

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **038032**

(13) **B1**

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

- | | | |
|---------------------------------------|---------------|-----------------------------|
| (45) Дата публикации и выдачи патента | (51) Int. Cl. | <i>C10G 45/00</i> (2006.01) |
| 2021.06.25 | | <i>C10G 47/00</i> (2006.01) |
| (21) Номер заявки | | <i>C10G 55/04</i> (2006.01) |
| 201991815 | | <i>C10G 69/06</i> (2006.01) |
| (22) Дата подачи заявки | | <i>C10G 9/00</i> (2006.01) |
| 2018.02.02 | | <i>C10G 9/36</i> (2006.01) |
| | | <i>C10G 19/00</i> (2006.01) |

(54) **ИНТЕГРИРОВАННЫЙ СПОСОБ ГИДРОПЕРЕРАБОТКИ, ПАРОВОГО ПИРОЛИЗА И ГИДРОКРЕКИНГА ОСТАТКА В ЦЕЛЯХ ПРЯМОЙ КОНВЕРСИИ СЫРОЙ НЕФТИ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ОЛЕФИНОВЫХ И АРОМАТИЧЕСКИХ НЕФТЕХИМИЧЕСКИХ ПРОДУКТОВ**

- | | |
|--|--|
| (31) 17154390.3; 17154392.9; 17154393.7;
17154397.8 | (56) US-B2-9279088
WO-A2-2013112969
US-A1-2013248417
WO-A1-2015128046
US-A1-2007090018 |
| (32) 2017.02.02 | |
| (33) EP | |
| (43) 2020.02.29 | |
| (86) PCT/IB2018/050673 | |
| (87) WO 2018/142343 2018.08.09 | |
| (71)(73) Заявитель и патентовладелец:
САБИК ГЛОУБЛ ТЕКНОЛОДЖИЗ
Б.В. (NL) | |
| (72) Изобретатель:
Опринс Арно Йоханнес Мария, Уорд
Эндрю Марк, Веласко Пелаэс Рауль,
Схарлаккенс Эгидиус Якоба Мария,
Ван Виллигенбург Йорис (NL) | |
| (74) Представитель:
Фелицына С.Б. (RU) | |

-
- (57) Предложен интегрированный способ гидроочистки и парового пиролиза в целях прямой переработки сырой нефти для получения олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов в результате разделения сырой нефти на легкие компоненты и тяжелые компоненты.
-

B1

038032

038032

B1

Данная заявка испрашивает приоритет по европейской патентной заявке № 17154397.8, поданной 2 февраля 2017 года, европейской патентной заявке № 17154392.9, поданной 2 февраля 2017 года, европейской патентной заявке № 17154393.7, поданной 2 февраля 2017 года, и европейской патентной заявке № 17154390.3, поданной 2 февраля 2017 года, все содержание которых во всей своей полноте посредством ссылки включается в настоящий документ.

Область техники, к которой относится изобретение

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

Уровень техники

Низшие олефины (то есть этилен, пропилен, бутилен и бутadiен) и ароматические соединения (то есть бензол, толуол и ксилол) представляют собой базовые промежуточные соединения, которые широко используются в нефтехимической и химической отраслях промышленности. Термический крекинг или паровой пиролиз представляет собой основной тип способа получения данных веществ, обычно в присутствии водяного пара и в отсутствие кислорода. Подаваемое исходное сырье для парового пиролиза может включать нефтяные газы и дистилляты, такие как нефть, керосин и газойль. Доступность данного подаваемого исходного сырья обычно является ограниченной и требует проведения на предприятии по переработке сырой нефти дорогостоящих и энергоемких технологических стадий.

Публикация WO 2013033293 относится к способу производства продукта гидропереработки, включающему воздействие на объединенное подаваемое исходное сырье, содержащее компонент, представляющий собой подаваемый поток тяжелой нефти, и компонент, представляющий собой растворитель, катализатора гидропереработки для получения гидропереработанного выходящего потока, разделение гидропереработанного выходящего потока для получения, по меньшей мере, жидкого выходящего потока и фракционирование первой части жидкого выходящего потока для получения, по меньшей мере, дистиллятного продукта, при этом указанный 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 2013228496 относится к интегрированному способу сольвентной деасфальтизации и парового пиролиза в целях прямой переработки сырой нефти для получения нефтехимических продуктов, таких как олефины и ароматические соединения.

Цели изобретения

Одна цель настоящего изобретения заключается в предложении способа парового крекинга сырой нефти, включающего гидроочистку фракций сырой нефти.

Еще одна цель настоящего изобретения заключается в предложении способа парового крекинга сырой нефти, включающего гидроочистку фракций сырой нефти, в котором предпочтительно воздействию процессов гидроочистки подвергают только такие углеводородные фракции, которые получают выгоду от такого процесса гидроочистки.

Еще одна цель настоящего изобретения заключается в предложении интегрированного способа гидропереработки, парового пиролиза и гидрокрекинга в целях прямой конверсии сырой нефти для получения олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов, в котором используют специфический тип гидрокрекинга.

Еще одна цель настоящего изобретения заключается в предложении интегрированного способа гидропереработки, парового пиролиза и суспензионной гидропереработки в целях прямой конверсии сырой нефти, в котором потоки высокоценных углеводородов отправляют на внутреннюю рециркуляцию для получения олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов.

Еще одна цель настоящего изобретения заключается в предложении интегрированного способа гидропереработки и парового пиролиза в целях прямой конверсии сырой нефти, в котором потоки высокоценных углеводородов отправляют на внутреннюю рециркуляцию для получения олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов.

Раскрытие изобретения

Таким образом, настоящее изобретение относится к интегрированному способу гидропереработки, парового пиролиза и гидрокрекинга остатка в целях прямой конверсии сырой нефти для получения олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов, при этом способ включает стадии, на которых (а) осуществляют гидропереработку сырой нефти в присутствии водорода 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; (b) осуществляют термический крекинг части гидропереработанного выходящего потока в присутствии водяного пара в зоне парового пиролиза в условиях, эффективных для получения потока смешанного продукта; (c) осуществляют переработку тяжелых компонентов, включающих компоненты, произведенные из указанного потока смешанного продукта, в зоне гидрокрекинга остатка для получения промежуточного продукта из остатка, причем упомянутая зона гидрокрекинга остатка представляет собой реактор, относящийся к типу с кипящим слоем катализатора, в котором катализатор непрерывно заменяется, причем катализатор, используемый при гидрокрекинге остатка в кипящем слое, содержит один или несколько элементов, выбранных из группы, состоящей из Co, Mo и Ni, на носителе из оксида алюминия, при этом технологические условия включают температуру от 350 до 450°C и давление от 5 до 25 МПа изб.; (d) осуществляют транспортирование промежуточного продукта из остатка на стадию термического крекинга; (e) осуществляют извлечение олефинов и ароматических соединений из потока смешанного продукта; (f) осуществляют извлечение пиролизного нефтяного топлива из потока смешанного продукта в целях использования в качестве по меньшей мере части тяжелых компонентов, подвергаемых гидрокрекингу остатка на стадии (c); (g) осуществляют разделение по меньшей мере части гидропереработанного выходящего потока со стадии (a) на паровую фазу и жидкостную фазу в зоне парожидкостного разделения, причем паровую фазу подвергают термическому крекингу на стадии (b), а по меньшей мере часть жидкостной фазы подвергают переработке на стадии (c); и причем на стадии (b) осуществляют нагревание указанной части гидропереработанного выходящего потока в конвекционной секции зоны парового пиролиза, разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фазу и жидкостную фазу, пропускание паровой фазы в пиролизную секцию зоны парового пиролиза и выгрузку жидкостной фазы в целях ее использования в качестве по меньшей мере части тяжелых компонентов, подвергаемых переработке на стадии (c).

Нижеследующее включает определения различных терминов и фраз, использующихся 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 "мол.%" относятся уровню массового, объемного или молярного содержания компонента соответственно при расчете на совокупную массу, совокупный объем или совокупное количество моль вещества, которое включает данный компонент. В одном неограничивающем примере 10 моль компонента в 100 моль вещества соответствуют 10 мол.% 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 при использовании 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 "включать" и "включает") или "вмещающий" (и любая форма слова "вмещающий", такая как "вмещать" и "вмещает") являются охватывающими или неограничивающими и не исключают дополнительные, неупомянутые элементы или стадии технологического процесса.

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

В контексте настоящего изобретения теперь описываются шесть вариантов осуществления. Вариант осуществления 1 представляет собой интегрированный способ гидропереработки, парового пиролиза и гидрокрекинга остатка в целях прямой конверсии сырой нефти для получения олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов. При этом способ включает стадии (a) гидропереработки сырой нефти в присутствии водорода 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; (b) термического крекинга части гидропе-

реработанного выходящего потока в присутствии водяного пара в зоне парового пиролиза в условиях, эффективных для получения потока смешанного продукта; (с) переработки тяжелых компонентов, включающих компоненты, произведенные из указанного потока смешанного продукта, в зоне гидрокрекинга остатка для получения промежуточного продукта из остатка, причем упомянутая зона гидрокрекинга остатка представляет собой реактор, относящийся к типу с кипящим слоем катализатора, в котором катализатор непрерывно заменяется, причем катализатор, используемый при гидрокрекинге остатка в кипящем слое, содержит один или несколько элементов, выбранных из группы, состоящей из Co, Mo и Ni, на носителе из оксида алюминия, при этом технологические условия включают температуру от 350 до 450°C и давление от 5 до 25 МПа изб.; (d) транспортирования промежуточного продукта из остатка на стадию термического крекинга; (e) извлечения олефинов и ароматических соединений из потока смешанного продукта; (f) извлечения пиролизного нефтяного топлива из потока смешанного продукта в целях использования в качестве по меньшей мере части тяжелых компонентов, подвергаемых гидрокрекингу остатка на стадии (с); (g) разделения по меньшей мере части гидропереработанного выходящего потока со стадии (а) на паровую фазу и жидкостную фазу в зоне парожидкостного разделения, причем паровую фазу подвергают термическому крекингу на стадии (b), а по меньшей мере часть жидкостной фазы подвергают переработке на стадии (с); и причем на стадии (b) осуществляют нагревание указанной части гидропереработанного выходящего потока в конвекционной секции зоны парового пиролиза, разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фазу и жидкостную фазу, пропускание паровой фазы в пиролизную секцию зоны парового пиролиза и выгрузку жидкостной фазы в целях ее использования в качестве по меньшей мере части тяжелых компонентов, подвергаемых переработке на стадии (с). Вариант осуществления 2 представляет собой интегрированный способ из варианта осуществления 1, в котором разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фазу и жидкостную фазу проводят при использовании устройства для парожидкостного разделения на основе физического и механического разделения. Вариант осуществления 3 представляет собой интегрированный способ из варианта осуществления 1, дополнительно включающий компримирование потока смешанного продукта термического крекинга при использовании множества ступеней компримирования. Вариант осуществления 4 представляет собой интегрированный способ из варианта осуществления 3, в котором дополнительно подвергают поток компримированного смешанного продукта термического крекинга каустической обработке для получения потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; осуществляют компримирование потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; осуществляют дегидратацию потока компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода. Вариант осуществления 5 представляет собой интегрированный способ из варианта осуществления 4, в котором дополнительно осуществляют извлечение водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода. Вариант осуществления 6 представляет собой интегрированный способ из варианта осуществления 1, в котором дополнительно осуществляют разделение гидропереработанного выходящего потока в сепараторе высокого давления для извлечения газовой части, которую очищают и рециркулируют в зону гидропереработки в качестве дополнительного источника водорода, и жидкостную часть, и осуществляют разделение указанной жидкостной части, полученной из сепаратора высокого давления, в сепараторе низкого давления на газовую часть и жидкостную часть, причем указанную жидкостную часть, полученную из сепаратора низкого давления, подают в зону парожидкостного разделения, а указанную газовую часть, полученную из сепаратора низкого давления, объединяют с потоком смешанного продукта после зоны парового пиролиза и до извлечения олефинов и ароматических соединений на стадии (e).

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 одного варианта осуществления настоящего интегрированного способа изобретения.

Фиг. 2 представляет собой принципиальную технологическую схему одного варианта осуществления способа изобретения, включающего интегрированные гидропереработку, паровой пиролиз и гидро-

крекинг остатка.

Фиг. 3 представляет собой принципиальную технологическую схему, соответствующую способу изобретения, включающему интегрированные гидропереработку, паровой пиролиз и суспензионную гидропереработку.

Фиг. 4 представляет собой принципиальную технологическую схему, включающую интегрированные способ и систему гидропереработки и парового пиролиза.

Осуществление изобретения

Изобретение будет более подробно описано ниже и при обращении к прилагающимся чертежам.

На фиг. 1 продемонстрирована принципиальная технологическая схема, включающая интегрированные способ и систему гидропереработки и парового пиролиза, включающие перераспределение водорода в соответствии с вышеупомянутым вариантом осуществления 1. Интегрированная система в общем случае включает зону 20 разделения первоначального подаваемого потока, зону селективной каталитической гидропереработки, зону 30 парового пиролиза и зону разделения продукта.

В общем случае подаваемый поток сырой нефти подвергают мгновенному испарению, в результате чего более легкую фракцию (характеризующуюся температурой кипения в интервале, включающем минимальное количество углеводородов, требующих проведения дальнейшего крекинга, и включающем легко высвобождаемый водород, например, доходящем вплоть до приблизительно 185°C) непосредственно пропускают в зону парового пиролиза и только необходимые фракции, то есть характеризующиеся менее, чем предварительно определенным уровнем содержания водорода, подвергают гидропереработке. Это выгодно, поскольку это обеспечивает повышенное парциальное давление водорода в реакторе гидропереработки, что улучшает эффективность переноса водорода в результате насыщения. Это будет уменьшать потери водорода при растворении и потребление H_2 . Легко высвобождаемый водород, содержащийся в подаваемом потоке сырой нефти, перераспределяют для доведения до максимума выхода продуктов, таких как этилен. Перераспределение водорода делает возможными совокупное уменьшение количества тяжелого продукта и увеличенное производство легких олефинов.

Первая зона 20 разделения включает выпуск для приема потока 1 подаваемого сырья, выпуск для выгрузки легкой фракции 22 и выпуск для выгрузки тяжелой фракции 21. Зона 20 разделения может быть устройством для одноступенчатого разделения, таким как сепаратор мгновенного испарения, характеризующийся границей отделения фракции в диапазоне от приблизительно 260 до приблизительно 350°C. Выгода от данной конкретной границы отделения фракции заключается в том, что только тяжелые части будут подвергаться переработке в зоне 4 реакции гидропереработки.

В дополнительных вариантах осуществления зона 20 разделения включает нижеследующее или по существу состоит из него (то есть функционирует в отсутствие зоны мгновенного испарения): устройство для циклонного фазового разделения или другое устройство для разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей.

Зона гидропереработки включает зону 4 реакции гидропереработки, включающую выпуск для приема смеси из легкой углеводородной фракции 21 и водорода 2, рециркулированного из потока продукта парового пиролиза, и подпиточного водорода по мере надобности. Зона 4 реакции гидропереработки также включает выпуск для выгрузки гидропереработанного выходящего потока 5.

Выходящие потоки 5 реактора из реактора (реакторов) гидропереработки охлаждаются 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 жидкостный 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_2S , NH_3 и любые легкие углеводороды, такие как C1-C4 углеводороды, с продуктами установки 44 парового крекинга. Все количество или часть жидкостного потока 10 используются 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, то есть 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 уст-

ройство для разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей.

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 для получения конечных продуктов и остатка в зоне 70 разделения, которая может представлять собой одну или несколько установок для разделения, таких как множество колонн фракционирования, включающих, например, этаноотгонную, пропаноотгонную и бутаноотгонную колонны, как это известно для специалистов в соответствующей области техники.

В общем случае зона 70 разделения продукта включает выпуск, находящийся в сообщении по текущей среде с потоком 65 продукта, и множество выпусков 73-78 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 71 для выгрузки пиролизного нефтяного топлива. Необязательно часть 38 нефтяного топлива из секции 36 парожидкостного разделения объединяется с пиролизным нефтяным топливом 71 и может быть отобрана в качестве смеси 72 пиролизного нефтяного топлива, например, смеси мало-сернистого нефтяного топлива для дальнейшей переработки на стороннем нефтеперерабатывающем предприятии. Как это необходимо отметить, несмотря на демонстрацию шести выпусков 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. 1, сырую нефть подаваемого сырья 1 разделяют на легкую фракцию 22 и тяжелую фракцию 21 в первой зоне 20 разделения. Легкую фракцию 22 транспортируют в секцию 36 пиролиза, то есть при обходе по байпасу зоны гидропереработки, для объединения с частью промежуточного продукта парового крекинга и производства потока смешанного продукта в соответствии с описанием изобретения в настоящем документе.

Тяжелую фракцию 21 смешивают с эффективным количеством водорода 2 и 15 для получения объединенного потока 3. Смесь 3 загружают во выпуск зоны 4 реакции селективной гидропереработки при температуре в диапазоне от 300 до 450°C. 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 реакции 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 0,10 до 10 час⁻¹.

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, H₂S, NH₃ 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 30.

Гидропереработанный выходящий поток 10 характеризуется уменьшенным уровнем содержания

загрязнителей (то есть металлов, серы и азота), увеличенной парафинистостью, уменьшенным значением ПКГБ и увеличенной плотностью в градусах Американского нефтяного института (АНИ).

Гидроочищенный 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 целях получения желаемых продуктов, включающих этилен, пропилен, бутадиен, 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; 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 рециркулируют 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 закалывания 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 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 водорода 62 пропускают в установку 64 очистки водорода, такую как установка короткоцикловой адсорбции (PSA), в целях получения потока 2 водорода, характеризующегося степенью чистоты 99,9%+, или установки 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 ацетилена, 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 на впуск зоны 70 разделения продукта в целях разделения на метан, этилен, пропилен, бутадиен, смешанные бутены 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 фазы 29 кубового 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).

Как также установили авторы настоящего изобретения, в большинстве случаев металлсодержащие компоненты, присутствующие в сырой нефти, в определенной степени уже были удалены в результате гидропереработки. Следовательно, теперь зона гидрокрекинга остатка является предпочтительной для выбора из группы, состоящей из реактора, относящегося к типу с кипящим слоем, подвижным слоем и неподвижным слоем катализатора. Предпочтительно интегрированный способ в соответствии с описанием изобретения, например в варианте осуществления 7, дополнительно включает извлечение пиролизного нефтяного топлива из потока объединенного смешанного продукта в целях использования в качестве по меньшей мере части тяжелых компонентов, подвергнутых крекингу на стадии (c2). В соответствии с данным предпочтительным вариантом осуществления настоящий способ дополнительно включает разделение гидропереработанного выходящего потока со стадии (a2) на паровую фазу и жидкостную фазу в зоне парожидкостного разделения, где паровую фазу подвергают термическому крекингу на стадии (b2), а по меньшей мере часть жидкостной фазы подвергают переработке на стадии (c2). В еще одном другом варианте осуществления стадия (b2) дополнительно включает нагревание гидропереработанного выходящего потока в конвекционной секции зоны парового пиролиза, разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фазу и жидкостную фазу, пропускание паровой фазы в пиролизную секцию зоны парового пиролиза и выгрузку жидкостной фазы в целях использования в качестве по меньшей мере части тяжелых компонентов, подвергнутых переработке на стадии (c2), где разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фазу и жидкостную фазу предпочтительно поводят при использовании устройства для парожидкостного разделения на основе физического и механического разделения. Данный интегрированный способ гидропереработки, парового пиролиза и гидрокрекинга остатка в целях прямой конверсии сырой нефти для получения олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов настоящего изобретения 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 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 из остатка потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода. Данный интегрированный способ настоящего изобретения предпочтительно дополнительно включает очистку водорода из потока смешанного продукта и его рециркуляцию на стадию гидропереработки. Способ настоящего изобретения 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. Стадия извлечения 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. Данный интегрированный способ гидропереработки, парового пиролиза и гидрокрекинга остатка предпочтительно дополнительно включает стадии разделения гидропереработанных выходящих потоков 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, произведенной из сепаратора высокого давления, на газовую часть и жидкостную часть в сепараторе низкого давления, где жидкостная часть, произведенная из сепаратора низкого давления, представляет собой подаваемый поток для стадии термического крекинга, а газовую часть, произведенную из сепаратора низкого давления, объединяют с потоком объединенного смешанного продукта после зоны парового пиролиза и до разделения на стадии (e2). В соответствии с одним предпочтительным вариантом осуществления данный способ дополнительно включает разделение гидропереработанных выходящих потоков в сепараторе высокого давления для извлечения газовой части, которую очищают и рециркулируют в зону гидропереработки в качестве дополнительного источника водорода, и жидкостной части, и разделение жидкостной части, произведенной из сепаратора высокого давления, на газовую часть и жидкостную часть в сепараторе низкого давления, где жидкостная часть, произведенная из сепаратора низкого давления, представляет собой подаваемый поток для зоны парожидкостного разделения, а газовую часть, произведенную из сепаратора низкого давления, объединяют с потоком объединенного смешанного продукта после зоны парового пиролиза и до разделения на стадии (e2).

На фиг. 2 продемонстрирована принципиальная технологическая схема, включающая интегрированные гидропереработку, паровой пиролиз и гидрокрекинг остатка, в соответствии с только что представленным описанием изобретения, и данная интегрированная система в общем случае включает зону селективной гидропереработки, зону парового пиролиза, зону гидрокрекинга остатка и зону разделения продукта. Зона селективной гидропереработки в общем случае включает зону 104 реакции гидропереработки, включающую впуск для приема смеси 103, содержащей подаваемый поток 101 и водород 102, рециркулированный из потока продукта парового пиролиза, и подпиточный водород по мере надобности (не показано). Зона 104 реакции гидропереработки также включает выпуск для выгрузки гидропереработанного выходящего потока 105.

Выходящие потоки 105 реактора из зоны 104 реакции гидропереработки охлаждаются в теплообменнике (не показано) и отправляются в 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 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 и жидкостный поток 110. 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 способа и системы в настоящем документе водород и другие углеводороды извлекают из потока 11 в результате объединения его с продуктами 144 установки парового крекинга в качестве объединенного подаваемого потока для зоны разделения продукта. Все количество или часть жидкостного потока 110а используются в качестве гидропереработанного подаваемого потока для крекинга в зону 130 парового пиролиза.

Зона 130 парового пиролиза в общем случае включает конвекционную секцию 132 и пиролизную секцию, которая может функционировать на основе операций установки парового пиролиза, известных на современном уровне техники, то есть при загрузке подаваемого потока для термического крекинга в конвекционную секцию в присутствии водяного пара.

В определенных вариантах осуществления между секциями 132 и 134 включается зона 136 парожидкостного разделения. Зона 136 парожидкостного разделения, через которую пропускают и фракционируют нагретый подаваемый поток для крекинга из конвекционной секции 132, может представлять собой устройство для разделения в результате мгновенного испарения, устройство для разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей или комбинацию, включающую по меньшей мере один из данных типов устройств.

В дополнительных вариантах осуществления зону 118 парожидкостного разделения включают выше по ходу технологического потока от секции 132. Поток 110а фракционируют на паровую фазу и жидкостную фазу в зоне 118 парожидкостного разделения, которая может представлять собой устройство для разделения в результате мгновенного испарения, устройство для разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей или комбинацию, включающую по меньшей мере один из данных типов устройств.

В данном способе все отброшенные остатки или нижние продукты, отправляемые на рециркуляцию, например потоки 119, 138 и 172, подвергались воздействию в зоне гидропереработки и содержат уменьшенное количество гетероатомсодержащих соединений, включающих серосодержащие, азотсодержащие и металлсодержащие соединения, в сопоставлении с первоначальным подаваемым потоком. Все количество или часть данных потоков остатков могут быть загружены в зону 122 гидрокрекинга остатка (необязательно при использовании установки 120 для смешивания при гидрокрекинге остатка) в соответствии с описанием изобретения в настоящем документе.

Ниже по ходу технологического потока от зоны 130 парового пиролиза также интегрируют и зону 140 закаливания, которая 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 подвергнутого закаливанию смешанного продукта в зону разделения и выпуск для выгрузки закалочного раствора 146.

В общем случае поток 144 промежуточного подвергнутого закаливанию смешанного продукта подвергают конверсии в поток 165 промежуточного продукта и водород 162. Извлеченный водород очищают и используют в качестве рециркуляционного потока 102 водорода в зоне реакции гидропереработки. Поток 165 промежуточного продукта в общем случае фракционируют на конечные продукты и остаток в зоне 170 разделения, которая может представлять собой 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.

Зона 170 разделения продукта находится в сообщении по текучей среде с потоком 165 продукта и включает множество выпусков 173-178 продуктов, в том числе выпуск 178 для выгрузки метана, выпуск 177 для выгрузки этилена, выпуск 176 для выгрузки пропилена, выпуск 175 для выгрузки бутадиена, вы-

пуск 174 для выгрузки смешанных бутиленов и выпуск 173 для выгрузки пиролизного бензина. В дополнение к этому, пиролизное нефтяное топливо 171 извлекают, например, в качестве смеси малосернистого нефтяного топлива для дальнейшей переработки на стороннем нефтеперерабатывающем предприятии. Часть 172 выгруженного пиролизного нефтяного топлива может быть загружена в зону гидрокрекинга остатка (в соответствии с указанием пунктирными линиями). Как это необходимо отметить, несмотря на демонстрацию шести выпусков продуктов совместно с выпуском для рециркуляции водорода и выпуском для нижнего продукта может быть предусмотрено их меньшее или большее количество в зависимости, например, от компоновки используемых установок для разделения и требований по выходу и распределению.

Зона 122 гидрокрекинга остатка может включать существующие или улучшенные (то есть пока еще разрабатываемые) операции гидрокрекинга остатка (или последовательности операций на установках), которые обеспечивают конверсию сравнительно малоценных остатков или нижних продуктов (например, обычно из колонны вакуумной перегонки или колонны атмосферной перегонки, а в настоящей системе из зоны 130 парового пиролиза) для получения относительно более низкомолекулярных углеводородных газов, нефти и легких и тяжелых газойлей. Загрузка в зону 122 гидрокрекинга остатка включает все количество или часть нижних продуктов 119 из зоны 118 парожидкостного разделения или все количество или часть нижних продуктов 138 из зоны 136 парожидкостного разделения. В дополнение к этому, в соответствии с описанием изобретения в настоящем документе все количество или часть 172 пиролизного нефтяного топлива 171 из зоны 170 разделения продукта могут быть объединены в качестве загрузки в зону 122 гидрокрекинга остатка.

Гидрокрекинг остатка соответствует установке для переработки на нефтеперерабатывающем предприятии, которая является подходящей для осуществления процесса гидрокрекинга остатка, который является способом конверсии остатка в СНГ, легкий дистиллят, средний дистиллят и тяжелый дистиллят. Способы гидрокрекинга остатка хорошо известны на современном уровне техники; см., например, публикацию Alfke et al. (2007) в процитированном месте. В контексте настоящего изобретения для гидрокрекинга остатка используют два базовых типа реакторов, которыми являются тип реактора с неподвижным слоем катализатора (с орошаемым слоем катализатора) и тип реактора с кипящим слоем катализатора. Способы гидрокрекинга остатка с неподвижным слоем катализатора надежно отработаны и способны обеспечивать переработку загрязненных потоков, таких как атмосферные остатки и вакуумные остатки, для получения легкого и среднего дистиллята, который может быть дополнительно подвергнут переработке для получения олефинов и ароматических соединений. Катализаторы, используемые в способах гидрокрекинга остатка с неподвижным слоем катализатора, обычно содержат один или несколько элементов, выбираемых из группы, состоящей из Co, Mo и Ni, на огнеупорном носителе, обычно оксиде алюминия. В случае сильнозагрязненных подаваемых потоков катализатор в способах гидрокрекинга остатка с неподвижным слоем катализатора также может и восполняться в определенной степени (подвижный слой). Технологические условия обычно включают температуру в диапазоне 350–450°C и давление в диапазоне 2–20 МПа (изб.). Также хорошо отработанными являются и способы гидрокрекинга остатка с кипящим слоем катализатора, которые, помимо прочего, характеризуются тем, что катализатор непрерывно заменяется, что делает возможным переработку сильнозагрязненных подаваемых потоков. Катализаторы, используемые в способах гидрокрекинга остатка с кипящим слоем катализатора, обычно содержат один или несколько элементов, выбираемых из группы, состоящей из Co, Mo и Ni, на огнеупорном носителе, обычно оксиде алюминия. Маленький размер частиц используемых катализаторов эффективно увеличивает их активность (сравните с подобными рецептурами в формах, подходящих для использования в областях применения неподвижного слоя катализатора). Данные два фактора делают возможным достижение в способах гидрокрекинга с кипящим слоем катализатора значительно более высоких выходов легких продуктов и более высоких уровней присоединения водорода в сопоставлении с тем, что имеет место для установок гидрокрекинга с неподвижным слоем катализатора. Технологические условия обычно включают температуру в диапазоне 350–450°C и давление в диапазоне 5–25 МПа (изб.). На практике дополнительные издержки, связанные с реакторами с кипящим слоем катализатора, будут оправдываться только в случае потребности в высокой степени превращения сильнозагрязненных тяжелых потоков. В данных обстоятельствах ограниченная степень превращения очень больших молекул и затруднения, связанные с дезактивированием катализатора, делают способы с неподвижным слоем катализатора относительно непривлекательными в способе настоящего изобретения. В соответствии с этим типы реакторов с кипящим слоем катализатора являются предпочтительными вследствие своего улучшенного выхода легкого и среднего дистиллята в сопоставлении с тем, что имеет место для гидрокрекинга с неподвижным слоем катализатора.

Эффективные условия переработки для зоны 122 гидропереработки остатка в системе и способе в настоящем документе включают температуру реакции в диапазоне от 350 до 450°C и давление реакции в диапазоне 5–25 МПа (изб.). Подходящие катализаторы обычно содержат один или несколько элементов, выбираемых из группы, состоящей из Co, Mo и Ni, на огнеупорном носителе, обычно оксиде алюминия. Хорошо известные катализаторы гидропереработки остатка содержат один металл из группы VIII (Co

или Ni) и один металл из группы VI (Mo или W) в сульфидной форме.

В одном способе, использующем компоновку, продемонстрированную на фиг. 2, к подаваемому сырью 101 примешивают эффективное количество водорода 102 и 115 (и необязательно подпиточный водород, не показано) и смесь 103 загружают во впуск зоны 104 реакции селективной гидропереработки при температуре в диапазоне от 300 до 450°C. Например, зона реакции 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 реакции 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, обладающих различной функцией.

Зона 104 реакции гидропереработки функционирует при параметрах, эффективных для гидродеметаллизации, гидродеароматизации, гидроденитрогенизации, гидродесульфуризации и/или гидрокрекинга нефтяного подаваемого сырья, которое в определенных вариантах осуществления представляет собой сырую нефть. 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 час⁻¹. Как это необходимо отметить, при использовании сырой нефти в качестве подаваемого сырья в зоне 104 реакции 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 час⁻¹, в то время как для атмосферного остатка обычно имеет место величина 0,25 час⁻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 час⁻¹) составляет 4,2°C/месяц, а дезактивирование при более высокой производительности (0,5 час⁻¹) составляет 2,0°C/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 охлаждают 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 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 зоне 104 реакции гидропереработки. Нижний продукт 108 сепаратора из сепаратора 106 высокого давления, который представляет собой по существу жидкостную фазу, охлаждают и вводят в холодный сепаратор 109 низкого давления. Остаточные газы в виде потока 111, включающие водород, H₂S, NH₃ 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 111 (в соответствии с указанием пунктирными линиями) с газом крекинга в виде потока 144 из продуктов установки парового крекинга.

В определенных вариантах осуществления поток 110а нижнего продукта представляет собой подаваемый поток 110 для зоны 130 парового пиролиза. В дополнительных вариантах осуществления нижний продукт 110а из сепаратора 109 низкого давления отправляют в зону 118 разделения, где выгруженная паровая часть представляет собой подаваемый поток 110 для зоны 130 парового пиролиза. Паровая часть может характеризоваться, например, начальной температурой кипения, соответствующей тому, что имеет место для потока 110а, и конечной температурой кипения в диапазоне от приблизительно 350°C до приблизительно 600°C. Зона 118 разделения может включать операцию подходящей установки для парожидкостного разделения, такую как в случае емкости для мгновенного испарения, устройства для разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей или комбинации, включающей по меньшей мере один из данных типов устройств.

Подаваемый поток 110 для парового пиролиза характеризуется уменьшенным уровнем содержания

загрязнителей (то есть металлов, серы и азота), увеличенной парафинистостью, уменьшенным значением ПКГБ и увеличенной плотностью в градусах Американского нефтяного института (АНИ). Подаваемый поток 110 для парового пиролиза, который характеризуется увеличенным уровнем содержания водорода в сопоставлении с подаваемым потоком 101, транспортируют в конвекционную секцию 132 и вводят, например подводят через впуск для водяного пара (не показан), эффективное количество водяного пара. В конвекционной секции 132 смесь нагревают до предварительно определенной температуры, например, при использовании одного или нескольких потоков сбросного тепла или другой подходящей компоновки нагревания. В определенных вариантах осуществления смесь нагревают до температуры в диапазоне от 400 до 600°C и выпаривают вещество, характеризующееся температурой кипения, меньшей чем предварительно определенная температура.

Зона 130 парового пиролиза функционирует при параметрах, эффективных для крекинга гидропереработанного выходящего потока 110, 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; и время пребывания в пиролизной секции в диапазоне от 0,05 до 2 с.

Поток 139 смешанного продукта 139 пропускают во впуск зоны 140 закаливания 140, 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 51 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 установки 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 ацетилена, метилацетилена 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 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 фазы 129 кубового асфальта и не-испаренной 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). Кроме того, как это продемонстрировано в настоящем документе, нефтяное топливо 172 (которое могут представлять собой все количество или часть пиролизного нефтяного топлива 171) может быть введено в зону гидрокрекинга остатка. Подаваемый поток для зоны гидрокрекинга остатка включает комбинации из потоков 119, 138 и/или 172 в соответствии с описанием изобретения в настоящем документе. Данное вещество подвергают переработке в зоне 122 гидрокрекинга остатка, необязательно при использовании зоны 120 смешивания. В зоне 120 смешивания жидкостную фракцию (фракции) остатка смешивают с неподвергшейся конверсии остаточной частью остатка. После этого данный подаваемый поток облагораживают в зоне 122 гидрокрекинга остатка в присутствии водорода 123 для получения промежуточного продукта 124 из остатка, включающего средние дистилляты. В определенных вариантах осуществления зона 122 гидрокрекинга остатка находится в общем контуре высокого давления совместно с одним или несколькими реакторами в зоне 104 гидропереработки. Промежуточный продукт 124 из остатка 124 рециркулируют и смешивают с гидроочищенным выходящим потоком реактора 10 до переработки в зоне 130 парового пиролиза для прохождения конверсии.

Выходящий поток 165 зоны парового пиролиза после закаливания и разделения разделяют в последовательности из установок 170 разделения в целях получения главных продуктов 173-178, в том числе метана, этана, этилена, пропана, пропилена, бутана, бутадиена, смешанных бутенов, бензина и нефтяного топлива. Поток 162 водорода пропускают через установку 164 очистки водорода в целях получения высококачественного газообразного водорода 102 для примешивания к подаваемому потоку для установки 104 реакции гидропереработки.

В соответствии с тем, что упоминалось выше, настоящее изобретение также относится отчасти и к интегрированному способу гидропереработки, парового пиролиза и суспензионной гидропереработки в целях прямой конверсии сырой нефти для получения олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов, например таким образом, как это описывается в варианте осуществления 18. В предпочтительном варианте осуществления интегрированный способ дополнительно включает извлечение пиролизного нефтяного топлива из потока объединенного смешанного продукта в целях использования в качестве по меньшей мере части тяжелых компонентов, подвергнутых крекингу на стадии (с3). В специальном варианте осуществления данный интегрированный способ дополнительно включает разделение гидропереработанного выходящего потока со стадии (а3) на паровую фазу и жидкостную фазу в зоне парожидкостного разделения, где паровую фазу подвергают термическому крекингу на стадии (b3) и по меньшей мере часть жидкостной фазы подвергают переработке на стадии (с3). В еще одном специальном варианте осуществления данного интегрированного способа стадия (b3) дополнительно включает нагревание гидропереработанного выходящего потока в конвекционной секции зоны парового пиролиза, разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фазу и жидкостную фазу, пропускание паровой фазы в пиролизную секцию зоны парового пиролиза и выгрузку жидкостной фазы в целях использования в качестве по меньшей мере части тяжелых компонентов, подвергнутых переработке на стадии (а3). В еще одном специальном варианте осуществления данного интегрированного способа стадия (b) дополнительно включает нагревание гидропереработанного выходящего потока в конвекционной секции зоны парового пиролиза, разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фазу и жидкостную фазу, пропускание паровой фазы в пиролизную секцию зоны парового пиролиза и выгрузку жидкостной фазы в целях использования в качестве по меньшей мере части тяжелых компонентов, подвергнутых переработке на стадии (с3). Данный интегрированный способ может дополнительно включать выгрузку гидропереработанного выходящего потока со стадии (а3) в целях использования в качестве по меньшей мере части тяжелых компонентов, подвергнутых переработке на стадии (а3). Стадия (е3) данного способа 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 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; получение олефинов и ароматических соединений из остатка потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода; и стадия (f3) 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 данном интегрированном способе, соответствующем настоящему изобретению, 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. В одном специальном варианте осуществления данный интегрированный способ дополнительно включает разделение гидропереработанных выходящих потоков в сепараторе высокого давления для извлечения газовой части, которую очищают и рециркулируют в зону гидропереработки в качестве дополнительного источника водорода, и жидкостной части, и разделение жидкостной части, произведенной из сепаратора высокого давления, на газовую часть и жидкостную часть в сепараторе низкого давления, где жидкостная часть, произведенная из сепаратора низкого давления, представляет собой подаваемый поток для стадии термического крекинга, а газовую часть, произведенную из сепаратора низкого давления, объединяют с потоком объединенного продукта после зоны парового пиролиза и до разделения на стадии (е3). В еще одном другом специальном варианте осуществления интегрированный способ дополнительно включает разделение гидропереработанных выходящих потоков в сепараторе высокого давления для извлечения газовой части, которую очищают и рециркулируют в зону гидропереработки в качестве дополнительного источника водорода, и жидкостной части, и разделение жидкостной части, произведенной из сепаратора высокого давления, на газовую часть и жидкостную часть в сепараторе низкого давления, где жидкостная часть, произведенная из сепаратора низкого давления, представляет собой подаваемый поток для зоны парожидкостного разделения, а газовую часть, произведенную из сепаратора низкого давления, объединяют с потоком объединенного продукта после зоны парового пиролиза и до разделения на стадии (е3). На фиг. 3 продемонстрирована принципиальная технологическая схема, включающая интегрированные гидропереработку, паровой пиролиз и суспензионную гидропереработку, соответствующие данному варианту осуществления. Интегрированная система в общем случае включает зону селективной гидропереработки, зону парового пиролиза, зону суспензионной гидропереработки и зону разделения продукта.

Зона селективной гидропереработки в общем случае включает зону 104 реакции гидропереработки, включающую впуск для приема смеси 203, содержащей подаваемый поток 201 и водород 202, рециркулированный из потока продукта парового пиролиза, и подпиточный водород по мере надобности (не показано). Зона 204 реакции гидропереработки также включает выпуск для выгрузки гидропереработанного выходящего потока 205.

Выходящие потоки 205 реактора из зоны 204 реакции гидропереработки охлаждают в теплообменнике (не показано) и отправляют в сепараторы, которые могут включать 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 реакторе гидропереработки. Поток 208 нижнего продукта из сепаратора 206 высокого давления, который представляет собой по существу жидкостную фазу, охлаждают и вводят в холодный сепаратор 205 низкого давления, в котором его разделяют на газовый поток и жидкостный поток 210. 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 способа и системы в настоящем документе водород и другие углеводороды извлекают из потока 11 в результате его объединения с продуктами 244 установки парового крекинга в качестве объединенного подаваемого потока для зоны разделения продукта. Все количество или часть жидкостного потока 210а используются в качестве гидропереработанного подаваемого потока для крекинга для зоны 230 парового пиролиза.

По меньшей мере часть жидкостного потока 210а может быть загружена в качестве подаваемого потока 282 в зону 204 реакции гидропереработки.

По меньшей мере часть жидкостного потока 210а может быть загружена в качестве подаваемого потока 283 в зону 230 парового пиролиза.

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, то есть при загрузке подаваемого потока для термического крекинга в конвекционную секцию в присутствии водяного пара.

В определенных вариантах осуществления между секциями 232 и 234 включается зона 236 парожидкостного разделения. Зона 236 парожидкостного разделения, через которую пропускают и фракционируют нагретый подаваемый поток для крекинга из конвекционной секции 232, 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 вариантах осуществления зону 218 парожидкостного разделения включают выше по ходу технологического потока от секции 232. Поток 210а фракционируют на паровую фазу и жидкостную фазу в зоне 218 парожидкостного 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 общем случае из пара формируют вихрь по круговой траектории для создания сил, когда более тяжелые капли и жидкость улавливаются и канализируются по направлению к выпуску для жидкости в качестве жидкостного остатка, который может быть пропущен в зону 222 суспензионной гидропереработки (необязательно при использовании установки 220 смешивания при суспензионной гидропереработке), а пар канализуется по направлению к выпуску для пара. В вариантах осуществления, в которых предусматривается устройство 236 парожидкостного разделения, жидкостную фазу 238 выгружают в качестве остатка, а паровая фаза представляет собой загрузку 237 в пиролизную секцию 234.

По меньшей мере часть данного остатка 238 подвергают переработке в качестве подаваемого потока 284 для зоны 222 гидропереработки с суспензионным слоем. По меньшей мере часть данного остатка 238 также подвергают переработке в качестве подаваемого потока 285 для зоны 204 реакции гидропереработки.

В вариантах осуществления, в которых предусматривается устройство 218 парожидкостного разделения, жидкостную фазу 219 выгружают в качестве остатка, а паровая фаза представляет собой загрузку 210 в конвекционную секцию 232. Температуру испарения и скорость текучей среды варьируют для корректирования приблизительной точки отсечки по температуре, например, в определенных вариантах осуществления, совместимых со смесью нефтяного топлива из остатка, например, приблизительно 540°C.

По меньшей мере часть потока 219 жидкостной фазы может быть загружена в качестве подаваемого потока 280 для зоны 222 суспензионной гидропереработки (необязательно при использовании установки 220 смешивания при суспензионной гидропереработке) в соответствии с описанием изобретения в настоящем документе.

По меньшей мере часть потока 219 жидкостной фазы может быть загружена в качестве подаваемого потока 281 в зону 204 реакции гидропереработки.

В способе в настоящем документе все отброшенные остатки или нижние продукты, отправляемые на рециркуляцию, например потоки 219, 238 и 272, подвергались воздействию в зоне гидропереработки и содержат уменьшенное количество гетероатомсодержащих соединений, включающих серосодержащие, азотсодержащие и металлсодержащие соединения, в сопоставлении с первоначальным подаваемым потоком. Все количество или часть данных потоков остатков может быть загружена в зону 222 суспензионной гидропереработки (необязательно при использовании установки 220 смешивания при суспензионной гидропереработке) в соответствии с описанием изобретения в настоящем документе.

Ниже по ходу технологического потока от зоны 230 парового пиролиза также интегрируют и зону 240 закаливания, которая включает впуск, находящийся в сообщении по текучей среде с выпуском зоны 230 парового пиролиза, для приема потока 239 смешанного продукта, впуск для подвода закалочного раствора 242, выпуск для выгрузки потока 244 подвергнутого закаливанию смешанного продукта в зону разделения 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 еще одном предпочтительном варианте осуществления изобретения поток 244 смешанного продукта подвергают конверсии в поток 265 промежуточного продукта и водород 262. Извлеченный водород очищают и используют в качестве рециркуляционного потока 202 водорода в зоне реакции гидропереработки. Поток 265 промежуточного продукта, который может дополнительно содержать водород, в общем случае фракционируют на конечные продукты и остаток в зоне 270 разделения, которая может представлять собой 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.

Зона 270 разделения продукта находится в сообщении по текучей среде с потоком 265 продукта, который включает множество впусков 273-278 продуктов, в том числе выпуск 278 для выгрузки метана, который необязательно может быть объединен с потоком 63, выпуск 277 для выгрузки этилена, выпуск 276 для выгрузки пропилена, выпуск 275 для выгрузки бутадина, выпуск 274 для выгрузки смешанных бутиленов и выпуск 273 для выгрузки пиролизного бензина. В дополнение к этому, извлекают пиролизное нефтяное топливо 271, например, в качестве смеси малосернистого нефтяного топлива для дальнейшей переработки на стороннем нефтеперерабатывающем предприятии. Часть 272 выгруженного пиролизного нефтяного топлива может быть загружена в зону суспензионной гидропереработки (в соответствии с указанием пунктирными линиями). Как это необходимо отметить, несмотря на демонстрацию шести выпусков для продуктов совместно с выпуском для рециркуляции водорода и выпуском для нижнего продукта может быть предусмотрено их меньшее или большее количество в зависимости, например, от компоновки используемых установок для разделения и требований по выходу и распределению.

Зона 222 суспензионной гидропереработки может включать существующие или улучшенные (то есть пока еще разрабатываемые) операции суспензионной гидропереработки (или последовательности операций на установках), которые обеспечивают конверсию сравнительно малоценных остатков или

нижних продуктов (например, обычно из колонны вакуумной перегонки или колонны атмосферной перегонки, а в настоящей системе из зоны 230 парового пиролиза) для получения относительно более низкомолекулярных углеводородных газов, нефти и легких и тяжелых газойлей. Загрузка в зону 222 суспензионной гидропереработки включает все количество или часть нижних продуктов 219 (в качестве подаваемого потока 280) из зоны 218 парожидкостного разделения или все количество или часть нижних продуктов 238 из зоны 236 парожидкостного разделения. В дополнение к этому, в соответствии с описанием изобретения в настоящем документе все количество или часть 272 пиролизного нефтяного топлива 271 из 270 зоны разделения продукта могут быть объединены в качестве загрузки в зону 225 каталитического крекинга с псевдооживленным слоем катализатора.

Операции установки реактора с суспензионным слоем характеризуются присутствием частиц катализатора, характеризующихся очень маленькими средними размерами, которые могут быть эффективно однородно диспергированы и удержаны в среде таким образом, чтобы способы гидрирования демонстрировали бы эффективность и незамедлительность действия по всему объему реактора. Гидропереработка в суспензионной фазе функционирует при относительно высоких температурах (400-500°C) и высоких давлениях (100-230 бар). Вследствие высокой жесткости условий способа может быть достигнута относительно более высокая степень превращения. Катализаторы могут быть гомогенными или гетерогенными и разрабатываются для демонстрации функциональности при условиях высокой жесткости. Механизм представляет собой процесс термического крекинга и имеет в своей основе образование свободных радикалов. Образовавшиеся свободные радикалы стабилизируются при использовании водорода в присутствии катализаторов, что тем самым предотвращает образование кокса. Катализаторы облегчают частичное гидрирование тяжелого подаваемого сырья до крекинга и тем самым уменьшают образование соединений с более длинной цепью.

Катализаторы, используемые в процессе суспензионного гидрокрекинга, могут представлять собой маленькие частицы или могут быть введены в виде растворимого в масле предшественника, в общем случае в форме сульфида металла, который образуется во время реакции или на стадии предварительной обработки. Металлы, которые составляют диспергированные катализаторы, в общем случае представляют собой один или несколько переходных металлов, которые могут быть выбраны из Mo, W, Ni, Co и/или Ru. В особенности предпочтительными являются молибден и вольфрам, поскольку их эксплуатационные характеристики превосходят соответствующие характеристики ванадия или железа, которые, в свою очередь, являются предпочтительными в сопоставлении с никелем, кобальтом или рутением. Катализаторы могут быть использованы при низкой концентрации, например при нескольких сотнях частей при расчете на миллион частей (ч./млн), в однопроточной компоновке, но не являются в особенности эффективными при облагораживании более тяжелых продуктов в данных условиях. Для получения лучшего качества продукта катализаторы используют при более высокой концентрации, и катализатор необходимо отправлять на рециркуляцию в целях придания способу достаточной экономичности. Катализаторы могут быть извлечены при использовании технологических процессов, таких как осаждение, центрифугирование или фильтрование.

В общем случае реактор с суспензионным слоем может быть двух- или трехфазным реактором в зависимости от типа использующихся катализаторов. Это может быть двухфазная система из газа и жидкости в случае использования гомогенных катализаторов или трехфазная система из газа, жидкости и твердого вещества в случае использования гетерогенных катализаторов, характеризующихся маленьким размером частиц. Растворимый жидкостной предшественник или катализаторы, характеризующиеся маленьким размером частиц, делают возможными получение высокой степени диспергирования катализаторов в жидкости и получение тесного контакта между катализаторами и подаваемым сырьем, что в результате приводит к получению высокой степени превращения.

Эффективные условия переработки для зоны 222 гидропереработки с суспензионным слоем в системе и способе в настоящем документе включают температуру реакции в диапазоне от 375 до 450°C и давление реакции в диапазоне от 30 до 180 бар. Подходящие катализаторы включают не нанесенные на носитель наноразмерные активные частицы, производимые "in situ" из растворимых в масле предшественников катализаторов, в том числе, например, один металл из группы VIII (Co или Ni) и один металл из группы VI (Mo или W) в сульфидной форме.

В способе, использующем компоновку, продемонстрированную на фиг. 3, к подаваемому сырью 201 примешивают эффективное количество водорода 202 и 215 (и необязательно подпиточный водород, не показано) и смесь 203 загружают во впуск зоны 204 реакции селективной гидропереработки при температуре в диапазоне от 300 до 450°C. Например, зона реакции 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 слои катализато-

ров, обладающих различной функцией.

Зона 204 реакции гидропереработки функционирует при параметрах, эффективных для гидродеметаллизации, гидродеароматизации, гидроденитрогенизации, гидродесульфуризации и/или гидрокрекинга нефтяного подаваемого сырья, которое в определенных вариантах осуществления представляет собой сырую нефть. 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 час⁻¹. Как это необходимо отметить, при использовании сырой нефти в качестве подаваемого сырья в зоне 204 реакции гидропереработки демонстрируются преимущества, например, в сопоставлении с операцией той же самой установки для гидропереработки, использующейся для 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 час⁻¹, в то время как для атмосферного остатка обычно имеет место величина 0,25 час⁻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 час⁻¹) составляет 4,2°C/месяц, а дезактивирование при более высокой производительности (0,5 час⁻¹) составляет 2,0°C/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 охлаждают 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 представляет собой по существу жидкостную фазу, охлаждают и после этого вводят в холодный сепаратор 209 низкого давления. Остающиеся газы в виде потока 211, включающие водород, H₂S, NH₃ 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 продуктов установки парового крекинга.

В определенных вариантах осуществления поток 110a нижнего продукта в виде потока 283 представляет собой подаваемый поток 210 для зоны 230 парового пиролиза. В дополнительных вариантах осуществления нижний продукт 210a из сепаратора 209 низкого давления отправляют в зону 218 разделения, где выгруженная паровая часть представляет собой подаваемый поток 210 для зоны 230 парового пиролиза. Паровая часть может характеризоваться, например, начальной температурой кипения, соответствующей тому, что имеет место для потока 210a, и конечной температурой кипения в диапазоне от приблизительно 350°C до приблизительно 600°C. Зона 218 разделения может включать операцию подходящей установки парожидкостного разделения, такую как емкость для 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 210 для парового пиролиза характеризуется уменьшенным уровнем содержания загрязнителей (то есть металлов, серы и азота), увеличенной парафинистостью, уменьшенным значением ПКГБ и увеличенной плотностью в градусах Американского нефтяного института (АНИ). Подаваемый поток 210 для парового пиролиза, который характеризуется увеличенным уровнем содержания водорода в сопоставлении с подаваемым потоком 201, транспортируют в конвекционную секцию 232 и вводят, например подводят через впуск для водяного пара (не показан), эффективное количество водяного пара. В конвекционной секции 232 смесь нагревают до предварительно определенной температуры, например, при использовании одного или нескольких потоков сбросного тепла или другой подходящей компоновки нагревания. В определенных вариантах осуществления смесь нагревают до температуры в диапазоне от 400 до 600°C и выпаривают вещество, характеризующееся температурой кипения, меньшей чем предварительно определенная температура.

Зона 230 парового пиролиза функционирует при параметрах, эффективных для крекинга гидропереработанного выходящего потока 210 в целях получения желаемых продуктов, включающих этилен,

пропилен, бутадиен, 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 239 смешанного продукта пропускают во впуск зоны 240 закаливания, использующей закалочный раствор 242 (например, воду и/или пиролизное нефтяное топливо), введенный через отдельный впуск, для получения потока 244 подвергнутого закаливанию смешанного продукта, имеющего уменьшенную температуру, составляющую, например, приблизительно 300°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 закаливания в масле смесь 244 подвергают компримированию и разделению. В одном неограничивающем примере поток 244 компримируют в многоступенчатом компрессоре, который обычно включает 4-6 ступени, где упомянутый многоступенчатый компрессор может включать зону 251 компрессора для получения компримированной газовой смеси 252. Компримированная газовая смесь 252 может быть подвергнута обработке в установке 253 каталитической 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 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 производят 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°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 установки 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 пропадиена (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 на впуск зоны 270 разделения продукта в целях разделения на метан, этилен, пропилен, бутадиен, смешанные бутены 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 фазы 229 кубового асфальта и не-испаренной 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 272 смеси пиролизного нефтяного топлива, например, для дальнейшей переработки на стороннем нефтеперерабатывающем предприятии (не показано). Кроме того, как это продемонстрировано в настоящем документе, нефтяное топливо 272 (которое могут представлять собой все количество или часть пиролизного нефтяного топлива 271) может быть введено в зону 222 суспензионной гидропереработки при использовании зоны 220 смешивания.

Подаваемый поток для зоны суспензионной гидропереработки включает комбинации из потоков 280, 284 и/или 272 в соответствии с описанием изобретения в настоящем документе. Данное вещество подвергают переработке в зоне 222 суспензионной гидропереработки, необязательно при использовании зоны 220 смешивания. В зоне 220 смешивания жидкостную фракцию (фракции) остатка смешивают с неподвергшимся конверсии остатком 225 суспензии, который включает активные частицы катализатора,

для получения подаваемого потока для зоны 222 суспензионной гидропереработки. После этого данный подаваемый поток облагораживают в зоне 222 суспензионной гидропереработки в присутствии водорода 223 для получения промежуточного продукта 224 из суспензии, включающего средние дистилляты. В определенных вариантах осуществления зона 222 суспензионной гидропереработки находится в общем контуре высокого давления совместно с одним или несколькими реакторами в зоне 204 гидропереработки. Промежуточный продукт 224 из суспензии рециркулируют и смешивают с гидроочищенным выходящим потоком 210 реактора до переработки в зоне 230 парового пиролиза для прохождения конверсии.

Выходящий поток 265 зоны парового пиролиза после закаливания и разделения разделяют в последовательности из установок 270 разделения в целях получения главных продуктов 273-278, в том числе метана, этана, этилена, пропана, пропилена, бутана, бутадиена, смешанных бутенов, бензина и нефтяного топлива. Поток 262 водорода пропускают через установку 264 очистки водорода в целях получения высококачественного газообразного водорода 202 для примешивания к подаваемому потоку для установки 204 реакции гидропереработки.

В соответствии с предпочтительным вариантом осуществления, соответствующим описанному выше варианту осуществления 28, по меньшей мере часть тяжелой фракции смешивают с пиролизным нефтяным топливом, извлеченным на стадии (f4). В настоящем интегрированном способе стадия (c4) предпочтительно включает стадии компримирования потока смешанного продукта термического крекинга 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 получения 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; и стадия (d4) 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. Стадия извлечения водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода предпочтительно включает отдельное извлечение метана в целях использования в качестве топлива для горелок и/или нагревателей на стадии термического крекинга. Стадия термического крекинга данного варианта осуществления предпочтительно включает нагревание гидропереработанного выходящего потока в конвекционной секции зоны парового пиролиза, разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фазу и жидкостную фазу, пропускание паровой фазы в пиролизную секцию зоны парового пиролиза и выгрузку жидкостной фазы, где выгруженную жидкостную фракцию предпочтительно смешивают с пиролизным нефтяным топливом, извлеченным на стадии (f4). Данный интегрированный способ предпочтительно включает разделение 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 разделение жидкостной части из сепаратора высокого давления в сепараторе низкого давления на газовую часть и жидкостную часть, где жидкостная часть из сепаратора низкого давления представляет собой гидропереработанный выходящий поток, подвергнутый термическому крекингу, а газовую часть из сепаратора низкого давления объединяют с потоком смешанного продукта после зоны парового пиролиза и до разделения на стадии (c4). В одном специальном варианте осуществления данный интегрированный способ дополнительно включает стадии 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, где жидкостная часть из сепаратора низкого давления представляет собой гидропереработанный выходящий поток, подвергнутый разделению на легкую фракцию и тяжелую фракцию, а газовую часть из сепаратора низкого давления объединяют с потоком смешанного продукта после зоны парового пиролиза и до разделения на стадии (c4).

На фиг. 4 продемонстрирована принципиальная технологическая схема данного варианта осуществления, включающего интегрированные способ и систему гидропереработки и парового пиролиза. Интегрированная система в общем случае включает зону селективной каталитической гидропереработки, необязательную зону 320 разделения, зону 330 парового пиролиза и зону разделения продукта. Зона селективной гидропереработки включает зону 304 реакции гидропереработки, включающую впуск для приема смеси из сырой нефти подаваемого сырья 301 и водорода 302, рециркулированного из потока

продукта парового пиролиза, и подпиточного водорода по мере надобности. Зона 304 реакции гидропереработки 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 и жидкостной поток 310. 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 311, который включает водород, H_2S , NH_3 и любые легкие углеводороды, такие как C1-C4 углеводороды, с продуктами 344 установки парового крекинга. Все количество или часть жидкостного потока 310 используются в качестве подаваемого потока для зоны 330 парового пиролиза.

Зону 320 разделения (в соответствии с указанием при использовании пунктирных линий на фигуре) используют для удаления тяжелых хвостовых фракций потока 310 нижнего продукта из сепаратора 309 низкого давления, то есть жидкофазных выходящих потоков зоны гидропереработки. Зона 320 разделения в общем случае включает впуск для приема жидкостного потока 310, выпуск для выгрузки легкой фракции 322, содержащей легкие компоненты, и выпуск для выгрузки тяжелой фракции 321, содержащей тяжелые компоненты, которые могут быть объединены с пиролизным нефтяным топливом из зоны 370 разделения продукта или могут быть использованы в качестве закалочного масла 342 в зоне 340 закалывания. В определенных вариантах осуществления зона 320 разделения включает одну или несколько емкостей мгновенного испарения.

В дополнительных вариантах осуществления зона 320 разделения включает нижеследующее или по существу состоит из него (то есть функционирует в отсутствие зоны мгновенного испарения): устройство для циклонного фазового разделения или другое устройство для 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, например, в целях удаления фракции в диапазоне вакуумного остатка.

Зона 320 парового пиролиза в общем случае включает конвекционную секцию 332 и пиролизную секцию 334, которая может функционировать на основе операций установки для парового пиролиза, известных на современном уровне техники, то есть 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 фигуре) между секциями 332 и 334 включается секция 336 парожидкостного разделения. Секция 336 парожидкостного разделения, через которую пропускают нагретый подаваемый поток для парового крекинга из конвекционной секции 332, может представлять собой устройство разделения на основе физического или механического разделения паров и жидкостей.

В общем случае из пара формируют вихрь по круговой траектории для создания сил, когда более тяжелые капли и жидкость улавливаются и канализуются по направлению к выпуску для жидкости в качестве нефтяного топлива 338, например, которое добавляют к смеси пиролизного нефтяного топлива, а пар канализуется по направлению к выпуску для пара в качестве загрузки 337 в пиролизную секцию 334. Температуру испарения и скорость текучей среды варьируют для корректирования приблизительной точки отсечки по температуре, например, в определенных вариантах осуществления совместимых со смесью нефтяного топлива из остатка, например приблизительно $540^{\circ}C$.

Зона 340 закалывания включает впуск, находящийся в сообщении по текучей среде с выпуском для зоны 330 парового пиролиза, впуск для подвода закалочной среды 342, выпуск для выгрузки потока 344 промежуточного подвергнутого закалыванию смешанного продукта и выпуск для выгрузки закалочной среды 346.

В общем случае поток 344 промежуточного, подвергнутого закалыванию 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 для получения потока 365 промежуточного продукта и водорода 362, который очищают в настоящем способе и используют в качестве рециркуляционного потока водорода 302 в зоне 304 реакции гидропереработки. Поток 365 промежуточного продукта, который может, кроме того, содержать водород, в общем случае фракционируют для получения конечных продуктов и остатка в зоне 370 разделения, которая может

представлять собой одну или несколько установок разделения, таких как множество колонн фракционирования, включающих, например, 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 текущей 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 76 для выгрузки пропилена, выпуск 375 для выгрузки бутадиена, выпуск 74 для выгрузки смешанных бутиленов и выпуск 373 для выгрузки пиролизного бензина. В дополнение к этому предусматривается выпуск для выгрузки пиролизного нефтяного топлива 371. Необязательно один или оба представителя, выбираемые из тяжелой фракции 321 из зоны 320 мгновенного испарения и части 338 нефтяного топлива из секции 336 парожидкостного разделения, объединяются с пиролизным нефтяным топливом 371 и могут быть отобраны в качестве смеси 372 пиролизного нефтяного топлива, например, смеси малосернистого нефтяного топлива для дальнейшей переработки на стороннем нефтеперерабатывающем предприятии. По меньшей мере часть тяжелой фракции 321 из зоны 320 мгновенного испарения используют в качестве закалочного масла 342. 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, к сырой нефти подаваемого сырья 301 примешивают эффективное количество водорода 302 и 315 и смесь 303 загружают во вход зоны 304 реакции селективной гидропереработки при температуре в диапазоне от 300 до 450°C.

Например, зона реакции 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 304 реакции 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 реакции 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 час⁻¹. Как это необходимо отметить, при использовании сырой нефти в качестве подаваемого сырья в зоне реакции гидропереработки демонстрируются преимущества, например, в сопоставлении с операцией той же самой установки для гидропереработки, использующейся для атмосферного остатка. Например, при температуре запуска и работы установки в диапазоне от 370 до 375°C скорость дезактивирования составляет приблизительно 1°K/месяц. В противоположность этому, в случае необходимости переработки остатка скорость дезактивирования была бы близкой к величине в диапазоне приблизительно от 3 до 4°K/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 час⁻¹) составляет 4,2°K/месяц, а дезактивирование при более высокой производительности (0,5 час⁻¹) составляет 2,0°K/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 представляет собой по существу жидкостную фазу, охлаждают и после этого вводят в холодный сепаратор 309 низкого давления. Остающиеся газы в виде потока 311, включающие водород, H₂S, NH₃ 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 311 (в соответствии с указанием пунктирными линиями) с газом крекинга в виде потока 344 продуктов установки парового крекинга. Нижний продукт 310 из сепаратора 309 низкого давления необязательно отправляют в зону 320 разделения или непосредственно пропускают в зону 330 парового пиролиза.

Гидропереработанный выходящий поток 310 характеризуется уменьшенным уровнем содержания загрязнителей (то есть металлов, серы и азота), увеличенной парафинистостью, уменьшенным значением ПКГБ и увеличенной плотностью в градусах Американского нефтяного института (АНИ). Гидропереработанный выходящий поток 310 транспортируют в зону 320 разделения для удаления тяжелых хвостовых фракций в качестве потока 321 нижнего продукта и получения остального более легкого погона в качестве подаваемого потока 322 для пиролиза 322.

По меньшей мере часть потока 321 нижнего продукта используют в качестве закалочного масла 342 в зоне 340 закаливания.

Подаваемый поток для пиролиза, характеризующийся, например, начальной температурой кипения, соответствующей тому, что имеет место для подаваемого потока, и конечной температурой кипения в диапазоне от приблизительно 370°C до приблизительно 600°C, транспортируют во впуск конвекционной секции 332 и вводят, например, подводят через впуск для водяного пара, эффективное 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 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 нефтяного топлива, подходящего для использования при смешивании с пиролизным нефтяным топливом 371.

Зона 330 парового пиролиза функционирует при параметрах, эффективных для крекинга фракции 322 (или выходящего потока 310 в вариантах осуществления, в которых не используют зону 320 разделения) в целях получения желаемых продуктов, включающих этилен, пропилен, бутадиев, смешанные бутены и пиролизный бензин. В определенных вариантах осуществления паровой крекинг в пиролизной секции 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 339 смешанного продукта пропускают во впуск зоны 340 закаливания, использующей закалочную среду 342 (и необязательно также воду), введенную через отдельный впуск, для получения потока 342 промежуточного подвергнутого закаливанию смешанного продукта, имеющего уменьшенную температуру, составляющую, например, приблизительно 300°C, а отработанную закалочную среду 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 закалочной средой смесь 344 подвергают компримированию и разделению. В одном неограничивающем примере поток 344 компримируют в многоступенчатом компрессоре, который обычно включает 4-6 ступени, 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 для 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.

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 установки 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 пропadiens (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 для получения метана, этилена, пропилена, бутадиена, смешанных бутиленов и пиролизного бензина, выгружаемы 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 неспаренной тяжелой жидкостной фракции 321 из зоны 320 мгновенного испарения и отброшенной части 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+"), 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 упоминалось выше, по меньшей мере часть тяжелой жидкостной фракции 321 из зоны 320 мгновенного испарения используют в качестве закалочного масла в зоне 340 закаливания.

Системы, описанные в настоящем документе, в особенности в соответствии с описанием изобретения в варианте осуществления 1, также уменьшают потери при растворении и уменьшают потребление H₂. Это делает возможным проведение операции для такой системы в качестве закрытой системы или системы, близкой к закрытой.

В определенных вариантах осуществления способы селективных 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 демеаллизации, десульфуризации и/или денитрогенизации.

В одном варианте осуществления изобретения 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 гамма-оксида алюминия, характеризующийся площадью удельной поверхности в диапазоне приблизительно 140-240 м²/г. Данный катализатор наилучшим образом описывается как характеризующийся очень высоким объемом пор, например, превышающим 1 см³/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 Ni/Ni+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 (смотрите, например, патентную публикацию Соединенных Штатов с номером US 2005/0211603, которая посредством ссылки включается в настоящий документ), 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 содержит необязательно по меньшей мере одну легирующую присадку, выбираемую из бора, фосфора, галогенов и кремния. Физические свойства включают площадь удельной поверхности в диапазоне приблизительно 140-200 м²/г, объем пор, составляющий по меньшей мере 0,6 см³/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 гамма-оксида алюминия, характеризующиеся обычной площадью удельной поверхности, приближенной к верхнему краю диапазона катализатора ГДМ, например, приблизительно диапазону 180-240 м²/г. Данная требуемая увеличенная поверхность для катализатора ГДС в результате приводит к получению относительно уменьшенного объема пор, например, составляющего менее, чем 1 см³/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 Ni/Ni+Mo находится в диапазоне от 0,1 до 0,3, а молярное соотношение (Co+Ni)/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 гамма-оксид алюминия. Физические свойства включают площадь удельной поверхности, приближенную к верхнему краю диапазона катализатора ГДМ, например, 180-240 м²/г. Данная требуемая увеличенная поверхность для катализатора ГДС в результате приводит к получению относительно уменьшенного объема пор, например, составляющего менее чем 1 см³/г.

Технологические процессы и системы, описанные в настоящем документе, обеспечивают получение улучшений в сопоставлении с известными процессами крекинга при паровом пиролизе, включающих возможность использования сырой нефти в качестве подаваемого сырья для получения нефтехимических продуктов, таких как олефины и ароматические соединения. Кроме того, из первоначального подаваемого потока также предпочтительно в значительной степени удаляются 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, 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 инициирования операции. Сразу после достижения реакции равновесия система очистки водорода может обеспечивать получение достаточно высококачественного водорода для поддержания прохождения операции во всей системе.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Интегрированный способ гидропереработки, парового пиролиза и гидрокрекинга остатка в целях прямой конверсии сырой нефти для производства олефиновых и ароматических нефтехимических продуктов, при этом способ включает стадии, на которых:

(a) осуществляют гидропереработку сырой нефти в присутствии водорода 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;

(b) осуществляют термический крекинг части гидропереработанного выходящего потока в присутствии водяного пара в зоне парового пиролиза в условиях, эффективных для получения потока смешанного продукта;

(c) осуществляют переработку тяжелых компонентов, включающих компоненты, произведенные из указанного потока смешанного продукта, в зоне гидрокрекинга остатка для получения промежуточного продукта из остатка, причем упомянутая зона гидрокрекинга остатка представляет собой реактор, относящийся к типу с кипящим слоем катализатора, в котором катализатор непрерывно заменяется, причем катализатор, используемый при гидрокрекинге остатка в кипящем слое, содержит один или несколько элементов, выбранных из группы, состоящей из Co, Mo и Ni, на носителе из оксида алюминия, при этом технологические условия включают температуру от 350 до 450°C и давление от 5 до 25 МПа изб.;

(d) осуществляют транспортирование промежуточного продукта из остатка на стадию термического крекинга;

(e) осуществляют извлечение олефинов и ароматических соединений из потока смешанного продукта;

(f) осуществляют извлечение пиролизного нефтяного топлива из потока смешанного продукта в целях использования в качестве по меньшей мере части тяжелых компонентов, подвергаемых гидрокрекингу остатка на стадии (c);

(g) осуществляют разделение по меньшей мере части гидропереработанного выходящего потока со стадии (a) на паровую фазу и жидкостную фазу в зоне парожидкостного разделения, причем паровую

фазу подвергают термическому крекингу на стадии (b), а по меньшей мере часть жидкостной фазы подвергают переработке на стадии (с);

причем на стадии (b) осуществляют нагревание указанной части гидропереработанного выходящего потока в конвекционной секции зоны парового пиролиза, разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фазу и жидкостную фазу, пропускание паровой фазы в пиролизную секцию зоны парового пиролиза и выгрузку жидкостной фазы в целях ее использования в качестве по меньшей мере части тяжелых компонентов, подвергаемых переработке на стадии (с).

2. Интегрированный способ по п.1, в котором разделение нагретого гидропереработанного выходящего потока на паровую фазу и жидкостную фазу проводят при использовании устройства парожидкостного разделения на основе физического и механического разделения.

3. Интегрированный способ по п.1, дополнительно включающий компримирование потока смешанного продукта термического крекинга при использовании множества ступеней компримирования.

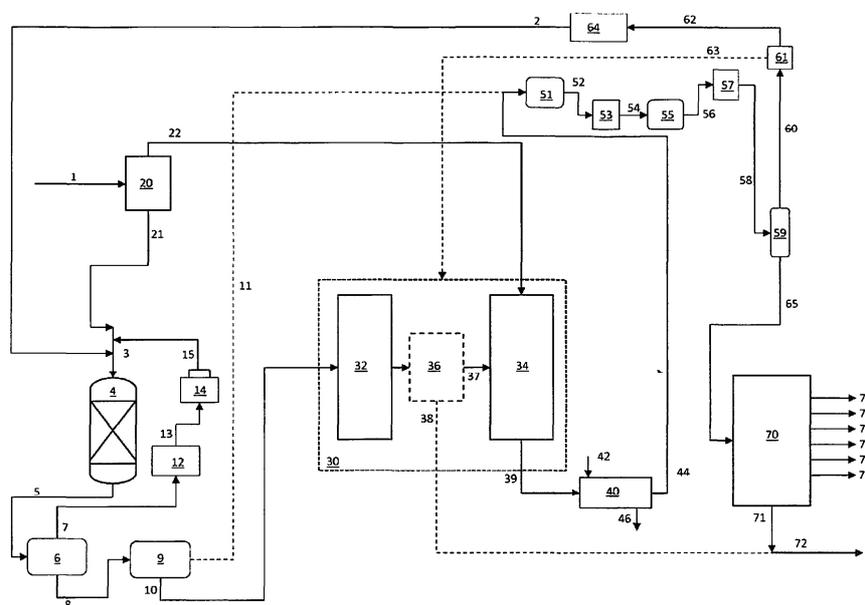
4. Интегрированный способ по п.3, в котором дополнительно подвергают поток компримированного смешанного продукта термического крекинга каустической обработке для получения потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода;

осуществляют компримирование потока смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода;

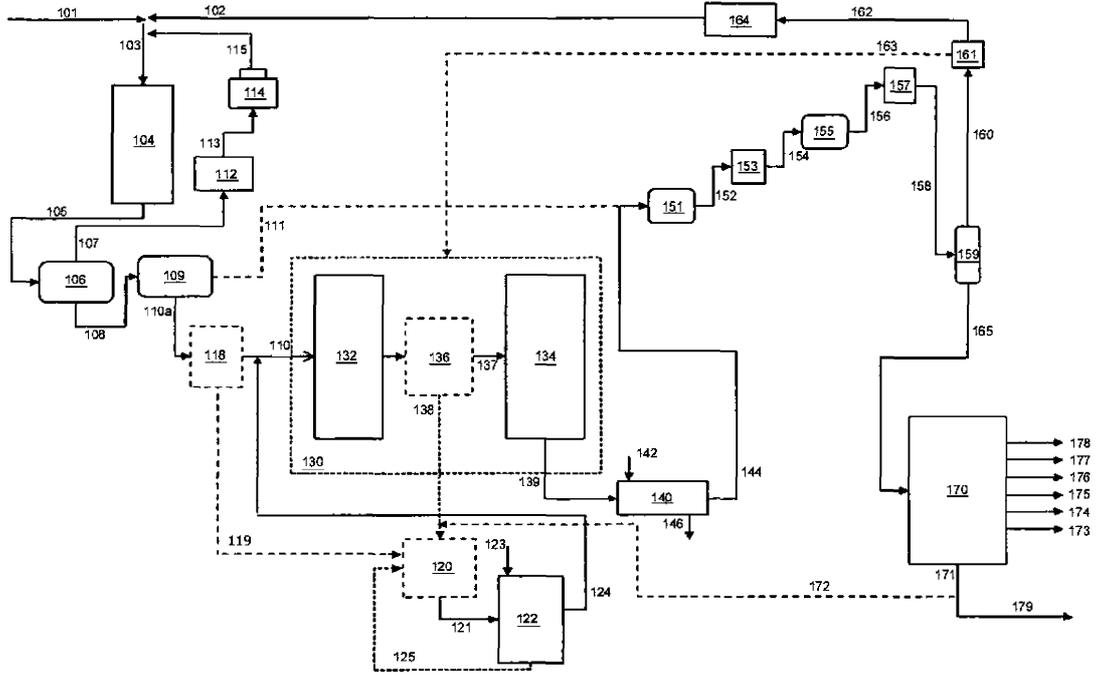
осуществляют дегидратацию потока компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода.

5. Интегрированный способ по п.4, в котором дополнительно осуществляют извлечение водорода из потока дегидратированного компримированного смешанного продукта термического крекинга с уменьшенным уровнем содержания сероводорода и диоксида углерода.

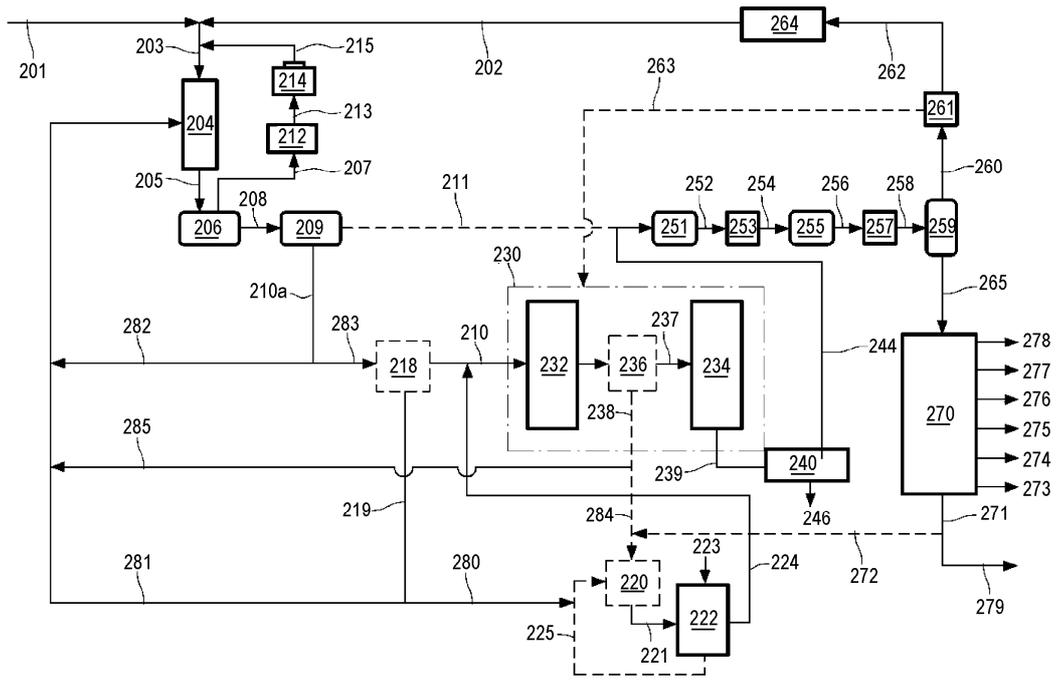
6. Интегрированный способ по п.1, в котором дополнительно осуществляют разделение гидропереработанного выходящего потока в сепараторе высокого давления для извлечения газовой части, которую очищают и рециркулируют в зону гидропереработки в качестве дополнительного источника водорода, и жидкостной части, осуществляют разделение указанной жидкостной части, полученной из сепаратора высокого давления, в сепараторе низкого давления на газовую часть и жидкостную часть, причем указанную жидкостную часть, полученную из сепаратора низкого давления, подают в зону парожидкостного разделения, а указанную газовую часть, полученную из сепаратора низкого давления, объединяют с потоком смешанного продукта после зоны парового пиролиза и до извлечения олефинов и ароматических соединений на стадии (е).



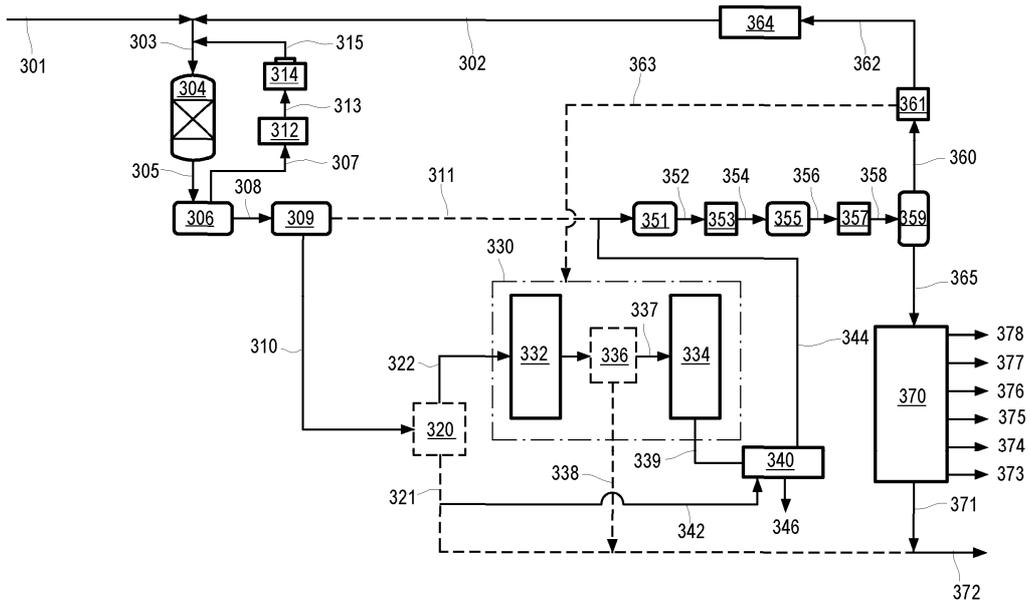
Фиг. 1



Фиг. 2



Фиг. 3



Фиг. 4



Евразийская патентная организация, ЕАПВ

Россия, 109012, Москва, Малый Черкасский пер., 2