

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(21) **202391336** (13) **A1**

(12) **ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОЙ ЗАЯВКЕ**

(43) Дата публикации заявки
2024.02.13

(51) Int. Cl. **C10G 47/26** (2006.01)
B01J 23/28 (2006.01)
B01J 37/04 (2006.01)

(22) Дата подачи заявки
2023.05.30

(54) **СПОСОБ ГИДРОКОНВЕРСИИ НЕФТЯНОГО СЫРЬЯ**

(96) **2023000096 (RU) 2023.05.30**

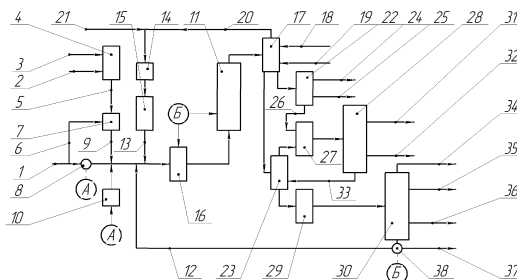
(72) Изобретатель:

(71) Заявитель:
**ПУБЛИЧНОЕ АКЦИОНЕРНОЕ
ОБЩЕСТВО "ТАТНЕФТЬ" ИМЕНИ
В.Д. ШАШИНА; АКЦИОНЕРНОЕ
ОБЩЕСТВО "ТАНЕКО" (RU)**

**Маганов Наиль Ульфатович, Ремпель
Рудольф Дитрихович, Нурмиев
Альберт Анварович, Абдрахманов
Рамиль Айдарович, Салахов Илшат
Илгизович, Зурбашев Алексей
Владимирович, Хабибрахманов
Ильнур Илдусович, Сулейманов
Ильмир Ринатович, Гильманов
Фарид Салахутдинович, Ряскин
Андрей Викторович, Галиев
Алмаз Агъзамович, Мадьяров
Ренат Рустамович, Габдурафикова
Наталья Николаевна, Кадиев Хусанн
Магамедович (RU)**

(74) Представитель:
Медведев В.Н. (RU)

(57) Изобретение относится к переработке тяжелых нефтяных остатков и битуминозной нефти с использованием молибденсодержащих катализаторов. Способ гидроконверсии тяжелых нефтяных остатков и битуминозной нефти с содержанием серы до 6,0 мас.%, включающий соединение водного раствора прекурсора молибденсодержащего катализатора с концентрацией молибдена 5-10 мас.% с частью нефтяного сырья при температуре не менее 95°C для получения эмульсии, смешиваемой с нефтяным сырьем и подаваемой в реактор, где проводят гидрогенизацию водородсодержащим газом, выделение из продуктов реакции дистиллятных фракций с температурой кипения до 250°C и остатка с температурой выше 250°C, который направляют на атмосферную и вакуумную дистилляцию с выделением остатка с температурой кипения выше 520°C. Рисайкл используют при смешивании со смесью нефтяного сырья и водного раствора прекурсора. Предлагаемый способ позволяет использовать битуминозную нефть и тяжелые нефтяные остатки с содержанием серы до 6,0 мас.%, также обеспечивается экономия Мо-содержащего катализатора.



A1

202391336

202391336

A1

ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ

2420-302379ЕА/092

СПОСОБ ГИДРОКОНВЕРСИИ НЕФТЯНОГО СЫРЬЯ

Изобретение относится к нефтегазодобывающей промышленности, а именно к переработке тяжелых нефтяных остатков и битуминозной нефти с использованием молибденсодержащих катализаторов.

Известен способ гидроконверсии остатка атмосферной дистилляции газового конденсата (патент RU № 2674160, МПК C10G 47/06, C10G 49/04, C10G 7/00, опубл. 05.12.2018 Бюл. № 34), включающий гидроконверсию при повышенной температуре и давлении в присутствии полученного *ex situ* Мо-содержащего ультрадисперсного катализатора, диспергированного в сырье, путем смешения с водородом и гидрогенизации сырья, разделение продуктов реакции на дистиллятные фракции и высококипящий остаток, из которого выделяют металлы и отработанный катализатор, направляемый на регенерацию, отличающийся тем, что перед гидроконверсией сырье смешивают с суспензией ультрадисперсного Мо-содержащего катализатора с размерами частиц 5-300 нм и концентрацией катализатора 1% мас. (в пересчете на молибден), предварительно приготовленной путем диспергирования каталитически активного соединения молибдена в остатке атмосферной дистилляции гидрогенизата, с получением гомогенной устойчивой суспензии ультрадисперсного катализатора в сырье, содержащей 0,05-0,2% мас. катализатора (в пересчете на молибден) на массу сырья, проводят гидроконверсию приготовленной смеси в реакторе с восходящим потоком сырья при температуре 380-450°C и давлении 7-10 МПа, сепарируют продукты гидроконверсии с получением водородсодержащего газа, который возвращают на гидрогенизацию в качестве водорода, дистиллятных фракций с температурой кипения до 350°C, которые выводят как товарные продукты, и остатка атмосферной дистилляции гидрогенизата с температурой кипения выше 350°C, часть которого - поток I - возвращают в процесс гидроконверсии и используют для подготовки суспензии свежего катализатора, часть - поток II - возвращают на смешение с сырьем, часть - поток III - выводят из процесса гидроконверсии для извлечения и регенерации катализатора

Недостатками данного способа являются узкая область применения из-за качественной работы только с остатками атмосферной дистилляции газового конденсата и настроенного только на получение дистиллятных фракций с температурой кипения до 350°C, большие затраты суспензии ультрадисперсного Мо-содержащего катализатора с концентрацией катализатора 1% мас. (в пересчете на молибден - Мо), что требует приготовления водного дисперсного состава с Мо-содержащим катализатором с концентрацией Мо примерно 40% мас., сложность смешивания ультрадисперсного Мо-содержащего катализатора с продуктами дистилляции гидрогенизата с температурой кипения выше 350°C из-за кипения воды, вспенивающего суспензию, а также давление не более 10 МПа при гидрогенизации, приводящей к невозможности работы с сернистой

нефтью, содержащей серу более 1% мас, и снижающего % реагирования Мо-содержащего катализатора на 25-40%.

Известен также способ гидроконверсии тяжелых фракций нефти - исходного сырья (патент RU № 2556997, МПК C10G 47/02, C10G 47/36, B82Y 40/00, опубл. 20.07.2015 Бюл. № 20), включающий подачу в реактор исходного сырья, прекурсора катализатора, содержащего водный раствор соли Мо (VI), и водорода, реакции сырья и водорода в присутствии образующегося в реакторе из прекурсора суспендированного наноразмерного молибденового или молибдено-никелевого катализатора, перегонку гидрогенизата, вывод низкокипящей фракции как продукта, возвращение части высококипящей фракции ВКФ на стадию подачи в реактор сырья, прекурсора катализатора - свежего и регенерированного - и водорода, термообработку остальной части ВКФ с получением золошлаковых остатков, которые используют для регенерации прекурсора катализатора и извлечения металлов, отличающийся тем, что способ состоит из нулевой стадии, включающей подачу в реактор исходного сырья, прекурсора катализатора - водного раствора соли Мо (VI) или солей Мо и Ni, и водорода при давлении 4-9 МПа при нормальных условиях, реакцию сырья и водорода при 420-450°C в присутствии образующегося в реакторе из прекурсора суспендированного наноразмерного молибденового или молибдено-никелевого катализатора, затем атмосферную или атмосферно-вакуумную перегонку гидрогенизата, вывод низкокипящей фракции с температурой кипения не выше 500°C как продукта и возвращение ВКФ или ее части на стадию подачи в реактор сырья, прекурсора катализатора - свежего и регенерированного - и водорода, последующих N стадий, включающих подачу в реактор исходного сырья, прекурсора катализатора, возвращенной части ВКФ с предыдущей стадии и водорода, реакцию в указанных условиях, атмосферную или атмосферно-вакуумную перегонку гидрогенизата, вывод низкокипящей фракции с температурой кипения не выше 500°C как продукта, возвращение части ВКФ на стадию подачи в реактор сырья, прекурсора катализатора - свежего и регенерированного - и водорода, сжигание при температуре 1000-1300°C или газификацию остальной части ВКФ, после чего уловленные золошлаковые остатки подвергают дополнительному окислительному обжигу при 800-900°C и полученный зольный продукт, не содержащий углерода, используют для регенерации прекурсора катализатора и производства промышленного концентрата ванадия и никеля, причем количество стадий N определяют по формулам:

$$b^d \cdot (n_n + n_m + 1) = a + \sum_{i=1}^{n_n} b_i + b^c \cdot n_m$$

$N = n_n + n_m + 1$, где n_n - число стадий с рециркуляцией, после которых достигается равновесный выход НКФ; n_m - число стадий с рециркуляцией после достижения равновесного выхода НКФ, обеспечивающее достижение заданного выхода низкокипящих фракций из исходного сырья; b^d - заданный выход низкокипящих фракций, % мас.; a - выход низкокипящих фракций на нулевой стадии, % мас.; b_i -

выход низкокипящих фракций на i -й стадии до достижения равновесия, % мас.; b^e - выход низкокипящих фракций после достижения равновесия, % мас., $b^e > b^d$.

Недостатками данного способа являются сложность применения из-за большого количества операций, которые нужно точно контролировать для обеспечения качественной работы, узкая область применения из-за качественной работы только с тяжелыми фракциями нефти, что требует предварительного отделения легких фракций и очистки нефти, большие затраты водного дисперсного состава с Мо-содержащим катализатором с концентрацией Мо примерно 45-48% масс., сложность смешивания ультрадисперсного Мо- или Ni- содержащего катализатора с продуктами дистилляции гидрогенизата с температурой кипения выше 350°C, но не выше 500°C, из-за кипения воды, вспенивающего суспензию, а также давление не более 9 МПа при гидрогенизации, приводящее к невозможности работы с сернистой нефтью, содержащей серу более 1% масс, и снижающего % реагирования Мо-содержащего катализатора на 25-40%

Наиболее близким по технической сущности является способ гидроконверсии тяжелой части матричной нефти (патент RU № 2614140, МПК C10G 47/26, опубл. 23.03.2017 Бюл. № 9) с получением жидких углеводородных смесей в присутствии распределенного в сырье молибденсодержащего катализатора при повышенной температуре и давлении водорода, характеризующийся тем, что в сырье - тяжелую часть матричной нефти с температурой кипения выше 350°C - вводят водный раствор прекурсора молибденсодержащего катализатора, полученную смесь диспергируют до образования устойчивой обращенной эмульсии, смешивают с водородом, нагревают до температуры реакции 380-460°C и проводят гидрогенизацию в реакторе с восходящим потоком при указанной температуре и давлении 7-10 МПа в присутствии образующегося из прекурсора катализатора, затем из продуктов реакции выделяют дистиллятные фракции с температурой кипения до 250°C и остаток с температурой выше 250°C и указанный остаток в количестве 20-80% в расчете на содержание фракций выше 520°C в исходной тяжелой части матричной нефти возвращают на стадию подготовки сырья как рисайкл, остальную часть указанного остатка направляют на атмосферно-вакуумную дистилляцию с выделением остатка с температурой кипения выше 520°C, направляемого на стадию извлечения металлов, рисайкл при температуре 60-95°C смешивают с указанной тяжелой частью матричной нефти, вводят в нее водный раствор указанного прекурсора и повторяют последующие стадии.

Недостатками данного способа являются узкая область применения из-за качественной работы только с тяжелыми частями матричной нефти, что требует предварительного отделения легких фракций и очистки нефти, большие затраты водного дисперсного состава с Мо-содержащим катализатором с концентрацией Мо примерно 20-60% масс., сложность смешивания ультрадисперсного Мо- или Ni- содержащего катализатора с продуктами дистилляции гидрогенизата с температурой кипения выше 350°C, из-за кипения воды, вспенивающего суспензию, а также давление не более 10 МПа при гидрогенизации, приводящей к невозможности работы с сернистой нефтью,

содержащей серу более 1% масс, и снижающего % реагирования Мо-содержащего катализатора на 25-40%.

Техническим результатом предполагаемого изобретения является создание способа гидроконверсии тяжелых нефтяных остатков и битуминозной нефти, позволяющего расширить область применения за счет использования в качестве сырья для реализации способа добываемую битуминозную нефть с содержанием серы до 5,5% масс., а также тяжелые нефтяные остатки с содержанием серы до 6,0% масс., экономию Мо-содержащего катализатора без ухудшения свойств получаемого продукта за счет применения водного раствора прекурсора молибденсодержащего катализатора с концентрацией Мо 5-10% масс., соединяемого для получения суспензии с нефтяным сырьем при температуре не превышающей температуру кипения воды, возврата кубового остатка (рисайкла) с непрореагировавшим Мо-содержащим катализатором после вакуумной дистилляции и повышение давления выше 10 МПа до 14,3 МПа при гидрогенизации, позволяющего также более полно среагировать и вывести серосодержащие соединения из нефти.

Технический результат помогает достичь способ гидроконверсии нефтяного сырья, включающий соединение водного раствора прекурсора молибденсодержащего катализатора соединяют с частью нефтяного сырья при температуре не менее 95°C для получения смеси, которую диспергируют до образования устойчивой эмульсии, смешиваемой с нефтяным сырьем, подаваемым в реактор, где при температуре 400-450°C и необходимом давлении проводят гидрогенизацию в восходящем потоке при смешении с приточным водородсодержащим газом с содержанием водорода не менее 80% масс., выделение из продуктов реакции дистиллятных фракций с температурой кипения до 250°C и остаток с температурой выше 250°C, который направляют на атмосферную и вакуумную дистилляцию с выделением остатка с температурой кипения выше 520°C, а рисайкл используют при смешивании со смесью нефтяного сырья и водного раствора прекурсора.

Новым является то, что в качестве нефтяного сырья применяют тяжелые нефтяные остатки и битуминозную нефть с содержанием серы до 6,0% масс., водный раствор прекурсора готовят с концентрацией молибдена 5-10% масс., который соединяют с частью нефтяного сырья при температуре до температуры кипения воды, а после вакуумной дистилляции остаток с непрореагировавшим молибденсодержащим катализатором - рисайкл направляют для смешения с нефтяным сырьем, полученной эмульсией и водородсодержащим газом перед нагревом в реактор, работающим при необходимом давлении выше 10 МПа до 14,3 МПа, при чем продукты реакции дистиллятных фракций с температурой кипения до 250°C и остаток с температурой выше 250°C дополнительно сепарируют от водородсодержащего газа, который после аминовой очистки и смешения с подпиточным водородом возвращается в реактор, а насыщенный амин, кислую воду и кислый газ выводят из дальнейшей обработки.

Новым также является то, что при снижении содержания серы в нефтяном сырье ниже 1,8% масс. в него добавляют дополнительно сульфидирующий агент - диметилдисульфид до увеличения содержания серы в нефтяном сырье не ниже 2,5% масс.

На чертеже изображена схема реализации способа.

Способ реализуется в следующей последовательности.

Тяжелые нефтяные остатки с установок фракционирования и/или дистилляции (не показаны) с температурой 160-180°C и содержанием серы до 6,0% масс. и/или битуминозную нефть с температурой 60-95°C и содержанием серы до 5,5% масс. по трубопроводу 1 подают на установку гидроконверсии, осуществляющую способ. При этом молибденсодержащий катализатор (Мо-катализатор, например, парамолибдат аммония) и обессоленную воду направляют по соответствующим трубопроводам 2 и 3 в смеситель 4 для получения водного раствора прекурсора с концентрацией молибдена (Мо) 5-10% масс., который направляют по линии 5 вместе с частью нефтяного сырья, охлаждаемой или нагреваемой (теплообменное оборудование не показано) до температуры выше 95°C, но не выше температуры кипения воды, по линии 6 в смеситель 7 для получения стабильной эмульсии. Температура кипения воды зависит от давления в смесителе 7 (чем выше давление, тем выше температура кипения воды) Не доведение воды до кипения в смесителе 7 практически полностью исключает вспенивание прекурсора (минимальное содержание газа) и, как следствие, получение более равномерной смеси, что дает более качественную (равномерную по всему объему) эмульсию при смешении с частью нефтяного сырья. Часть нефтяного сырья из трубопровода 1 по линии 6 отбирают в пропорции, позволяющей получить смесь плотностью при 20°C 979·040 кг/м³ и 5,5-6 рН (получено эмпирическим путем). При поступлении новой партии нефтяного сырья производят отбор его проб при помощи пробоотборника 8, результаты анализов этих проб (в том числе и по содержанию серы - S в нефтяном сырье) отправляют в блок управления А. В смесителе 7 диспергируют до получения стабильной эмульсии со средним диаметром капель не более 5 мкм, которую по линии 9 подают в нефтяное сырье. Если результаты анализа проб из пробоотборника 8 показывают, что содержание S в нефтяном сырье ниже 1,8% масс. в нефтяное сырье из дозатора 10 по сигналу с блока управления А добавляют дополнительно сульфидирующий агент - диметилдисульфид (ДМДС) до увеличения содержания серы в нефтяном сырье не ниже 2,5% масс, но не выше 6,0% масс. Содержание S в нефтяном сырье 1,8-6,0% масс. необходимо и достаточно для формирования в реакторе 11 наноразмерного молибденового катализатора. После объединения смеси Мо-катализатора и нефтяного сырья в него последовательно вводят рисайкл (остаток с температурой кипения выше 520°C и с непрореагировавшим Мо-катализатором) по линии 12 и водородсодержащий газ по линии 13 после компримирования на установке 14 (до давления 10-14 МПа) и нагрева в печи 15 (до температуры 200-350°C) с последующим направлением полученной газ-сырьевой смеси в печь 16 для нагрева до 400-450°C. Нагретая полученная смесь из печи 16 подают в реактор 11, в котором при давлении выше 10 МПа по 14,3 МПа происходит

гидрогенизация этой смеси в восходящем потоке. Как показала практика именно такое давление позволяет полностью прореагировать находящейся в составе S максимально эффективно использовать низкую концентрацию Мо-катализатора. Газо-продуктовую смесь из реактора 11 продукты реакции направляют в блок сепарации высокого давления 17, где происходит отделение продуктов реакции от водородсодержащего газа. Для очистки водородсодержащего газа в него подают тощий амин по линии 18 и промывочную обессоленную воду по линии 19. Очищенный водородсодержащий газ после смешения с подпиточным водородом на установке 14 и нагрева в печи 15 возвращается в поток перед реактором 11. Дистиллятные фракции с температурой кипения до 250°C направляются в дополнительный блок сепарации 22, остаток с температурой кипения выше 250°C, направляется в блок отпарной колонны 23. Из блока сепарации 22 после разделения выводят за пределы установки (выводят из дальнейшей обработки) по линии 24 насыщенный амин, по линии 25 - кислую воду, при этом выделившиеся фракции углеводородов (C₄-C₁₈) направляют по линии 26 в печь 27 для последующей атмосферной дистилляции в колонне 28. Из блока отпарной колонны 23 после разделения легкие фракции углеводородов (C₄-C₁₈) направляют в печь 27 колонны 28, а тяжелые фракции углеводородов (C₁₈₊) - в печь 29 для вакуумной дистилляции в колонне 30. После атмосферной дистилляции из колонны 28 отводят бензиновые фракции по линии 31 и атмосферные дизельные фракции по линии 32, а выделившиеся тяжелые фракции углеводородов по линии 33 отправляют с куба колонны 28 для смешения с тяжелыми углеводородами и подачи в печь 29 колонны 30. После вакуумной дистилляции из колонны 30 отводят углеводородные газы и пары по линии 34, вакуумные дизельные фракции по линии 35, объединенный вакуумный газоль по линии 36 и часть остатка с температурой кипения выше 520°C по линии 37, из которого и отбирается рисайкл в линию 12. На выходе из колонны 30 периодически (как минимум 1 раз в месяц) производят отбор проб остатка с температурой кипения выше 520°C при помощи пробоотборника 38, результаты анализов этих проб (в том числе и по содержанию не прореагировавшего Мо-катализатора) отправляют в блок управления Б. Если анализы проб из пробоотборника 38 показывают, увеличение непрореагировавшего Мо-катализатора, то по сигналу с блока управления Б изменяется температура (в пределах 400-450°C) и давление (в пределах выше 10 МПа по 14,3 МПа) в реакторе 11, а также количество рисайкла, направляемого по линии 12 в нефтяное сырье.

Использование в способе водородсодержащего газа с содержанием водорода не менее 80% масс. вместо чистого водорода позволяет, не снижая эффективности работы установки в целом, значительно сэкономить на сепарации и очистки водорода от других газов.

Перед началом эксплуатации во время тестового прогона и тестовых испытаниях определяют зависимости: во-первых, содержания S в нефтяном сырье от количества подаваемого ДМДС из дозатора 10; во-вторых, непрореагировавшего Мо-катализатора в

остатке от состава нефтяного сырья, количества Мо и режимов работы реактора 11, которые вносятся в блок управления Б.

Предлагаемый способ гидроконверсии нефтяного сырья позволяет расширить область применения за счет использования в качестве сырья для реализации способа добываемую битуминозную нефть с содержанием серы до 5,5% масс., а также тяжелых нефтяных остатков с содержанием серы до 6,0% масс., экономию Мо-содержащего катализатора без ухудшения свойств получаемого продукта за счет применения водного раствора прекурсора молибденсодержащего катализатора с концентрацией Мо 5-10% масс., соединяемого для получения суспензии с нефтяным сырьем при температуре не превышающей температуру кипения воды, возврата кубового остатка (рисайкла) с непрореагировавшим Мо-содержащим катализатором после вакуумной дистилляции и повышения давления выше 10 МПа по 14,3 МПа при гидрогенизации, позволяющего также более полно среагировать и вывести серосодержащие соединения из нефти.

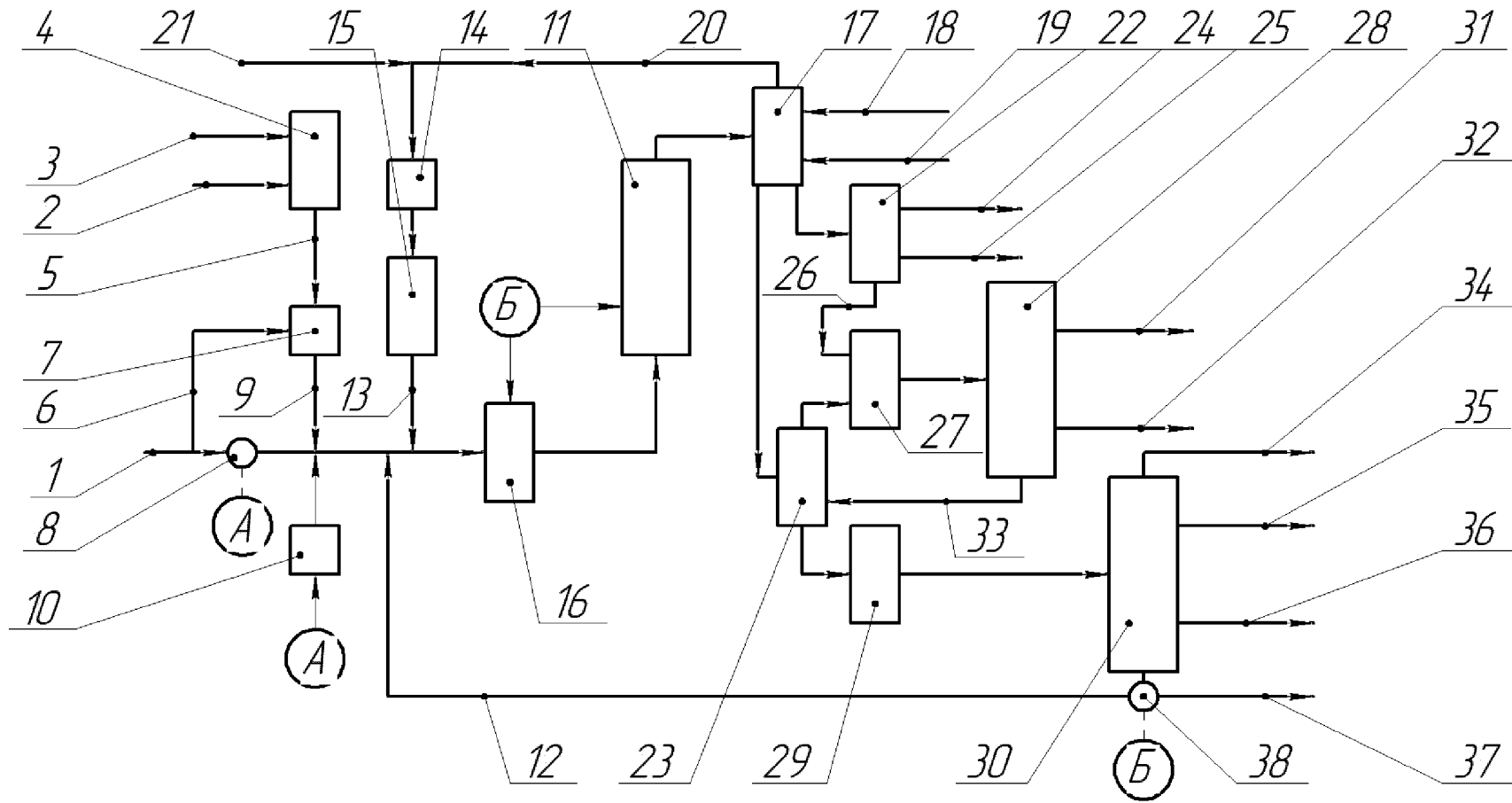
ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ гидроконверсии нефтяного сырья, включающий соединение водного раствора прекурсора молибденсодержащего катализатора соединяют с частью нефтяного сырья при температуре не менее 95°C для получения смеси, которую диспергируют до образования устойчивой эмульсии, смешиваемой с нефтяным сырьем, подаваемым в реактор, где при температуре 400-450°C и необходимом давлении проводят гидрогенизацию в восходящем потоке при смешении с приточным водородсодержащим газом с содержанием водорода не менее 80% масс., выделение из продуктов реакции дистиллятных фракций с температурой кипения до 250°C и остаток с температурой выше 250°C, который направляют на атмосферную и вакуумную дистилляцию с выделением остатка с температурой кипения выше 520°C, а рисайкл используют при смешивании со смесью нефтяного сырья и водного раствора прекурсора, *отличающийся* тем, что в качестве нефтяного сырья применяют тяжелые нефтяные остатки и битуминозную нефть с содержанием серы до 6,0% масс., водный раствор прекурсора готовят с концентрацией молибдена 5-10% масс., который соединяют с частью нефтяного сырья при температуре до температуры кипения воды, а после вакуумной дистилляции остаток с непрореагировавшим молибденсодержащим катализатором - рисайкл направляют для смешения с нефтяным сырьем и полученной эмульсией перед нагревом в реактор, работающим при необходимом давлении выше 10 МПа по 14,3 МПа, при чем продукты реакции дистиллятных фракций с температурой кипения до 250°C и остаток с температурой выше 250°C дополнительно сепарируют от водородсодержащего газа, который после аминовой очистки и смешения с подпиточным водородом возвращается в реактор, а насыщенный амин, кислую воду и кислый газ выводят из дальнейшей обработки.

2. Способ гидроконверсии нефтяного сырья по п. 1, *отличающийся* тем, что при снижении содержания серы в нефтяном сырье ниже 1,8% масс. в него добавляют дополнительно сульфидирующий агент - диметилдисульфид до увеличения содержания серы в нефтяном сырье не ниже 2,5% масс.

По доверенности

Способ гидроконверсии нефтяного сырья



Фиг.

ОТЧЕТ О ПАТЕНТНОМ ПОИСКЕ
(статья 15(3) ЕАПК и правило 42 Патентной инструкции к ЕАПК)

Номер евразийской заявки:

202391336

А. КЛАССИФИКАЦИЯ ПРЕДМЕТА ИЗОБРЕТЕНИЯ:

МПК:

C10G 47/26 (2006.01)

B01J 23/28 (2006.01)

B01J 37/04 (2006.01)

СПК:

C10G 47/26 (2013-01)

B01J 23/28 (2013-01)

B01J 35/0013 (2013-01)

B01J 37/04 (2013-01)

Б. ОБЛАСТЬ ПОИСКА:

Просмотренная документация (система классификации и индексы МПК)
C10G, B01J, B01D, B01F

Электронная база данных, использовавшаяся при поиске (название базы и, если возможно, используемые поисковые термины)
Esp@cenet, PatSearch, ЕАПАТИС, Google Patents, PATENTSCOPE

В. ДОКУМЕНТЫ, СЧИТАЮЩИЕСЯ РЕЛЕВАНТНЫМИ

Категория*	Ссылки на документы с указанием, где это возможно, релевантных частей	Относится к пункту №
A	US 2017050177 A1 (EXXONMOBIL RES & ENG CO), 23.02.2017, реферат	1
A	US 2023110405 A1 (UOP LLC), 13.04.2023, реферат	1
A	RU 2652122 C1 (ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ НАУКИ ОРДЕНА ТРУДОВОГО КРАСНОГО ЗНАМЕНИ ИНСТИТУТ НЕФТЕХИМИЧЕСКОГО СИНТЕЗА ИМ. А.В. ТОПЧИЕВА РОССИЙСКОЙ АКАДЕМИИ НАУК (ИНХС РАН)), 25.04.2018, реферат	1
A	EP 1754770 A1 (RES INST OF PETROLEUM; NTI COMPANY), 21.02.2007, реферат	1
A	RU 2671813 C1 (КУРОЧКИН АНДРЕЙ ВЛАДИСЛАВОВИЧ), 07.11.2018, реферат	1

последующие документы указаны в продолжении

* Особые категории ссылочных документов:

«А» - документ, определяющий общий уровень техники

«D» - документ, приведенный в евразийской заявке

«E» - более ранний документ, но опубликованный на дату подачи евразийской заявки или после нее

«O» - документ, относящийся к устному раскрытию, экспонированию и т.д.

"P" - документ, опубликованный до даты подачи евразийской заявки, но после даты испрашиваемого приоритета"

«Т» - более поздний документ, опубликованный после даты приоритета и приведенный для понимания изобретения

«X» - документ, имеющий наиболее близкое отношение к предмету поиска, порочащий новизну или изобретательский уровень, взятый в отдельности

«Y» - документ, имеющий наиболее близкое отношение к предмету поиска, порочащий изобретательский уровень в сочетании с другими документами той же категории

«&» - документ, являющийся патентом-аналогом

«L» - документ, приведенный в других целях

Дата проведения патентного поиска: **21/10/2023**

Уполномоченное лицо:

Начальник отдела механики,
физики и электротехники



Д.Ф. Крылов