

(19)



**Евразийское  
патентное  
ведомство**

(11) **038171**

(13) **B1**

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

- (45) Дата публикации и выдачи патента  
**2021.07.19**
- (21) Номер заявки  
**201991816**
- (22) Дата подачи заявки  
**2018.02.02**
- (51) Int. Cl. *C10G 49/00* (2006.01)  
*C10G 55/04* (2006.01)  
*C10G 67/04* (2006.01)  
*C10G 69/06* (2006.01)  
*C10G 9/00* (2006.01)  
*C10G 19/00* (2006.01)

---

(54) **ИНТЕГРИРОВАННЫЙ СПОСОБ ГИДРООЧИСТКИ И ПАРОВОГО ПИРОЛИЗА  
В ЦЕЛЯХ ПРЯМОЙ ПЕРЕРАБОТКИ СЫРОЙ НЕФТИ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ  
ОЛЕФИНОВЫХ И АРОМАТИЧЕСКИХ НЕФТЕХИМИЧЕСКИХ ПРОДУКТОВ**

---

- (31) 17154391.1; 17154394.5; 17154395.2;  
17154396.0
- (32) 2017.02.02
- (33) EP
- (43) 2020.02.29
- (86) PCT/IB2018/050683
- (87) WO 2018/142351 2018.08.09
- (71)(73) Заявитель и патентовладелец:  
**САБИК ГЛОУБЛ ТЕКНОЛОДЖИЗ  
Б.В. (NL)**
- (72) Изобретатель:  
**Опринс Арно Йоханнес Мария, Вард  
Эндрю Марк, Схарлаккенс Эгидиус  
Якоба Мария, Ван Виллигенбург  
Йорис (NL)**
- (74) Представитель:  
**Фелицына С.Б. (RU)**
- (56) US-B2-9284502  
US-A1-2013220884

- 
- (57) Интегрированные способы гидроочистки и парового пиролиза в целях прямой переработки сырой нефти для получения олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов.
- 

**038171**  
**B1**

**038171**  
**B1**

В данной заявке испрашивается приоритет европейской патентной заявке № 17154394.5, поданной 2 февраля 2017 г., европейской патентной заявке № 17154395.2, поданной 2 февраля 2017 г., европейской патентной заявке № 17154391.1, поданной 2 февраля 2017 г., и европейской патентной заявке № 17154396.0, поданной 2 февраля 2017 г., все содержание которых во всей своей полноте посредством ссылки включается в настоящий документ.

#### **Область техники, к которой относится изобретение**

Настоящее изобретение относится к интегрированному способу гидроочистки и парового пиролиза в целях прямой переработки сырой нефти для получения олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов.

#### **Уровень техники**

Нефтепереработчики лицом к лицу сталкиваются с проблемами, связанными с тем, что нефть становится тяжелее и хуже. Компоненты, вызывающие наибольшие затруднения при переработке тяжелых нефтей, представляют собой асфальтены, которые представляют собой сложную макромолекулу, которая содержит значительную долю примесей, таких как S, N, Ni и V. Композиция, структура и концентрация асфальтенов в значительной степени определяют качество и эффект от переработки тяжелой нефти. Гидропереработка представляет собой одну из наиболее эффективных технологий переработки тяжелой нефти. Однако во время гидропереработки легко возникают отложения углерода и закупоривание пор на поверхности катализаторов вследствие конгрегации и окосовывания составных частей асфальтенов, что может в значительной степени сокращать рабочий срок службы катализатора и продолжительность работы производственного объекта. Данные высокомолекулярные крупные многокольцевые ароматические углеводородные молекулы или ассоциированные гетероатомсодержащие (например, S, N, O) многокольцевые углеводородные молекулы в тяжелых нефтях называются асфальтенами. В структуре данных асфальтенов содержится значительная доля серы. Вследствие крупных ароматических структур асфальтенов сера может оказаться трудно поддающейся термической переработке по своей природе и может создавать затруднения при ее удалении.

Таким образом, асфальтены присутствуют в сырой нефти совместно с другими компонентами, которые содействуют сохранению их в растворенном состоянии. В процессе перегонки сырой нефти большинство данных других компонентов, находящихся в более низких интервалах температур кипения, чем асфальтены, удаляется из сырой нефти. Это концентрирует асфальтены в остатке. В зависимости от растворимости асфальтенов в остатке сырой нефти они могут залпом выйти из растворенного состояния вследствие агрегирования и выпадения в осадок в качестве твердого вещества. Выпавшие в осадок асфальтены в расположенных ниже по ходу технологического потока установках для гидропереработки вызывают для реакторов гидропереработки обрастание катализатором и получение меньшей продолжительности рабочего цикла.

Публикация US 2007295640 относится к композиции, содержащей растворитель асфальтенов и добавку, понижающую вязкость, при этом растворитель асфальтенов и добавка, понижающая вязкость, присутствуют при таком соотношении, чтобы существенно уменьшить вязкость асфальтеносодержащего вещества при одновременном сведении на нет осаждения асфальтенов либо в пласте, либо в добывающей колонне, либо в обоих данных местоположениях при смешивании или в другом случае.

Публикация WO 2013033293 относится к способу производства гидропереработанного продукта, включающему: воздействие на объединенное подаваемое сырье, содержащее подаваемый поток тяжелой нефти и растворитель, катализатор гидропереработки в целях получения гидропереработанного выходящего потока, разделение гидропереработанного выходящего потока в целях получения, по меньшей мере, жидкого выходящего потока и фракционирование первой части жидкого выходящего потока в целях получения, по меньшей мере, дистиллятного продукта, причем растворитель составляет по меньшей мере часть дистиллятного продукта, при этом по меньшей мере 90% (мас.) указанной по меньшей мере части дистиллятного продукта характеризуются температурой кипения в интервале температур кипения от 149 до 399°C.

Публикация WO 2013112967 относится к интегрированному способу сольвентной деасфальтизации, гидроочистки и парового пиролиза в целях прямой переработки сырой нефти для получения нефтехимических продуктов, таких как олефины и ароматические соединения.

Публикации US 2013220884 и US 2013197284 относятся к интегрированному способу гидроочистки, сольвентной деасфальтизации и парового пиролиза в целях прямой переработки сырой нефти для получения нефтехимических продуктов, таких как олефины и ароматические соединения.

Публикация US 2013197283 относится к интегрированному способу гидроочистки и парового пиролиза в целях прямой переработки сырой нефти для получения нефтехимических продуктов, таких как олефины и ароматические соединения.

Подвергнутый крекингу дистиллят представляет собой побочный продукт, полученный при термическом крекинге подаваемого сырья, предназначенного для установки крекинга, причем данный побочный продукт содержит смесь из углеводородов, характеризующуюся температурой кипения в диапазоне от 80 до 260°C, по меньшей мере 35% (мас.) которой состоят из ненасыщенных углеводородов. Термин «подвергнутый крекингу дистиллят» также понимается как обозначение фракции ненасыщенных соеди-

нений, которая может быть заполимеризована с образованием смолы, и которую получают в результате перегонки каменноугольной смолы. Жидкий продукт процесса крекинга известен под наименованием масла для производства технического углерода. Масло для производства технического углерода является высокоароматическим и составляет ценное подаваемое сырье для получения технического углерода и для изготовления электродов.

В ситуации, в которой уменьшается коммерческая потребность как в подвергнутом крекингу дистилляте, так и в масле для производства технического углерода, для данных продуктов требуется разработка новых промышленных рынков и вариантов конечного использования.

Нежелательными явлениями являются не только отложение углерода и закупоривание пор на поверхности катализаторов, но также и присутствие больших количеств серы в подаваемом сырье. Данные серосодержащие и/или азотсодержащие органические соединения могут конкурировать за активные центры катализатора в зоне реакции в установках гидропереработки, в результате чего оказывается неблагоприятное воздействие на прохождение реакции гидрокрекинга.

#### **Цели изобретения**

Одна цель настоящего изобретения заключается в предложении способа получения подаваемого сырья, предназначенного для установки гидропереработки, причем в данном подаваемом сырье агрегирование асфальтенов в сырой нефти является уменьшенным до минимума, т.е. таким образом, чтобы удержать асфальтены в растворенном состоянии.

Еще одна цель настоящего изобретения заключается в предложении подаваемого сырья, предназначенного для установки гидропереработки, что в результате приводит к получению продолжительного рабочего срока службы катализатора и длительной продолжительности работы производственного объекта.

Еще одна цель настоящего изобретения заключается в предложении ценного варианта использования для подвергнутого крекингу дистиллята, полученного из установки парового крекинга (CD), и масла для производства технического углерода, полученного из установки парового крекинга (CBO).

Еще одна цель настоящего изобретения заключается в предложении интегрированного способа гидроочистки и парового пиролиза в целях прямой переработки сырой нефти для получения олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов, где фракции сырой нефти, которые не позволяют извлекать большой выгоды от их сольвентной деасфальтизации, не подвергаются воздействию такого процесса сольвентной деасфальтизации, а именно фракции нефти, керосина и дизельные фракции.

Еще одна цель настоящего изобретения заключается в предложении интегрированного способа гидроочистки и парового пиролиза в целях прямой переработки сырой нефти для получения олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов, где необлагораживаемые фракции сырой нефти не подвергаются воздействию такого процесса гидроочистки.

#### **Раскрытие изобретения**

Таким образом, настоящее изобретение относится к интегрированному способу гидроочистки и парового пиролиза в целях прямой переработки сырой нефти для получения олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов, при этом способ включает стадии: (a) разделения сырой нефти на легкие компоненты, содержащие фракции нефти, керосина и дизельные фракции, и тяжелые компоненты, содержащие более тяжелые углеводородные фракции, содержащие асфальтены; (b) загрузки тяжелых компонентов в зону сольвентной деасфальтизации совместно с эффективным количеством растворителя в целях получения потока деасфальтизованного и деметаллизированного масла и нижней фазы асфальта, причем растворитель содержит чистый жидкий углеводород, выбранный из пропана, бутанов и пентанов, а также их смесей, при этом деасфальтизацию осуществляют при температуре равной или меньшей в сопоставлении с критической температурой растворителя, соотношении между растворителем и маслом в диапазоне от 2:1 до 50:1 и давлении в диапазоне, эффективном для поддержания смеси растворителя и подаваемого потока в жидком состоянии; (c) загрузки указанных легких компонентов, потока деасфальтизованного и деметаллизированного масла и водорода в зону гидропереработки, функционирующую в условиях, эффективных для получения гидропереработанного выходящего потока, характеризующегося уменьшенным уровнем содержания загрязнителей, увеличенной парафинистостью, уменьшенным поправочным коэффициентом Горно-геологического бюро США и увеличенной плотностью в градусах Американского нефтяного института, при этом зона гидропереработки функционирует при температуре в диапазоне от 300 до 450°C, давлении в диапазоне от 30 до 180 бар и часовой объемной скорости жидкости от 0,1 до 10 ч<sup>-1</sup>; (d) термического крекинга гидропереработанного выходящего потока в присутствии водяного пара для получения потока смешанного продукта; (e) разделения потока смешанного продукта термического крекинга с получением водорода, олефинов и ароматических соединений, а также пиролизного нефтяного топлива; (f) очистки водорода, отделенного на стадии (e), и рециркуляции его на стадию (c); (g) извлечения олефинов и ароматических соединений из разделенного потока смешанного продукта термического крекинга со стадии (e); и (h) извлечения потока пиролизного нефтяного топлива из разделенного потока смешанного продукта термического крекинга со стадии (e), его объединения с нижней фазой асфальта со стадии (b) и извлечение полученного объединенного потока в качестве смеси нефтяного топлива; причем стадия (d) термического крекинга включает нагревание гидропереработанно-

го выходящего потока в конвекционной секции зоны парового пиролиза, разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фракцию и жидкостную фракцию с помощью устройства парожидкостного разделения на основе физического и механического разделения, пропускание паровой фракции в пиролизную секцию зоны парового пиролиза и выпуск жидкостной фракции, причем выпущенную жидкостную фракцию смешивают с пиролизным нефтяным топливом, извлеченным на стадии (h); причем выходящие потоки реактора зоны гидропереработки разделяют в сепараторе высокого давления для извлечения газовой части, которую очищают и рециркулируют в зону гидропереработки в качестве дополнительного источника водорода, и жидкостной части, и осуществляют разделение указанной жидкостной части из сепаратора высокого давления в сепараторе низкого давления на газовую часть и жидкостную часть, причем жидкостная часть из сепаратора низкого давления представляет собой указанный гидропереработанный выходящий поток, подвергаемый термическому крекингу, а газовую часть из сепаратора низкого давления объединяют с указанным потоком смешанного продукта после зоны парового пиролиза и до разделения на стадии (e); причем указанное устройство парожидкостного разделения включает элемент для предварительного закручивания потока, имеющий входной участок и переходный участок, при этом входной участок имеет выпуск для приема смеси текущей среды и криволинейный контур, управляемую циклонную секцию, включающую выпуск, примыкающий к элементу для предварительного закручивания потока вследствие схождения криволинейного контура и циклонной секции, секцию подъемного стояка на верхнем конце циклонного элемента, через которую проходят пары; и секцию коллектора/отстойника жидкости, через которую проходит жидкость; причем способ включает стадии компримирования потока смешанного продукта термического крекинга, полученного на стадии (d), при использовании множества ступеней компримирования; проведения для потока компримированного смешанного продукта термического крекинга каустической обработки для получения потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; компримирования потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; дегидратации потока компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; извлечения водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; и извлечения олефинов и ароматических соединений на стадии (g) и пиролизного нефтяного топлива на стадии (h) из остатка потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; при этом стадия (f) включает очистку извлеченного водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода в целях рециркуляции в зону гидропереработки; причем извлечение водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода также включает стадию отдельного извлечения метана в целях его использования в качестве топлива для горелок и/или нагревателей на стадии термического крекинга.

Нижеследующее включает определения различных терминов и фраз, которые могут быть использованы по всему ходу изложения данного описания изобретения.

Термины "приблизительно" или "примерно" определяются как близость к приведенному значению в соответствии с пониманием специалистов в соответствующей области техники. В одном неограничивающем варианте осуществления данные термины определяются как нахождение в пределах 10%, предпочтительно в пределах 5%, более предпочтительно в пределах 1%, а наиболее предпочтительно в пределах 0,5%.

Термины "% (мас.)", "% (об.)" или "% (моль)" относятся к уровню массового, объемного или мольного содержания компонента, соответственно, при расчете на совокупную массу, совокупный объем или совокупное количество молей вещества, которое включает данный компонент. В одном неограничивающем примере 10 моль компонента в 100 моль вещества соответствуют 10% (моль.) компонента.

Термин "по существу" и его вариации определяются как включающие диапазоны в пределах 10%, в пределах 5%, в пределах 1% или в пределах 0,5%.

Термины "ингибирование" или "уменьшение" или "предотвращение" или "избегание" или любая вариация данных терминов при использовании в формуле изобретения и/или в описании изобретения включают любые измеримое уменьшение или полное ингибирование для достижения желаемого результата.

Термин "эффективный" в соответствии с использованием данного термина в описании изобретения и/или в формуле изобретения обозначает достаточность для достижения желаемого, ожидаемого или намечаемого результата.

Использование единственного числа в сочетании с термином "содержащий", "включающий", "вмещающий" или "имеющий" в формуле изобретения или в описании изобретения может соответствовать значению "один", но оно также может согласовываться и со значением "один или несколько", "по меньшей мере один" и "один или более чем один".

Слова "содержащий" (и любая форма слова "содержащий", такая как "содержать" и "содержит"), "имеющий" (и любая форма слова "имеющий", такая как "иметь" и "имеет"), "включающий" (и любая форма слова "включающий", такая как "включает" и "включать") или "вмещающий" (и любая форма слова "вмещающий", такая как "вмещает" и "вмещать") являются охватывающими или неограничивающими и не исключают дополнительные, неупомянутые элементы или стадии технологического процесса.

Способ настоящего изобретения может "включать" нижеследующее, "по существу состоять из" него или "состоять из" него: конкретные ингредиенты, компоненты, композиции и т.п., что раскрывается по всему ходу изложения описания изобретения.

В контексте настоящего изобретения теперь описывается четыре варианта осуществления.

Вариант осуществления 1 представляет собой интегрированный способ гидроочистки и парового пиролиза в целях прямой переработки сырой нефти для получения олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов. Способ включает стадии, на которых: (а) осуществляют разделение сырой нефти на легкие компоненты, содержащие фракции нефти, керосина и дизельные фракции, и тяжелые компоненты, содержащие более тяжелые углеводородные фракции, содержащие асфальтены; (b) осуществляют загрузку тяжелых компонентов в зону сольвентной деасфальтизации совместно с эффективным количеством растворителя в целях получения потока деасфальтированного и деметаллизированного масла и нижней фазы асфальта, причем растворитель содержит чистый жидкий углеводород, выбранный из пропана, бутанов и пентанов, а также их смесей, при этом деасфальтизацию осуществляют при температуре равной или меньшей в сопоставлении с критической температурой растворителя, соотношении между растворителем и маслом в диапазоне от 2:1 до 50:1 и давлении в диапазоне, эффективном для поддержания смеси растворителя и подаваемого потока в жидком состоянии; (с) осуществляют загрузку указанных легких компонентов, потока деасфальтированного и деметаллизированного масла и водорода в зону гидропереработки, функционирующую в условиях, эффективных для получения гидропереработанного выходящего потока, характеризующегося уменьшенным уровнем содержания загрязнителей, увеличенной парафинистостью, уменьшенным поправочным коэффициентом Горно-геологического бюро США и увеличенной плотностью в градусах Американского нефтяного института, при этом зона гидропереработки функционирует при температуре в диапазоне от 300 до 450°C, давлении в диапазоне от 30 до 180 бар и часовой объемной скорости жидкости от 0,1 до 10 ч<sup>-1</sup>; (d) осуществляют термический крекинг гидропереработанного выходящего потока в присутствии водяного пара для получения потока смешанного продукта; (е) осуществляют разделение потока смешанного продукта термического крекинга с получением водорода, олефинов и ароматических соединений, а также пиролизного нефтяного топлива; (f) осуществляют очистку водорода, отделенного на стадии (е), и рециркулируют его на стадию (с); (g) осуществляют извлечение олефинов и ароматических соединений из разделенного потока смешанного продукта термического крекинга со стадии (е); и (h) осуществляют извлечение потока пиролизного нефтяного топлива из разделенного потока смешанного продукта термического крекинга со стадии (е), осуществляют его объединение с нижней фазой асфальта со стадии (b) и извлекают полученный объединенный поток в качестве смеси нефтяного топлива; причем стадия (d) термического крекинга включает нагревание гидропереработанного выходящего потока в конвекционной секции зоны парового пиролиза, разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фракцию и жидкостную фракцию с помощью устройства парожидкостного разделения на основе физического и механического разделения, пропускание паровой фракции в пиролизную секцию зоны парового пиролиза и выпуск жидкостной фракции, причем выпущенную жидкостную фракцию смешивают с пиролизным нефтяным топливом, извлеченным на стадии (h); причем выходящие потоки реактора зоны гидропереработки разделяют в сепараторе высокого давления для извлечения газовой части, которую очищают и рециркулируют в зону гидропереработки в качестве дополнительного источника водорода, и жидкостной части, и осуществляют разделение указанной жидкостной части из сепаратора высокого давления в сепараторе низкого давления на газовую часть и жидкостную часть, причем жидкостная часть из сепаратора низкого давления представляет собой указанный гидропереработанный выходящий поток, подвергаемый термическому крекингу, а газовую часть из сепаратора низкого давления объединяют с указанным потоком смешанного продукта после зоны парового пиролиза и до разделения на стадии (е); причем указанное устройство парожидкостного разделения включает элемент для предварительного закручивания потока, имеющий входной участок и переходный участок, при этом входной участок имеет впуск для приема текущей смеси текущей среды и криволинейный контур, управляемую циклонную секцию, включающую впуск, примыкающий к элементу для предварительного закручивания потока вследствие схождения криволинейного контура и циклонной секции, секцию подъемного стояка на верхнем конце циклонного элемента, через которую проходят пары; и секцию коллектора/отстойника жидкости, через которую проходит жидкость; причем способ включает стадии компримирования потока смешанного продукта термического крекинга, полученного на стадии (d), при использовании множества ступеней компримирования; проведения для потока компримированного смешанного продукта термического крекинга каустической обработки для получения потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; компримирования потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; дегидратации

потока компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; извлечения водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; и извлечения олефинов и ароматических соединений на стадии (g) и пиролизного нефтяного топлива на стадии (h) из остатка потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; при этом стадия (f) включает очистку извлеченного водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода в целях рециркуляции в зону гидропереработки; причем извлечение водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода также включает стадию отдельного извлечения метана в целях его использования в качестве топлива для горелок и/или нагревателей на стадии термического крекинга.

Вариант осуществления 2 представляет собой интегрированный способ из варианта осуществления 1, в котором зона гидропереработки содержит один или несколько слоев, содержащих эффективное количество катализатора гидродеметаллизации, и один или несколько слоев, содержащих эффективное количество катализатора гидропереработки, обладающего функциями гидродеароматизации, гидроденитрогенизации, гидродесульфуризации и/или гидрокрекинга.

Вариант осуществления 3 представляет собой интегрированный способ из варианта осуществления 1, в котором зона гидропереработки содержит больше чем два слоя катализатора.

Вариант осуществления 4 представляет собой интегрированный способ из варианта осуществления 1, в котором зона гидропереработки содержит множество реакционных емкостей, при этом каждая из них содержит один или несколько слоев катализатора, обладающих различной функцией.

Другие цели, признаки и преимущества настоящего изобретения станут понятными исходя из следующих далее фигур, подробного описания изобретения и примеров. Однако, как это необходимо понимать, фигуры, подробное описание изобретения и примеры при одновременном приведении указания на конкретные варианты осуществления изобретения представлены только в порядке иллюстрирования и не предполагают ограничения. В дополнение к этому, как это предусматривается, исходя из данного подробного описания изобретения, для специалистов в соответствующей области техники станут понятными и изменения и модифицирования в пределах объема и сущности изобретения. В дополнительных вариантах осуществления признаки из конкретных вариантов осуществления могут быть объединены с признаками из других вариантов осуществления. Например, признаки из одного варианта осуществления могут быть объединены с признаками из любых других вариантов осуществления. В дополнительных вариантах осуществления к конкретным вариантам осуществления, описанным в настоящем документе, могут быть добавлены дополнительные признаки.

#### **Краткое описание чертежей**

Фиг. 1 представляет собой принципиальную технологическую схему варианта осуществления интегрированного способа, соответствующего изобретению;

фиг. 2 - технологическую схему, включающую интегрированные способ и систему для сольвентной деасфальтизации, гидропереработки и парового пиролиза, включающие обход по байпасу для остатка;

фиг. 3 - принципиальную технологическую схему варианта осуществления интегрированного способа, соответствующего изобретению;

фиг. 4 - принципиальную технологическую схему варианта осуществления интегрированного способа, соответствующего изобретению.

#### **Осуществление изобретения**

Как это установили авторы настоящего изобретения в соответствии с настоящим технологическим процессом, оказывается выгодным использовать сольвентную деасфальтизацию только для той части сырой нефти, которая позволяет извлекать выгоду от этого. Это означает то, что фракции нефти, керосина и дизельные фракции будут направляться непосредственно на гидропереработку или в установку парового крекинга.

Настоящий интегрированный способ из описанного выше варианта осуществления 1 предпочтительно дополнительно включает стадию разделения выходящих потоков реактора зоны гидропереработки в сепараторе высокого давления для извлечения газовой части, которую очищают и рециркулируют в зону гидропереработки в качестве дополнительного источника водорода, и жидкостной части, и разделения жидкостной части из сепаратора высокого давления в сепараторе низкого давления на газовую часть и жидкостную часть, причем жидкостная часть из сепаратора низкого давления представляет собой гидропереработанный выходящий поток, подвергаемый термическому крекингу, а газовую часть из сепаратора низкого давления объединяют с потоком смешанного продукта после зоны парового пиролиза и до разделения на стадии (d1). В соответствии с одним предпочтительным вариантом осуществления настоящего способа стадия термического крекинга включает нагревание гидропереработанного выходящего потока в конвекционной секции зоны парового пиролиза, разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фракцию и жидкостную фракцию, пропускание паровой фракции в пи-

ролизную секцию зоны парового пиролиза и выгрузку жидкостной фракции. Предпочитается, чтобы выгруженную жидкостную фракцию смешивали бы с пиролизным нефтяным топливом, извлеченным на стадии (g1). Разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фракцию и жидкостную фракцию предпочтительно проводят при использовании устройства парожидкостного разделения на основе физического и механического разделения. Такое устройство парожидкостного разделения предпочтительно включает элемент для предварительного закручивания потока, имеющий входной участок и переходный участок, при этом входной участок имеет выпуск для приема текущей смеси текущей среды и криволинейный контур, управляемую циклонную секцию, включающую выпуск, примыкающий к элементу для предварительного закручивания потока вследствие схождения криволинейного контура и циклонной секции, секцию подъемного стояка на верхнем конце циклонного элемента, через которую проходят пары; и секцию коллектора/отстойника жидкости, через которую проходит жидкость. Стадия (d1) интегрированного способа, соответствующего настоящему изобретению, предпочтительно включает компримирование потока смешанного продукта термического крекинга при использовании множества ступеней компримирования; проведение для потока компримированного смешанного продукта термического крекинга каустической обработки для получения потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; компримирование потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; дегидратацию потока компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; извлечение водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; и получение олефинов и ароматических соединений, как на стадии (e1), и пиролизного нефтяного топлива, как на стадии (f1), из остатка потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; и стадия (e1) предпочтительно включает очистку извлеченного водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода в целях рециркуляции в зону гидропереработки. Один предпочтительный вариант осуществления данного интегрированного способа дополнительно включает стадию извлечения водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода, которая дополнительно включает отдельное извлечение метана в целях использования в качестве топлива для горелок и/или нагревателей на стадии термического крекинга.

Изобретение будет более подробно описано ниже и при обращении к фиг. 1, которая представляет собой принципиальную технологическую схему одного варианта осуществления настоящего интегрированного способа, описанного в настоящем документе, и включает интегрированные способ и систему сольVENTной деасфальтизации, гидропереработки и парового пиролиза, включающие остаток. Интегрированная система в общем случае включает зону разделения подаваемого потока, зону сольVENTной деасфальтизации, зону селективной каталитической гидропереработки, зону парового пиролиза и зону разделения продукта. Зона 80 разделения подаваемого потока включает выпуск для приема потока 1 подаваемого сырья, выпуск для выгрузки отбрасываемой части 83 и выпуск для выгрузки одной или нескольких остающихся углеводородных частей 81, 82. Углеводородную часть 81 отправляют в зону сольVENTной деасфальтизации. Углеводородную часть 82 отправляют в зону селективной гидропереработки. Граница отделения фракции в зоне 80 разделения может быть установлена таким образом, чтобы она была бы совместимой со смесью нефтяного топлива из остатка, например, при приблизительно 540°C. Зона 80 разделения может быть устройством одноступенчатого разделения, таким как сепаратор мгновенного испарения. Граница отделения фракции в зоне 80 разделения может быть установлена таким образом, чтобы имело бы место только разделение на отбрасываемую часть 83 и остающуюся углеводородную часть 81, т.е. при отсутствии остающейся углеводородной части 82.

Углеводородная фракция 82 может быть смешана с эффективным количеством водорода 2 и 15 (и по мере надобности источником подпиточного водорода) и потоком 26 не содержащего растворителя масла DA/DMO в целях получения объединенного потока 3, и смесь 3 загружают во выпуск зоны 4 реакции селективной гидропереработки при температуре в диапазоне от 300 до 450°C.

В дополнительных вариантах осуществления зона 80 разделения может включать нижеследующее или, по существу, состоять из него (т.е. при функционировании в отсутствие зоны мгновенного испарения): устройство циклонного фазового разделения или другое устройство разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей. В вариантах осуществления, в которых зона разделения включает нижеследующее или, по существу, состоит из него: устройство разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей, граница отделения фракции может быть откорректирована на основании температуры испарения и скорости текущей среды для вещества, поступающего в устройство.

Зона сольVENTной деасфальтизации включает первичный отстойник 19, вторичный отстойник 22, зону 25 отделения деасфальтированного/деметаллизированного масла (DA/DMO) и зону 27 сепарато-

ра. Первичный отстойник 19 включает выпуск для приема объединенного потока 18, включающего подаваемый поток 1, и растворитель, который может быть свежим растворителем 16, рециркуляционным растворителем 17, рециркуляционным растворителем 28 или комбинацией из данных источников растворителя. Первичный отстойник 19 также включает выпуск для выгрузки первичной фазы 20 масла DA/DMO и несколько трубных выпусков для выгрузки первичной фазы 21 асфальта. Вторичный отстойник 22 включает два Т-образных распределителя, расположенных на обоих концах, для приема первичной фазы 20 масла DSA/DMO, выпуск для выгрузки вторичной фазы 24 масла DA/DMO и выпуск для выгрузки вторичной фазы 23 асфальта. Зона 25 отделения масла DA/DMO включает выпуск для приема вторичной фазы 24 масла DA/DMO, выпуск для выгрузки потока 26 растворителя и выпуск для выгрузки потока 26 не содержащего растворителя масла DA/DMO, который используют в качестве подаваемого потока для зоны селективной гидропереработки. Емкость 27 сепаратора включает выпуск для приема первичной фазы 21 асфальта, выпуск для выгрузки потока 28 растворителя и выпуск для выгрузки нижней фазы 29 асфальта, которая может быть смешана с пиролизным нефтяным топливом 71 из зоны 70 разделения продукта.

Отбрасываемую часть 83 из зоны разделения подаваемого потока и необязательно неиспаренную тяжелую жидкостную фракцию 38 из секции 36 парожидкостного разделения объединяют с пиролизным нефтяным топливом 71 (например, веществами, кипящими при температуре, большей, чем температура кипения наиболее низкокипящего C10 соединения, известными под наименованием потока "C10+") из зоны 70 разделения, и это отбирают в качестве смеси 72 пиролизного нефтяного топлива, например, для дальнейшей переработки на стороннем нефтеперерабатывающем предприятии (не показано).

Зона селективной гидропереработки включает зону 4 реактора, которая включает выпуск для приема смеси из потока 26 не содержащего растворителя масла DA/DMO и водорода 2, рециркулированного из потока продукта парового пиролиза, и подпиточного водорода по мере надобности (не показано). Зона 4 реактора также включает выпуск для выгрузки гидропереработанного выходящего потока 5.

Выходящие потоки 5 реактора из реактора (реакторов) гидропереработки охлаждают в теплообменнике (не показано) и отправляют в сепаратор 6 высокого давления. Верхний продукт 7 сепаратора очищают в установке 12 аминового очищения и получающийся в результате поток 13 газа, обогащенного по водороду, пропускают в рециркуляционный компрессор 14 в целях использования в качестве газа 15 рециркуляции в реакторе гидропереработки. Поток 8 нижнего продукта из сепаратора 6 высокого давления, который представляет собой, по существу, жидкостную фазу, охлаждают и вводят в холодный сепаратор 9 низкого давления, в котором его разделяют на газовый поток и жидкостной поток 10. Газы из холодного сепаратора низкого давления включают водород,  $H_2S$ ,  $NH_3$  и любые легкие углеводороды, такие как C1-C4 углеводороды. Обычно данные газы отправляют для дальнейшей переработки, такой как переработка факельного газа или переработка топливного газа. В соответствии с определенными вариантами осуществления в настоящем документе водород извлекают в результате объединения газового потока 11, который включает водород,  $H_2$ ,  $NH_3$  и любые легкие углеводороды, такие как C1-C4 углеводороды, с продуктами 44 установки парового крекинга. Жидкостной поток 10 используют в качестве подаваемого потока для зоны 30 парового пиролиза.

Зона 30 парового пиролиза в общем случае включает конвекционную секцию 32 и пиролизную секцию 34, которая может функционировать на основе операций установки парового пиролиза, известных на современном уровне техники, т.е. при загрузке подаваемого потока для термического крекинга в конвекционную секцию в присутствии водяного пара. В дополнение к этому в определенных необязательных вариантах осуществления в соответствии с описанием изобретения в настоящем документе (в соответствии с указанием пунктирными линиями на фиг. 1) между секциями 32 и 34 включается секция 36 парожидкостного разделения. Секция 36 парожидкостного разделения, через которую пропускают нагретый подаваемый поток для парового крекинга из конвекционной секции 32, может представлять собой устройство разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей.

Зона 40 закаливания включает выпуск, находящийся в сообщении по текучей среде с выпуском зоны 30 парового пиролиза, выпуск для подвода закалочного раствора 42, выпуск для выгрузки потока 44 подвергнутого закаливанию смешанного продукта и выпуск для выгрузки закалочного раствора 46.

В общем случае поток 44 промежуточного подвергнутого закаливанию смешанного продукта подвергают разделению в секции компримирования и фракционирования. Такая секция компримирования и фракционирования хорошо известна на современном уровне техники.

В одном варианте осуществления поток 44 смешанного продукта подвергают конверсии в поток 65 промежуточного продукта и водород 62, который очищают в настоящем способе и используют в качестве потока 2 рециркуляционного водорода в зоне 4 реакции гидропереработки. Поток 65 промежуточного продукта, который может, кроме того, содержать водород, в общем случае фракционируют на конечные продукты и остаток в зоне 70 разделения, которая может включать, например, одну или несколько установок разделения, как это известно для специалистов в соответствующей области техники.

В общем случае зона 70 разделения продукта включает выпуск, находящийся в сообщении по текучей среде с потоком 65 продукта, и множество выпусков 73-78 для продукта, в том числе выпуск 78 для выгрузки метана, который необязательно может быть объединен с потоком 63, выпуск 77 для выгрузки



этилена, выпуск 76 для выгрузки пропилена, выпуск 75 для выгрузки бутадиена, выпуск 74 для выгрузки смешанных бутиленов и выпуск 73 для выгрузки пиролизного бензина. В дополнение к этому предусматривается выпуск для выгрузки пиролизного нефтяного топлива 71. Необязательно одного или обоих представителей, выбираемых из нижней фазы 29 асфальта из емкости 27 сепаратора и отбрасываемой части 38 из секции 36 парожидкостного разделения, объединяют с пиролизным нефтяным топливом 71, и смешанный поток может быть отобран в качестве смеси 72 пиролизного нефтяного топлива, например смеси малосернистого нефтяного топлива для дальнейшей переработки на стороннем нефтеперерабатывающем предприятии. Как это необходимо отметить, несмотря на демонстрацию шести выпусков для продуктов, может быть предусмотрено их меньшее или большее количество в зависимости, например, от компоновки используемых установок разделения и требований по выходу и распределению.

В одном предпочтительном варианте осуществления способа, использующего компоновку, продемонстрированную на фиг. 1, к сырой нефти подаваемого сырья 1 примешивают растворитель из одного или нескольких источников 16, 17 и 28. После этого получающуюся в результате смесь 18 переводят в первичный отстойник 19. В результате смешивания и отстаивания в первичном отстойнике 19 образуются две фазы: первичная фаза 20 масла DA/DMA и первичная фаза 21 асфальта. Температура первичного отстойника 19 является достаточно низкой для извлечения из подаваемого сырья всего масла DA/DMO. Например, для системы, использующей н-бутан, подходящий диапазон температуры находится в пределах приблизительно от 60 до 150°C, а подходящий диапазон давления является таким, чтобы давление было бы большим, чем давление паров н-бутана при рабочей температуре, например приблизительно от 15 до 25 бар, для поддержания растворителя в жидкостной фазе. В системе, использующей н-пентан, подходящий диапазон температуры находится в пределах от приблизительно 60°C до приблизительно 180°C, и опять-таки подходящий диапазон давления является таким, чтобы давление было бы большим, чем давление паров н-пентана при рабочей температуре, например приблизительно от 10 до 25 бар, для поддержания растворителя в жидкостной фазе. Температура во втором отстойнике обычно является большей, чем температура в первом отстойнике.

Первичную фазу 20 масла DA/DMO, включающую значительную долю растворителя и масло DA/DMO совместно с незначительным количеством асфальта, выгружают через выпуск, расположенный в верхней части первичного отстойника 19, и коллекторные трубы (не показано). Первичную фазу 21 асфальта, которая содержит 40 -50% (об.) растворителя, выгружают через несколько трубных выпусков, расположенных в нижней части первичного отстойника 19. Первичная фаза 20 масла DA/DMO поступает в два Т-образных распределителя на обоих концах вторичного отстойника 22, который выполняет функцию конечной ступени экстрагирования. Вторичную фазу 23 асфальта, содержащую маленькое количество растворителя и масло DA/DMO, выгружают из вторичного отстойника 22 и отправляют на рециркуляцию обратно в первичный отстойник 19 для извлечения масла DA/DMO. Вторичную фазу 24 масла DA/DMO получают и пропускают в зону 25 отделения масла DA/DMO в целях получения потока 17 растворителя и потока 26 не содержащего растворителя масла DA/DMO. Более чем 90% (мас.) растворителя, загруженного в отстойники, поступает в зону 25 отделения масла DA/DMO, которая имеет размер, обеспечивающий быстрое и эффективное разделение растворителя и масла DA/DMO в результате мгновенного испарения. Первичную фазу 21 асфальта транспортируют в емкость 27 сепаратора для разделения потока 28 растворителя и нижней фазы 29 асфальта в результате мгновенного испарения. Потоки 17 и 28 растворителя могут быть использованы в качестве растворителя для первичного отстойника 19, что поэтому сводит к минимуму потребности в свежем растворителе 16.

Растворители, используемые в зоне сольвентной деасфальтизации, включают чистые жидкие углеводороды, такие как пропан, бутаны и пентаны, а также их смеси. Выбор растворителей зависит от требований к деасфальтированному маслу (DAO), а также качества и количества конечных продуктов. Рабочие условия для зоны сольвентной деасфальтизации включают температуру, равную или меньшую в сопоставлении с критической температурой растворителя; соотношение между растворителем и маслом в диапазоне от 2:1 до 50:1; и давление в диапазоне, эффективном для поддержания смеси растворитель/подаваемый поток в отстойниках в жидком состоянии.

Поток 26, по существу, не содержащего растворителя масла DA/DMO необязательно подвергают отпариванию водяным паром (не показано) для удаления любого остающегося растворителя и смешивают с эффективным количеством водорода и потоком 15 (и по мере надобности источником подпиточного водорода) в целях получения объединенного потока 3. Смесь 3 загружают в зону 4 реакции гидропереработки при температуре в диапазоне от 300 до 450°C. В определенных вариантах осуществления зона 4 реакции гидропереработки включает одну или несколько операций установки в соответствии с описанием изобретений в публикации патента Соединенных Штатов с № 2011/0083996 и в публикациях патентных заявок согласно договору РСТ с №№ WO 2010/009077, WO 2010/009082, WO 2010/009089 и WO 2009/073436. Например, зона гидропереработки может включать один или несколько слоев, содержащих эффективное количество катализатора гидродеметаллизации, и один или несколько слоев, содержащих эффективное количество катализатора гидропереработки, обладающего функциями гидродеароматизации, гидроденитрогенизации, гидродесульфуризации и/или гидрокрекинга. В дополнительных вариантах осуществления зона 4 реакции гидропереработки включает более чем два слоя катализатора. В

дополнительных вариантах осуществления зона 4 реакции гидропереработки включает множество реакционных емкостей, при этом каждая из них включает один или несколько слоев катализатора, например, обладающих различной функцией.

Зона 4 гидропереработки функционирует при параметрах, эффективных для гидродеметаллизации, гидродеароматизации, гидроденитрогенизации, гидродесульфуризации и/или гидрокрекинга сырой нефти подаваемого сырья. В определенных вариантах осуществления гидропереработку проводят при использовании следующих далее условий: рабочая температура в диапазоне от 300 до 450°C; рабочее давление в диапазоне от 30 до 180 бар и часовая объемная скорость жидкости в диапазоне от 0,1 до 10 ч<sup>-1</sup>. Как это необходимо отметить, при использовании сырой нефти в качестве подаваемого сырья в зоне гидропереработки демонстрируются преимущества, например, в сопоставлении с операцией той же самой установки гидропереработки, использующейся в отношении атмосферного остатка. Например, при температуре запуска или работы установки в диапазоне от 370 до 375°C скорость дезактивирования составляет приблизительно 1°C/месяц. В противоположность этому в случае необходимости переработки остатка скорость дезактивирования была бы близкой к величине в диапазоне приблизительно от 3 до 4°C/месяц. При обработке атмосферного остатка обычно используют давление, составляющее приблизительно 200 бар, в то время как настоящий способ, в котором подвергают обработке сырую нефть, может функционировать при давлении, составляющем всего лишь 100 бар. В дополнение к этому в целях достижения высокого уровня насыщения, требуемого для увеличения уровня содержания водорода в подаваемом потоке, данный способ может функционировать при высокой производительности в сопоставлении с тем, что имеет место для атмосферного остатка. Значение ЧОСЖ может составлять целые 0,5, в то время как для атмосферного остатка обычно имеет место величина 0,25. Неожиданное открытие заключается в том, что при переработке сырой нефти скорость дезактивирования движется в обратном направлении в сопоставлении с тем, что наблюдается обычно. Дезактивирование при низкой производительности (0,25 ч<sup>-1</sup>) составляет 4,2°C/месяц, а дезактивирование при более высокой производительности (0,5 ч<sup>-1</sup>) составляет 2,0°C/месяц. Для каждого подаваемого потока, который рассматривается в промышленности, наблюдается противоположное. Это может быть приписано эффекту вымывания катализатора.

Выходящие потоки 5 реактора из зоны 4 гидропереработки охлаждают в теплообменнике (не показано) и отправляют в сепараторы, которые могут включать холодный или горячий сепаратор 6 высокого давления. Верхний продукт 7 сепаратора очищают в установке 12 аминового очищения и получающийся в результате поток 13 газа, обогащенного по водороду, пропускают в рециркуляционный компрессор 14 в целях использования в качестве газа 15 рециркуляции в зоне 4 реакции гидропереработки. Нижний продукт 8 сепаратора из сепаратора 6 высокого давления, который находится, по существу, в жидкостной фазе, охлаждают и после этого вводят в холодный сепаратор 9 низкого давления. Остающиеся газы в виде потока 11, включающие водород, H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub> и любые легкие углеводороды, которые могут включать C1-C4 углеводороды, обычно могут быть выдuty из холодного сепаратора низкого давления и отправлены для дальнейшей переработки, такой как переработка факельного газа или переработка топливного газа. В определенных вариантах осуществления настоящего способа водород извлекают в результате объединения потока 11 (в соответствии с указанием пунктирными линиями) с газом крекинга в виде потока 44 из продуктов установки парового крекинга. Нижний продукт 10 из сепаратора 9 низкого давления необязательно отправляют в зону 30 парового пиролиза.

Гидропереработанный выходящий поток 10 характеризуется уменьшенным уровнем содержания загрязнителей (т.е. металлов, серы и азота), увеличенной парафинистостью, уменьшенным значением ПКГБ и увеличенной плотностью в градусах Американского нефтяного института (АНИ).

Гидропереработанный выходящий поток 10 пропускают в конвекционную секцию 32 и вводят, например, подводят через впуск для водяного пара (не показан), эффективное количество водяного пара. В конвекционной секции 32 смесь нагревают до предварительно определенной температуры, например, при использовании одного или нескольких потоков сбросного тепла или другой подходящей компоновки нагревания. Нагретую смесь из подаваемого потока для пиролиза и водяного пара пропускают в пиролизную секцию 34 для получения потока 39 смешанного продукта. В определенных вариантах осуществления нагретую смесь из секции 32 пропускают через секцию 36 парожидкостного разделения, в которой часть 38 отбрасывают в качестве компонента в виде малосернистого нефтяного топлива, подходящего для использования при смешивании с пиролизным нефтяным топливом 71.

Зона 30 парового пиролиза функционирует при параметрах, эффективных для крекинга гидропереработанного выходящего потока 10 в желаемые продукты, включающие этилен, пропилен, бутadiен, смешанные бутены и пиролизный бензин. В определенных вариантах осуществления паровой крекинг проводят при использовании следующих далее условий: температура в диапазоне от 400 до 900°C в конвекционной секции и в пиролизной секции; соотношение между водяным паром и углеводородом в конвекционной секции в диапазоне от 0,3:1 до 2:1 и время пребывания в пиролизной секции в диапазоне от 0,05 до 2 с.

Поток 39 смешанного продукта пропускают во впуск зоны 40 закалывания, использующей закалочный раствор 42 (например, воду и/или пиролизное нефтяное топливо), введенный через отдельный впуск, для получения потока 44 подвергнутого закалыванию смешанного продукта, имеющего уменьшенную

температуру, составляющую, например, приблизительно 300°C, а отработанный закалочный раствор 46 отправляют на рециркуляцию и/или выдувают.

Выходящий поток 39 газовой смеси из установки крекинга обычно представляет собой смесь из водорода, метана, углеводородов, диоксида углерода и сероводорода. После охлаждения водой и/или закаливания в масле смесь 44 подвергают компримированию и разделению. В одном неограничивающем примере поток 44 компримируют в многоступенчатом компрессоре, который обычно включает 4-6 ступеней, где упомянутый многоступенчатый компрессор может включать зону 51 компрессора для получения компримированной газовой смеси 52. Компримированная газовая смесь 52 может быть подвергнута обработке в установке 53 каустической обработки в целях получения газовой смеси 54, обедненной по сероводороду и диоксиду углерода. Газовая смесь 54 может быть дополнительно компримирована в зоне 55 компрессора. Получающийся в результате подвергнутый крекингу газ 56 может быть подвергнут криогенной обработке в установке 57 для дегидратации и может быть дополнительно высушен при использовании молекулярных сит.

Холодный поток 58 газа, подвергнутого крекингу, из установки 57 может быть пропущен в метаноотгонную колонну 59, из которой получают головной поток 60, содержащий водород и метан из потока газа, подвергнутого крекингу. После этого поток 65 нижнего продукта из метаноотгонной колонны 59 отправляют для дальнейшей переработки в зоне 70 разделения продукта, включающей колонны фракционирования, включающие этаноотгонную, пропаноотгонную и бутаноотгонную колонны. Также могут быть использованы и технологические конфигурации, включающие другую последовательность из метаноотгонной колонны, этаноотгонной колонны, пропаноотгонной колонны и бутаноотгонной колонны.

В соответствии со способами в настоящем документе, описанными при обращении к фиг. 1, после отделения от метана в метаноотгонной колонне 59 и извлечения водорода в установке 61 получают водород 62, характеризующийся степенью чистоты обычно в диапазоне 80-95% (об.). Технологические процессы извлечения в установке 61 включают криогенное извлечение (например, при температуре, составляющей приблизительно -157°C). После этого поток 62 водорода пропускают в установку 64 очистки водорода, такую как установка короткоциклового адсорбции (PSA) в целях получения потока 2 водорода, характеризующегося степенью чистоты 99,9%+, или установка мембранного разделения в целях получения потока 2 водорода, характеризующегося степенью чистоты, составляющей приблизительно 95%. После этого поток 2 очищенного водорода рециркулируют обратно для выполнения функции основной доли требуемого водорода для зоны гидропереработки. В дополнение к этому неосновная доля может быть использована для реакций гидрирования ацетилен, метилацетилена и пропадиенов (не показано). В дополнение к этому в соответствии со способами в настоящем документе поток 63 метана необязательно может быть рециркулирован в установку парового крекинга в целях использования в качестве топлива для горелок и/или нагревателей.

Поток 65 нижнего продукта из метаноотгонной колонны 59 транспортируют во вход зоны 70 разделения продукта в целях разделения на метан, этилен, пропилен, бутadiен, смешанные бутилены и пиролизный бензин, соответственно, через выпуски 78, 77, 76, 75, 74 и 73. Пиролизный бензин в общем случае включает C5-C9 углеводороды, и от данного погона могут быть отделены бензол, толуол и ксилолы. Необязательно один или оба представителя, выбираемые из нижней фазы 29 асфальта и неиспаренной тяжелой жидкостной фракции 38 из секции 36 парожидкостного разделения, объединяют с пиролизным нефтяным топливом 71 (например, веществами, кипящими при температуре, большей, чем температура кипения наиболее низкокипящего C10 соединения, известными под наименованием потока "C10+") из зоны 70 разделения и смешанный поток отбирают в качестве смеси 72 пиролизного нефтяного топлива, например, для дальнейшей переработки на стороннем нефтеперерабатывающем предприятии (не показано). В определенных вариантах осуществления нижняя фаза 29 асфальта может быть отправлена в установку отпаривания асфальта (не показана), где отпаривают любой остающийся растворитель, например, под воздействием водяного пара.

Еще один вариант осуществления изобретения продемонстрирован при обращении к описанному выше варианту осуществления 9 и при обращении к фиг. 2. В способе настоящего изобретения зона первой сольвентной деасфальтизации делает возможным удаление определенных асфальтенов, металлов и углеродистых остатков из тяжелых компонентов при получении относительно высокого выхода первого деасфальтизованного и деметаллизированного масла, но в ущерб определенному уровню загрязнения. После этого произведенный впоследствии гидропереработанный выходящий поток подвергают переработке в зоне второй сольвентной деасфальтизации для удаления остающихся асфальтенов, металлов и углеродистых остатков таким образом, чтобы они не были бы подвергнуты воздействию термического крекинга. В одном варианте осуществления растворитель, использующийся в зоне первой сольвентной деасфальтизации, отличается от растворителя, использующегося в зоне второй сольвентной деасфальтизации. Предпочтительно растворитель, использующийся в зоне первой сольвентной деасфальтизации, представляет собой пентан, а растворитель, использующийся в зоне второй сольвентной деасфальтизации, представляет собой пропан или бутан. В соответствии с данным предпочтительным вариантом осуществления интегрированный способ дополнительно включает стадии разделения потока второго деасфальтизованного и деметаллизированного масла в зоне разделения для извлечения паровой части, ко-

тую отправляют в зону парового пиролиза, и жидкостной части, причем жидкостную часть выгружают и смешивают с пиролизным нефтяным топливом из зоны разделения продукта в соответствии с представлением на стадии (f1). Стадия термического крекинга в соответствии с представленным выше обсуждением изобретения предпочтительно включает нагревание гидропереработанного выходящего потока в конвекционной секции зоны парового пиролиза, разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фракцию и жидкостную фракцию, пропускание паровой фракции в пиролизную секцию зоны парового пиролиза и выгрузку жидкостной фракции. Предпочитается, чтобы выгруженную жидкостную фракцию смешивали бы с пиролизным нефтяным топливом, извлеченным на стадии (g1). В дополнение к этому, также предпочитается, чтобы разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фракцию и жидкостную фракцию проводили бы при использовании устройства парожидкостного разделения на основе физического и механического разделения. Помимо этого, также предпочитается, чтобы зона первой сольвентной деасфальтизации и зона второй сольвентной деасфальтизации были бы объединены в одной единственной установке сольвентной деасфальтизации. Устройство парожидкостного разделения предпочтительно включает элемент для предварительного закручивания потока, имеющий входной участок и переходный участок, при этом входной участок имеет выпуск для приема текущей смеси текущей среды и криволинейный контур, управляемую циклонную секцию, включающую выпуск, примыкающий к элементу для предварительного закручивания потока вследствие схождения криволинейного контура и циклонной секции, секцию подъемного стояка на верхнем конце циклонного элемента, через которую проходят пары; и секцию коллектора/отстойника жидкости, через которую проходит жидкость. Стадия (d1) в интегрированном способе предпочтительно включает компримирование потока смешанного продукта термического крекинга при использовании множества ступеней компримирования; проведение для потока компримированного смешанного продукта термического крекинга каустической обработки для получения потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; компримирование потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; дегидратацию потока компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; извлечение водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; и получение олефинов и ароматических соединений, как на стадии (e), и пиролизного нефтяного топлива, как на стадии (f), из остатка потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; и стадия (e) включает очистку извлеченного водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода в целях рециркуляции в зону гидропереработки.

Данный интегрированный способ предпочтительно проводят, когда извлечение водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода дополнительно включает отдельное извлечение метана в целях использования в качестве топлива для горелок и/или нагревателей на стадии термического крекинга. На фиг. 2 продемонстрирована технологическая схема одного варианта осуществления изобретения, включающая интегрированные способ и систему сольвентной деасфальтизации, гидропереработки и парового пиролиза, включающие обход по байпасу для остатка. Интегрированная система в общем случае включает зону разделения подаваемого потока, зону сольвентной деасфальтизации, зону селективной каталитической гидропереработки, зону парового пиролиза и зону разделения продукта. Зона 180 разделения подаваемого потока включает выпуск для приема потока 101 подаваемого сырья, выпуск для выгрузки отбрасываемой части 183 и выпуск для выгрузки одной или нескольких остающихся углеводородных частей 181, 182. Углеводородную часть 181 отправляют в зону сольвентной деасфальтизации. Углеводородную часть 182 отправляют в зону селективной гидропереработки. Граница отделения фракции в зоне 180 разделения 180 может быть установлена таким образом, чтобы она была бы совместимой со смесью нефтяного топлива из остатка, например, при приблизительно 540°C. Зона 180 разделения может быть устройством одноступенчатого разделения, таким как сепаратор мгновенного испарения. Граница отделения фракции в зоне 180 разделения может быть установлена таким образом, чтобы имело бы место только разделение на отбрасываемую часть 183 и остающуюся углеводородную часть 81, т.е. при отсутствии остающейся углеводородной части 182.

Углеводородная фракция 182 может быть смешана с эффективным количеством водорода 102 и 115 (и по мере надобности источником подпиточного водорода) и потоком 126 не содержащего растворителя масла DA/DMO в целях получения объединенного потока 103, и смесь 103 загружают во выпуск зоны 104 реакции селективной гидропереработки при температуре в диапазоне от 300 до 450°C.

В дополнительных вариантах осуществления зона 180 разделения может включать нижеследующее или, по существу, состоять из него (т.е. при функционировании в отсутствие зоны мгновенного испарения): устройство циклонного фазового разделения или другое устройство разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей. В вариантах осуществления, в которых зона

разделения включает нижеследующее или, по существу, состоит из него: устройство разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей, граница отделения фракции может быть откорректирована на основании температуры испарения и скорости текучей среды для вещества, поступающего в устройство.

Отбрасываемую часть 183 из зоны разделения подаваемого потока и необязательно неиспаренную тяжелую жидкостную фракцию 138 из секции 136 парожидкостного разделения объединяют с пиролизным нефтяным топливом 171 (например, веществами, кипящими при температуре большей, чем температура кипения наиболее низкокипящего C10 соединения, известными под наименованием потока "C10+") из зоны 170 разделения и это отбирают в качестве смеси 172 пиролизного нефтяного топлива, например, для дальнейшей переработки на стороннем нефтеперерабатывающем предприятии (не показано).

Зона селективной гидропереработки включает зону 104 реактора, включающую впуск для приема объединенного потока 103, включающего подаваемый поток 182 и поток 126 и водород 102, рециркулированный из потока продукта парового пиролиза, и подпиточный водород по мере надобности (не показано). Зона 104 реактора также включает выпуск для выгрузки гидропереработанного выходящего потока 105.

Выходящие потоки 105 реактора из реактора (реакторов) гидропереработки охлаждают в теплообменнике (не показано) и отправляют в сепаратор 106 высокого давления. Верхний продукт 107 сепаратора очищают в установке 112 аминового очищения и получающийся в результате поток 113 газа, обогащенного по водороду, пропускают в рециркуляционный компрессор 114 в целях использования в качестве газа 115 рециркуляции в реакторе гидропереработки. Поток 108 нижнего продукта из сепаратора 106 высокого давления, который представляет собой, по существу, жидкостную фазу, охлаждают и вводят в холодный сепаратор 109 низкого давления, в котором его разделяют на газовый поток 111 и жидкостный поток 110. Газы из холодного сепаратора низкого давления включают водород, H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub> и любые легкие углеводороды, такие как C1-C4 углеводороды. Обычно данные газы отправляют для дальнейшей переработки, такой как переработка факельного газа или переработка топливного газа. В соответствии с определенными вариантами осуществления в настоящем документе водород извлекают в результате объединения газового потока 111, который включает водород, H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub> и любые легкие углеводороды, такие как C1-C4 углеводороды, с продуктами 144 установки парового крекинга. Все количество или часть жидкостного потока 110 используются в качестве подаваемого потока для зоны сольвентной деасфальтизации.

Зона сольвентной деасфальтизации включает первичный отстойник 119, вторичный отстойник 122, зону 125 отделения деасфальтизированного/деметаллизированного масла (DA/DMO) и зону 127 сепаратора. Первичный отстойник 119 включает впуск для приема гидропереработанного выходящего потока 110 и растворителя, который может быть свежим растворителем 116, рециркуляционным растворителем 117, рециркуляционным растворителем 128 или комбинацией из данных источников растворителя. Первичный отстойник 119 также включает выпуск для выгрузки первичной фазы 120 масла DA/DMO и несколько трубных выпусков для выгрузки первичной фазы 121 асфальта. Вторичный отстойник 122 включает два T-образных распределителя, расположенных на обоих концах, для приема первичной фазы 120 масла DSA/DMO, выпуск для выгрузки вторичной фазы 124 масла DA/DMO и выпуск для выгрузки вторичной фазы 123 асфальта. Зона 125 отделения масла DA/DMO включает впуск для приема вторичной фазы 24 масла DA/DMO, выпуск для выгрузки потока 117 растворителя и выпуск для выгрузки потока 126 не содержащего растворителя масла DA/DMO, который используют в качестве подаваемого потока для зоны 130 парового пиролиза. Емкость 127 сепаратора включает впуск для приема первичной фазы 121 асфальта, выпуск для выгрузки потока 28 растворителя и выпуск для выгрузки нижней фазы 129 асфальта, которая может быть смешана с пиролизным нефтяным топливом 171 из зоны 170 разделения продукта.

Зона 130 парового пиролиза в общем случае включает конвекционную секцию 132 и пиролизную секцию 134, которая может функционировать на основе операций установки парового пиролиза, известных на современном уровне техники, т.е. при загрузке подаваемого потока для термического крекинга в конвекционную секцию в присутствии водяного пара. В дополнение к этому в определенных вариантах осуществления в соответствии с описанием изобретения в настоящем документе (в соответствии с указанием пунктирными линиями на единственной фигуре) между секциями 132 и 134 включается секция 136 парожидкостного разделения. Секция 136 парожидкостного разделения, через которую пропускают и фракционируют нагретый подаваемый поток для парового крекинга из конвекционной секции 132, может представлять собой устройство разделения в результате мгновенного испарения, устройство разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей или комбинацию, включающую по меньшей мере один из данных типов устройств. В дополнительных необязательных вариантах осуществления зону 147 парожидкостного разделения включают выше по ходу технологического потока от секции 132 либо в комбинации с зоной 136 парожидкостного разделения, либо при отсутствии зоны 136 парожидкостного разделения. Поток 126 фракционируют в зоне 147 разделения, которая может представлять собой устройство разделения в результате мгновенного испарения, устройство разделения

на основе физического или механического разделения паров и жидкостей или комбинацию, включающую по меньшей мере один из данных типов устройств.

В дополнительных необязательных вариантах осуществления поток 126 рециркулируют обратно во впуск зоны 104 гидропереработки.

Зона 140 закаливания включает впуск, находящийся в сообщении по текучей среде с выпуском зоны 130 парового пиролиза для приема потока 139 смешанного продукта, впуск для подвода закалочного раствора 142, выпуск для выгрузки потока 144 промежуточного подвергнутого закаливанию смешанного продукта и выпуск для выгрузки закалочного раствора 146.

В общем случае поток 144 промежуточного подвергнутого закаливанию смешанного продукта подвергают разделению в секции компримирования и фракционирования. Такая секция компримирования и фракционирования хорошо известна на современном уровне техники.

В одном предпочтительном варианте осуществления поток 144 смешанного продукта подвергают конверсии в поток 165 промежуточного продукта и водород 162, который очищают в настоящем способе и используют в качестве рециркуляционного потока 102 водорода в 104 зоне реакции гидропереработки. Поток 165 промежуточного продукта, который может, кроме того, содержать водород, в общем случае фракционируют на конечные продукты и остаток в зоне 170 разделения, которая может представлять собой, например, одну или несколько установок разделения, таких как множество колонн фракционирования, включающих этаноотгонную, пропаноотгонную и бутаноотгонную колонны, как это известно для специалистов в соответствующей области техники.

В общем случае зона 170 разделения продукта включает впуск, находящийся в сообщении по текучей среде с потоком 165 продукта, и множество выпусков 173-178 для продуктов, в том числе выпуск 178 для выгрузки метана, который необязательно может быть объединен с потоком 163, выпуск 177 для выгрузки этилена, выпуск 176 для выгрузки пропилена, выпуск 175 для выгрузки бутадиена, выпуск 174 для выгрузки смешанных бутиленов и выпуск 173 для выгрузки пиролизного бензина. В дополнение к этому предусматривается выпуск для выгрузки пиролизного нефтяного топлива 171. Необязательно одного или обоих представителей, выбираемых из нижней фазы 129 асфальта из емкости 127 сепаратора зоны сольвентной деасфальтизации и части 138 нефтяного топлива из секции 136 парожидкостного разделения, объединяют с пиролизным нефтяным топливом 171, и смешанный поток может быть отобран в качестве смеси 172 пиролизного нефтяного топлива, например смеси малосернистого нефтяного топлива для дальнейшей переработки на стороннем нефтеперерабатывающем предприятии. Как это необходимо отметить, несмотря на демонстрацию шести выпусков для продуктов может быть предусмотрено их меньшее или большее количество в зависимости, например, от компоновки используемых установок для разделения и требований по выходу и распределению.

В одном варианте осуществления способа, использующего компоновку, продемонстрированную на единственной фигуре, поток 126 не содержащего растворителя масла DA/DMO и, возможно, поток 182 смешивают с эффективным количеством водорода 2 и 15 (и по мере надобности источником подпиточного водорода) в целях получения объединенного потока 103. Смесь 103 загружают в зону 104 реакции гидропереработки при температуре в диапазоне от 300 до 450°C. В определенных вариантах осуществления зона 104 реакции гидропереработки включает одну или несколько операций установки в соответствии с описанием изобретений в публикации патента Соединенных Штатов с № 2011/0083996 и в публикациях патентных заявок согласно договору РСТ с №№ WO 2010/009077, WO 2010/009082, WO 2010/009089 и WO 2009/073436. Например, зона гидропереработки может включать один или несколько слоев, содержащих эффективное количество катализатора гидродеметаллизации, и один или несколько слоев, содержащих эффективное количество катализатора гидропереработки, обладающего функциями гидродеароматизации, гидроденитрогенизации, гидродесульфуризации и/или гидрокрекинга. В дополнительных вариантах осуществления зона 104 гидропереработки включает более чем два слоя катализатора. В дополнительных вариантах осуществления зона 104 реакции гидропереработки включает множество реакционных емкостей, при этом каждая из них включает один или несколько слоев катализатора, например, обладающих различной функцией.

Зона 104 гидропереработки функционирует при параметрах, эффективных для гидродеметаллизации, гидродеароматизации, гидроденитрогенизации, гидродесульфуризации и/или гидрокрекинга сырой нефти подаваемого сырья. В определенных вариантах осуществления гидропереработку проводят при использовании следующих далее условий: рабочая температура в диапазоне от 300 до 450°C; рабочее давление в диапазоне от 30 до 180 бар и часовая объемная скорость жидкости в диапазоне от 0,1 до 10 ч<sup>-1</sup>. Как это необходимо отметить, при использовании сырой нефти в качестве подаваемого сырья в зоне 104 гидропереработки демонстрируются преимущества, например, в сопоставлении с операцией той же самой установки гидропереработки, использующейся в отношении атмосферного остатка. Например, при температуре запуска или работы установки в диапазоне от 370 до 375°C скорость дезактивирования составляет приблизительно 1°C/месяц. В противоположность этому в случае необходимости переработки остатка скорость дезактивирования была бы близкой к величине в диапазоне приблизительно от 3 до 4°C/месяц. При обработке атмосферного остатка обычно используют давление, составляющее приблизительно 200 бар, в то время как настоящий способ, в котором подвергают обработке сырую нефть, может

функционировать при давлении, составляющем всего лишь 100 бар. В дополнение к этому в целях достижения высокого уровня насыщения, требуемого для увеличения уровня содержания водорода в подаваемом потоке, данный способ может функционировать при высокой производительности в сопоставлении с тем, что имеет место для атмосферного остатка. Значение ЧОСЖ может составлять целые  $0,5 \text{ ч}^{-1}$ , в то время как для атмосферного остатка обычно имеет место величина  $0,25 \text{ ч}^{-1}$ . Неожиданное открытие заключается в том, что при переработке сырой нефти скорость дезактивирования движется в обратном направлении в сопоставлении с тем, что наблюдается обычно. Дезактивирование при низкой производительности ( $0,25 \text{ ч}^{-1}$ ) составляет  $4,2^\circ\text{C}/\text{месяц}$ , а дезактивирование при более высокой производительности ( $0,5 \text{ ч}^{-1}$ ) составляет  $2,0^\circ\text{C}/\text{месяц}$ . Для каждого подаваемого потока, который рассматривается в промышленности, наблюдается противоположное. Это может быть приписано эффекту вымывания катализатора.

Выходящие потоки 105 реактора из зоны 104 гидропереработки охлаждаются в теплообменнике (не показано) и отправляют в сепараторы, которые могут включать холодный или горячий сепаратор 106 высокого давления. Верхний продукт 107 сепаратора очищают в установке 112 аминного очищения и получающийся в результате поток 113 газа, обогащенного по водороду, пропускают в рециркуляционный компрессор 114 в целях использования в качестве газа 115 рециркуляции в зоне 104 реакции гидропереработки. Нижний продукт 108 сепаратора из сепаратора 106 высокого давления, который находится, по существу, в жидкостной фазе, охлаждают и после этого вводят в холодный сепаратор 109 низкого давления. Остающиеся газы в виде потока 111, включающие водород,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{NH}_3$  и любые легкие углеводороды, которые могут включать C1-C4 углеводороды, обычно могут быть выдуты из холодного сепаратора низкого давления и отправлены для дальнейшей переработки, такой как переработка факельного газа или переработка топливного газа. В определенных вариантах осуществления данного способа водород и необязательно также C1-C4 соединения извлекают в результате объединения потока 111 (в соответствии с указанием пунктирными линиями) с газом крекинга в виде потока 144 из продуктов установки парового крекинга.

Гидропереработанный выходящий поток 110 характеризуется уменьшенным уровнем содержания загрязнителей (т.е. металлов, серы и азота), увеличенной парафинистостью, уменьшенным значением ПКГБ и увеличенной плотностью в градусах Американского нефтяного института (АНИ).

К гидропереработанному выходящему потоку 110 примешивают растворитель из одного или нескольких источников 116, 117 и 128. После этого получающуюся в результате смесь 118 переводят в первичный отстойник 119. В результате смешивания и отстаивания в первичном отстойнике 119 образуются две фазы: первичная фаза 120 масла DA/DMA и первичная фаза 121 асфальта. Температура первичного отстойника 119 является достаточно низкой для извлечения из подаваемого сырья всего масла DA/DMO. Например, для системы, использующей н-бутан, подходящий диапазон температуры находится в пределах приблизительно от  $60$  до  $150^\circ\text{C}$ , а подходящий диапазон давления является таким, чтобы давление было бы большим, чем давление паров н-бутана при рабочей температуре, например приблизительно от  $15$  до  $25$  бар, для поддержания растворителя в жидкостной фазе. В системе, использующей н-пентан, подходящий диапазон температуры находится в пределах от приблизительно  $60^\circ\text{C}$  до приблизительно  $180^\circ\text{C}$ , и опять-таки подходящий диапазон давления является таким, чтобы давление было бы большим, чем давление паров н-пентана при рабочей температуре, например приблизительно от  $10$  до  $25$  бар, для поддержания растворителя в жидкостной фазе. Температура во втором отстойнике обычно является большей, чем температура в первом отстойнике.

Первичную фазу 120 масла DA/DMO, включающую значительную долю растворителя и масло DA/DMO совместно с незначительным количеством асфальта, выгружают через выпуск, расположенный в верхней части первичного отстойника 119, и коллекторные трубы (не показано). Первичную фазу 121 асфальта, которая содержит 20-50% (об.) растворителя, выгружают через несколько трубных выпусков, расположенных в нижней части первичного отстойника 119.

Первичная фаза 120 масла DA/DMO поступает в два T-образных распределителя на обоих концах вторичного отстойника 122, который выполняет функцию конечной ступени экстракции. Вторичную фазу 123 асфальта, содержащую маленькое количество растворителя и масло DA/DMO, выгружают из вторичного отстойника 122 и рециркулируют обратно в первичный отстойник 119 для извлечения масла DA/DMO. Вторичную фазу 124 масла DA/DMO получают и пропускают в зону 125 отделения масла DA/DMO в целях получения потока 117 растворителя и потока 126 не содержащего растворителя масла DA/DMO. Более чем 90% (мас.) растворителя, загруженного в отстойники, поступают в зону 125 отделения масла DA/DMO, которая имеет размер, обеспечивающий быстрое и эффективное разделение растворителя и масла DA/DMO в результате мгновенного испарения. Первичную фазу 121 асфальта транспортируют в емкость 127 сепаратора для разделения потока 128 растворителя и нижней фазы 129 асфальта в результате мгновенного испарения. Потоки 117 и 128 растворителя могут быть использованы в качестве растворителя для первичного отстойника 119, что поэтому сводит к минимуму потребности в свежем растворителе 116.

Растворители, используемые в зоне сольвентной деасфальтизации, включают чистые жидкие углеводороды, такие как пропан, бутаны и пентаны, а также их смеси. Выбор растворителей зависит от требований к маслу DAO, а также качества и количества конечных продуктов. Рабочие условия для зоны

сольвентной деасфальтизации включают температуру, равную или меньшую в сопоставлении с критической температурой растворителя; соотношение между растворителем и маслом в диапазоне от 2:1 до 50:1 (об.:об.); и давление в диапазоне, эффективном для поддержания смеси растворитель/подаваемый поток в отстойниках в жидком состоянии.

Поток 126, по существу, не содержащего растворителя масла DA/DMO необязательно подвергают отпариванию под воздействием водяного пара (не показано) для удаления растворителя. В определенных вариантах осуществления поток 126 деасфальтизированного и деметаллизированного масла представляет собой подаваемый поток 148 для зоны 130 парового пиролиза. В дополнительных вариантах осуществления поток 126 деасфальтизированного и деметаллизированного масла отправляют в зону 147 разделения, где выгруженная паровая часть представляет собой подаваемый поток 148 для зоны 130 парового пиролиза. Паровая часть может характеризоваться, например, начальной температурой кипения, соответствующей тому, что имеет место для потока 126 деасфальтизированного и деметаллизированного масла, и конечной температурой кипения в диапазоне от приблизительно 370 до приблизительно 600°C. Зона 147 разделения может включать операцию подходящей установки парожидкостного разделения, такую как емкость мгновенного испарения, устройство разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей или комбинации, включающей по меньшей мере один из данных типов устройств.

Подаваемый поток 148 транспортируют в конвекционную секцию 132 в присутствии предварительно определенного количества водяного пара, который, например, подводят через впуск для водяного пара (не показан). В конвекционной секции 132 смесь нагревают до предварительно определенной температуры, например, при использовании одного или нескольких потоков сбросного тепла или другой подходящей компоновки нагревания. Нагретую смесь из подаваемого потока для пиролиза и дополнительного водяного пара пропускают в пиролизную секцию 134 для получения потока 139 смешанного продукта. В определенных вариантах осуществления нагретую смесь из секции 132 пропускают через секцию 136 парожидкостного разделения, в которой часть 138 отбрасывают в качестве компонента в виде малосернистого нефтяного топлива, подходящего для использования при смешивании с пиролизным нефтяным топливом 171.

Зона 130 парового пиролиза функционирует при параметрах, эффективных для крекинга потока масла DA/DMO в целях получения желаемых продуктов, включающих этилен, пропилен, бутadiен, смешанные бутены и пиролизный бензин. В определенных вариантах осуществления паровой крекинг проводят при использовании следующих далее условий: температура в диапазоне от 400 до 900°C в конвекционной секции и в пиролизной секции; соотношение между водяным паром и углеводородом в конвекционной секции в диапазоне от 0,3:1 до 2:1 (мас.:мас.) и время пребывания в пиролизной секции в диапазоне от 0,05 до 2 с.

Поток 139 смешанного продукта пропускают во впуск зоны 140 закаливания, использующей закалочный раствор 142 (например, воду и/или пиролизное нефтяное топливо), введенный через отдельный впуск, для получения потока 144 подвергнутого закаливанию смешанного продукта, имеющего уменьшенную температуру, составляющую, например, приблизительно 300°C, а отработанный закалочный раствор 146 отправляют на рециркуляцию и/или выдувают.

Выходящий поток 139 газовой смеси из установки крекинга обычно представляет собой смесь из водорода, метана, углеводородов, диоксида углерода и сероводорода. После охлаждения водой и/или закаливания в масле смесь 144 подвергают компримированию и разделению. В одном неограничивающем примере поток 144 компримируют в многоступенчатом компрессоре, который обычно включает 4-6 ступеней, где упомянутый многоступенчатый компрессор может включать зону 151 компрессора для получения компримированной газовой смеси 152. Компримированная газовая смесь 152 может быть подвергнута обработке в установке 153 каустической обработки в целях получения газовой смеси 154, обедненной по сероводороду и диоксиду углерода. Газовая смесь 154 может быть дополнительно компримирована в зоне 155 компрессора. Получающийся в результате подвергнутый крекингу газ 156 может быть подвергнут криогенной обработке в установке 157 для дегидратации и может быть дополнительно высушен при использовании молекулярных сит.

Холодный поток 158 газа, подвергнутого крекингу, из установки 157 может быть пропущен в метаноотгонную колонну 159, из которой получают головной поток 160, содержащий водород и метан из потока газа, подвергнутого крекингу. После этого поток 165 нижнего продукта из метаноотгонной колонны 159 отправляют для дальнейшей переработки в зоне 170 разделения продукта, включающей колонны фракционирования, включающие этаноотгонную, пропаноотгонную и бутаноотгонную колонны. Также могут быть использованы и технологические конфигурации, включающие другую последовательность из метаноотгонной колонны, этаноотгонной колонны, пропаноотгонной колонны и бутаноотгонной колонны.

В соответствии со способами в настоящем документе после отделения от метана в метаноотгонной колонне 159 и извлечения водорода в установке 161 получают водород 162, характеризующийся степенью чистоты обычно в диапазоне 80-95% (об.). Технологические процессы извлечения в установке 161 включают криогенное извлечение (например, при температуре, составляющей приблизительно -157°C).



После этого поток 162 водорода пропускают в установку 164 очистки водорода, такую как установка короткоциклового адсорбции (PSA) в целях получения потока 102 водорода, характеризующегося степенью чистоты 99,9%+, или установка мембранного разделения в целях получения потока 102 водорода, характеризующегося степенью чистоты, составляющей приблизительно 95%. После этого поток 102 очищенного водорода рециркулируют обратно для выполнения функции основной доли требуемого водорода для зоны гидропереработки. В дополнение к этому, неосновная доля может быть использована для реакций гидрирования ацетилен, метилацетилен и пропадиенов (не показано). В дополнение к этому, в соответствии со способами в настоящем документе поток 163 метана необязательно может быть рециркулирован в установку парового крекинга в целях использования в качестве топлива для горелок и/или нагревателей.

Поток 165 нижнего продукта из метаноотгонной колонны 159 транспортируют во впуск для зоны 170 разделения продукта в целях разделения на метан, этилен, пропилен, бутadiен, смешанные бутилены и пиролизный бензин, соответственно, через выпуски 178, 177, 176, 175, 174 и 173. Пиролизный бензин в общем случае включает C5-C9 углеводороды, и от данного погона могут быть отделены бензол, толуол и ксилолы. Необязательно один или оба представителя, выбираемые из нижней фазы 129 асфальта и неиспаренной тяжелой жидкостной фракции 138 из секции 136 парожидкостного разделения, объединяют с пиролизным нефтяным топливом 171 (например, веществами, кипящими при температуре большей, чем температура кипения наиболее низкокипящего C10 соединения, известными под наименованием потока "C10+") из зоны 170 разделения и смешанный поток отбирают в качестве смеси 172 пиролизного нефтяного топлива, например, для дальнейшей переработки на стороннем нефтеперерабатывающем предприятии (не показано). В определенных вариантах осуществления нижняя фаза 129 асфальта может быть отправлена в установку отпаривания асфальта (не показана), где отпаривают любой остающийся растворитель, например, под воздействием водяного пара.

В способе настоящего изобретения в соответствии с описанием изобретения в варианте осуществления 17 и демонстрацией на фиг. 3 зона первой сольвентной деасфальтизации делает возможным удаление определенных асфальтенов, металлов и углеродистых остатков из тяжелых компонентов при получении относительно высокого выхода первого деасфальтизованного и деметаллизированного масла, но в ущерб определенному уровню загрязнения. После этого произведенный впоследствии гидропереработанный выходящий поток подвергают переработке в зоне второй сольвентной деасфальтизации для удаления остающихся асфальтенов, металлов и углеродистых остатков таким образом, чтобы они не были бы подвергнуты воздействию термического крекинга. В одном варианте осуществления растворитель, использующийся в зоне первой сольвентной деасфальтизации, отличается от растворителя, использующегося в зоне второй сольвентной деасфальтизации. Предпочтительно растворитель, использующийся в зоне первой сольвентной деасфальтизации, представляет собой пентан, а растворитель, использующийся в зоне второй сольвентной деасфальтизации, представляет собой пропан или бутан. Данный интегрированный способ дополнительно включает разделение потока второго деасфальтизованного и деметаллизированного масла в зоне разделения для извлечения паровой части, которую отправляют в зону парового пиролиза, и жидкостной части, причем жидкостную часть выгружают и смешивают с пиролизным нефтяным топливом из зоны разделения продукта в соответствии с представлением на стадии (e3). В соответствии с одним предпочтительным вариантом осуществления данного способа стадия термического крекинга включает нагревание гидропереработанного выходящего потока в конвекционной секции зоны парового пиролиза, разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фракцию и жидкостную фракцию, пропускание паровой фракции в пиролизную секцию зоны парового пиролиза и выгрузку жидкостной фракции. Помимо этого также предпочитается, чтобы зона первой сольвентной деасфальтизации и зона второй сольвентной деасфальтизации были бы объединены в одной единственной установке сольвентной деасфальтизации. Предпочитается, когда выгруженную жидкостную фракцию смешивают с пиролизным нефтяным топливом, извлеченным на стадии (g3). Разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фракцию и жидкостную фракцию предпочтительно проводят при использовании устройства парожидкостного разделения на основе физического и механического разделения. Такое устройство парожидкостного разделения предпочтительно включает элемент для предварительного закручивания потока, имеющий входной участок и переходный участок, при этом входной участок имеет впуск для приема текущей смеси текучей среды и криволинейный контур, управляемую циклонную секцию, включающую впуск, примыкающий к элементу для предварительного закручивания потока вследствие схождения криволинейного контура и циклонной секции, секцию подъемного стояка на верхнем конце циклонного элемента, через которую проходят пары; и секцию коллектора/отстойника жидкости, через которую проходит жидкость. Стадия (d3) интегрированного способа, соответствующего данному способу, предпочтительно дополнительно включает компримирование потока смешанного продукта термического крекинга при использовании множества ступеней компримирования; проведение для потока компримированного смешанного продукта термического крекинга каустической обработки для получения потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; компримирование потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углеро-

да; дегидратацию потока компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; извлечение водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; и получение олефинов и ароматических соединений, как на стадии (e3), и пиролизного нефтяного топлива, как на стадии (f3), из остатка потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; и стадия (e3) предпочтительно включает очистку извлеченного водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода в целях рециркуляции в зону гидропереработки. Один предпочтительный вариант осуществления данного интегрированного способа включает стадию извлечения водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода, дополнительно включающую отдельное извлечение метана в целях использования в качестве топлива для горелок и/или нагревателей на стадии термического крекинга.

Изобретение будет более подробно описано ниже и при обращении к фиг. 3. На фиг. 3 продемонстрирована технологическая схема, включающая интегрированные способ и систему сольвентной деасфальтизации, гидропереработки и парового пиролиза, включающие обход по байпасу для остатка. Интегрированная система в общем случае включает зону сольвентной деасфальтизации, зону селективной каталитической гидропереработки, зону парового пиролиза и зону разделения продукта. Зона сольвентной деасфальтизации включает первичный отстойник 219, вторичный отстойник 222, зону 225 отделения деасфальтизированного/деметаллизированного масла (DA/DMO) 225 и зону 227 сепаратора. Первичный отстойник 219 включает впуск для приема объединенного потока 218, включающего подаваемый поток 201 и растворитель, который может быть свежим растворителем 216, рециркуляционным растворителем 217, рециркуляционным растворителем 228 или комбинацией из данных источников растворителя. Первичный отстойник 219 также включает выпуск для выгрузки первичной фазы 220 масла DA/DMO и несколько трубных выпусков для выгрузки первичной фазы 221 асфальта. Вторичный отстойник 222 включает два T-образных распределителя, расположенных на обоих концах, для приема первичной фазы 220 масла DSA/DMO, выпуск для выгрузки вторичной фазы 224 масла DA/DMO и выпуск для выгрузки вторичной фазы 223 асфальта. Зона 225 отделения масла DA/DMO включает впуск для приема вторичной фазы 224 масла DA/DMO, выпуск для выгрузки потока 217 растворителя и выпуск для выгрузки потока 226 не содержащего растворителя масла DA/DMO, который используют в качестве подаваемого потока для зоны селективной гидропереработки. Поток 226 может быть дополнительно разделен в сепараторе 288 на поток 286 и поток 287, причем поток 287 используют в качестве подаваемого потока для зоны селективной гидропереработки. Поток 286 может быть дополнительно разделен в сепараторе 280 на поток 282 и поток 281, причем поток 282 используют в качестве подаваемого потока для зоны 230 парового пиролиза, в частности конвекционной секции 232. В одном предпочтительном альтернативном варианте поток 226 разделяют в сепараторе 288 на поток 281 и поток 286, причем упомянутый поток 286 используют в качестве подаваемого потока для сепаратора 280 для разделения на поток 282 и поток 287, причем упомянутый поток 282 используют в качестве подаваемого потока для зоны 230 парового пиролиза, в частности конвекционной секции 232, а поток 287 используют в качестве подаваемого потока для зоны селективной гидропереработки. Емкость 227 сепаратора включает впуск для приема первичной фазы 221 асфальта, выпуск для выгрузки потока 228 растворителя и выпуск для выгрузки нижней фазы 229 асфальта, которая может быть смешана с пиролизным нефтяным топливом 271 из зоны 270 разделения продукта и с потоком 281 из сепаратора 280.

Зона селективной гидропереработки включает зону 204 реактора, которая включает впуск для приема смеси из потока 226 не содержащего растворителя масла DA/DMO и водорода 202, рециркулированного из потока продукта парового пиролиза, и подпиточного водорода по мере надобности (не показано). Зона 204 реактора, кроме того, включает выпуск для выгрузки гидропереработанного выходящего потока 205.

Выходящие потоки 5 реактора из реактора (реакторов) гидропереработки охлаждают в теплообменнике (не показано) и отправляют в сепаратор 206 высокого давления. Верхний продукт 207 сепаратора очищают в установке 212 аминового очищения и получающийся в результате поток 213 газа, обогащенного по водороду, пропускают в рециркуляционный компрессор 214 в целях использования в качестве газа 215 рециркуляции в реакторе гидропереработки. Поток 208 нижнего продукта из сепаратора 206 высокого давления, который представляет собой, по существу, жидкостную фазу, охлаждают и вводят в холодный сепаратор 209 низкого давления, в котором его разделяют на газовый поток и жидкостной поток 210. Газы из холодного сепаратора низкого давления включают водород, H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub> и любые легкие углеводороды, такие как C1-C4 углеводороды. Обычно данные газы отправляют для дальнейшей переработки, такой как переработка факельного газа или переработка топливного газа. В соответствии с определенными вариантами осуществления в настоящем документе водород извлекают в результате определения газового потока 211, который включает водород, H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub> и любые легкие углеводороды, такие как C1-C4 углеводороды, с продуктами 244 установки парового крекинга. Жидкостной поток 210 может

непосредственно использоваться в качестве подаваемого потока для зоны 230 парового пиролиза 230.

В одном предпочтительном варианте осуществления жидкостный поток 210 разделяют в установке 283 на поток 285 и поток 284, причем поток 285 отправляют в зону 230 парового пиролиза, а поток 284 используют в качестве дополнительного подаваемого потока, предназначенного для впуска зоны сольвентной деасфальтизации, в соответствии с представленным выше обсуждением изобретения. Это означает повторную обработку в зоне сольвентной деасфальтизации жидкостного потока 210, причем данный поток 210 уже был подвергнут переработке в зоне сольвентной деасфальтизации и в зоне селективной гидропереработки. На технологической схеме, соответствующей фиг. 3, продемонстрирована только одна зона сольвентной деасфальтизации, но на практике также могут функционировать и две различные зоны сольвентной деасфальтизации.

Зона 230 парового пиролиза в общем случае включает конвекционную секцию 232 и пиролизную секцию 234, которая может функционировать на основе операций установки парового пиролиза, известных на современном уровне техники, т.е. при загрузке подаваемого потока для термического крекинга в конвекционную секцию в присутствии водяного пара. В дополнение к этому в определенных необязательных вариантах осуществления в соответствии с описанием изобретения в настоящем документе (в соответствии с указанием пунктирными линиями на фиг. 3) между секциями 232 и 234 включается секция 236 парожидкостного разделения. Секция 236 парожидкостного разделения, через которую пропускают нагретый подаваемый поток для парового крекинга из конвекционной секции 232, может представлять собой устройство разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей.

Зона 240 закаливания включает выпуск, находящийся в сообщении по текучей среде с выпуском зоны 230 парового пиролиза, выпуск для подвода закалочного раствора 242, выпуск для выгрузки потока 244 подвергнутого закаливанию смешанного продукта и выпуск для выгрузки закалочного раствора 246.

В общем случае поток 244 промежуточного подвергнутого закаливанию смешанного продукта подвергают разделению в секции компримирования и фракционирования. Такая секция компримирования и фракционирования хорошо известна на современном уровне техники.

В одном варианте осуществления поток 244 смешанного продукта подвергают конверсии в поток 265 промежуточного продукта и водород 262, который очищают в настоящем способе и используют в качестве рециркуляционного потока 202 водорода в зоне 224 реакции гидропереработки. Поток 265 промежуточного продукта, который может, кроме того, содержать водород, в общем случае фракционируют на конечные продукты и остаток в зоне 270 разделения, которая может включать, например, одну или несколько установок разделения, как это известно для специалистов в соответствующей области техники.

В общем случае зона 270 разделения продукта включает выпуск, находящийся в сообщении по текучей среде с потоком 265 продукта, и множество выпусков 273-278 для продукта, в том числе выпуск 278 для выгрузки метана, который необязательно может быть объединен с потоком 263, выпуск 277 для выгрузки этилена, выпуск 276 для выгрузки пропилена, выпуск 275 для выгрузки бутадиена, выпуск 274 для выгрузки смешанных бутиленов и выпуск 273 для выгрузки пиролизного бензина. В дополнение к этому предусматривается выпуск для выгрузки пиролизного нефтяного топлива 271. Необязательно одного или обоих представителей, выбираемых из нижней фазы 229 асфальта из емкости 227 сепаратора и отбрасываемой части 238 из секции 236 парожидкостного разделения, объединяют с пиролизным нефтяным топливом 271, и смешанный поток может быть отобран в качестве смеси 272 пиролизного нефтяного топлива, например смеси малосернистого нефтяного топлива для дальнейшей переработки на стороннем нефтеперерабатывающем предприятии. Как это необходимо отметить, несмотря на демонстрацию шести выпусков для продуктов, может быть предусмотрено их меньшее или большее количество в зависимости, например, от компоновки используемых установок для разделения и требований по выходу и распределению.

В одном предпочтительном варианте осуществления способа, использующего компоновку, продемонстрированную на фиг. 3, к сырой нефти подаваемого сырья 201 примешивают растворитель из одного или нескольких источников 216, 217, 284 и 228. После этого получающуюся в результате смесь 218 переводят в первичный отстойник 219. В результате смешивания и отстаивания в первичном отстойнике 219 образуются две фазы: первичная фаза 220 масла DA/DMA и первичная фаза 221 асфальта. Температура первичного отстойника 219 является достаточно низкой для извлечения из подаваемого сырья всего масла DA/DMO. Например, для системы, использующей н-бутан, подходящий диапазон температуры находится в пределах приблизительно от 60 до 150°C, а подходящий диапазон давления является таким, чтобы давление было бы большим, чем давление паров н-бутана при рабочей температуре, например приблизительно от 15 до 25 бар, для поддержания растворителя в жидкостной фазе. В одной системе, использующей н-пентан, подходящий диапазон температуры находится в пределах от приблизительно 60 до приблизительно 180°C, и опять-таки подходящий диапазон давления является таким, чтобы давление было бы большим, чем давление паров н-пентана при рабочей температуре, например приблизительно от 10 до 25 бар, для поддержания растворителя в жидкостной фазе. Температура во втором отстойнике обычно является большей, чем температура в первом отстойнике.

Первичную фазу 220 масла DA/DMO, включающую значительную долю растворителя и масла DA/DMO совместно с незначительным количеством асфальта, выгружают через выпуск, расположенный в верхней части первичного отстойника 219, и коллекторные трубы (не показано). Первичную фазу 221 асфальта, которая содержит 40-50% (об.) растворителя, выгружают через несколько трубных выпусков, расположенных в нижней части первичного отстойника 219.

Первичная фаза 220 масла DA/DMO поступает в два T-образных распределителя на обоих концах вторичного отстойника 222, который выполняет функцию конечной ступени экстракции. Вторичную фазу 223 асфальта, содержащую маленькое количество растворителя и масла DA/DMO, выгружают из вторичного отстойника 222 и рециркулируют обратно в первичный отстойник 219 для извлечения масла DA/DMO. Вторичную фазу 224 масла DA/DMO получают и пропускают в зону отделения масла DA/DMO 225 в целях получения потока 217 растворителя и потока 226 не содержащего растворителя масла DA/DMO. Более чем 90% (мас.) растворителя, загруженного в отстойники, поступают в зону 225 отделения масла DA/DMO, которая имеет размер, обеспечивающий быстрое и эффективное разделение растворителя и масла DA/DMO в результате мгновенного испарения. Первичную фазу 221 асфальта транспортируют в емкость 227 сепаратора для разделения потока 228 растворителя и нижней фазы 229 асфальта в результате мгновенного испарения. Поток 217 и 228 растворителя могут быть использованы в качестве растворителя для первичного отстойника 219, что поэтому сводит к минимуму потребности в свежем растворителе 216. Растворители, используемые в зоне сольвентной деасфальтизации, включают чистые жидкие углеводороды, такие как пропан, бутаны и пентаны, а также их смеси. Выбор растворителей зависит от требований к маслу DAO, а также качества и количества конечных продуктов. Рабочие условия для зоны сольвентной деасфальтизации включают температуру, равную или меньшую в сопоставлении с критической температурой растворителя; соотношение между растворителем и маслом в диапазоне от 2:1 до 50:1 и давление в диапазоне, эффективном для поддержания смеси растворитель/подаваемый поток в отстойниках в жидком состоянии.

Поток 226, по существу, не содержащего растворителя масла DA/DMO необязательно подвергают отпариванию под воздействием водяного пара (не показано) для удаления любого остающегося растворителя и смешивают с эффективным количеством водорода и потоком 215 (и по мере надобности источником подпиточного водорода) в целях получения объединенного потока 203. Смесь 203 загружают в зону 204 реакции гидропереработки при температуре в диапазоне от 300 до 450°C. В определенных вариантах осуществления зона 204 реакции гидропереработки включает одну или несколько операций установки в соответствии с описанием изобретений в публикации патента Соединенных Штатов с № 2011/0083996 и в публикациях патентных заявок согласно договору РСТ с №№ WO 2010/009077, WO 2010/009082, WO 2010/009089 и WO 2009/073436. Например, зона гидропереработки может включать один или несколько слоев, содержащих эффективное количество катализатора гидродеметаллизации, и один или несколько слоев, содержащих эффективное количество катализатора гидропереработки, обладающего функциями гидродеароматизации, гидроденитрогенизации, гидродесульфуризации и/или гидрокрекинга. В дополнительных вариантах осуществления зона 204 реакции гидропереработки включает более чем два слоя катализатора. В дополнительных вариантах осуществления зона 204 реакции гидропереработки включает множество реакционных емкостей, при этом каждая из них включает один или несколько слоев катализатора, например, обладающих различной функцией.

В еще одном варианте осуществления поток 226 дополнительно разделяют на поток 286 и поток 287, причем поток 287 смешивают с эффективным количеством водорода и 215 (и по мере надобности источником подпиточного водорода) в целях получения объединенного потока 203.

Поток 286 может быть дополнительно разделен в установке 280 на поток 281 и поток 282, причем поток 282 отправляют в зону 230 парового пиролиза. Таким образом, подаваемый поток для зоны 230 парового пиролиза может представлять собой комбинацию из потока 285 и потока 282.

Зона 204 гидропереработки функционирует при параметрах, эффективных для гидродеметаллизации, гидродеароматизации, гидроденитрогенизации, гидродесульфуризации и/или гидрокрекинга сырой нефти подаваемого сырья. В определенных вариантах осуществления гидропереработку проводят при использовании следующих далее условий: рабочая температура в диапазоне от 300 до 450°C; рабочее давление в диапазоне от 30 до 180 бар и часовая объемная скорость жидкости в диапазоне от 0,1 до 10 ч<sup>-1</sup>. Как это необходимо отметить, при использовании сырой нефти в качестве подаваемого сырья в зоне 204 гидропереработки демонстрируются преимущества, например, в сопоставлении с операцией той же самой установки гидропереработки, использующейся в отношении атмосферного остатка. Например, при температуре запуска или работы установки в диапазоне от 370 до 375°C скорость дезактивирования составляет приблизительно 1°C/месяц. В противоположность этому, в случае необходимости переработки остатка скорость дезактивирования была бы близкой к величине в диапазоне приблизительно от 3 до 4°C/месяц. При обработке атмосферного остатка обычно используют давление, составляющее приблизительно 200 бар, в то время как настоящий способ, в котором подвергают обработке сырую нефть, может функционировать при давлении, составляющем всего лишь 100 бар. В дополнение к этому в целях достижения высокого уровня насыщения, требуемого для увеличения уровня содержания водорода в подаваемом потоке, данный способ может функционировать при высокой производительности в сопоставле-

нии с тем, что имеет место для атмосферного остатка. Значение ЧОСЖ может составлять целые 0,5, в то время как для атмосферного остатка обычно имеет место величина 0,25. Неожиданное открытие заключается в том, что при переработке сырой нефти скорость дезактивирования движется в обратном направлении в сопоставлении с тем, что наблюдается обычно. Дезактивирование при низкой производительности ( $0,25 \text{ ч}^{-1}$ ) составляет  $4,2^\circ\text{C}/\text{месяц}$ , а дезактивирование при более высокой производительности ( $0,5 \text{ ч}^{-1}$ ) составляет  $2,0^\circ\text{C}/\text{месяц}$ . Для каждого подаваемого потока, который рассматривается в промышленности, наблюдается противоположное. Это может быть приписано эффекту вымывания катализатора.

Выходящие потоки 205 реактора из зоны 204 гидропереработки охлаждаются в теплообменнике (не показано) и отправляют в холодный или горячий сепаратор 206 высокого давления. Верхний продукт 207 сепаратора очищают в установке 212 аминового очищения и получающийся в результате поток 213 газа, обогащенного по водороду, пропускают в рециркуляционный компрессор 214 в целях использования в качестве газа 215 рециркуляции в зоне 204 реакции гидропереработки. Нижний продукт 208 сепаратора из сепаратора 206 высокого давления, который находится, по существу, в жидкостной фазе, охлаждают и после этого вводят в холодный сепаратор 209 низкого давления. Остающиеся газы в виде потока 211, включающие водород,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{NH}_3$  и любые легкие углеводороды, которые могут включать C1-C4 углеводороды, обычно могут быть выдуты из холодного сепаратора низкого давления и отправлены для дальнейшей переработки, такой как переработка факельного газа или переработка топливного газа. В определенных вариантах осуществления настоящего способа водород извлекают в результате объединения потока 211 (в соответствии с указанием пунктирными линиями) с газом крекинга в виде потока 244 из продуктов установки парового крекинга. Нижний продукт 210 из сепаратора 209 низкого давления необязательно отправляют в зону 220 разделения или непосредственно пропускают в зону 230 парового пиролиза.

Гидропереработанный выходящий поток 210 характеризуется уменьшенным уровнем содержания загрязнителей (т.е. металлов, серы и азота), увеличенной парафинистостью, уменьшенным значением ПКГБ и увеличенной плотностью в градусах Американского нефтяного института (АНИ).

Гидропереработанный выходящий поток 210 может быть непосредственно пропущен в конвекционную секцию 232, куда вводят, например подводят через впуск для водяного пара (не показан), эффективное количество водяного пара. В еще одном варианте осуществления гидропереработанный выходящий поток 210 разделяют в сепараторе 283 на поток 285 и поток 284, причем поток 285 пропускают в конвекционную секцию 232 в присутствии эффективного количества водяного пара, например, подводящего через впуск для водяного пара (не показан). В дополнение к этому, подаваемый поток для конвекционной секции 232 также может включать и поток 282 из сепаратора 280.

Как это продемонстрировано на фиг. 3, поток 282 также используют и в качестве подаваемого потока для конвекционной секции 232.

В конвекционной секции 232 смесь нагревают до предварительно определенной температуры, например, при использовании одного или нескольких потоков сбросного тепла или другой подходящей компоновки нагревания. Нагретую смесь из подаваемого потока для пиролиза и дополнительного водяного пара пропускают в пиролизную секцию 234 для получения потока 239 смешанного продукта. В определенных вариантах осуществления нагретую смесь из секции 232 пропускают через секцию 236 парожидкостного разделения, в которой часть 238 отбрасывают в качестве компонента в виде малосернистого нефтяного топлива, подходящего для использования при смешивании с пиролизным нефтяным топливом 271.

Зона 230 парового пиролиза функционирует при параметрах, эффективных для крекинга гидропереработанного выходящего потока 210 в целях получения желаемых продуктов, включающих этилен, пропилен, бутadiен, смешанные бутены и пиролизный бензин. В определенных вариантах осуществления паровой крекинг проводят при использовании следующих далее условий: температура в диапазоне от  $400$  до  $900^\circ\text{C}$  в конвекционной секции и в пиролизной секции; соотношение между водяным паром и углеводородом в конвекционной секции в диапазоне от 0,3:1 до 2:1; и время пребывания в пиролизной секции в диапазоне от 0,05 до 2 с.

Поток 239 смешанного продукта пропускают во впуск для зоны 240 закалывания, использующей закалочный раствор 242 (например, воду и/или пиролизное нефтяное топливо), введенный через отдельный впуск, для получения потока 244 подвергнутого закалыванию смешанного продукта, имеющего уменьшенную температуру, составляющую, например, приблизительно  $300^\circ\text{C}$ , а отработанный закалочный раствор 246 отправляют на рециркуляцию и/или выдувают.

Выходящий поток 239 газовой смеси из установки крекинга обычно представляет собой смесь из водорода, метана, углеводородов, диоксида углерода и сероводорода. После охлаждения водой и/или закалывания в масле смесь 244 подвергают компримированию и разделению. В одном неограничивающем примере поток 244 компримируют в зоне 251 многоступенчатого компрессора для получения компримированной газовой смеси 252. Компримированная газовая смесь 252 может быть подвергнута обработке в установке 253 каустической обработки в целях получения газовой смеси 254, обедненной по сероводороду и диоксиду углерода. Газовая смесь 254 может быть дополнительно компримирована в зоне 255 компрессора. Получающийся в результате подвергнутый крекингу газ 256 может быть подвергнут

криогенной обработке в установке 257 для дегидратации и может быть дополнительно высушен при использовании молекулярных сит.

Холодный поток 258 газа, подвергнутого крекингу, из установки 257 может быть пропущен в метаноотгонную колонну 259, из которой получают головной поток 260, содержащий водород и метан из потока газа, подвергнутого крекингу. После этого поток 265 нижнего продукта из метаноотгонной колонны 259 отправляют для дальнейшей переработки в зоне 270 разделения продукта, включающей колонны фракционирования, включающие этаноотгонную, пропаноотгонную и бутаноотгонную колонны. Также могут быть использованы и технологические конфигурации, включающие другую последовательность из метаноотгонной колонны, этаноотгонной колонны, пропаноотгонной колонны и бутаноотгонной колонны.

В соответствии со способами в настоящем документе после отделения от метана в метаноотгонной колонне 259 и извлечения водорода в установке 261 получают водород 262, характеризующийся степенью чистоты обычно в диапазоне 80-95% (об.). Технологические процессы извлечения в установке 261 включают криогенное извлечение (например, при температуре, составляющей приблизительно  $-157^{\circ}\text{C}$ ). После этого поток 262 водорода пропускают в установку 264 очистки водорода, такую как установка короткоциклового адсорбции (PSA) в целях получения потока 202 водорода, характеризующегося степенью чистоты 99,9%+, или установка мембранного разделения в целях получения потока 202 водорода, характеризующегося степенью чистоты, составляющей приблизительно 95%. После этого поток 202 очищенного водорода рециркулируют обратно для выполнения функции основной доли требуемого водорода для зоны гидропереработки. В дополнение к этому, неосновная доля может быть использована для реакций гидрирования ацетилена, метилацетилена и пропадиенов (не показано). В дополнение к этому, в соответствии со способами в настоящем документе поток 263 метана необязательно может быть рециркулирован в установку парового крекинга в целях использования в качестве топлива для горелок и/или нагревателей.

Поток 265 нижнего продукта из метаноотгонной колонны 259 транспортируют во впуск зоны 270 разделения продукта в целях разделения на метан, этилен, пропилен, бутadiен, смешанные бутилены и пиролизный бензин, соответственно, через выпуски 278, 277, 276, 275, 274 и 273. Пиролизный бензин в общем случае включает C5-C9 углеводороды, и от данного погона могут быть отделены бензол, толуол и ксилолы. Необязательно один или оба представителя, выбираемые из нижней фазы 229 асфальта и неиспаренной тяжелой жидкостной фракции 238 из секции 236 парожидкостного разделения, объединяют с пиролизным нефтяным топливом 271 (например, веществами, кипящими при температуре большей, чем температура кипения наиболее низкокипящего C10 соединения, известными под наименованием потока "C10+") из зоны 270 разделения и смешанный поток отбирают в качестве смеси 272 пиролизного нефтяного топлива, например, для дальнейшей переработки на стороннем нефтеперерабатывающем предприятии (не показано). В определенных вариантах осуществления нижняя фаза 229 асфальта может быть отправлена в установку отпаривания асфальта (не показана), где отпаривают любой остающийся растворитель, например, под воздействием водяного пара.

Как это установили авторы настоящего изобретения, оказывается выгодным использовать гидроочистку и сольвентную деасфальтизацию только для той части сырой нефти, которая позволяет извлекать выгоду от этого. Это означает то, что необлагораживаемые фракции сырой нефти будут выгружать. Интегрированный способ из варианта осуществления 25 в соответствии с представленным выше описанием изобретения предпочтительно включает разделение потока деасфальтизированного и деметаллизированного масла в зоне разделения для извлечения паровой части, которую отправляют в зону парового пиролиза, и жидкостной части, причем жидкостную часть выгружают и смешивают с пиролизным нефтяным топливом из зоны разделения продукта в соответствии с представлением изобретения на стадии (e4) из варианта осуществления 25 в соответствии с представленным выше описанием изобретения. Таким образом, в соответствии с одним предпочтительным вариантом осуществления изобретения, соответствующим варианту осуществления 25, стадия термического крекинга включает нагревание гидропереработанного выходящего потока в конвекционной секции зоны парового пиролиза, разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фракцию и жидкостную фракцию, пропускание паровой фракции в пиролизную секцию зоны парового пиролиза и выгрузку жидкостной фракции. Предпочитается, когда выгруженную жидкостную фракцию смешивают с пиролизным нефтяным топливом, извлеченным на стадии (g4). Разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фракцию и жидкостную фракцию предпочтительно проводят при использовании устройства парожидкостного разделения на основе физического и механического разделения. Такое устройство парожидкостного разделения предпочтительно включает элемент для предварительного закручивания потока, имеющий входной участок и переходный участок, при этом входной участок имеет впуск для приема текущей смеси текучей среды и криволинейный контур, управляемую циклонную секцию, включающую впуск, примыкающий к элементу для предварительного закручивания потока вследствие схождения криволинейного контура и циклонной секции, секцию подъемного стояка на верхнем конце циклонного элемента, через которую проходят пары; и секцию коллектора/отстойника жидкости, через которую проходит жидкость. Стадия (d4) интегрированного способа, соответствующего настоящему изо-

бретению, предпочтительно включает компримирование потока смешанного продукта термического крекинга при использовании множества ступеней компримирования; проведение для потока компримированного смешанного продукта термического крекинга каустической обработки для получения потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; компримирование потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; дегидратацию потока компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; извлечение водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; и получение олефинов и ароматических соединений, как на стадии (e4), и пиролизного нефтяного топлива, как на стадии (f4), из остатка потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода. Стадия (e4) предпочтительно включает очистку извлеченного водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода в целях рециркуляции в зону гидропереработки. В соответствии с одним предпочтительным вариантом осуществления настоящий интегрированный способ дополнительно включает стадию извлечения водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода, дополнительно включающую отдельное извлечение метана в целях использования в качестве топлива для горелок и/или нагревателей на стадии термического крекинга. Изобретение будет более подробно описано ниже и при обращении к фиг. 4, которая представляет собой принципиальную технологическую схему одного варианта осуществления изобретения, включающего интегрированные способ и систему разделения, гидроочистки, сольвентной деасфальтизации и парового пиролиза.

Данная система включает зону разделения первоначального подаваемого потока, зону селективной гидропереработки, зону сольвентной деасфальтизации, зону парового пиролиза и зону разделения продукта. Зона 380 разделения подаваемого потока включает выпуск для приема потока 301 подаваемого сырья, выпуск для выгрузки отбрасываемой части 383 и выпуск для выгрузки одной или нескольких остающихся углеводородных частей 382. Углеводородную часть 383 смешивают с одним или несколькими потоками, такими как потоки 329, 349, 338 и 371. Углеводородную часть 382 отправляют в зону селективной гидропереработки. Граница отделения фракции в зоне 380 разделения может быть установлена таким образом, чтобы она была бы совместимой со смесью нефтяного топлива из остатка, например, при приблизительно 540°C. Зона 380 разделения может быть устройством одноступенчатого разделения, таким как сепаратор мгновенного испарения. Граница отделения фракции в зоне 380 разделения может быть установлена таким образом, чтобы имело бы место только разделение в целях получения отбрасываемой части 383 и остающейся углеводородной части 382.

В дополнительных вариантах осуществления зона 380 разделения может включать нижеследующее или, по существу, состоять из него (т.е. при функционировании в отсутствие зоны мгновенного испарения): устройство циклонного фазового разделения или другое устройство разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей. В вариантах осуществления, в которых зона разделения включает нижеследующее или, по существу, состоит из него: устройство разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей, граница отделения фракции может быть откорректирована на основании температуры испарения и скорости текучей среды для вещества, поступающего в устройство.

Зона селективной гидропереработки включает зону 304 реактора, включающую выпуск для приема объединенного потока 303, включающего подаваемый поток 382, имеющий источником своего происхождения сепаратор 380, и водород 302, рециркулированный из потока продукта парового пиролиза, и подпиточный водород по мере надобности (не показано). Зона 304 реактора также включает выпуск для выгрузки гидропереработанного выходящего потока 305.

Выходящие потоки 305 реактора из реактора (реакторов) гидропереработки охлаждают в теплообменнике (не показано) и отправляют в сепаратор 306 высокого давления. Верхний продукт 307 сепаратора очищают в установке 312 аминового очищения и получающийся в результате поток 313 газа, обогащенного по водороду, пропускают в рециркуляционный компрессор 314 в целях использования в качестве газа 315 рециркуляции в реакторе гидропереработки. Поток 308 нижнего продукта из сепаратора 306 высокого давления, который представляет собой, по существу, жидкостную фазу, охлаждают и вводят в холодный сепаратор 309 низкого давления, в котором его разделяют на газовый поток 311 и жидкостной поток 310. Газы из холодного сепаратора низкого давления включают водород, H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub> и любые легкие углеводороды, такие как C1-C4 углеводороды. Обычно данные газы отправляют для дальнейшей переработки, такой как переработка факельного газа или переработка топливного газа. В соответствии с определенными вариантами осуществления в настоящем документе водород извлекают в результате объединения газового потока 311, который включает водород, H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub> и любые легкие углеводороды, такие как C1-C4 углеводороды, с продуктами 344 установки парового крекинга. Все количество или часть жидкостного потока 310 используют в качестве подаваемого потока для зоны сольвентной деасфальтиза-

ции.

Зона сольвентной деасфальтизации в общем случае включает первичный отстойник 319, вторичный отстойник 322, зону 325 отделения подвергнутого сольвентной деасфальтизации деасфальтизированного/деметаллизированного масла (DA/DMO) и зону 327 сепаратора. Первичный отстойник 319 включает выпуск для приема гидропереработанного выходящего потока 310 и растворителя, который может быть свежим растворителем 316, рециркуляционным растворителем 317, рециркуляционным растворителем 328 или комбинацией из данных источников растворителя. Первичный отстойник 319 также включает выпуск для выгрузки первичной фазы 320 масла DA/DMO и несколько трубных выпусков для выгрузки первичной фазы 321 асфальта. Вторичный отстойник 322 включает два Т-образных распределителя, расположенных на обоих концах, для приема первичной фазы 320 масла DSA/DMO, выпуск для выгрузки вторичной фазы 324 масла DA/DMO и выпуск для выгрузки вторичной фазы 323 асфальта. Зона 325 отделения масла DA/DMO включает выпуск для приема вторичной фазы 324 масла DA/DMO, выпуск для выгрузки потока 317 растворителя и выпуск для выгрузки потока 326 не содержащего растворителя масла DA/DMO, который используют в качестве подаваемого потока для зоны 330 парового пиролиза. Емкость 327 сепаратора включает выпуск для приема первичной фазы 321 асфальта, выпуск для выгрузки потока 328 растворителя и выпуск для выгрузки нижней фазы 329 асфальта, которая может быть смешана с пиролизным нефтяным топливом 371 из зоны 370 разделения продукта.

Зона 330 парового пиролиза в общем случае включает конвекционную секцию 332 и пиролизную секцию 334, которая может функционировать на основе операций установки парового пиролиза, известных на современном уровне техники, т.е. при загрузке подаваемого потока для термического крекинга в конвекционную секцию в присутствии водяного пара. В дополнение к этому в определенных необязательных вариантах осуществления в соответствии с описанием изобретения в настоящем документе (в соответствии с указанием пунктирными линиями на фиг. 4) между секциями 332 и 334 включается секция 336 парожидкостного разделения. Секция 336 парожидкостного разделения, через которую пропускают и фракционируют нагретый подаваемый поток для парового крекинга из конвекционной секции 332, может представлять собой устройство разделения в результате мгновенного испарения, устройство разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей или комбинацию, включающую по меньшей мере один из данных типов устройств. В дополнительных необязательных вариантах осуществления зону 347 парожидкостного разделения включают выше по ходу технологического потока от секции 332 либо в комбинации с зоной 336 парожидкостного разделения, либо при отсутствии зоны 336 парожидкостного разделения. Поток 326 фракционируют в зоне 347 разделения, которая может представлять собой устройство разделения в результате мгновенного испарения, устройство разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей или комбинацию, включающую по меньшей мере один из данных типов устройств.

Зона 340 закаливания включает выпуск, находящийся в сообщении по текучей среде с выпуском зоны 330 парового пиролиза, для приема потока 339 смешанного продукта, выпуск для подвода закалочного раствора 342, выпуск для выгрузки потока 344 промежуточного подвергнутого закаливанию смешанного продукта и выпуск для выгрузки закалочного раствора 346.

В общем случае поток 344 промежуточного подвергнутого закаливанию смешанного продукта подвергают разделению в секции компримирования и фракционирования. Такая секция компримирования и фракционирования хорошо известна на современном уровне техники.

В одном варианте осуществления поток 344 смешанного продукта подвергают конверсии в поток 365 промежуточного продукта и водород 362, который очищают в настоящем способе и используют в качестве рециркуляционного потока 302 водорода в зоне 304 реакции гидропереработки. Поток 365 промежуточного продукта, который может, кроме того, содержать водород, в общем случае фракционируют на конечные продукты и остаток в зоне 370 разделения, которая может включать, например, одну или несколько установок разделения, таких как множество колонн фракционирования, включающих этаноотгонную, пропаноотгонную и бутаноотгонную колонны, как это известно для специалистов в соответствующей области техники.

В общем случае зона 370 разделения продукта включает выпуск, находящийся в сообщении по текучей среде с потоком 365 продукта, и множество выпусков 373-378 для продукта, в том числе выпуск 378 для выгрузки метана, который необязательно может быть объединен с потоком 363, выпуск 377 для выгрузки этилена, выпуск 376 для выгрузки пропилена, выпуск 375 для выгрузки бутадиена, выпуск 374 для выгрузки смешанных бутиленов и выпуск 373 для выгрузки пиролизного бензина. В дополнение к этому предусматривается выпуск для выгрузки пиролизного нефтяного топлива 371. Необязательно одного или обоих представителей, выбираемых из нижней фазы 329 асфальта из емкости 327 сепаратора зоны сольвентной деасфальтизации и части 338 нефтяного топлива из секции 336 парожидкостного разделения, объединяют с пиролизным нефтяным топливом 371, и смешанный поток может быть отобран в качестве смеси 372 пиролизного нефтяного топлива, например смеси малосернистого нефтяного топлива для дальнейшей переработки на стороннем нефтеперерабатывающем предприятии. Как это необходимо отметить, несмотря на демонстрацию шести выпусков для продуктов, может быть предусмотрено их меньшее или большее количество в зависимости, например, от компоновки используемых установок



для разделения и требований по выходу и распределению.

В одном варианте осуществления способа, использующего компоновку, продемонстрированную на фиг. 4, сырую нефть подаваемого сырья 301 отправляют в сепаратор 380 и разделяют на поток 382 и поток 383, причем поток 382 смешивают с эффективным количеством водорода 302 и 315 (и по мере необходимости источником подпиточного водорода) в целях получения объединенного потока 303. Смесь 303 загружают в зону 304 реакции гидропереработки при температуре в диапазоне от 300 до 450°C. В определенных вариантах осуществления зона 304 реакции гидропереработки включает одну или несколько операций установки в соответствии с описанием изобретений в публикации патента Соединенных Штатов данного заявителя с № 2011/0083996 и в публикациях патентных заявок согласно договору РСТ с №№ WO 2010/009077, WO 2010/009082, WO 2010/009089 и WO 2009/073436, все из которых во всей своей полноте посредством ссылки включаются в настоящий документ. Например, зона гидропереработки может включать один или несколько слоев, содержащих эффективное количество катализатора гидродеметаллизации, и один или несколько слоев, содержащих эффективное количество катализатора гидропереработки, обладающего функциями гидродеароматизации, гидроденитрогенизации, гидродесульфурзации и/или гидрокрекинга. В дополнительных вариантах осуществления зона 304 гидропереработки включает более чем два слоя катализатора. В дополнительных вариантах осуществления зона 304 гидропереработки включает более чем два слоя катализатора. В дополнительных вариантах осуществления зона 304 реакции гидропереработки включает множество реакционных емкостей, при этом каждая из них включает один или несколько слоев катализатора, например, обладающих различной функцией.

Зона 304 гидропереработки функционирует при параметрах, эффективных для гидродеметаллизации, гидродеароматизации, гидроденитрогенизации, гидродесульфурзации и/или гидрокрекинга сырой нефти подаваемого сырья. В определенных вариантах осуществления гидропереработку проводят при использовании следующих далее условий: рабочая температура в диапазоне от 300 до 450°C; рабочее давление в диапазоне от 30 до 180 бар; и часовая объемная скорость жидкости в диапазоне от 0,1 до 10 ч<sup>-1</sup>. Как это необходимо отметить, при использовании сырой нефти в качестве подаваемого сырья в зоне 304 гидропереработки 304 демонстрируются преимущества, например, в сопоставлении с операцией той же самой установки для гидропереработки, использующейся в отношении атмосферного остатка. Например, при температуре запуска или работы установки в диапазоне от 370 до 375°C скорость дезактивирования составляет приблизительно 1°C/месяц. В противоположность этому в случае необходимости переработки остатка скорость дезактивирования была бы близкой к величине в диапазоне приблизительно от 3 до 4°C/месяц. При обработке атмосферного остатка обычно используют давление, составляющее приблизительно 200 бар, в то время как настоящий способ, в котором подвергают обработке сырую нефть, может функционировать при давлении, составляющем всего лишь 100 бар. В дополнение к этому в целях достижения высокого уровня насыщения, требуемого для увеличения уровня содержания водорода в подаваемом потоке, данный способ может функционировать при высокой производительности в сопоставлении с тем, что имеет место для атмосферного остатка. Значение ЧОСЖ может составлять целые 0,5 ч<sup>-1</sup>, в то время как для атмосферного остатка обычно имеет место величина 0,25 ч<sup>-1</sup>. Неожиданное открытие заключается в том, что при переработке сырой нефти скорость дезактивирования движется в обратном направлении в сопоставлении с тем, что наблюдается обычно. Дезактивирование при низкой производительности (0,25 ч<sup>-1</sup>) составляет 4,2°C/месяц, а дезактивирование при более высокой производительности (0,5 ч<sup>-1</sup>) составляет 2,0°C/месяц. Для каждого подаваемого потока, который рассматривается в промышленности, наблюдается противоположное. Это может быть приписано эффекту вымывания катализатора.

Выходящие потоки 305 реактора из зоны 304 гидропереработки охлаждают в теплообменнике (не показано) и отправляют в сепараторы, которые могут включать холодный или горячий сепаратор 306 высокого давления. Верхний продукт 307 сепаратора очищают в установке 312 аминового очищения и получающийся в результате поток 313 газа, обогащенного по водороду, пропускают в рециркуляционный компрессор 314 в целях использования в качестве газа 315 рециркуляции в зоне 304 реакции гидропереработки. Нижний продукт 308 сепаратора из сепаратора 306 высокого давления, который находится, по существу, в жидкостной фазе, охлаждают и после этого вводят в холодный сепаратор 309 низкого давления. Остающиеся газы в виде потока 311, включающие водород, H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub> и любые легкие углеводороды, которые могут включать C1-C4 углеводороды, обычно могут быть выдуты из холодного сепаратора низкого давления и отправлены для дальнейшей переработки, такой как переработка факельного газа или переработка топливного газа. В определенных вариантах осуществления настоящего способа водород извлекают в результате объединения потока 311 (в соответствии с указанием пунктирными линиями) с газом крекинга в виде потока 344 продуктов установки парового крекинга.

Гидропереработанный выходящий поток 310 характеризуется уменьшенным уровнем содержания загрязнителей (т.е. металлов, серы и азота), увеличенной парафинистостью, уменьшенным значением ПКГБ и увеличенной плотностью в градусах Американского нефтяного института (АНИ).

К гидропереработанному выходящему потоку 310 примешивают растворитель из одного или нескольких источников 316, 317 и 328. После этого получающуюся в результате смесь 318 переводят в первичный источник 319. В результате смешивания и отстаивания в первичном отстойнике 319 образуются две фазы: первичная фаза 320 масла DA/DMA и первичная фаза 321 асфальта. Температура первичного

отстойника 319 является достаточно низкой для извлечения из подаваемого сырья всего масла DA/DMO. Например, для системы, использующей н-бутан, подходящий диапазон температуры находится в пределах приблизительно от 60 до 150°C, а подходящий диапазон давления является таким, чтобы давление было бы большим, чем давление паров н-бутана при рабочей температуре, например приблизительно от 15 до 25 бар, для поддержания растворителя в жидкостной фазе. В одной системе, использующей н-пентан, подходящий диапазон температуры находится в пределах от приблизительно 60 до приблизительно 180°C, и опять-таки подходящий диапазон давления является таким, чтобы давление было бы большим, чем давление паров н-пентана при рабочей температуре, например приблизительно от 10 до 25 бар, для поддержания растворителя в жидкостной фазе. Температура во втором отстойнике обычно является большей, чем температура в первом отстойнике.

Первичную фазу 320 масла DA/DMO, включающую значительную долю растворителя и масло DA/DMO совместно с незначительным количеством асфальта, выгружают через выпуск, расположенный в верхней части первичного отстойника 319, и коллекторные трубы (не показано). Первичную фазу 321 асфальта, которая содержит 20-50% (об.) растворителя, выгружают через несколько трубных выпусков, расположенных в нижней части первичного отстойника 319.

Первичная фаза 320 масла DA/DMO поступает в два Т-образных распределителя на обоих концах вторичного отстойника 322, который выполняет функцию конечной ступени экстракции. Вторичную фазу 323 асфальта, содержащую маленькое количество растворителя и масло DA/DMO, выгружают из вторичного отстойника 322 и рециркулируют обратно в первичный отстойник 319 для извлечения масла DA/DMO. Вторичную фазу 324 масла DA/DMO получают и пропускают в зону 325 отделения масла DA/DMO в целях получения потока 317 растворителя и потока 326 не содержащего растворителя масла DA/DMO. Более чем 90% (мас.) растворителя, загруженного в отстойники, поступают в зону 325 отделения масла DA/DMO, которая имеет размер, обеспечивающий быстрое и эффективное разделение растворителя и масла DA/DMO в результате мгновенного испарения. Первичную фазу 321 асфальта транспортируют в емкость 327 сепаратора для разделения в результате мгновенного испарения потока 328 растворителя и нижней фазы 329 асфальта. Потоки 317 и 328 растворителя могут быть использованы в качестве растворителя для первичного отстойника 319, что поэтому сводит к минимуму потребности в свежем растворителе 316.

Растворители, используемые в зоне сольвентной деасфальтизации, включают чистые жидкие углеводороды, такие как пропан, бутаны и пентаны, а также их смеси.

Выбор растворителей зависит от требований к маслу DAO, а также качества и количества конечных продуктов. Рабочие условия для зоны сольвентной деасфальтизации включают температуру, равную или меньшую в сопоставлении с критической температурой растворителя; соотношение между растворителем и маслом в диапазоне от 2:1 до 50:1 (об.:об.) и давление в диапазоне, эффективном для поддержания смеси растворитель/подаваемый поток в отстойниках в жидком состоянии.

Поток 326, по существу, не содержащего растворителя масла DA/DMO необязательно подвергают отпариванию под воздействием водяного пара (не показано) для удаления растворителя. В определенных вариантах осуществления поток 326 деасфальтизованного и демегаллизованного масла представляет собой подаваемый поток 348 для зоны 330 парового пиролиза. В дополнительных вариантах осуществления поток 326 деасфальтизованного и демегаллизованного масла отправляют в зону 347 разделения, где выгруженная паровая часть представляет собой подаваемый поток 348 для зоны 330 парового пиролиза. Паровая часть может характеризоваться, например, начальной температурой кипения, соответствующей тому, что имеет место для потока 326 деасфальтизованного и демегаллизованного масла, и конечной температурой кипения в диапазоне от приблизительно 370°C до приблизительно 600°C. Зона 347 разделения может включать операцию подходящей установки парожидкостного разделения, такую как емкость мгновенного испарения, устройство разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей или комбинация, включающая по меньшей мере один из данных типов устройств.

Подаваемый поток 348 транспортируют в конвекционную секцию 332 и вводят, например подводят через впуск для водяного пара (не показан), предварительно определенное количество водяного пара. В конвекционной секции 332 смесь нагревают до предварительно определенной температуры, например, при использовании одного или нескольких потоков сбросного тепла или другой подходящей компоновки нагревания. Нагретую смесь из подаваемого потока для пиролиза и дополнительного водяного пара пропускают в пиролизную секцию 334 для получения потока 339 смешанного продукта. В определенных вариантах осуществления нагретую смесь из секции 332 пропускают через секцию 336 парожидкостного разделения, в которой часть 338 отбрасывают в качестве компонента в виде малосернистого нефтяного топлива, подходящего для использования при смешивании с пиролизным нефтяным топливом 371.

Зона 330 парового пиролиза функционирует при параметрах, эффективных для крекинга потока масла DA/DMO в целях получения желаемых продуктов, включающих этилен, пропилен, бутadiен, смешанные бутены и пиролизный бензин. В определенных вариантах осуществления паровой крекинг проводят при использовании следующих далее условий: температура в диапазоне от 400 до 900°C в конвекционной секции и в пиролизной секции; соотношение между водяным паром и углеводородом в конвек-

ционной зоне в диапазоне от 0,3:1 до 2:1 (мас.:мас.) и время пребывания в пиролизной секции в диапазоне от 0,05 до 2 с.

Поток 339 смешанного продукта пропускают во впуск для зоны 340 закаливания, использующей закалочный раствор 342 (например, воду и/или пиролизное нефтяное топливо), введенный через отдельный впуск, для получения потока 344 подвергнутого закаливанию смешанного продукта, имеющего уменьшенную температуру, составляющую, например, приблизительно 300°C, а отработанный закалочный раствор 346 отправляют на рециркуляцию и/или выдувают.

Выходящий поток 339 газовой смеси из установки крекинга обычно представляет собой смесь из водорода, метана, углеводородов, диоксида углерода и сероводорода. После охлаждения водой или закаливания в масле смесь 344 подвергают компримированию и разделению. В одном неограничивающем примере поток 344 компримируют в многоступенчатом компрессоре, который обычно включает 4-6 ступеней, где упомянутый многоступенчатый компрессор может включать зону 351 компрессора для получения компримированной газовой смеси 352. Компримированная газовая смесь 352 может быть подвергнута обработке в установке 353 каустической обработки в целях получения газовой смеси 354, обедненной по сероводороду и диоксиду углерода. Газовая смесь 354 может быть дополнительно компримирована в зоне 355 компрессора. Получающийся в результате подвергнутый крекингу газ 356 может быть подвергнут криогенной обработке в установке 357 дегидратации и может быть дополнительно высушен при использовании молекулярных сит.

Холодный поток 358 газа, подвергнутого крекингу, из установки 357 может быть пропущен в метаноотгонную колонну 359, из которой получают головной поток 360, содержащий водород и метан из потока газа, подвергнутого крекингу. После этого поток 365 нижнего продукта из метаноотгонной колонны 359 отправляют для дальнейшей переработки в зоне 370 разделения продукта, включающей колонны фракционирования, включающие этаноотгонную, пропаноотгонную и бутаноотгонную колонны. Также могут быть использованы и технологические конфигурации, включающие другую последовательность из метаноотгонной колонны, этаноотгонной колонны, пропаноотгонной колонны и бутаноотгонной колонны.

В соответствии со способами в настоящем документе после отделения от метана в метаноотгонной колонне 359 и извлечения водорода в установке 361 получают водород 362, характеризующийся степенью чистоты обычно в диапазоне 80-95% (об.). Технологические процессы извлечения в установке 361 включают криогенное извлечение (например, при температуре, составляющей приблизительно -157°C). После этого поток 362 водорода пропускают в установку 364 очистки водорода, такую как установка короткоциклового адсорбции (PSA), в целях получения потока 302 водорода, характеризующегося степенью чистоты 99,9%+, или установка мембранного разделения в целях получения потока 302 водорода, характеризующегося степенью чистоты, составляющей приблизительно 95%. После этого поток 302 очищенного водорода рециркулируют обратно для выполнения функции основной доли требуемого водорода для зоны гидропереработки. В дополнение к этому неосновная доля может быть использована для реакций гидрирования ацетилена, метилацетилена и пропадиенов (не показано). В дополнение к этому в соответствии со способами в настоящем документе поток 363 метана необязательно может быть рециркулирован в установку парового крекинга в целях использования в качестве топлива для горелок и/или нагревателей.

Поток 365 нижнего продукта из метаноотгонной колонны 359 транспортируют во впуск зоны 370 разделения продукта в целях разделения на метан, этилен, пропилен, бутadiен, смешанные бутилены и пиролизный бензин, соответственно, через выпуски 378, 377, 376, 375, 374 и 373. Пиролизный бензин в общем случае включает C5-C9 углеводороды, и от данного погона могут быть отделены бензол, толуол и ксилолы. Необязательно один или оба представителя, выбираемые из нижней фазы 329 асфальта и неиспаренной тяжелой жидкостной фракции 338 из секции 336 парожидкостного разделения, объединяют с пиролизным нефтяным топливом 371 (например, веществами, кипящими при температуре большей, чем температура кипения наиболее низкокипящего C10 соединения, известными под наименованием потока "C10+") из зоны 370 разделения и смешанный поток отбирают в качестве смеси 372 пиролизного нефтяного топлива, например, для дальнейшей переработки на стороннем нефтеперерабатывающем предприятии (не показано). В определенных вариантах осуществления нижняя фаза 329 асфальта может быть отправлена в установку отпаривания асфальта (не показана), где отпаривают любой остающийся растворитель, например, под воздействием водяного пара.

Сольвентная деасфальтизация представляет собой уникальный процесс разделения, при котором остаток разделяют по молекулярной массе (плотности) вместо разделения по температуре кипения, как в процессе вакуумной перегонки. Таким образом, процесс сольвентной деасфальтизации позволяет производить малозагрязненное деасфальтизированное масло (DAO), обогащенное по молекулам, относящимся к парафиновому типу, следовательно, уменьшает значение ПКГБ в сопоставлении с тем, что имеет место для первоначального подаваемого сырья или гидропереработанного подаваемого сырья.

Сольвентную деасфальтизацию обычно проводят при использовании потоков парафина, характеризующихся количеством атомов углерода, находящимся в диапазоне 3-7, в определенных вариантах осуществления в диапазоне 4-5, и при условиях, ниже чем критические условия для растворителя.

Подаваемый поток смешивают с легким парафиновым растворителем, характеризующимся количеством атомов углерода в диапазоне 3-7, при этом деасфальтизированное масло солюбилизируется в растворителе. Из смешанного раствора в осадок будет выпадать нерастворимый пек, который отделяется от фазы масла DAO (смеси растворитель - масло DAO) в экстракторе.

Сольвентную деасфальтизацию проводят в жидкостной фазе и поэтому соответствующим образом устанавливают температуру и давление. При сольвентной деасфальтизации имеют место две ступени фазового разделения. На первой ступени фазового разделения выдерживают температуру меньшую, чем температура на второй ступени, для отделения основного объема асфальтенов. Температуру второй ступени выдерживают для контролирования качества и количества деасфальтизированного/деметаллизированного масла (DA/DMO). Температура оказывает большое воздействие на качество и количество масла DA/DMO. Увеличение температуры экстрагирования будет в результате приводить к уменьшению выхода деасфальтизированного/деметаллизированного масла, что означает большую легкость, меньшую вязкость масла DA/DMO и содержание в нем меньшего количества металлов, асфальтенов, серы и азота. Уменьшение температуры будет оказывать противоположное воздействие. В общем случае выход масла DA/DMO уменьшается при демонстрации маслом более высокого качества в результате увеличения температуры в системе экстрагирования и увеличивается при демонстрации более низкого качества в результате уменьшения температуры системы экстрагирования.

Одну важную технологическую переменную представляет собой композиция растворителя. Растворяющая способность растворителя увеличивается при увеличении критической температуры, в общем случае в соответствии с последовательностью  $C3 < \text{изо-C4} < \text{н-C4} < \text{изо-C5}$ . Увеличение критической температуры растворителя увеличивает выход масла DA/DMO. Однако, как это необходимо отметить, растворитель, характеризующийся меньшей критической температурой, демонстрирует меньшую селективность, что в результате приводит к получению более низкого качества масла DA/DMO.

Объемное соотношение между растворителем и загрузкой установки сольвентной деасфальтизации оказывает воздействие на селективность и в меньшей степени на выход масла DA/DMO. Более высокие соотношения между растворителем и маслом в результате приводят к получению более высокого качества масла DA/DMO для фиксированного выхода масла DA/DMO. Более высокое соотношение между растворителем и маслом является желательным вследствие лучшей селективности, но может в результате приводить к получению увеличенных эксплуатационных издержек, что, тем самым, зачастую ограничивает соотношение между растворителем и маслом узким диапазоном. Установлению требуемых соотношений между растворителем и маслом также будет способствовать и композиция растворителя. Требуемое соотношение между растворителем и маслом уменьшается по мере увеличения критической температуры растворителя. Поэтому соотношение между растворителем и маслом находится в зависимости от желаемых селективности, эксплуатационных издержек и композиции растворителя.

В определенных вариантах осуществления способы селективной гидропереработки или гидроочистки могут увеличивать уровень содержания парафина (или уменьшать значение ПКГБ) для подаваемого сырья в результате насыщения со следующим далее мягким гидрокрекингом ароматических соединений, в особенности полиароматических соединений. В случае гидроочистки сырой нефти загрязнители, такие как металлы, сера и азот, могут быть удалены в результате пропускания подаваемого сырья через последовательность из слоистых катализаторов, которые реализуют каталитические функции деметаллизации, десульфуризации и/или денитрогенизации.

В одном варианте осуществления последовательность из катализаторов для осуществления гидродеметаллизации (ГДМ) и гидродесульфуризации (ГДС) представляет собой нижеследующее.

а) Катализатор гидродеметаллизации. Катализатор в секции ГДМ в общем случае имеет в своей основе носитель на основе  $\gamma$ -оксида алюминия, характеризующийся площадью удельной поверхности в диапазоне приблизительно 140-240 м<sup>2</sup>/г. Данный катализатор наилучшим образом описывается как характеризующийся очень высоким объемом пор, например превышающим 1 см<sup>3</sup>/г. Сам размер пор обычно преимущественно соответствует макропористости. Это требуется для обеспечения наличия большой емкости по поглощению металлов на поверхности катализаторов и необязательно легирующих присадок. Обычно активные металлы на поверхности катализатора представляют собой сульфиды никеля и молибдена при соотношении  $\text{Ni}/\text{Ni} + \text{Mo} < 0,15$ . Концентрация никеля является меньшей на катализаторе ГДМ, чем на других катализаторах, поскольку некоторое количество никеля и ванадия, как это предполагается, осаждается из самого подаваемого сырья во время удаления, выполняя функцию катализатора. Используемая легирующая присадка может быть одним или несколькими представителями, выбираемыми из фосфора (публикация патента Соединенных Штатов с номером US 2005/0211603), бора, кремния и галогенов. Катализатор может иметь вид экструдатов оксида алюминия или бисерин оксида алюминия. В определенных вариантах осуществления используются бисерины оксида алюминия для облегчения выгрузки слоев катализатора ГДМ в реакторе, поскольку поглощение металлов в верхней части слоя будет находиться в диапазоне от 30 до 100%.

б) Также может быть использован и промежуточный катализатор для осуществления перехода между функциями катализаторов ГДМ и ГДС. Он характеризуется промежуточными уровнями введения металла и распределением пор по размерам. Катализатор в реакторе ГДМ/ГДС представляет собой в

сущности носитель на основе оксида алюминия в форме экструдатов, необязательно, по меньшей мере одного каталитического металла из группы VI (например, молибдена и/или вольфрама) и/или по меньшей мере одного каталитического металла из группы VIII (например, никеля и/или кобальта). Катализатор также необязательно содержит по меньшей мере одну легирующую присадку, выбираемую из бора, фосфора, галогенов и кремния. Физические свойства включают площадь удельной поверхности в диапазоне приблизительно  $140-200 \text{ м}^2/\text{г}$ , объем пор, составляющий по меньшей мере  $0,6 \text{ см}^3/\text{г}$ , и поры, которые являются мезопористыми и находятся в диапазоне от 12 до 50 нм.

с) Катализатор в секции ГДС может включать соответствующие катализаторы, содержащие материалы носителей на основе  $\gamma$ -оксида алюминия, характеризующиеся обычной площадью удельной поверхности, приближенной к верхнему краю диапазона катализатора ГДМ, например приблизительно диапазону  $180-240 \text{ м}^2/\text{г}$ . Данная требуемая увеличенная поверхность для катализатора ГДС в результате приводит к получению относительно уменьшенного объема пор, например, составляющего менее, чем  $1 \text{ см}^3/\text{г}$ . Катализатор содержит по меньшей мере один элемент из группы VI, такой как молибден, и по меньшей мере один элемент из группы VIII, такой как никель. Катализатор также содержит по меньшей мере одну легирующую присадку, выбираемую из бора, фосфора, кремния и галогенов. В определенных вариантах осуществления используют кобальт для получения относительно увеличенных уровней десульфуризации. Уровни введения металлов для активной фазы являются увеличенными, поскольку увеличенной является требуемая активность, так что молярное соотношение  $\text{Ni}/\text{Ni} + \text{Mo}$  находится в диапазоне от 0,1 до 0,3, а молярное соотношение  $(\text{Co} + \text{Ni})/\text{Mo}$  находится в диапазоне от 0,25 до 0,85.

d) Конечный катализатор (который необязательно мог бы быть заменен на второй и третий катализатор) разрабатывают для осуществления гидрирования подаваемого исходного сырья (вместо основной функции в виде гидродесульфуризации), например, в соответствии с описанием в публикации Appl. Catal. A General, 204 (2000) 251. Катализатор также будет промотирован при использовании Ni, а носитель будет представлять собой широкопористый  $\gamma$ -оксид алюминия. Физические свойства включают площадь удельной поверхности, приближенную к верхнему краю диапазона катализатора ГДМ, например  $180-240 \text{ м}^2/\text{г}$ . Данная требуемая увеличенная поверхность для катализатора ГДС в результате приводит к получению относительно уменьшенного объема пор, например, составляющего менее чем  $1 \text{ см}^3/\text{г}$ .

Технологические процессы и системы в настоящем документе обеспечивают получение улучшений в сопоставлении с известными способами крекинга при паровом пиролизе: использование сырой нефти в качестве подаваемого сырья для получения нефтехимических продуктов, таких как олефины и ароматические соединения; уровень содержания водорода в подаваемом потоке для зоны парового пиролиза является обогащенным для получения высокого выхода олефинов; предшественников кокса в значительной степени удаляют из первоначальной собственно сырой нефти, что делает возможным уменьшенное образование кокса в радиантном змеевике; и из начального подаваемого потока также в значительной степени удаляются дополнительные примеси, такие как соединения металлов, серы и азота, что позволяет избежать последующих обработок конечных продуктов.

В дополнение к этому водород, произведенный из зоны парового крекинга, предпочтительно рециркулирует в зону гидропереработки в целях сведения к минимуму потребности в свежем водороде. В определенных вариантах осуществления интегрированные системы, описанные в настоящем документе, требуют использования свежего водорода только для иницирования операции. Сразу после достижения реакции равновесия система очистки водорода может обеспечивать получение достаточно высокочистого водорода для поддержания прохождения операции во всей системе.

#### ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Интегрированный способ гидроочистки и парового пиролиза в целях прямой переработки сырой нефти для получения олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов, при этом способ включает стадии, на которых

(a) осуществляют разделение сырой нефти на легкие компоненты, содержащие фракции нефти, керосина и дизельные фракции, и тяжелые компоненты, содержащие более тяжелые углеводородные фракции, содержащие асфальтены;

(b) осуществляют загрузку тяжелых компонентов в зону сольвентной деасфальтизации совместно с эффективным количеством растворителя в целях получения потока деасфальтированного и деметаллизированного масла и нижней фазы асфальта, причем растворитель содержит чистый жидкий углеводород, выбранный из пропана, бутанов и пентанов, а также их смесей, при этом деасфальтизацию осуществляют при температуре равной или меньшей в сопоставлении с критической температурой растворителя, соотношении между растворителем и маслом в диапазоне от 2:1 до 50:1 и давлении в диапазоне, эффективном для поддержания смеси растворителя и подаваемого потока в жидком состоянии;

(c) осуществляют загрузку указанных легких компонентов, потока деасфальтированного и деметаллизированного масла и водорода в зону гидропереработки, функционирующую в условиях, эффективных для получения гидропереработанного выходящего потока, характеризующегося уменьшенным уровнем содержания загрязнителей, увеличенной парафинистостью, уменьшенным поправочным коэф-

фициентом Горно-геологического бюро США и увеличенной плотностью в градусах Американского нефтяного института, при этом зона гидропереработки функционирует при температуре в диапазоне от 300 до 450°C, давлении в диапазоне от 30 до 180 бар и часовой объемной скорости жидкости от 0,1 до 10 ч<sup>-1</sup>;

(d) осуществляют термический крекинг гидропереработанного выходящего потока в присутствии водяного пара для получения потока смешанного продукта;

(e) осуществляют разделение потока смешанного продукта термического крекинга с получением водорода, олефинов и ароматических соединений, а также пиролизного нефтяного топлива;

(f) осуществляют очистку водорода, отделенного на стадии (e), и рециркулируют его на стадию (c);

(g) осуществляют извлечение олефинов и ароматических соединений из разделенного потока смешанного продукта термического крекинга со стадии (e) и

(h) осуществляют извлечение потока пиролизного нефтяного топлива из разделенного потока смешанного продукта термического крекинга со стадии (e), осуществляют его объединение с нижней фазой асфальта со стадии (b) и извлекают полученный объединенный поток в качестве смеси нефтяного топлива;

причем стадия (d) термического крекинга включает нагревание гидропереработанного выходящего потока в конвекционной секции зоны парового пиролиза, разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фракцию и жидкостную фракцию с помощью устройства парожидкостного разделения на основе физического и механического разделения, пропускание паровой фракции в пиролизную секцию зоны парового пиролиза и выпуск жидкостной фракции, причем выпущенную жидкостную фракцию смешивают с пиролизным нефтяным топливом, извлеченным на стадии (h);

причем выходящие потоки реактора зоны гидропереработки разделяют в сепараторе высокого давления для извлечения газовой части, которую очищают и рециркулируют в зону гидропереработки в качестве дополнительного источника водорода, и жидкостной части, и осуществляют разделение указанной жидкостной части из сепаратора высокого давления в сепараторе низкого давления на газовую часть и жидкостную часть, причем жидкостная часть из сепаратора низкого давления представляет собой указанный гидропереработанный выходящий поток, подвергаемый термическому крекингу, а газовую часть из сепаратора низкого давления объединяют с указанным потоком смешанного продукта после зоны парового пиролиза и до разделения на стадии (e);

причем указанное устройство парожидкостного разделения включает элемент для предварительного закручивания потока, имеющий входной участок и переходный участок, при этом входной участок имеет впуск для приема текущей смеси текущей среды и криволинейный контур, управляемую циклонную секцию, включающую впуск, примыкающий к элементу для предварительного закручивания потока вследствие схождения криволинейного контура и циклонной секции, секцию подъемного стояка на верхнем конце циклонного элемента, через которую проходят пары; и секцию коллектора/отстойника жидкости, через которую проходит жидкость;

причем способ включает стадии компримирования потока смешанного продукта термического крекинга, полученного на стадии (d), при использовании множества ступеней компримирования; проведения для потока компримированного смешанного продукта термического крекинга каустической обработки для получения потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; компримирования потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; дегидратации потока компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; извлечения водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; и извлечения олефинов и ароматических соединений на стадии (g) и пиролизного нефтяного топлива на стадии (h) из остатка потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода;

при этом стадия (f) включает очистку извлеченного водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода в целях рециркуляции в зону гидропереработки;

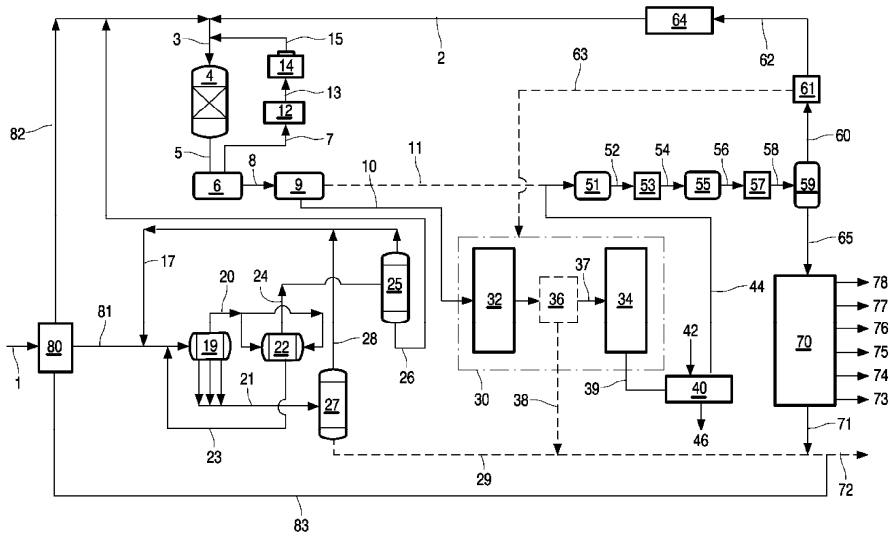
причем извлечение водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода также включает стадию отдельного извлечения метана в целях его использования в качестве топлива для горелок и/или нагревателей на стадии термического крекинга.

2. Интегрированный способ по п.1, в котором зона гидропереработки содержит один или несколько слоев, содержащих эффективное количество катализатора гидродеметаллизации, и один или несколько слоев, содержащих эффективное количество катализатора гидропереработки, обладающего функциями гидродеароматизации, гидроденитрогенизации, гидродесульфуризации и/или гидрокрекинга.

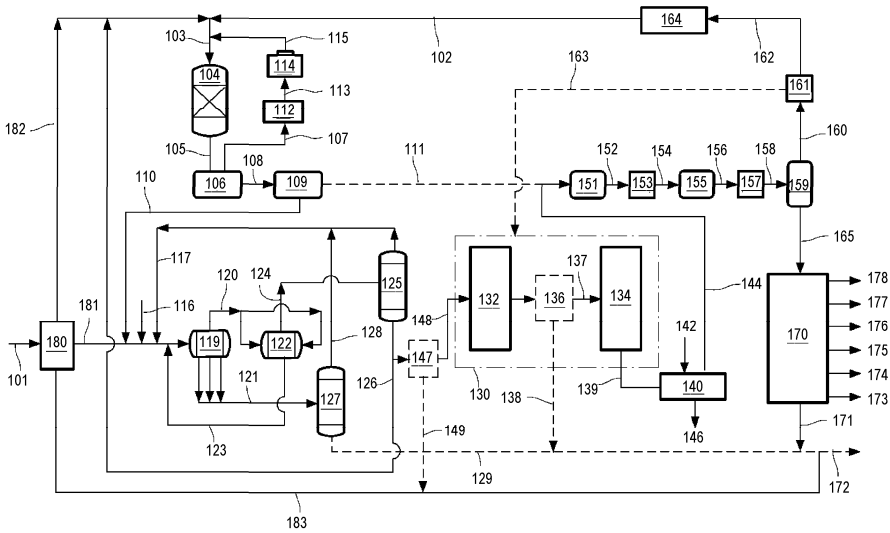
3. Интегрированный способ по п.1, в котором зона гидропереработки содержит больше чем два слоя катализатора.

4. Интегрированный способ по п.1, в котором зона гидропереработки содержит множество реакци-

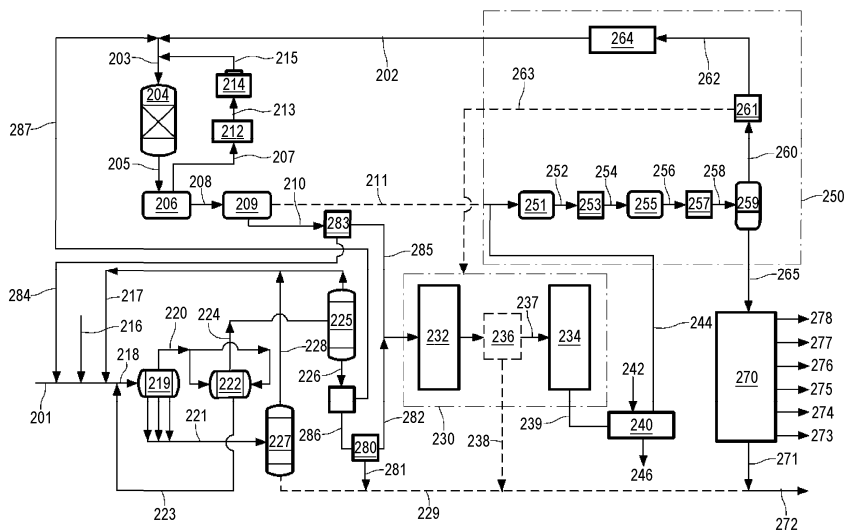
онных емкостей, при этом каждая из них содержит один или несколько слоев катализатора, обладающих различной функцией.



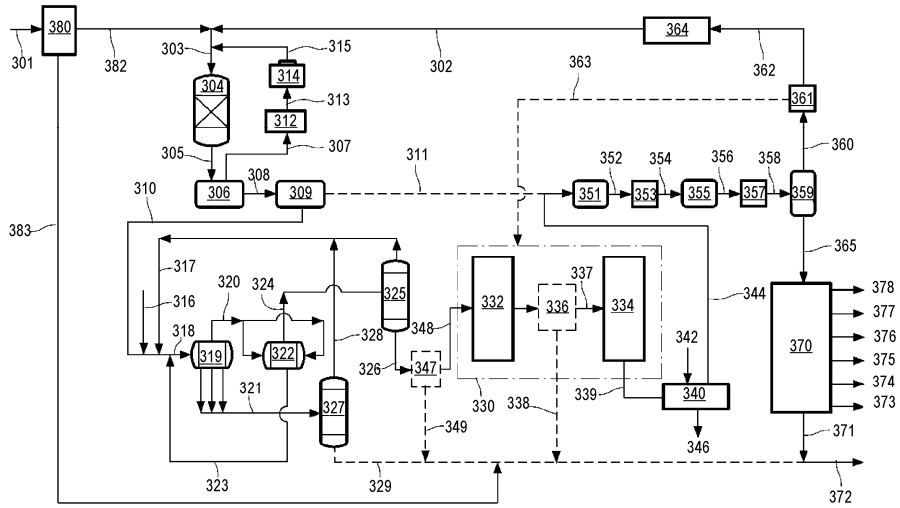
Фиг. 1



Фиг. 2



Фиг. 3



Фиг. 4

