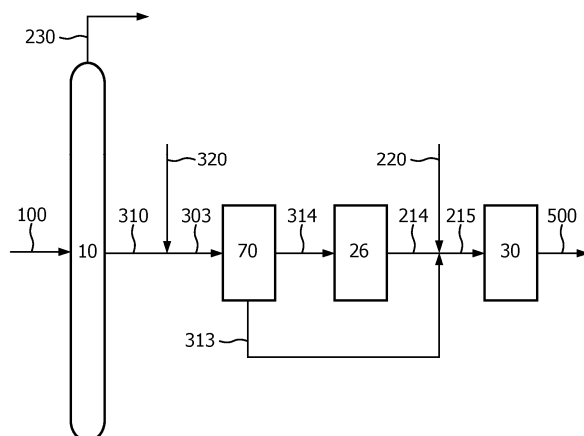
установку (37) крекинга пропана, содержащую ввод для пропана (250); и

установку (34) крекинга бутана, содержащую ввод для бутана (260).

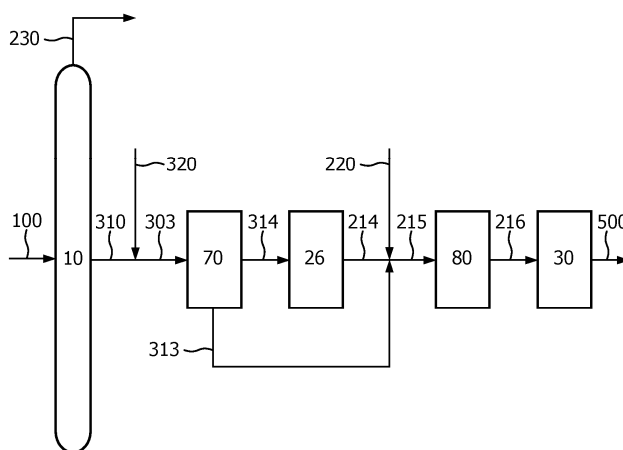
8. Технологическая установка по п.7, дополнительно содержащая

установку (36) жидкого крекинга, содержащую ввод для н-алканов (216), вывод для олефинов (502) и вывод для смеси бензола, толуола и ксилолов (БТК) (600).

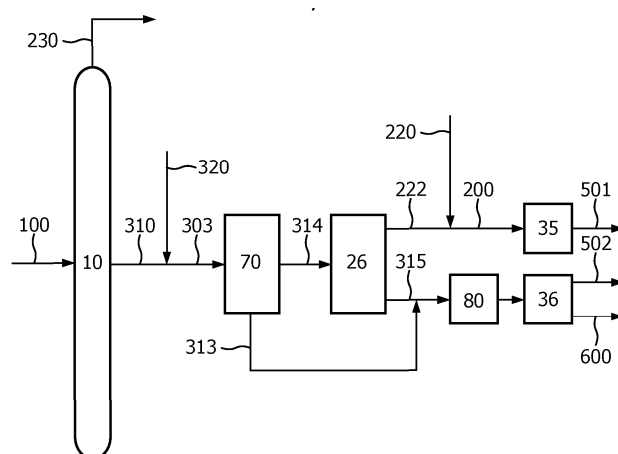
9. Технологическая установка по п.7 или 8, дополнительно содержащая установку (40) обогащения кубовых остатков, содержащую ввод для кубовых остатков (400), полученных на стадии перегонки сырой нефти, и образованного нефтеперерабатывающей установкой тяжелого дистиллята, и вывод для СНГ (223), образованного с помощью обогащения кубовых остатков, и вывод для фракции (329) легкого дистиллята и/или среднего дистиллята, образованной с помощью обогащения кубовых остатков.



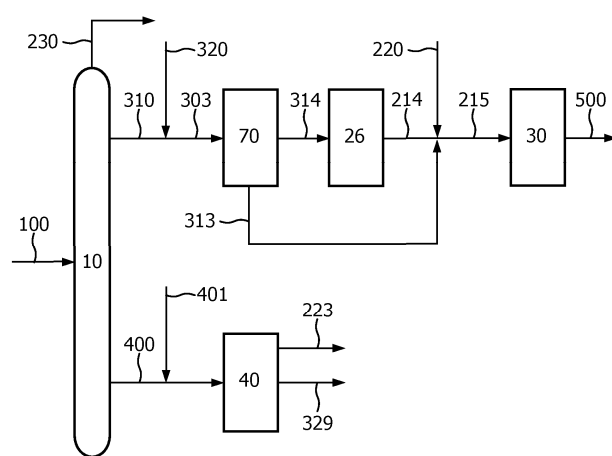
Фиг. 1



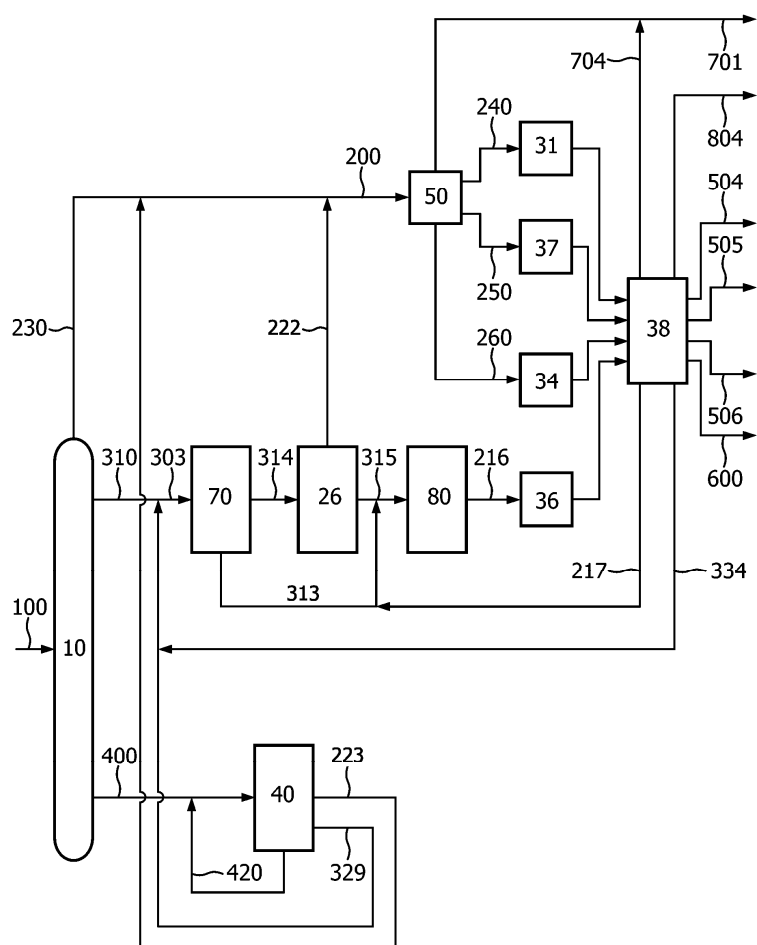
Фиг. 2



Фиг. 3



Фиг. 4



Фиг. 5

