

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **040018**

(13) **B1**

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

(45) Дата публикации и выдачи патента
2022.04.11

(21) Номер заявки
201991221

(22) Дата подачи заявки
2014.06.30

(51) Int. Cl. **C10G 69/06** (2006.01)
C10G 45/00 (2006.01)
C10G 69/04 (2006.01)

(54) **СПОСОБ ПЕРЕРАБОТКИ СЫРОЙ НЕФТИ**

(31) **13174751.1**

(32) **2013.07.02**

(33) **EP**

(43) **2019.09.30**

(62) **201690122; 2014.06.30**

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

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

(74) Представитель:
Фелицына С.Б. (RU)

(56) **US-A-3944481
US-A1-2012000819
US-A-4181601
US-A1-2007062848
US-A1-2012241358**

(57) Настоящее изобретение относится к способу переработки сырой нефти, включающему стадии, на которых: (a) подвергают сырую нефть перегонке сырой нефти с образованием газовой фракции, кубового остатка и по меньшей мере одного из керосина или газойля; (b) разделяют кубовый остаток на вакуумный газойль и вакуумный остаток; (c) подвергают вакуумный газойль гидрокрекингу вакуумного газойля с образованием по меньшей мере сжиженного нефтяного газа (СНГ); (d) подвергают вакуумный остаток гидрокрекингу вакуумного остатка с образованием тяжелого дистиллята, сжиженного нефтяного газа (СНГ) и среднего дистиллята; (e) подвергают тяжелый дистиллят и/или средний дистиллят, полученный на стадии (d), гидрокрекингу с образованием сжиженного нефтяного газа (СНГ); и (f) подвергают СНГ, полученный на одной и более из стадий (b)-(e) синтезу олефинов. Кроме того, настоящее изобретение относится к способу переработки сырой нефти, включающему стадии, на которых: (a) подвергают сырую нефть перегонке сырой нефти с образованием газовой фракции, кубового остатка и по меньшей мере одного из керосина или газойля; (b) разделяют кубовый остаток на вакуумный газойль и вакуумный остаток; (c) подвергают вакуумный газойль гидрокрекингу вакуумного газойля с образованием сжиженного нефтяного газа (СНГ); (d) подвергают вакуумный остаток гидрокрекингу вакуумного остатка с образованием дополнительного вакуумного газойля, сжиженного нефтяного газа (СНГ) и среднего дистиллята; и (e) подвергают дополнительный вакуумный газойль гидрокрекингу вакуумного газойля.

040018
B1

040018
B1

Настоящее изобретение относится к способу переработки сырой нефти.

Ранее было описано, что нефтепереработка сырой нефти может быть интегрирована 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, составляющей примерно 50%, и конверсии сырой нефти в топлива, составляющей примерно 50%.

Основной недостаток традиционных средств и способов 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 способы для комбинирования операций нефтепереработки с расположенными ниже по потоку химическими установками имеют сравнительно низкий выход пропилена в расчете на мас.% сырой нефти.

Задачей настоящего изобретения является предложить средства и способы 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 способы для комбинирования операций нефтепереработки с расположенными ниже по потоку химическими установками синтеза олефинов.

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 способу переработки сырой нефти. Этот способ также представлен на фиг. 1-3, которые дополнительно описаны ниже.

Соответственно, настоящее изобретение предлагает способ переработки сырой нефти, включающий стадии, на которых:

- (a) подвергают сырую нефть перегонке сырой нефти с образованием газовой фракции, кубового остатка и по меньшей мере одного из керосина или газойля;
- (b) разделяют кубовый остаток на вакуумный газойль и вакуумный остаток;
- (c) подвергают вакуумный газойль гидрокрекингу вакуумного газойля с образованием по меньшей мере сжиженного нефтяного газа (СНГ);
- (d) подвергают вакуумный остаток гидрокрекингу вакуумного остатка с образованием тяжелого дистиллята, сжиженного нефтяного газа (СНГ) и среднего дистиллята;
- (e) подвергают тяжелый дистиллят и/или средний дистиллят, полученный на стадии (d), гидрокрекингу с образованием сжиженного нефтяного газа (СНГ); и
- (f) подвергают СНГ, полученный на одной и более из стадий (b)-(e) синтезу олефинов.

В предпочтительном варианте осуществления способа в соответствии с настоящим изобретением синтез олефинов включает паровой крекинг и/или каталитическое дегидрирование.

В предпочтительном варианте осуществления способа в соответствии с настоящим изобретением паровой крекинг включает стадии, на которых:

- отделяют С2-С4 парафины от указанного газообразного потока, дополнительно разделяют С2-С4 парафины на индивидуальные потоки, при этом каждый из потоков преимущественно содержит С2 парафины, С3 парафины и С4 парафины, соответственно; и
- подают каждый индивидуальный поток в предназначенную для него секцию печи указанной установки парового крекинга.

В предпочтительном варианте осуществления способа в соответствии с настоящим изобретением условия реакции на стадии (e) включают температуру от 200 до 600°C, давление от 1 до 12 МПа и долю водорода, составляющую от 5 до 30 мас.% относительно массы углеводородов в реакции.

В предпочтительном варианте осуществления способа в соответствии с настоящим изобретением дополнительно включает стадии, на которых:

- разделяют газовую фракцию на поток, содержащий СНГ, и поток отходящего газа, содержащий метан и/или водород;
- подают поток отходящего газа в установку парового крекинга для обеспечения топлива для нагревания печи установки парового крекинга.

В предпочтительном варианте осуществления способа в соответствии с настоящим изобретением стадии (c) и (e) осуществляют в одной и той же установке гидрокрекинга.

Настоящее изобретение также предлагает способ переработки сырой нефти, включающий стадии, на которых:

- (a) подвергают сырую нефть перегонке сырой нефти с образованием газовой фракции, кубового ос-

татка и по меньшей мере одного из керосина или газойля;

(b) разделяют кубовый остаток на вакуумный газойль и вакуумный остаток;

(c) подвергают вакуумный газойль гидрокрекингу вакуумного газойля с образованием сжиженного нефтяного газа (СНГ);

(d) подвергают вакуумный остаток гидрокрекингу вакуумного остатка с образованием дополнительного вакуумного газойля, сжиженного нефтяного газа (СНГ) и среднего дистиллята; и

(e) подвергают дополнительный вакуумный газойль гидрокрекингу вакуумного газойля.

В предпочтительном варианте осуществления в способе в соответствии с настоящим изобретением дополнительно осуществляют контактирование среднего дистиллята с водородом в присутствии катализатора в условиях реакции, достаточных для образования СНГ.

В предпочтительном варианте осуществления способа в соответствии с настоящим изобретением условия реакции включают температуру от 200 до 600°C, давление от 1 до 12 МПа и долю водорода, составляющую от 5 до 30 мас.% относительно массы углеводородов.

В предпочтительном варианте осуществления способа в соответствии с настоящим изобретением катализатор на стадии контактирования содержит смесь Ni, W и Mo и один или более из Pd, Rh, Ru, Ir, Os, Cu, Co, Ni, Pt, Fe, Zn, Ga, In, Mo, W и V в форме металла или сульфида металла.

В предпочтительном варианте осуществления в способе в соответствии с настоящим изобретением дополнительно подвергают СНГ, полученный гидрокрекингом вакуумного газойля, гидрокрекингом вакуумного остатка и/или указанной стадией контактирования, синтезу олефинов.

В предпочтительном варианте осуществления способа в соответствии с настоящим изобретением синтез олефинов включает паровой крекинг и/или каталитическое дегидрирование.

Традиционно, нефтехимические продукты, такие как пропилен, получают, подвергая сырую нефть процессу перегонки и подвергая полученные таким образом определенные фракции сырой нефти процессу переработки. В контексте настоящего изобретения, было обнаружено, что выход пропилена способа конверсии сырой нефти в нефтехимические продукты может быть повышен с помощью подвергания одной или более из фракций нефти, керосина и газойля размыканию ароматического кольца, и последующей конверсии СНГ, образованного при размыкании ароматического кольца, в олефины, по сравнению с подверганием тех же самых фракций сырой нефти непосредственно паровому крекингу. Используемый в настоящем документе термин "выход пропилена" относится к мас.% пропилену, полученному из общей массы сырой нефти. Кроме того, благодаря первоначальной конверсии углеводородного сырья в СНГ перед подверганием синтезу олефинов, секция фракционирования, расположенная ниже по потоку от установки синтеза олефинов, может быть гораздо менее сложной, поскольку образуется значительно меньшее количество побочных продуктов, таких как сажевое масло или крекинг-дистиллят, что приводит к значительному снижению капитальных затрат.

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

Известный уровень техники описывает способы производства нефтехимических продуктов из определенного углеводородного сырья, такого как определенные фракции сырой нефти и/или дистилляты, полученные из нефтеперерабатывающей установки.

В US 3839484 описан способ получения ненасыщенных углеводородов с помощью пиролиза нефти в пиролизной печи, включающий в себя гидрокрекинг указанной нефти с образованием смеси парафинов и изопарафинов, причем указанная смесь состоит по существу из углеводородов, содержащих от 1 до примерно 7 атомов углерода на молекулу, и пиролиз полученной смеси парафинов и изопарафинов в указанной пиролизной печи. В способе US 3839484 также описано, что дизельное топливо и дистиллятное топливо, кипящие в диапазоне 400-650°F (примерно 204-343°C) не подвергаются дальнейшей переработке.

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, Brent (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, яв-

ляется 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, бутadiен, 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 дистиллятом, образованным нефтеперерабатывающей установкой средним дистиллятом, образованным нефтеперерабатывающей установкой тяжелым дистиллятом. Соответственно, образованный нефтеперерабатывающей установкой дистиллят 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 продуктов, 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 раз-

личными 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.

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 "нафтенновые углеводороды", или "нафтены", или "циклоалканы", используемые в настоящем документе, имеют свое устоявшееся значение и соответственно относятся к типам алканов, имеющим одно или более кольца атомов углерода в химической структуре молекул.

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.

Одним из нефтехимических продуктов, образуемых в способе настоящего изобретения, является смесь бензола, толуола и ксилолов (БТК или ВТХ). Термин "СНГ", используемый в настоящем документе, является общепринятым сокращением термина "сжиженный нефтяной газ". СНГ обычно состоит из смеси C₂-C₄ углеводородов, т.е. смеси из C₂, C₃ и C₄ углеводородов. 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.

Термин "БТК", используемый в настоящем документе, относится к смеси из бензола, толуола и ксилолов.

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

Способ настоящего изобретения включает в себя перегонку сырой нефти, которая включает 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.

Термин "установка размыкания ароматического кольца" относится к нефтеперерабатывающей установке, в которой осуществляется процесс размыкания ароматического кольца. Размыкание ароматического кольца представляет собой специфический процесс гидрокрекинга, особенно подходящий для конверсии сырья, которое относительно богато ароматическими 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 (бензина, полученного из ароматических (ARO) соединений). Такой процесс размыкания ароматического кольца (ARO-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 установкой 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 ARO-процесс образует легкий дистиллят ("ARO-бензин"), который относительно богат углеводородными соединениями, имеющими одно ароматическое и/или нафтеновое кольцо. В контексте настоящего изобретения предпочтительно использовать процесс размыкания ароматического кольца, оптимизированный для размыкания всех ароматических колец и, таким образом, для образования СНГ 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, ARO-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 промежуточные продукты, которые могут быть далее облагорожены в нефтехимические продукты. Еще один процесс размыкания ароматического кольца (ARO-процесс) описан в US 7513988. Соответственно, ARO-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 ARO-процесс образует легкий дистиллят ("ARO-бензин"), который относительно богат углеводородными соединениями, имеющими одно ароматическое кольцо. В контексте настоящего изобретения предпочтительно использовать процесс размыкания ароматического кольца, оптимизированный для размыкания всех ароматических колец и, таким образом, для образования СНГ 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, ARO-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 промежуточные продукты, которые могут быть далее облагорожены в нефтехимические продукты. Другие примеры процессов размыкания ароматического кольца для получения СНГ описаны в US 7067448 и US 2005/0101814.

С помощью направления процесса размыкания ароматического кольца в сторону полного насыщения и последующего разрыва всех колец или же в сторону сохранения одного ароматического кольца ненасыщенным и последующего разрыва всех колец, кроме одного, соотношение образованных олефинов и образованных ароматических соединений в способе настоящего изобретения может быть отрегулировано таким образом, что можно получить нейтральный водородный баланс, зависящий от водородного баланса сырья. В случае богатого водородом сырья, такого как сланцевая нефть, (почти) не требуется производство ароматических соединений для получения сбалансированного по водороду способа в целом.

Углеводородное сырье для размыкания ароматического кольца, используемое в способе настоящего изобретения, предпочтительно содержит керосин и газойль, полученные перегонкой сырой нефти в указанном способе, и образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят, полученный в указанном способе. Более предпочтительно, углеводородное сырье для размыкания ароматического кольца, используемое в способе настоящего изобретения, 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 включает в себя стадии, на которых:

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

(b) подвергают кубовые остатки облагораживанию кубовых остатков с образованием СНГ и жидкого выходящего потока облагораживания кубовых остатков;

(с) подвергают жидкий выходящий поток облагораживания кубовых остатков и одну или более фракцию, выбранную из группы, состоящей из керосина и газойля, размыканию ароматического кольца для получения СНГ; и

(d) подвергают СНГ, образованный в комбинированном способе, синтезу олефинов.

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 ароматического кольца выход пропилена в способе настоящего изобретения может быть дополнительно увеличен. Кроме того, сырая нефть может быть облагорожена в нефтехимические продукты, в частности, пропилен, 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 псевдооживленном 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 ос-

татки 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.

Предпочтительно, облагораживание кубовых остатков, используемое в способе настоящего изобретения, представляет собой гидрокрекинг кубовых остатков.

С помощью выбора гидрокрекинга кубовых остатков относительно других средств облагораживания кубовых остатков выход пропилена 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 псевдооживленном 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 псевдооживленный слой, высота которого зависит от интенсивности подачи (расхода) и требуемой конверсии. В этих процессах катализатор непрерывно меняется 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 молекул 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 рециркулирует 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 послед-

няя 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.

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.% объединенного керосина и газойля, образованных с помощью перегонки сырой нефти в способе, подвергается 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 синтеза олефинов. 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.

Очень часто процесс синтеза олефинов включает в себя "пиролиз" или "паровой крекинг". 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, и реакция может осуществляться только очень кратковременно, обычно со 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 бутадиен. 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 (CO₂ и H₂S) могут быть удалены между ступенями сжатия. На следующей стадии газы, полученные с помощью пироли-

за, 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 С4 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, синтез олефинов, используемый в настоящем изобретении, включает в себя пиролиз этана и дегидрирование пропана. С помощью конверсии одной или более фракций, выбранной из нефти, керосина и газойля, полученных перегонкой сырой нефти в способе, и образованного нефтеперерабатывающей установкой легкого дистиллята и/или образованного нефтеперерабатывающей установкой среднего дистиллята, полученных в способе, в СНГ, пропан, входящий в состав СНГ, может быть подвергнут дегидрированию пропана с образованием пропилена и водорода, что приводит к повышенному выходу пропилена по сравнению с пиролизом, поскольку в процессе дегидрирования пропана по существу не образуется нежелательных побочных продуктов.

С помощью выбора синтеза олефинов, включающего дегидрирование пропана, общий баланс водорода комбинированного способа может быть улучшен. Еще одно преимущество интеграции процесса дегидрирования в комбинированный способ заключается в том, что образуется поток высокочистого водорода, который может быть использован в качестве сырья для размыкания ароматического кольца или для других расположенных выше по потоку технологических установок без дорогостоящей очистки.

Термин "установка дегидрирования пропана", используемый в настоящем документе, относится к установке для осуществления нефтехимического процесса, в которой сырьевой поток пропана конвертируется в продукт, содержащий пропилен и водород. Соответственно, термин "установка дегидрирования бутана" относится к технологической установке для конверсии бутанового сырья в С4 олефины. Вместе процессы дегидрирования низших алканов, таких как пропан и бутаны, описаны как процесс дегидрирования низшего алкана. Процессы дегидрирования низших алканов хорошо известны в данной области техники и включают в себя процессы окислительного дегидрирования и процессы неокислительного дегидрирования. В процессе окислительного дегидрирования технологическое тепло обеспечивается частичным окислением низшего алкана (алканов) в подаваемом сырье. В процессе неокислительного дегидрирования, который является предпочтительным в контексте настоящего изобретения, технологическое тепло для эндотермической реакции дегидрирования обеспечивается за счет внешних источников тепла, таких как горячие дымовые газы, полученные при сжигании топливного газа, или водяной пар. В процессе неокислительного дегидрирования технологические условия обычно включают температуру 540-700°C и абсолютное давление 25-500 кПа. Например, процесс Oleflex (UOP) позволяет осуществлять дегидрирование пропана с образованием пропилена и дегидрирование (изо)бутана с образованием (изо)бутилена (или их смесей) в присутствии катализатора, содержащего платину, нанесенную на оксид алюминия, в реакторе с подвижным слоем; см., например, US 4827072. Процесс STAR (Uhde) позволяет осуществлять дегидрирование пропана с образованием пропилена или дегидрирование бутана с образованием бутилена в присутствии промотированного платинового катализатора, нанесенного на подложку из цинк-алюминатной шпинели; см., например, US 4926005. Процесс STAR был недавно усовершенствован с помощью применения принципа оксидегидрирования. Во вторичной адиабатической зоне в реакторе часть водорода из промежуточного продукта селективно конвертируют при добавлении кислорода с образованием воды. Это сдвигает термодинамическое равновесие в сторону большей конверсии и обеспечивает более высокий выход. Кроме того, внешнее тепло, необходимое для эндотермической реакции дегидрирования, частично обеспечивается экзотермической конверсией водорода. В процессе Catofin (Lummus) используется несколько реакторов с неподвижным слоем, работающих на циклической основе. Катализатором является активированный оксид алюминия, пропитанный 18-20 мас.%, хрома; см., например, EP 0192059 A1 и GB 2162082 A. Процесс Catofin имеет преимущество в том, что он способен обрабатывать примеси, которые отравляли бы платиновый катализатор. Продукты, получаемые в процессе дегидрирования бутана, зависят от природы бутанового сырья и используемого процесса дегидрирования бутана. Кроме того, процесс Catofin позволяет осуществлять дегидрирование бутана с образованием бутилена; см., например, US 7622623.

Предпочтительно, газовая фракция, образованная установкой перегонки сырой нефти, и образованные нефтеперерабатывающей установкой газы подвергаются разделению газов для разделения разных компонентов, например для отделения метана от СНГ.

Используемый в настоящем документе термин "установка для разделения газов" относится к нефтеперерабатывающей установке, которая разделяет различные соединения, содержащиеся в газах, образованных установкой перегонки сырой нефти, и/или в газах, полученных из нефтеперерабатывающей установки. Соединения, которые могут быть разделены на отдельные потоки в установке разделения газов, включают этан, пропан, бутаны, водород и топливный газ, главным образом содержащий метан.

Может использоваться любой общепринятый способ, подходящий для разделения указанных газов в контексте настоящего изобретения. Соответственно, газы могут подвергаться нескольким ступеням сжатия, при этом кислые газы, такие как CO_2 и H_2S , могут быть удалены между ступенями сжатия. На следующей стадии полученные газы 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 перегонкой.

Предпочтительно, синтез олефинов, используемый в настоящем изобретении, включает в себя пиролиз бутанов. С помощью выбора пиролиза бутанов относительно, например, дегидрирования бутанов выход пропилена способа настоящего изобретения может быть дополнительно повышен.

Предпочтительно, способ настоящего изобретения дополнительно включает в себя подвергание части жидкого выходящего потока облагораживания кубовых остатков и, необязательно, легкого дистиллята, образованного с помощью размыкания ароматического кольца, каталитическому крекингу с псевдооживленным катализатором для образования легкого дистиллята, среднего дистиллята и олефинов и подвергание указанного среднего дистиллята, образованного с помощью каталитического крекинга с псевдооживленным катализатором, размыканию ароматического кольца.

С помощью подвергания жидкого выходящего потока облагораживания кубовых остатков каталитическому крекингу с псевдооживленным катализатором потребление водорода способа настоящего изобретения может быть снижено по сравнению со способом, в котором тяжелый дистиллят, образованный с помощью облагораживания кубовых остатков, рециркулируют на указанное облагораживание кубовых остатков до полной выработки. Кроме того, с помощью выбора способа, включающего в себя каталитический крекинг с псевдооживленным катализатором, легкий дистиллят, образованный с помощью размыкания ароматического кольца, может быть более эффективно облагорожен в нефтехимические продукты.

Используемый в настоящем документе термин "установка каталитического крекинга с псевдооживленным катализатором" или "установка FCC" относится к нефтеперерабатывающей установке для превращения высококипящих высокомолекулярных углеводородных фракций неочищенной нефти в низкокипящие углеводородные фракции и олефиновые газы. В установке FCC крекинг происходит обычно с помощью очень активного катализатора на основе цеолита в вертикальной или вертикально-наклонной трубе с малым временем контакта, называемой "стояком". Предварительно нагретое подаваемое сырье распыляется в основание стояка через сопла подачи, где оно контактирует с очень горячим псевдооживленным катализатором. Предпочтительные условия процесса, используемые для каталитического крекинга с псевдооживленным катализатором, обычно включают температуру 425-700°C и давление 10-800 кПа изб. Горячий катализатор испаряет подаваемое сырье и катализирует реакцию крекинга, которая приводит к расщеплению высокомолекулярных углеводородов на более легкие компоненты, включающие СНГ, легкий дистиллят и средний дистиллят. Смесь катализатор/углеводороды проходит вверх по стояку в течение нескольких секунд, и после этого смесь разделяется с помощью циклонов. Не содержащие катализатора углеводороды направляются в основную ректификационную колонну (компонент установки FCC для разделения на топливный газ, СНГ, легкий дистиллят, средний дистиллят и тяжелый дистиллят). "Отработанный" катализатор отделяется от паров крекированных углеводородов и направляется в десорбер, где он контактирует с водяным паром для удаления углеводородов, остающихся в порах катализатора. "Отработанный" катализатор после этого поступает в регенератор с псевдооживленным слоем, в котором воздух (или в некоторых случаях воздух плюс кислород) используется для выжигания кокса, чтобы восстановить активность катализатора, а также обеспечить необходимое тепло для следующего цикла реакции, поскольку крекинг является эндотермической реакцией. "Регенерированный" катализатор затем поступает к основанию стояка, повторяя цикл. Способ настоящего изобретения может включать в себя несколько установок FCC, работающих в разных технологических условиях, в зависимости от углеводородного сырья и состава целевого продукта. Используемый в настоящем документе термин "FCC с низкой жесткостью" или "FCC нефтепереработки" относится к процессу FCC, который оптимизирован для получения продукции легкого дистиллята, который относительно богат ароматическими соединениями ("FCC-бензин"). Поскольку большинство традиционных нефтеперерабатывающих установок оптимизировано для производства бензина, обычные рабочие условия FCC-процесса могут рассматриваться как представляющие FCC с низкой жесткостью. Предпочтительные технологические условия, используемые для FCC нефтепереработки, обычно включают температуру 425-570°C и давление 10-800 кПа изб. Используемый в настоящем документе термин "FCC с высокой жесткостью" или "нефтехимический FCC" относится к FCC-процессу, который оптимизирован для производства олефинов. FCC-процессы с высокой жесткостью известны из уровня техники и, в числе прочего, описаны в EP 0909804 A2, EP 0909582 A1 и US 5846402. Предпочтительные технологические условия, используемые для FCC с высокой жесткостью, обычно включают температуру 540-700°C и давление 10-800 кПа изб. В настоящем изобретении предпочтительным является FCC с высокой жесткостью.

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 псевдооживленным катализатором. Такой процесс гидродесульфуризации осуществляется в "установке гидродесульфуризации (FIDS)" 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.

Кроме того, выход пропилена может быть дополнительно повышен с помощью конверсии бутенов и этилена, полученных в способе настоящего изобретения, в пропилен с использованием процесса метатезиса. Процесс метатезиса хорошо известен в области техники и, в числе прочего, описан в US 4575575.

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. 1-3.

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 фракций (310) керосина и/или газойля;

установку (26) размыкания ароматического кольца, содержащую ввод для углеводородного сырья (302), подаваемого на размыкание ароматического кольца, и вывод для СНГ (222); и

установку (30) синтеза олефинов, содержащую ввод для СНГ (200), образованного комбинированной нефтехимической технологической установкой, и вывод для олефинов (500), в которой указанное углеводородное сырье, подаваемое на размыкание ароматического кольца, содержит:

керосин и/или газойль, образованные с помощью установки (10) перегонки сырой нефти; и

образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят, полученный в указанной комбинированной нефтехимической технологической установке.

Этот аспект настоящего изобретения представлен на фиг. 1.

Установка (10) перегонки сырой нефти предпочтительно дополнительно содержит вывод для газовой фракции (230). СНГ (222), образованный с помощью размыкания ароматического кольца, и СНГ (220), входящий в состав газовой фракции, и СНГ из нефтеперерабатывающей установки, образованный в комбинированном способе, могут быть объединены с образованием ввода для СНГ (200), образованного комбинированной нефтехимической технологической установкой. Установка (10) перегонки сырой нефти предпочтительно дополнительно содержит вывод для фракции нефти. Нафта, образованная с помощью установки перегонки сырой нефти, может быть объединена с керосином и/или газойлем, образованными с помощью установки перегонки сырой нефти, и впоследствии подвергнута размыканию ароматического кольца. Кроме того, фракции (310) керосина и/или газойля и, необязательно, нафты, образованные установкой перегонки сырой нефти, могут быть объединены с фракциями (320) образованного нефтеперерабатывающей установкой среднего дистиллята и, необязательно, образованного нефтеперерабатывающей установкой легкого дистиллята, образованными комбинированной нефтехимической технологической установкой, с образованием ввода для углеводородного сырья (302), подаваемого на размыкание ароматического кольца.

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 тому подобное. 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 тому подобное.

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 вводы в нефтеперерабатывающую установку.

Кроме того, установка (10) перегонки сырой нефти может содержать вывод для кубовых остатков (400). Технологическая установка настоящего изобретения может дополнительно содержать установку (40) облагораживания кубовых остатков, содержащую ввод для кубовых остатков (400) и образованного нефтеперерабатывающей установкой тяжелого дистиллята (401), и вывод для СНГ (223), образованного с помощью облагораживания кубовых остатков, и вывод для жидкого выходящего потока (326) облагораживания кубовых остатков. Этот аспект настоящего изобретения представлен на фиг. 2. Жидкий выходящий поток (326) облагораживания кубовых остатков содержит легкий дистиллят и средний дистиллят, которые предпочтительно подвергают размыканию ароматического кольца.

Технологическая установка настоящего изобретения может дополнительно содержать установку (60) каталитического крекинга с псевдооживленным катализатором, содержащую ввод для части жидкого выходящего потока (326) облагораживания кубовых остатков и, необязательно, легкого дистиллята (328), образованного с помощью размыкания ароматического кольца, и вывод для фракций (324) среднего дистиллята и, необязательно, легкого дистиллята, образованных с помощью каталитического крекинга с

псевдооживленным катализатором, и для олефинов (540), образованных с помощью каталитического крекинга с псевдооживленным катализатором. Этот аспект настоящего изобретения представлен на фиг. 2.

Установка (60) каталитического крекинга с псевдооживленным катализатором может также содержать вывод для метана (720). Кроме того, технологическая установка, содержащая установку (60) каталитического крекинга с псевдооживленным катализатором, может содержать вывод для части (327) жидкого выходящего потока облагораживания кубовых остатков, которая не подвергалась каталитическому крекингу с псевдооживленным катализатором, которая может быть рециркулирована в установку (40) облагораживания кубовых остатков. В случае если часть легкого дистиллята, образованного с помощью размыкания ароматического кольца, подвергается каталитическому крекингу с псевдооживленным катализатором, технологическая установка содержит установку (26) размыкания ароматического кольца, имеющую вывод для легкого дистиллята (328), который объединяется с частью жидкого выходящего потока (326) облагораживания кубовых остатков. Установка (60) каталитического крекинга с псевдооживленным катализатором может дополнительно содержать вывод для тяжелого дистиллята (410), образованного при каталитическом крекинге с псевдооживленным катализатором, который может быть рециркулирован в установку (40) облагораживания кубовых остатков для дополнительного облагораживания указанного тяжелого дистиллята; см. также фиг. 3.

Предпочтительно, технологическая установка настоящего изобретения дополнительно содержит: установку (50) разделения газов, содержащую ввод для газов (200), образованных в комбинированном способе, вывод для этана (240) и вывод для пропана (250); установку (31) крекинга этана, содержащую ввод для этана (240) и вывод для этилена (510); и установку (32) дегидрирования пропана, содержащую ввод для пропана (250) и вывод для пропилена (520). Этот аспект настоящего изобретения представлен на фиг. 3.

Установка (50) разделения газов может дополнительно содержать вывод для метана (701). Установка (31) крекинга этана может дополнительно содержать вывод для водорода (810), полученного с помощью крекинга этана, и вывод для метана (710), полученного с помощью крекинга этана. Установка (32) дегидрирования пропана может дополнительно содержать вывод для водорода (820), полученного с помощью дегидрирования пропана.

Установка (50) разделения газов может дополнительно содержать вывод для бутанов (260), при этом указанная технологическая установка дополнительно содержит установку (34) крекинга бутанов, содержащую ввод для бутанов (260) и вывод для олефинов (530), и вывод для БТК (600). БТК предпочтительно входит в состав пиробензина, образуемого указанной установкой (34) крекинга бутанов. Этот аспект настоящего изобретения представлен на фиг. 3. Установка (34) крекинга бутанов может дополнительно содержать вывод для водорода (830), полученного с помощью крекинга бутанов, и вывод для метана (730), полученного с помощью крекинга бутанов.

В этом отношении следует отметить, что крекинг-газ, образованный в различных установках крекинга, может быть объединен и направлен в одну зону разделения для отделения олефинов и БТК, содержащихся в крекинг-газе, от других компонентов.

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. Этот аспект настоящего изобретения представлен на фиг. 3.

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 пара. В качестве альтернативы, метан может быть подвергнут паровому риформингу для получения водорода. К тому же нежелательные побочные продукты, образованные, например, при паровом крекинге, могут быть рециркулированы. Например, сажевое масло и крекинг-дистиллят, образованные в результате парового крекинга, могут быть рециркулированы в установку размыкания ароматического кольца.

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. 1-3:

- 10 - установка перегонки сырой нефти;
- 26 - установка размыкания ароматического кольца;
- 30 - установка синтеза олефинов;
- 31 - установка крекинга этана;
- 32 - установка дегидрирования пропана ;
- 34 - установка крекинга бутанов;
- 40 - установка облагораживания кубовых остатков, предпочтительно установка гидрокрекинга кубовых остатков;
- 50 - установка разделения газов;
- 60 - установка каталитического крекинга с псевдооживленным катализатором ;
- 100 - сырая нефть;
- 200 - СНГ, образованный в комбинированном способе;
- 220 - газовая фракция и образованный в нефтеперерабатывающей установке СНГ, полученные в комбинированном способе;
- 222 - СНГ, полученный с помощью размыкания ароматического кольца;
- 223 - СНГ, полученный с помощью облагораживания кубовых остатков ;
- 230 - газовая фракция;
- 240 - этан;
- 250 - пропан;
- 260 - бутаны;
- 302 - углеводородное сырье, подаваемое на размыкание ароматического кольца;
- 310 - керосин и/или газойль и, необязательно, нефтя, образованные установкой перегонки сырой нефти;
- 320 - образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят и, необязательно, образованный нефтеперерабатывающей установкой легкий дистиллят, полученные в комбинированной нефтехимической технологической установке;
- 324 - средний дистиллят и, необязательно, легкий дистиллят, образованные с помощью каталитического крекинга с псевдооживленным катализатором;
- 326 - жидкий выходящий поток облагораживания кубовых остатков;
- 327 - часть жидкого выходящего потока облагораживания кубовых остатков, которая не подвергается каталитическому крекингу с псевдооживленным катализатором;
- 328 - легкий дистиллят, образованный с помощью размыкания ароматического кольца;
- 400 - кубовые остатки;
- 401 - образованный нефтеперерабатывающей установкой тяжелый дистиллят;
- 410 - тяжелый дистиллят, образованный с помощью каталитического крекинга с псевдооживленным катализатором ;
- 500 - олефины;
- 510 - этилен, образованный с помощью крекинга этана ;
- 520 - пропилен, образованный установкой дегидрирования пропана ;
- 530 - С4 олефины, образованные с помощью крекинга бутанов ;
- 540 - олефины, образованные с помощью каталитического крекинга с псевдооживленным катализатором ;
- 600 - БТК;
- 701 - метан, полученный с помощью разделения газов;
- 710 - метан, полученный с помощью крекинга этана;
- 720 - метан, полученный с помощью каталитического крекинга с псевдооживленным катализатором;
- 730 - метан, полученный с помощью крекинга бутанов;
- 810 - водород, полученный с помощью крекинга этана;
- 820 - водород, полученный с помощью дегидрирования пропана;
- 830 - водород, полученный с помощью крекинга бутанов.

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, содержащее 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: COT (температура на выходе из змеевика) = 845°C и отношение водяного пара к маслу = 0,37, C4-печи и печи для жидкого сырья: температура на выходе из змеевика = 820°C и отношение водяного пара к маслу = 0,37.

Для размыкания ароматического кольца использовали схему реакции, в которой все ароматические, нафтеновые и парафиновые соединения конвертировались в СНГ. Состав продуктов дегидрирования пропана был получен, исходя из литературных данных. Установку гидрокрекинга кубовых остатков и установку FCC моделировали, исходя из данных, представленных в открытых источниках.

В сравнительном примере 1 арабийскую 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 таблице, 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 определяли как:

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

Для сравнительного примера выход пропилена составлял 8 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) из перегонки сырой нефти подвергали размыканию ароматического кольца, которое осуществляли в технологических условиях для размыкания всех ароматических колец и конверсии оставшихся парафинов и нафтенов в СНГ (промежуточный продукт). Этот СНГ разделяли на этановую, пропановую и бутановую фракции. Этановую и бутановую фракции подвергали паровому крекингу. Пропановую фракцию дегидрировали в пропилен (с предельной селективностью 90%).

Приведенная ниже таблица отражает общий состав продуктов из установки парового крекинга (продуктов крекинга легких фракций, этана и бутана) и из установки дегидрирования пропана, в мас.% от общего количества сырой нефти. Таблица также содержит фракцию остатка атмосферной перегонки.

В примере 1 выход пропилена составлял 29 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. Газы, полученные с помощью гидрокрекинга кубовых остатков, подвергали паровому крекингу. Легкий дистиллят и средний дистиллят, полученные с помощью гидрокрекинга кубовых остатков, подвергали размыканию ароматического кольца, которое осуществляли в технологических условиях для размыкания всех ароматических колец и конверсии оставшихся парафинов и нафтенов в СНГ (промежуточный продукт). Этот СНГ разделяли на этановую, пропановую и бутановую фракции. Этановую и бутановую фракции подвергали паровому крекингу. Пропановую фракцию дегидрировали в пропилен (с предельной селективностью 90%).

Кроме того, тяжелую часть выходящего потока из установки крекинга (C9 смолы, крекинг-дистиллят и сажевое масло) рециркулировали в установку гидрокрекинга кубовых остатков. Предельная конверсия в установке гидрокрекинга кубовых остатков близка к полной (битумный пек из установки гидрокрекинга кубовых остатков составлял 2 мас.% сырой нефти).

Приведенная ниже таблица отражает общий состав продуктов сырой нефти из установки парового крекинга (продуктов крекинга легких фракций, нефти и СНГ) и из установки дегидрирования пропана, 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 пропилена составлял 55 мас.% от общего количества сырой нефти.

Пример 3.

Пример 3 идентичен примеру 2, за исключением следующего:

установка гидрокрекинга не осуществляла крекинга до полной выработки, но конверсия во фракции газов, легкого дистиллята и среднего дистиллята составляла 37,5%. Остальной продукт из установки

гидрокрекинга кубовых остатков (тяжелый дистиллят и кубовые остатки) направляли в установку FCC для образования легких фракций и FCC-нафты. Легкие фракции направляли в установку парового крекинга, где олефины в легких фракциях отделялись от СНГ. Этот СНГ разделяли на этановую, пропановую и бутановую фракции. Этановую и бутановую фракции подвергали паровому крекингу. Пропановую фракцию дегидрировали в пропилен (с предельной селективностью 90%). FCC-нафту подвергали размыканию ароматического кольца в технологических условиях для размыкания всех ароматических колец и конверсии оставшихся парафинов и нафтенов в СНГ (промежуточный продукт). Этот СНГ разделяли на этановую, пропановую и бутановую фракции. Этановую и бутановую фракции подвергали паровому крекингу. Пропановую фракцию дегидрировали в пропилен (с предельной селективностью 90%). Легкий рецикловый газойль (LCO) из установки FCC рециркулировали в установку гидрокрекинга кубовых остатков.

Приведенная ниже таблица отражает общий состав продуктов сырой нефти из установки парового крекинга (продуктов крекинга легких фракций, нафты и СНГ) и из установки дегидрирования пропана, в мас.% от общего количества сырой нефти. Состав продуктов также содержит битумный пек из установки гидрокрекинга и кокс из установки FCC (вместе 4 мас.% от сырой нефти).

В примере 3 выход пропилена составлял 51 мас.% от общего количества сырой нефти.

	Сравнительный пример	Пример 1	Пример 2	Пример 3
Нефтехимические продукты (мас.% сырой нефти)				
Этилен	15%	15%	29%	27%
Пропилен	8%	29%	55%	51%
Бутадиен	2%	0%	1%	1%
1-бутен	1%	1%	2%	4%
Изобутен	1%	0%	1%	2%
Изопрен	0%	0%	0%	0%
Циклопентадиен	1%	0%	0%	0%
Бензол	4%	0%	1%	1%
Толуол	2%	0%	0%	0%
Ксилол	1%	0%	0%	0%
Этилбензол	1%	0%	0%	0%
Другие компоненты (мас.% сырой нефти)				
водород	1%	2%	4%	4%
метан	7%	3%	6%	6%
Тяжелые компоненты	56%	48%	0%	0%
Битумный пек RHC и кокс FCC	0%	0%	2%	4%
Эффективность по углероду	38,0%	47,6%	92,5	88,6

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

Комбинированный способ конверсии сырой нефти в нефтехимические продукты, в котором осуществляют перегонку сырой нефти, размыкание ароматического кольца и синтез олефинов, причем указанный способ включает стадии, на которых углеводородное сырье подвергают размыканию ароматического кольца с образованием сжиженного нефтяного газа (СНГ) и подвергают СНГ, образованный в комбинированном способе, включающий по меньшей мере СНГ, полученный размыканием ароматического кольца, синтезу олефинов,

в котором указанное углеводородное сырье содержит:

керосин и/или газойль, полученные с помощью перегонки сырой нефти в указанном способе; и образованный нефтеперерабатывающей установкой средний дистиллят, полученный в указанном способе,

причем в указанном способе осуществляют следующие стадии:

подвергают сырую нефть перегонке сырой нефти с образованием газовой фракции, кубовых остат-

ков и одной или более фракции из керосина и газойля;

подвергают кубовые остатки облагораживанию кубовых остатков, представляющему собой гидрокрекинг кубовых остатков, с образованием СНГ и жидкого выходящего потока облагораживания кубовых остатков, содержащего средний дистиллят;

подвергают часть жидкого выходящего потока облагораживания кубовых остатков и одну или более фракцию, выбранную из группы, состоящей из керосина и газойля, размыканию ароматического кольца для получения СНГ; и

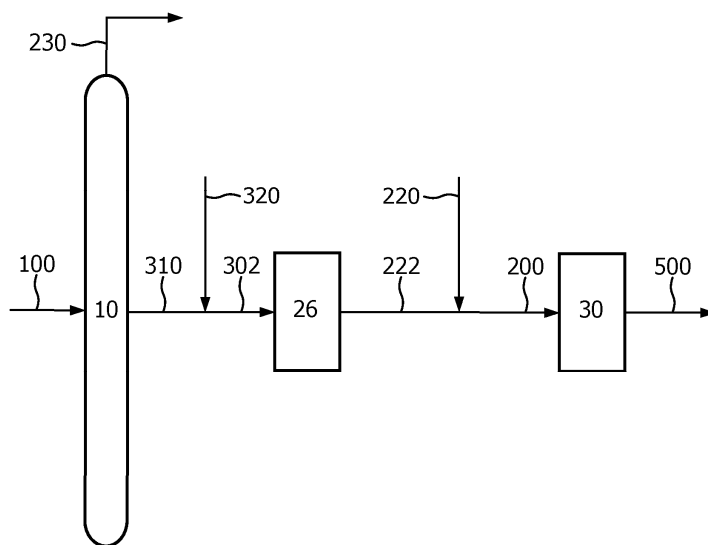
подвергают СНГ, образованный в комбинированном способе, содержащий по меньшей мере указанный СНГ, образованный размыканием ароматического кольца, и указанный СНГ, образованный облагораживанием кубовых остатков, синтезу олефинов, при этом указанный синтез олефинов включает пиролиз этана, дегидрирование пропана и дегидрирование бутана;

подвергают другую часть жидкого выходящего потока облагораживания кубовых остатков каталитическому крекингу с псевдоожиженным катализатором для образования легкого дистиллята, среднего дистиллята и олефинов; и

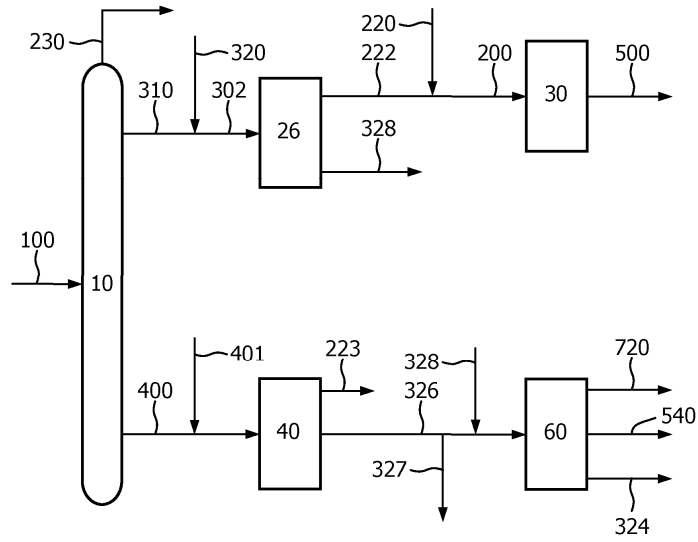
подвергают указанный средний дистиллят, образованный с помощью каталитического крекинга с псевдоожиженным катализатором, размыканию ароматического кольца;

причем по меньшей мере 50 мас.% от объединенных фракций керосина и газойля, полученных перегонкой сырой нефти в указанном способе, подвергают размыканию ароматического кольца;

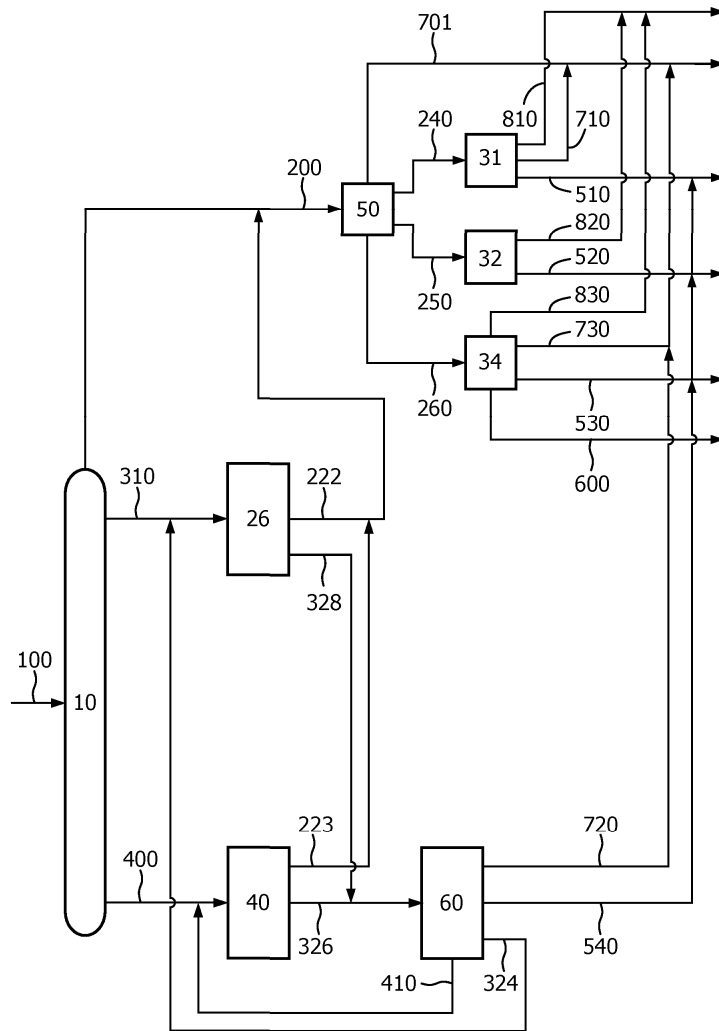
причем размыкание ароматического кольца осуществляют в по меньшей мере одном реакторе, работающем при температуре 200-600°C, давлении 3-35 МПа, вместе с 5-20 мас.% водорода относительно углеводородного сырья, при этом указанный водород поступает противотоком к направлению потока углеводородного сырья, в присутствии бифункционального катализатора, активного как в отношении гидрирования-дегидрирования, так и разрыва кольца, при этом осуществляется указанное насыщение ароматического кольца и разрыв кольца, при этом используемый бифункциональный катализатор содержит один или большее количество элементов, выбранных из группы, состоящей из Pd, Rh, Ru, Ir, Os, Ga, In, Mo, W и V, в форме металла или сульфида металла, нанесенный на кислотное твердое тело, выбранное из группы, состоящей из диоксида кремния и диоксида кремния-оксида алюминия.



Фиг. 1



Фиг. 2



Фиг. 3

