



**ФЕДЕРАЛЬНАЯ СЛУЖБА
ПО ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНОЙ СОБСТВЕННОСТИ,
ПАТЕНТАМ И ТОВАРНЫМ ЗНАКАМ**

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ

(21), (22) Заявка: 2007119430/04, 19.12.2005

(24) Дата начала отсчета срока действия патента:
19.12.2005(30) Конвенционный приоритет:
22.12.2004 IT MI2004A002445

(43) Дата публикации заявки: 27.01.2009

(45) Опубликовано: 27.01.2010 Бюл. № 3

(56) Список документов, цитированных в отчете о
поиске: US 2004163996 A1, 26.08.2008. WO
2004056947 A, 08.07.2004. US 5932090 A,
03.08.1999. US 4126538 A, 21.11.1978. SU
511022 A, 29.06.1976.(85) Дата перевода заявки РСТ на национальную
фазу: 23.07.2007(86) Заявка РСТ:
EP 2005/013842 (19.12.2005)(87) Публикация РСТ:
WO 2006/066911 (29.06.2006)Адрес для переписки:
191036, Санкт-Петербург, а/я 24,
"НЕВИНПАТ", пат.пов. А.В.Поликарпову

(72) Автор(ы):

**МОНТАНАРИ Ромоло (IT),
МАРКЬОННА Марио (IT),
РОЗИ Серджо (IT),
ПАНАРИТИ Николетта (IT),
ДЕЛЬБЬЯНКО Альберто (IT)**

(73) Патентообладатель(и):

**Эни С.п.А (IT),
Снампроджетти С.п.А. (IT)****(54) СПОСОБ ПЕРЕРАБОТКИ ТЯЖЕЛОГО СЫРЬЯ, ТАКОГО КАК ТЯЖЕЛЫЕ СЫРЫЕ
НЕФТИ И КУБОВЫЕ ОСТАТКИ**

(57) Реферат:

Изобретение относится к способу переработки тяжелого сырья, выбираемого из тяжелых и особо тяжелых сырых нефтей, кубовых остатков, «тяжелых нефтей», получаемых после каталитической переработки, «термических гудронов», битумов из «нефтеносных песков», углей различной природы и другого высококипящего углеводородного сырья, известного под названием «тяжелые нефтяные остатки», при помощи совместного использования по меньшей мере трех технологических установок:

деасфальтизации (СДА1), гидрообработки (ГО) с использованием катализатора в суспензионной фазе, перегонки или мгновенного испарения (П), включает следующие стадии - подачу тяжелого сырья в секцию деасфальтизации (СДА1) в присутствии растворителя, получая при этом два потока: один состоит из деасфальтированного нефтяного продукта (ДАН1 из СДА1), а второй включает асфальтены; - смешивание потока, состоящего из деасфальтированного нефтяного продукта (ДАН1 из СДА1) с соответствующим катализатором

гидрогенизации, подачу полученной таким образом смеси в секцию гидрообработки (ГО1) и введение в нее водорода или смеси, содержащей водород и H_2S ; - смешивание состоящего из асфальтенов потока, который поступает из секции деасфальтизации (СДА1) с соответствующим количеством катализатора гидрогенизации, подачу полученной смеси во вторую секцию гидрообработки (ГО2) и введение в нее водорода или смеси, содержащей водород и H_2S ; - подача обоих потоков, содержащих продукты реакции из секции гидрообработки (ГО1) и катализатор в диспергированной фазе, на одну или несколько стадий перегонки или мгновенного испарения (П), где наиболее летучие фракции, включая газы, образующиеся в двух реакциях гидрогенизации (ГО1 и ГО2), отделяют от кубового остатка (гудрона) или жидкости, выходящей из установки мгновенного

испарения; - подача кубового остатка (гудрона) или жидкости, выходящей из установки мгновенного испарения, содержащих катализатор в диспергированной фазе, обогащенный сульфидами металлов, полученных в результате деме­таллизации сырья, и возможно содержащих кокс, во вторую секцию деасфальтизации (СДА2) в присутствии растворителей, получая таким образом два потока, один из которых состоит из деасфальтированного нефтепродукта (ДАМ2 из СДА2), а второй состоит из асфальтенов, и часть второго потока, кроме того, что отправляют на слив, возвращают в секцию гидрообработки (ГО1), а другую часть возвращают во вторую секцию гидрообработки (ГО2). Технический результат - повышение конверсии в процессах перегонки и повышение качества сырья. 39 з.п. ф-лы, 1 ил., 3 табл.



FEDERAL SERVICE
FOR INTELLECTUAL PROPERTY,
PATENTS AND TRADEMARKS

(51) Int. Cl.
C10G 67/04 (2006.01)
C10G 65/18 (2006.01)

(12) ABSTRACT OF INVENTION

(21), (22) Application: **2007119430/04, 19.12.2005**

(24) Effective date for property rights:
19.12.2005

(30) Priority:
22.12.2004 IT MI2004A002445

(43) Application published: **27.01.2009**

(45) Date of publication: **27.01.2010 Bull. 3**

(85) Commencement of national phase: **23.07.2007**

(86) PCT application:
EP 2005/013842 (19.12.2005)

(87) PCT publication:
WO 2006/066911 (29.06.2006)

Mail address:
**191036, Sankt-Peterburg, a/ja 24, "NEVINPAT",
pat.pov. A.V.Polikarpovu**

(72) Inventor(s):

**MONTANARI Romolo (IT),
MARK'ONNA Mario (IT),
ROZI Serdzhо (IT),
PANARITI Nikoletta (IT),
DEL'B'JaNKO Al'berto (IT)**

(73) Proprietor(s):

**Ehni S.p.A (IT),
Snamprodzhetti S.p.A. (IT)**

(54) RAW MATERIAL PROCESSING METHOD, OF MATERIALS SUCH AS HEAVY CRUDE OIL AND BOTTOMS

(57) Abstract:

FIELD: oil-and-gas industry.

SUBSTANCE: invention related to heavy raw materials processing, extracted from heavy and very heavy crude oil, bottoms, "heavy oil", received after catalytic treatment, "thermal tar oil", bitumen from "oil-bearing sands", coals of a different origin and other high-boiling hydrocarbons, know as a "black oil", with a help of common use of at least three process plants: deasphaltising (CDA1), hydraulic treatment (HT) with a use of a catalyst at suspension phase, distillation or instant evaporation (D), which includes the following stages - supply of the heavy raw material into deasphaltising section at a dissolver presents, generation of two flows at that, one of which contains of deasphaltised oil product (DAO1 from CDA1), the second one includes asphaltenes, - mixing the flow, consisting of deasphaltised oil product (DAO1 from CDA1) with appropriate hydrogenation catalyst, supply of created

mixture into hydraulic treatment section (HT) and injection of hydrogen or mixture, containing hydrogen and H₂S, - mixing asphaltenes containing flow, coming from deasphaltising section (CDA1) with appropriate amount of the hydrogenation catalyst, supply the created mixture to the second hydraulic treatment section (HT2) and injection of hydrogen or mixture, containing hydrogen and H₂S, - supply of the both flows, containing reaction products from hydraulic treatment section (HT1) and the catalyst in dispersed phase, to one or several distillation of instant evaporation stages (D), where the most volatile fractions, including gases generated in the two hydrogenation reactions (HT1 and HT2), to be separated from the bottoms (tar oil) of fluid, coming our of instant evaporation plant, - supply of the bottoms (tar oil) or the fluid, coming our of instant evaporation plant, which contain the catalyst in dispersed phase, enriched with metal

sulfides, and generated in result of raw material demetallisation, and possibly containing coke, in to the second deasphaltising section (CDA2) at the dissolver presents, creating two flows that way, one of which contains of the deasphaltised oil product (DAO2 from CDA2), and the second consists of asphaltenes, and part of the second flow, apart the one which goes to discharge, returns back to the

hydraulic treatment section (HT1), and the other one returns back to the second hydraulic treatment section (HT2).

EFFECT: conversion increase during the distillation processes and raw material quality increase.

40 cl, 3 ex, 3 tbl, 1 dwg

R U 2 3 8 0 3 9 7 C 2

R U 2 3 8 0 3 9 7 C 2

Данное изобретение относится к способу переработки тяжелого сырья, к которому кроме прочего относятся тяжелые и особо тяжелые сырые нефти, битумы «нефтеносных песков» и кубовые остатки, с применением по меньшей мере трех технологических установок: деасфальтизации, гидрообработки сырья с применением катализатора в диспергированной фазе и дистилляции.

Превращение тяжелых сырых нефтей, битумов из «нефтеносных песков» и кубовых остатков в жидкие продукты можно в основном выполнять двумя способами: во-первых, исключительно термическим путем, во-вторых, посредством гидрообработки.

В настоящее время все исследования посвящены в основном гидрообработке, поскольку при термических процессах возникают проблемы, связанные с утилизацией побочных продуктов, в частности такого побочного продукта, как кокс (образующийся в количествах более 30 мас.% от загружаемого сырья) и низким качеством продуктов переработки.

Процессы гидрообработки заключаются в переработке сырья в присутствии водорода и подходящих катализаторов.

Процессы гидрообработки в настоящее время осуществляются в промышленности в реакторах с неподвижным или кипящим слоем катализатора, с применением катализатора, который обычно состоит из одного или нескольких переходных металлов (Mo, W, Ni, Co, Ru и т.д.), нанесенных на диоксид кремния/оксид алюминия (или аналогичный материал).

Технологиям с применением неподвижного слоя катализатора присущи значительные проблемы, связанные, в частности, с обработкой тяжелого сырья с высоким содержанием гетероатомов, металлов и асфальтенов, поскольку эти загрязнители вызывают быструю деактивацию катализатора.

Для переработки указанного сырья были разработаны технологии с применением кипящего слоя, обладающие привлекательными показателями работы, однако они являются сложными и дорогостоящими. Технологии гидрообработки с катализатором в диспергированной фазе, могут быть хорошим решением проблем, имеющихся в технологиях с применением неподвижного или кипящего слоя катализатора. Действительно, суспензионные способы сочетают преимущества высокой универсальности по отношению к сырью с высокой производительностью с точки зрения переработки и выхода полезного продукта, оказываясь, по меньшей мере принципиально, более простыми с точки зрения технологии.

Суспензионные технологии характеризуются присутствием частиц катализатора очень маленького среднего размера и равномерным их распределением в среде. Благодаря этому, процессы гидрообработки становятся проще и происходят одновременно во всем объеме реактора. Коксообразование значительно уменьшается и степень превращения является высокой. Катализатор можно вводить в виде порошка с достаточно малым размером частиц (US 4303634) или в виде растворимого предшественника (US 5288681). В последнем из указанных случаев активная форма катализатора (обычно сульфид металла) образуется непосредственно в реакторе путем термического разложения используемого соединения, в ходе самой реакции или после соответствующей предварительной обработки (US 4470295).

Диспергированные катализаторы создают в основном из одного или нескольких переходных металлов (в основном, Mo, W, Ni, Co или Ru). Молибден и вольфрам определенно имеют лучшие рабочие характеристики, чем никель, кобальт или рутений, и даже чем ванадий или железо (N.Panariti et al., Appl. Catal. A: Gen. 2000,

204, 203).

Однако применение диспергированных катализаторов, даже с учетом разрешения большинства проблем, имеющих в описанных выше технологиях, обладает некоторыми недостатками, в основном связанными со сроком службы самого катализатора и количеством получаемых продуктов.

Способ применения указанных катализаторов (тип предшественника, концентрация и т.д.) имеют действительно важное значение как с экономической точки зрения, так и по воздействию на окружающую среду.

Катализатор можно использовать при низких концентрациях (сотни частей на миллион (ppm)) в «одноразовом» варианте, однако в этом случае выход продуктов становится неудовлетворительным (N.Panariti et al., Appl. Catal. A: Gen. 2000, 204, 203 and 215). При использовании очень активных катализаторов (например, молибдена) и более высокой концентрации катализатора (тысячи ppm металла) качество продуктов возрастает, но возникает необходимость использовать катализатор повторно.

Катализатор, выходящий из реактора, можно извлекать путем отделения от продуктов, получаемых при гидрообработке (предпочтительно со дна ректификационной колонны, расположенной после реактора) при помощи стандартных способов, таких как отстаивание, центрифугирование или фильтрование (US 3240718; US 4762812). Часть указанного катализатора можно возвращать в процесс гидрообработки без дополнительной обработки. Однако катализатор, извлекаемый в известных процессах гидрообработки, обычно имеет пониженную по сравнению со свежим катализатором активность. Таким образом, возникает необходимость организовать соответствующую стадию регенерации катализатора для восстановления его каталитической активности и возвращения по меньшей мере части указанного катализатора в реактор гидрообработки. Кроме того, указанные способы извлечения катализатора дороги, а также крайне сложны с технологической точки зрения.

Что касается химического описания процессов переработки, будет очень полезно ввести понятие стабильности, которое в отношении сырой нефти или остатков от перегонки нефти относится к склонности их асфальтеновой составляющей выпадать в осадок из-за изменения рабочих условий или химического состава нефти и/или асфальтенов (несовместимость), вызываемых разбавлением углеводородными разбавителями или химическим превращением в результате процессов крекинга, гидрообработки и т.д.

Обычно те углеводороды, которые можно осадить из сырой нефти или из кубового остатка путем их обработки линейными насыщенными углеводородами с числом атомов углерода от 3 до 7, например n-гептаном в стандартных условиях, как указано в нормативах IP-143, называют асфальтенами.

Качественно можно сказать, что состояние несовместимости возникает, когда смесь состоит из веществ, имеющих очень разные свойства по природе их мальтеновых и неасфальтеновых компонентов, как в случае смешивания парафиновой и ароматической сырой нефти или разбавления парафинового дистиллятного нефтепродукта (типичным примером является разжижение гудрона легкого крекинга дизельными маслами с низким уровнем содержания ароматических соединений).

В способах дистилляционной переработки кубовых остатков, битумов, полученных из «нефтеносных песков», а также тяжелых и особо тяжелых сырых нефтей максимальный уровень превращения ограничен стабильностью остатков продуктов. Указанные процессы, разумеется, изменяют химическую природу нефтей и

асфальтенов, вызывая постепенное уменьшение стабильности по мере возрастания степени изменений. После определенного предела асфальтены, содержащиеся в сырье, могут претерпевать фазовое разделение (или осаждаться), таким образом, иницируя процесс образования кокса.

5 С физико-химической точки зрения разделение фаз объясняется тем, что по мере протекания реакций переработки асфальтеновая фаза становится все более и более ароматической из-за реакций dealкилирования и конденсации.

10 Таким образом, по достижении определенного уровня асфальтены перестают растворяться в мальтеновой фазе, также потому, что в этот момент последняя становится более «парафиновой».

15 По этой причине контроль потери стабильности тяжелого сырья в ходе процесса термической и/или каталитической переработки очень важен для обеспечения максимальной степени конверсии без возникновения проблем, связанных с коксообразованием или загрязнением.

В «одноразовых» способах оптимальные рабочие условия (главным образом, температура реакции и продолжительность обработки) определяются просто по 20 данным о стабильности выходящего из реактора продукта, которые получают при помощи прямых измерений для не прореагировавшего остатка (Р-значение, испытание на фильтруемость в горячем состоянии, капельная проба и т.д.). Все указанные способы позволяют обеспечивать более высокую или более низкую степень конверсии в соответствии с сырьем или типом используемой технологии, однако в любом случае приводят к образованию не переработанного остатка, называемого гудроном, на 25 границе нестабильности, которая может быть различной от случая к случаю и составляет от 30% до 85% исходного сырья. Указанный продукт используют для получения жидкого топлива, битумов или его можно использовать в качестве сырья в процессах газификации.

30 Были предложены различные схемы, включающие повторную переработку в крекинг-аппаратах более или менее значительной части гудрона для повышения общей степени конверсии остатков в процессе крекинга.

В случае способов гидрообработки с диспергированными катализаторами в виде суспензии повторная переработка гудрона также позволяет извлекать катализатор в 35 такой значительной степени, что сами заявители указали в своей заявке IT-95A001095 способ, который позволяет обеспечивать повторное применение извлекаемого катализатора в реакторе гидрообработки без необходимости дополнительной стадии регенерации, получая при этом продукты хорошего качества без образования 40 остатков («безотходная переработка»).

Указанный способ включает следующие стадии:

- смешивание тяжелой сырой нефти или остатка от перегонки с соответствующим катализатором гидрообработки, подача полученной смеси в реактор гидрообработки и введение в него водорода или смеси, содержащий водород и H_2S ;

45 - подачу потока, содержащего продукт реакции гидрообработки и катализатор в диспергированной фазе, в зону перегонки, в которой отделяют большую часть летучей фракции;

50 - подачу высококипящей фракции, получаемой на стадии перегонки, на стадию деасфальтизации, в результате получая два потока, один из которых состоит из деасфальтированного нефтепродукта (ДАН), а другой из асфальта, катализатора в диспергированной фазе, возможно, кокса, и кроме того обогащен металлами, поступившими с исходным сырьем;

- повторная переработка в зоне гидрообработки по меньшей мере 60%, а возможно 80% потока, состоящего из асфальта, катализатора в диспергированной фазе и возможно, кокса, с высоким содержанием металлов. Указанные заявители описали в следующей заявке IT-MI2001A001438 конфигурации способа, отличные от указанного выше.

Здесь предложен способ совместного использования следующих трех технологических установок: гидрообработки с катализатором в фазе суспензии (ГО), перегонка или мгновенное испарение (П), деасфальтизирование (СДА), фактически отличающийся тем, что три установки работают на смешанных потоках свежего сырья и повторно используемых потоков, образующихся в ходе следующих стадий:

- подачи по меньшей мере части тяжелого сырья в секцию деасфальтизации (СДА) в присутствии растворителей, получая два потока, один из которых состоит из деасфальтированного нефтепродукта (ДАН), а второй из асфальтов;

- смешивания асфальта с соответствующим количеством катализатора гидрообработки и возможно с оставшейся частью тяжелого сырья, не прошедшей секцию деасфальтизации, подачу получаемой смеси в реактор гидрообработки (ГО) и введения в него водорода в смеси, содержащей водород и H_2S ;

- подачи потока, содержащего продукт реакции гидрообработки и катализатор в диспергированной фазе на одну или несколько стадий перегонки или мгновенного испарения (П), таким образом отделяя большую часть летучих фракций, а также газов, образующихся в ходе реакции гидрообработки;

- возвращения в зону деасфальтизации по меньшей мере 60 мас.% кубовых остатков (гудрона) или жидкого потока, отходящего из установки мгновенного испарения, содержащих катализатор в диспергированной фазе с высоким содержанием сульфидов металлов, образовавшихся при демеетализации сырья, и возможно, содержащих кокс.

Таким образом, указанные конфигурации могут реализовать следующие преимущества:

- максимальное повышение эффективности конверсии в продуктах перегонки (продукты перегонки как при атмосферном давлении, так и в вакууме) и в деасфальтированном нефтепродукте (ДАН), которая в большинстве случаев может превышать 95%;

- максимальное повышение качества сырья, то есть удаление имеющихся ядов (металлы, сера, азот, углеродный остаток), максимальное уменьшение коксообразования;

- максимальная универсальность при работе с сырьем, содержащим различные по природе углеводородные компоненты (плотность) и имеющим различное содержание загрязняющих веществ;

- возможность полного повторного использования катализатора гидрообработки без необходимости в его регенерации.

Деасфальтизация тяжелого углеводородного сырья при помощи растворителя позволяет разделить два псевдо-компонента, обычно известных как деасфальтированный нефтепродукт (ДАН) и C_n асфальтены (где n указывает число атомов углерода в парафинах, используемых для деасфальтизации, обычно от 3 до 6).

Неожиданно было обнаружено, что обработка двух потоков, выходящих из установки деасфальтизации, ДАН и асфальтенов, в ходе двух отдельных процессов гидрообработки, осуществляемых в различных условиях, позволяет получить степень конверсии и степень повышения качества выше, чем достигается при переработке

сырья в его обычном состоянии в оптимальных условиях.

Способ переработки тяжелого сырья, цель данного изобретения, путем применения по меньшей мере трех из следующих технологических установок: деасфальтизации (СДА), гидрообработки с катализатором в фазе суспензии (ГО1), перегонки или

5 мгновенного испарения (П), фактически отличается наличием следующих стадий:
- подачи тяжелого сырья в секцию деасфальтизации (СДА1) в присутствии растворителей, получая два потока, один из которых состоит из деасфальтированного нефтепродукта (ДАН1 из СДА1), а другой включает асфальтены;

10 - смешивания потока, состоящего из деасфальтированного нефтепродукта (ДАН1 из СДА1) с соответствующим катализатором гидрообработки, подачи получаемой таким образом смеси в секцию гидрообработки (ГО1) и введения в нее водорода или смеси, содержащей водород и H_2S ;

15 - смешивания потока, включающего асфальтены, поступающего из секции деасфальтизации (СДА1), с соответствующим катализатором гидрообработки, подачи получившейся смеси во вторую секцию гидрообработки (ГО2) и введения в нее водорода или смеси, содержащей водород и H_2S ;

20 - подачи как потока, включающего продукт секции гидрообработки (ГО1) и катализатор в диспергированной фазе, так и потока, включающего продукт реакции во второй секции гидрообработки (ГО2) и катализатор в диспергированной фазе, на одну или несколько стадий перегонки или мгновенного испарения (П), где отделяется большинство летучих фракций. Среди этих фракций присутствуют газы, получаемые

25 при двух реакциях гидрообработки (ГО1 и ГО2), из кубового остатка (гудрона) или жидкости, выходящей из устройства мгновенного испарения;
- подачи кубового остатка (гудрона) или жидкости, выходящей из устройства мгновенного испарения, содержащих катализатор в диспергированной фазе, с

30 высоким содержанием сульфидов металлов и возможным наличием кокса, образовавшегося при демееталлизации сырья, во вторую секцию деасфальтизации (СДА2) в присутствии растворителей, получая два потока, один из которых состоит из деасфальтированного нефтепродукта (ДАН2 из СДА2), а второй включает асфальтены, из которых, несмотря на присутствие слива, часть возвращают в секцию

35 гидрообработки (ГО1), а другую часть возвращают во вторую секцию гидрообработки (ГО2).
Тяжелое сырье может иметь различную природу, его можно выбирать из тяжелых и особо тяжелых сырых нефтей, кубовых остатков, «тяжелых нефтей», поступающих после каталитической переработки, например, «не прореагировавшие

40 нефтепродукты» после гидрообработки в реакторах с неподвижным или кипящим слоем катализатора, «тяжелые рецикловые газойли» после процессов каталитического крекинга, «термические гудроны» (получающиеся, например, после легкого крекинга или аналогичных термических процессов), битумы из «нефтеносных песков», «угли»

45 различной природы и любое другое высококипящее углеводородное сырье, известное в данной отрасли под общим названием «тяжелые нефтяные остатки».
В частности, массовое соотношение части, возвращаемой в секцию гидрообработки (ГО1) и части, возвращаемой во вторую секцию гидрообработки (ГО2) предпочтительно составляет от 8/1 до 1/1, более предпочтительно, от 4/1 до 2/1,

50 и наиболее предпочтительно, приблизительно 3/1.
Катализатор, используемый на двух стадиях гидрообработки (ГО1 и ГО2), можно выбирать среди веществ, образующихся из легко разлагающихся растворимых в нефти предшественников (нафтенаты металлов, металлосодержащие производные

фосфоновых кислот, карбонилы металлов и т.д.), или среди готовых соединений одного или нескольких переходных металлов, таких как Ni, Co, Ru, W и Mo. Последний металл наиболее предпочтителен, так как имеет высокую каталитическую активность.

5 Предпочтительно использовать один и тот же тип катализатора на обоих стадиях гидрообработки (ГО1 и ГО2).

Концентрация катализатора, определенная на основании концентрации металла или металлов, присутствующих в реакторах гидрообработки (ГО1 и ГО2), составляет
10 от 350 до 100000 ppm, предпочтительно, от 5000 до 30000 ppm, более предпочтительно, от 8000 до 15000 ppm.

Стадия гидрообработки (ГО1) предпочтительно протекает при температуре от 380 до 470°C, более предпочтительно, от 390 до 440°C, и при давлении в от 3 до 30 МПа, более предпочтительно, от 10 до 20 МПа.

15 Вторая стадия гидрообработки (ГО2) предпочтительно протекает при температуре от 360 до 450°C, более предпочтительно от 390 до 420°C, и при давлении от 3 до 30 МПа, более предпочтительно от 10 до 20 МПа.

В реактор, который может работать как в режиме нисходящего потока, так и
20 (предпочтительнее) в режиме восходящего потока, подают водород. Указанный газ можно подавать в реактор в различных секциях.

Стадии перегонки выполняют обычно при низком давлении от 0,001 до 0,5 МПа, предпочтительно от 0,01 до 0,3 МПа.

25 Стадия гидрообработки (ГО1) и вторая стадия гидрообработки (ГО2) могут включать один или несколько реакторов, работающих при указанных выше условиях. Часть продуктов перегонки, полученных в первом реакторе, можно возвращать в следующие реакторы той же стадии.

30 Стадию деасфальтизации (СДА1), осуществляемую посредством экстракции углеводородным или не углеводородным растворителем, обычно проводят при температуре от 40 до 200°C и давлении от 0,1 до 7 МПа.

Указанную стадию также можно проводить в одной или нескольких секциях, с одним и тем же или различными растворителями. Рекуперацию растворителя можно
35 производить многостадийным способом при докритических или сверхкритических условиях, что позволяет дополнительно фракционировать деасфальтированный нефтепродукт и смолы.

Желательно растворитель на указанной стадии деасфальтизации выбирать из легких предельных углеводородов (парафинов), имеющих от 3 до 6 атомов углерода,
40 предпочтительно, от 4 до 5 атомов углерода, наиболее предпочтительно, 5 атомов углерода.

Вторую стадию деасфальтизации (СДА2), осуществляемую путем экстракции углеводородным или не углеводородным растворителем, обычно проводят при температуре в диапазоне от 40 до 160°C и давлении от 1 до 60 атм.

45 Желательно выбирать растворитель для этой стадии деасфальтизации из легких предельных углеводородов (парафинов), имеющих от 3 до 6 атомов углерода, предпочтительно, от 3 до 4 атомов углерода, наиболее предпочтительно, 3 атома углерода. Поток, состоящий из деасфальтированного нефтепродукта (ДАН), можно
50 использовать в его текущем состоянии в качестве синтетической нефти, возможно, в смеси с продуктами перегонки, или применять в качестве сырья для процессов каталитического крекинга в псевдооживленном слое или для процессов гидрокрекинга.

В способе в соответствии с данным изобретением может присутствовать секция

вторичной гидрогенизации, предназначенной для дополнительной обработки фракции C_2 -500°C, предпочтительно фракции C_5 -350°C, поступающей из сепараторов высокого давления, устанавливаемых перед перегонкой.

5 В указанном случае поток, содержащий продукты реакции гидрообработки (ГО1) с катализатором в диспергированной фазе и/или поток, содержащий продукты второй реакции гидрообработки (ГО2) с катализатором в диспергированной фазе перед подачей на одну или несколько стадий перегонки или мгновенного испарения, подвергают обработке на предварительной стадии разделения, выполняемой при 10 высоком давлении, чтобы получить легкую фракцию и тяжелую фракцию, причем на указанную стадию или стадии перегонки (П) поступает только указанная тяжелая фракция.

15 Легкую фракцию, получаемую на стадии разделения при высоком давлении, можно направлять в секцию гидрообработки, получая таким образом более легкую фракцию, содержащую C_1 - C_4 газообразные углеводороды и H_2S и менее легкую фракцию, содержащую гидрированный лигроин и дизельное масло.

20 Возможное введение в секцию вторичной гидрогенизации, предназначенной для дополнительной обработки, фракции C_2 -500°C, предпочтительно фракции C_5 -350°C, благодаря доступности указанной фракции вместе с водородом при относительно высоком давлении, которое имеется в реакторе гидрообработки, обеспечивает следующие преимущества:

25 - начиная с нефтяного сырья с очень высоким содержанием серы, можно получить топливо, соответствующее спецификациям с наиболее строгими ограничениями на содержание серы (<10-50 ppm серы), при этом другие характеристики жидкого топлива, такие как плотность, содержание полиароматических углеводородов и цетановое число, также улучшены;

30 - получаемые продукты перегонки не имеют проблем со стабильностью.

30 Вторичная гидрогенизация, предназначенная для дополнительной обработки, с неподвижным слоем катализатора заключается в предварительном разделении продукта реакции, выходящего из реактора гидрообработки (ГО1 и/или ГО2) посредством одного или нескольких сепараторов, которые работают при высокой 35 температуре и высоком давлении.

В то время как тяжелую часть, извлекаемую снизу, направляют в основную установку перегонки, часть, извлекаемую сверху фракцию C_5 -350°C, подают в секцию вторичной гидрогенизации в присутствии водорода под высоким давлением, в 40 которой присутствует реактор с неподвижным слоем катализатора, содержащий катализатор для десульфурации/деароматизации, чтобы получить продукт с сильно пониженным содержанием серы и одновременно, в отношении фракции жидкого топлива, с увеличенным цетановым числом. Обычно секция гидрообработки состоит из одного или нескольких последовательно соединенных реакторов. Продукт 45 указанной системы можно дополнительно разделять на фракции путем перегонки, чтобы получить полностью десульфурованный лигроин и жидкое топливо, соответствующее спецификациям на топливо.

50 На стадии гидро-десульфурования с неподвижным слоем катализатора, предназначенной для гидро-десульфурования жидкого топлива, обычно используют стандартные катализаторы для неподвижного слоя. Указанные катализаторы или смеси катализаторов или множество реакторов с различными катализаторами, имеющими различные свойства, позволяют произвести глубокую

очистку легкой фракции, сильно понизить содержание серы и азота, увеличить степень гидрообработки сырья, и следовательно, понизить плотность и повысить цетановое число фракции жидкого топлива, одновременно уменьшая коксообразование.

5 Обычно катализатор включает аморфную часть, в основном состоящую из оксида алюминия, диоксида кремния, алюмосиликатов и смесей различных минеральных оксидов, на которые (различными способами) нанесены гидро-десульфурирующий компонент и гидрирующий компонент. Обычно катализатор для этой операции
10 содержит молибден или вольфрам, с добавками никеля и/или кобальта, нанесенные на аморфный минерал.

Реакцию вторичной гидрогенизации проводят при абсолютном давлении чуть ниже, чем на стадии первичной гидрообработки, обычно от 7 до 14 МПа, предпочтительно, от 9 до 12 МПа. Температура гидро-десульфурирования составляет от 250 до 500°C,
15 предпочтительно от 280 до 420°C. Температура обычно зависит от требуемой степени десульфурирования. Другим важным параметром для регулирования качества получаемого продукта является объемная скорость. Она может составлять от 0,1 до 5 час⁻¹, предпочтительно от 0,2 до 2 час⁻¹.

Расход водорода, подаваемого в реактор, должен составлять от 100 до 5000
20 нормальных м³/м³, предпочтительно от 330 до 1000 нормальных м³/м³.

Для сливного потока можно установить другую секцию вторичной гидрогенизации, дополнительно к возможной секции вторичной гидрогенизации.

Указанная вторая секция включает вторичную гидрогенизацию сливного потока, чтобы существенно снизить его объем и повторно использовать хотя бы часть
25 по-прежнему активного катализатора в реакторе гидрообработки.

В указанном случае часть потока, содержащую асфальтены, поступающую из второй секции деасфальтизации (СДА2) и называемую сточным потоком, подают в секцию обработки соответствующим растворителем, чтобы разделить продукт на
30 твердую и жидкую фракцию, из которой можно впоследствии удалить указанный растворитель.

Возможная секция для обработки сливного выходящего потока, предпочтительно в количестве от 0,5% до 10% об. по отношению к свежему сырью, состоит из стадии
35 обезмасливания при помощи растворителя (толуола или жидкого топлива, или других потоков, обогащенных ароматическими соединениями) и стадии отделения твердой фракции от жидкой.

По меньшей мере часть указанной жидкой фракции может быть подана в:

- 40 - «резервуар для жидкого топлива», в его текущем состоянии или после отделения от растворителя и/или после добавления соответствующего разжижителя;
- и/или в реактор гидрообработки (ГО1) и/или во второй реактор гидрообработки (ГО2) в его текущем состоянии.

В некоторых особых случаях растворителем и разжижителем может быть одно и то же вещество.
45

Твердую фракцию можно утилизировать в ее текущем состоянии или, что более удобно, подавать в установку селективного извлечения переходного металла или металлов, содержащихся в катализаторе (например, молибдена, по отношению к
50 другим металлам, содержащимся в исходном остатке, таким, как никель и ванадий) и, возможно, возвращать поток, обогащенный переходным металлом (молибденом), в реактор гидрообработки (ГО1) и/или второй реактор гидрообработки (ГО2).

Описанный комплексный способ обеспечивает следующие преимущества по сравнению с традиционным способом:

- количество сливной фракции сильно снижено;
- значительная часть сливной фракции превращается в жидкое топливо путем отделения металла и кокса;
- количество свежего катализатора, добавляемого в сырье для первичной гидрообработки, уменьшается, поскольку по меньшей мере часть молибдена, экстрагируемого при селективном извлечении, используется повторно.

Стадия обезмасливания включает обработку сливного потока, который представляет собой минимальную долю потока асфальтенов, поступающего из второй секции деасфальтизации (СДА2) на установке первичного гидрообработки тяжелого сырья, растворителем, способным перевести в жидкую фазу максимально возможное количество органических соединений, оставляя в твердой фазе сульфиды металлов, кокс и более тугоплавкие коксовые остатки («нерастворимый толуол» и др.).

Целесообразно работать в инертной атмосфере с минимально возможным содержанием кислорода и влаги, потому что компоненты металлической природы в очень сухом виде могут стать пирофорными.

На указанной стадии обезмасливания можно выгодно использовать различные растворители. Среди них отметим ароматические растворители, такие как толуол и/или смеси ксилолов, углеводородное сырье, имеющееся на предприятии в качестве производимого здесь или получаемого на установках нефтепереработки жидкого топлива, например легкий рецикловый газойль, получаемый на установке крекинга в псевдоожиженном слое, или термический газойль, получаемый на установке легкого крекинга/термического крекинга. Повышение температуры и увеличение времени реакции в определенных пределах ускоряет скорость операции. Экономические причины не позволяют обеспечить значительное увеличение.

Рабочая температура зависит от используемого растворителя и давления; в любом случае рекомендуемая температура составляет от 80 до 150°C, а время реакции составляет от 0,1 до 12 час, предпочтительно от 0,5 до 4 час.

Также необходимо принимать во внимание такой важный параметр, как объемное соотношение растворитель/сливной поток: это соотношение может изменяться от 1 до 10 (об.ч/об.ч), предпочтительно от 1 до 5, более предпочтительно от 1,5 до 3,5.

После завершения перемешивания растворителя и сливного потока выходящий продукт всегда при перемешивании направляют на стадию отделения жидкой фазы от твердой.

Указанную операцию можно производить одним из обычно используемых в промышленной практике способов, например путем отстаивания, центрифугирования или фильтрования.

После этого жидкую фазу можно направлять на стадию отгонки легких фракций и извлечения растворителя, который повторно используют на первой стадии (обезмасливания) обработки сливного потока. Оставшуюся тяжелую фракцию можно выгодно использовать в качестве сырья для переработки, поскольку она практически не содержит металлов и имеет относительно низкое содержание серы. Например, если операцию осуществляют с применением дизельного топлива, часть указанного дизельного топлива можно оставлять в тяжелых продуктах для достижения требований «резервуара жидкого топлива».

С другой стороны, жидкую фазу можно повторно использовать в реакторе гидрообработки.

Твердую фракцию можно утилизировать в получаемом виде или подвергать дальнейшей обработке для селективного извлечения катализатора (молибдена), чтобы

повторно использовать его в процессе гидрообработки.

Путем добавления в описанную выше твердую фазу тяжелого сырья, не содержащего металлов, такого как часть деасфальтированного нефтепродукта (ДАН2), выходящего из блока деасфальтизации самой установки, и смешивания 5 указанной системы с подкисленной (обычно неорганической кислотой) водой, почти весь молибден удерживают в органической фазе, в то время как значительные количества других металлов переходят в водную фазу. Две фазы легко разделяются, и органическую фазу можно с пользой возвращать в реактор гидрообработки (ГО1) 10 и/или во второй реактор гидрообработки (ГО2).

Твердую фазу диспергируют в достаточном количестве органической фазы (например, в деасфальтированном нефтепродукте, поступающем из того же процесса), к которой добавляют подкисленную воду.

Соотношение между водной и органической фазами можно изменять от 0,3 до 3. pH 15 водной фазы можно изменять от 0,5 до 4, предпочтительно от 1 до 3.

Ниже описывают реализацию данного изобретения (см. чертеж), которое в любом случае не может рассматриваться в качестве ограничения области данного изобретения. Тяжелое сырье 1 подают в секцию деасфальтизации (СДА1). Указанную 20 операцию осуществляют путем экстракции растворителем.

Из секции деасфальтизации (СДА1) выходят два потока: один поток (2) состоит из деасфальтированного нефтепродукта (ДАН 1), другой поток (3) содержит асфальтены.

Поток (2), состоящий из деасфальтированного нефтепродукта, смешивают со свежим катализатором (вначале) и с добавочным количеством катализатора (5) 25 (необходим для пополнения катализатора, который теряется с потоком (19), как будет описано далее), а также с потоком (20) (описан далее), поступающим из второй секции деасфальтизации (СДА2), образуя поток (6), который подают в реактор гидрообработки (ГО1), в который дополнительно поступает водород (7) (или смесь, 30 содержащая водород и H_2S).

Из реактора (ГО1) выходит поток (8), содержащий продукт гидрообработки и катализатор в диспергированной фазе, который разделяют в дистилляционной или испарительной колонне (П).

Поток (3), включающий асфальтены, смешивают со свежим катализатором 35 (сначала) и направляют во второй реактор гидрообработки (ГО2), из которого выходит продукт (16), подаваемый в дистилляционную или испарительную колонну (П).

Поступающие из указанной дистилляционной или испарительной колонны (П) 40 наиболее легкие фракции (9) и перегоняющиеся продукты (10), (11) и (12) отделяют от кубового остатка (13), содержащего диспергированный катализатор и кокс.

Указанный поток (13), названный гудроном, поступает во вторую секцию деасфальтизации (СДА2), из которой выходят два потока: один поток (17) состоит из деасфальтированного нефтепродукта (ДАН 2), а другой поток (18) включает 45 асфальтены.

Указанный поток (18) (гудрон), хотя и образует сливной поток (19), частично возвращают как в качестве потока (20) в секцию гидрообработки (ГО1), так и в качестве потока (21) во вторую секцию гидрообработки (ГО2).

50 Далее для лучшей иллюстрации данного изобретения описывают несколько примеров, подразумевая, что данное изобретение не может быть ограничено или не ограничивается описываемыми примерами.

Пример 1

В соответствии со схемой на фиг.1 был проведен следующий эксперимент:

- Сырье: 250 г гудрона Ural из уральской сырой нефти (таблица 1).
- Деасфальтирующий агент: приблизительно 2,5 л н-пентана.
- Температура: 180°C.
- Давление: 1,6 МПа (16 атм).

Гудрон вместе с н-пентаном в количестве по объему в 8-10 раз больше, чем гудрона загружали в автоклав. Смесь сырья и растворителя нагревали до 180°C и перемешивали (800 об/мин) механической мешалкой в течение 30 минут. В конце процедуры проводили отстаивание для разделения двух фаз: асфальтеновой, которая оседала на дно автоклава, и фазы деасфальтированного нефтепродукта, разбавленной растворителем. Отстаивание проводили около двух часов. При помощи соответствующей системы извлечения фазу ДАН-растворитель перемещали во второй бак. Затем фазу ДАН-пентан извлекали, и растворитель удаляли путем выпаривания. Полученный выход по описанному процессу был равен 82% деасфальтированного нефтепродукта из расчета на исходное количество гудрона.

Свойства исходного гудрона Ural и деасфальтированной нефти (ДАН C5) описаны в таблице 1:

Сырье	C, мас.%	H, % p	N, мас.%	S, мас.%	CCR мас.%	П ²⁰ , г/см ³	V, ppm	Ni, ppm
Гудрон Ural	84,82	10,56	0,69	2,60	18,9	1,0043	262	80
ДАН C5	85,40	11,40	0,43	2,33	9,78	0,9760	71	23

Пример 2

В соответствии со схемой на фиг.1 были проведены следующие эксперименты:

Стадия деасфальтизации сырья (СДА)

Выполняли в соответствии с описанием из примера 1.

Стадия гидрообработки

- Реактор: 3500 см³, стальной, оборудован магнитной мешалкой.
- Катализатор: добавляли 3000 ppm Mo на общую массу сырья, используя металлоорганический растворимый в нефти предшественник, содержащий 15 мас.% металла.

- Температура: 430°C.

- Давление: 16 МПа водорода.

- Время пребывания: 3 часа.

Использовали ДАН, полученный на стадии деасфальтизации, некоторые испытания гидрообработки осуществляли в соответствии с описанным ниже способом. В реактор загружали ДАН и соединение молибдена, после чего подавали водород под давлением. Реакцию осуществляли в описанных рабочих условиях. После завершения испытания проводили быстрое охлаждение. В автоклаве сбрасывали давление, и газы, отобранные в пробоотборник, отправляли на анализ методом газовой хроматографии. Жидкий продукт, присутствующий в реакторе, извлекали и подвергали перегонке таким образом, чтобы отделить остаток 500°C + от прочих фракций перегонки. Кубовый остаток (500°C+), содержащий катализатор, повторно загружали в реактор и смешивали с соответствующим заранее приготовленным количеством ДАН C5 таким образом, чтобы общее количество сырья оставалось постоянным. Указанный процесс повторяли до тех пор, пока количество получаемого

кубового остатка не стабилизировалось, иными словами, до достижения стационарных условий.

Стадия перегонки

- Осуществляли при помощи лабораторного оборудования для перегонки сырой нефти.

Стадия деасфальтизации для гидрированного остатка (СДА2)

- Сырье: гидрированный кубовый остаток, полученный на предыдущей стадии.

- Деасфальтирующий агент: пропан.

- Температура: 85°C.

- Давление: 3 МПа (30 атм).

Гидрированный остаток вместе с пропаном в количестве по объему в 8 раз больше, чем остатка загружали в автоклав. Смесь сырья и растворителя нагревали до 85°C и перемешивали (800 об/мин) механической мешалкой в течение 30 минут. В конце процедуры проводили отстаивание для разделения двух фаз: асфальтеновой, которая оседала на дно автоклава, и фазы деасфальтированного нефтепродукта, разбавленной растворителем. Отстаивание проводили в течение приблизительно двух часов. При помощи соответствующей системы извлечения фазу ДАН-растворитель перемещали во второй бак. Пропан отделяли от ДАН в газовой фазе путем сбрасывания давления в баке через клапана. Затем извлекали деасфальтированный нефтепродукт без растворителя, в то время как нерастворимая в пропане фаза оседала на дно загруженного автоклава.

Результаты эксперимента

В соответствии с описанными выше способами провели 6 последовательных испытаний гидрообработки ДАН 5 и последующую деасфальтизацию пропаном с повторным использованием нерастворимой в пропане фазы, содержащей молибден в суспензионной фазе. Соотношение между возвращаемым количеством и количеством свежего сырья при таких рабочих условиях составляло 0,38.

Ниже приводятся данные, относящиеся к выходящим потокам после последнего возвратного цикла (мас.% относительно сырья):

Газ: 4%.

Лигроин (С5-170°C): 7%.

Дизельное топливо атмосферного давления: (ДТА, 170-350°C): 31%.

Дизельное топливо вакуумной перегонки: (ДТВП, 350-500°C): 36%.

ДАН С3: 22%.

В таблице 2 приведены характеристики полученного продукта.

	Сера, мас.%	Азот, ppm	Плотность, г/см ³
Лигроин С5-170°C	0,03	290	0,7412
ДТА 170-350°C	0,10	1650	0,8437
ДТВП 350-500°C	0,39	4120	0,9215

Пример 3

В соответствии со схемой на фиг.1 были проведены следующие эксперименты:

Стадия гидрообработки асфальтенов (ГО2)

Каталитические испытания осуществляли при помощи микро-автоклава объемом 30 см³ с мешалкой в соответствии со следующей общей процедурой:

- в реактор помещали около 10 г сырья;

- в систему подавали водород под давлением и нагревали до нужной температуры при помощи электропечи;

- в ходе реакции систему перемешивали вращающейся системой с капиллярной трубкой, работающей со скоростью 900 об/мин; кроме того, общее давление поддерживали постоянным при помощи автоматической системы замещения израсходованного водорода;

- после окончания испытания реакцию подавляли, сбрасывали давление с автоклава и газы собирали в пробоотборник, затем образцы газов отправлялись на анализ средствами газовой хроматографии;

- продукты реакции извлекали с помощью тетрагидрофурана. Затем раствор фильтровали, чтобы отделить катализатор. Жидкую фракцию, растворимую в тетрагидрофуране, после удаления растворителя подвергали холодной деасфальтизации при помощи н-пентана, чтобы отделить С5 асфальтены. Затем после удаления растворителя путем выпаривания фракцию, растворимую в пентане, анализировали.

Сырье, использовавшееся в эксперименте, готовили путем смешивания фиксированной части С5 асфальтенов, полученных в примере 1, очищенных от возможных следов растворителя путем соответствующей обработки в печи, и ДАН, полученного в примере 2 на стадии деасфальтизации гидрированного остатка (СДА2). Смесь (1:1), содержащую уже диспергированный в ДАН С3 катализатор, загружали в реактор, и после подачи водорода под давлением подвергали тепловой обработке.

Реакцию осуществляли в рабочих условиях, представленных в таблице 3, в которой приведены данные по распределению продуктов.

Таблица 3 Характеристики продуктов реакции из примера 3		
мас. %	410°C, 4 часа	420°C, 3 часа
Газ (C1-C4)	2,6	3,2
Лигроин C5-170°C	2,3	4,4
ДТА 170-350°C	14,7	17,1
ДТВП 350-500°C	29,9	33,8
ДАН C5	35,9	31,2
Асфальтены C5	14,6	10,3

Формула изобретения

1. Способ переработки тяжелого сырья, выбираемого из тяжелых и особо тяжелых сырых нефтей, кубовых остатков, «тяжелых нефтей», получаемых после каталитической переработки, «термических гудронов», битумов из «нефтеносных песков», углей различной природы и любого другого высококипящего углеводородного сырья, известного под названием тяжелые нефтяные остатки, при помощи совместного использования по меньшей мере трех следующих технологических установок: деасфальтизации (СДА1), гидрообработки с использованием катализатора в суспензионной фазе (ГО1), перегонки или мгновенного испарения (П), отличающийся тем, что включает следующие стадии:

подача тяжелого сырья в секцию деасфальтизации (СДА1) в присутствии растворителя, при этом получая два потока, один из которых состоит из деасфальтированного нефтепродукта (ДАН1 из (СДА1)), а второй включает асфальтены;

смешивание потока, состоящего из деасфальтированного нефтепродукта (ДАН1 из

(СДА1)), выходящего из секции деасфальтизации (СДА1) с соответствующим катализатором гидрогенизации, подача полученной таким образом смеси в секцию гидрообработки (ГО1) и введение в нее водорода или смеси, содержащей водород и H_2S ;

5 смешивание потока, состоящего из асфальтенов, который выходит из секции деасфальтизации (СДА1) с соответствующим количеством катализатора гидрогенизации и направление полученной таким образом смеси во вторую секцию гидрообработки (ГО2) с введением в нее водорода или смеси, содержащей водород и H_2S ;

10 подача как потока, содержащего продукт реакции из секции гидрообработки (ГО1) с катализатором в диспергированной фазе, так и потока, содержащего продукт реакции из второй секции гидрообработки (ГО2) с катализатором в диспергированной фазе, на одну или несколько стадий перегонки или мгновенного испарения (П), посредством которых более летучие фракции, включая газы, образующиеся в двух реакциях гидрообработки (ГО1 и ГО2), отделяют от кубового остатка (гудрона) или жидкости, выходящей из установки мгновенного испарения;

15 подача кубового остатка (гудрона) или жидкости, выходящей из установки мгновенного испарения, содержащих катализатор в диспергированной фазе и, возможно, содержащих кокс с высоким содержанием сульфидов металлов, полученных в результате деметаллизации сырья, во вторую секцию деасфальтизации (СДА2) в присутствии растворителей, при этом получая два потока, один из которых состоит из деасфальтированного нефтепродукта (ДАН2 из (СДА2)), а второй включает асфальтены, часть которого, помимо слива, возвращают в секцию гидрообработки (ГО1), в то время как другую часть возвращают во вторую секцию гидрообработки (ГО2).

20 2. Способ по п.1, где массовое соотношение между асфальтеновой частью, получаемой из второй секции деасфальтизации (СДА2) и возвращаемой в секцию гидрообработки (ГО1), и частью, возвращаемой во вторую секцию гидрообработки (ГО2) составляет от 8/1 до 1/1.

25 3. Способ по п.2, где массовое соотношение между частью, возвращаемой в секцию гидрообработки (ГО1), и частью, возвращаемой во вторую секцию гидрообработки (ГО2), составляет от 4/1 до 2/1.

4. Способ по п.3, где массовое соотношение между частью, возвращаемой в секцию гидрообработки (ГО1), и частью, возвращаемой во вторую секцию гидрообработки (ГО2), составляет приблизительно 3/1.

40 5. Способ по п.1, где стадии перегонки осуществляют при пониженном давлении от 0,001 до 0,5 МПа.

6. Способ по п.5, где стадии перегонки осуществляют при пониженном давлении от 0,01 до 0,3 МПа.

45 7. Способ по п.1, где стадию гидрообработки (ГО1) осуществляют при температуре от 380 до 470°C и давлении от 3 до 30 МПа.

8. Способ по п.7, где стадию гидрообработки (ГО1) осуществляют при температуре от 390 до 440°C и давлении от 10 до 20 МПа.

50 9. Способ по п.1, где стадию деасфальтизации (СДА1) осуществляют при температуре от 40 до 200°C и давлении от 0,1 до 7 МПа.

10. Способ по п.1, где растворителем для стадии деасфальтизации (СДА1) является легкий парафин с числом углеродных атомов от 3 до 6.

11. Способ по п.1, где растворителем для стадии деасфальтизации (СДА1) является

легкий парафин с числом углеродных атомов от 4 до 5.

12. Способ по п.1, где стадию деасфальтизации (СДА1) осуществляют посредством экстракции растворителем, работая в сверхкритических условиях.

5 13. Способ по п.1, где стадию деасфальтизации (СДА1) осуществляют с извлечением растворителя в сверхкритической фазе.

14. Способ по п.12 или 13, где стадию деасфальтизации (СДА1) осуществляют при температуре от 40 до 160°C и давлении от 0,1 до 6 МПа.

10 15. Способ по п.1, где растворителем для второй стадии деасфальтизации (СДА2) является легкий парафин с числом углеродных атомов от 3 до 6.

16. Способ по п.15, где растворителем для второй стадии деасфальтизации (СДА2) является легкий парафин с числом углеродных атомов от 3 до 4.

17. Способ по п.1, где вторую стадию деасфальтизации (СДА2) осуществляют с извлечением растворителя в сверхкритической фазе.

15 18. Способ по п.16 или 17, где вторую стадию деасфальтизации (СДА2) осуществляют при температуре от 40 до 160°C и давлении от 0,1 до 6 МПа.

19. Способ по п.1, где вторую стадию гидрообработки (ГО2) осуществляют при температуре от 360 до 450°C и давлении от 3 до 30 МПа.

20 20. Способ по п.19, где вторую стадию гидрообработки (ГО2) осуществляют при температуре от 390 до 420°C и давлении от 10 до 20 МПа.

21. Способ по п.1, где катализатором гидрогенизации является легко разлагающийся предшественник или предварительно полученное соединение на основе одного или нескольких переходных металлов.

25 22. Способ по п.21, где переходным металлом является молибден.

23. Способ по п.1, где концентрация катализатора в реакторах гидрообработки (ГО1 и ГО2), определяемая в соответствии с присутствующим металлом или металлами, составляет от 350 до 100000 млн⁻¹.

30 24. Способ по п.23, где концентрация катализатора в реакторах гидрообработки (ГО1 и ГО2), составляет от 5000 до 30000 млн⁻¹.

25. Способ по п.24, где концентрация катализатора в реакторах гидрообработки (ГО1 и ГО2), составляет от 8000 до 15000 млн⁻¹.

35 26. Способ по п.1, где в обеих секциях гидрообработки (ГО1 и ГО2) используют один и тот же катализатор гидрогенизации.

27. Способ по п.1, где поток, содержащий продукт реакции из секции гидрообработки (ГО1) и катализатор в диспергированной фазе, и/или поток, содержащий продукт реакции из второй секции гидрообработки (ГО2) и катализатор в диспергированной фазе, перед подачей на одну или несколько стадий перегонки или мгновенного испарения подвергают предварительной стадии разделения, осуществляемой при высоком давлении таким образом, что образуются легкая и тяжелая фракции, причем только указанную тяжелую фракцию направляют на стадию или стадии перегонки (П).

45 28. Способ по п.27, где легкую фракцию, получаемую после стадии разделения при высоком давлении, направляют в секцию вторичной гидрогенизации, предназначенную для дополнительной обработки, получая таким образом более легкую фракцию, содержащую газообразные C₁-C₄ углеводороды и H₂S, и менее легкую фракцию, содержащую гидрообработанный лигроин и жидкое топливо.

50 29. Способ по п.28, где реакцию вторичной гидрогенизации, предназначенной для дополнительной обработки, осуществляют при давлении от 7 до 14 МПа.

30. Способ по п.1, где фракцию потока, содержащего асфальтены и поступающего

из второй секции деасфальтизации (СДА2), называемую сливным потоком, направляют в секцию обработки соответствующим растворителем для разделения продукта на твердое вещество и жидкую фракцию, от которой можно впоследствии отделить указанный растворитель.

5 31. Способ по п.30, где сливной поток составляет от 0,5 до 10 об.% в расчете на свежее сырье.

32. Способ по п.30, где по меньшей мере часть жидкой фракции, поступающей из секции обработки сливного потока, направляют в существующем состоянии или после 10 отделения растворителя и/или после добавления необходимого разжижителя во фракцию жидкого топлива.

33. Способ по п.32, где по меньшей мере часть жидкой фракции, поступающей из секции обработки сливного потока, возвращают в реактор гидрообработки (ГО).

15 34. Способ по п.30, где растворитель, используемый в секции обработки сливного потока, представляет собой ароматический растворитель или смесь жидких топлив, полученных в самом способе или доступных из нефтепереработки.

35. Способ по п.34, где ароматический растворитель представляет собой толуол и/или смесь ксилолов.

20 36. Способ по п.30, где объемное отношение растворитель/сливной поток составляет от 1 до 10.

37. Способ по п.36, где объемное отношение растворитель/сливной поток составляет от 1 до 5.

25 38. Способ по п.37, где объемное отношение растворитель/сливной поток составляет от 1,5 до 3,5.

39. Способ по п.п.27, где катализатором гидрогенизации является легко разлагающийся предшественник или предварительно полученное соединение на основе одного или нескольких переходных металлов, и где твердую фракцию 30 обработанного продукта направляют на дополнительный процесс селективного извлечения переходного металла или металлов, содержащихся в катализаторе гидрогенизации.

40. Способ по п.39, где извлеченный переходный металл или металлы возвращают в реактор гидрообработки (ГО1) и/или во второй реактор гидрообработки (ГО2).

35

40

45

50

